فهرست مطالب:

پیشگفتار

مقدمه مترجم

فصل ۱ اصول کلی تصفیه بیولوژیکی:

۱-۱ مروری بر تصفیه بیولوژیکی فاضلاب

اهداف تصفیه بیولوژیکی

تعدادی از تعاریف مفید

نقش میکروارگانیسم ها در تصفیه فاضلاب

انواع فرآیندهای بیولوژیکی برای تصفیه فاضلاب

۱-۲ ترکیب وطبقه بندی میکروارگانیسم ها

اجزاء سلول

ترکیب سلول

عوامل محیطی

تشخیص و طبقه بندی میکروارگانیسم

استفاده از ابزارهای مولکولی

۱-۳ مقدمه ای بر متابولیسم میکروبی

منبع کربن و انرژی برای رشد میکروبی

نیازمندیهای عوامل رشد و مواد مغذی

۱-۴ سوخت و ساز و رشد باکتریایی

تکثیر باکتریایی

الگوی رشد باکتریایی در یک راکتور منقطع

بازده جرم سلولی و رشد باکتریایی

اندازه گیری رشد جرم سلولی

تخمین بازده جرم سلولی و نیازمندیهای اکسیژن از طریق روابط استوکیومتری

تخمین بازده جرم سلولی از طریق سوخت وساز بیولوژیکی

روابط استوکیومتری واکنشهای بیولوژیکی

بازده سنتز جرم سلولی برای شرایط مختلف رشد

بازده سنتزی در مقایسه با بازده مشاهده شده

۱-۵ سینتیکهای رشد میکروبی

اصطلاحات سینتیکهای رشد میکروبی

سرعت مصرف سوبسترای محلول

سایر روابط سرعت برای مصرف سوبسترای محلول

سرعت تولید سوبسترای محلول از مواد آلی ذره ای قابل تجزیه بیولوژیکی

سرعت رشد جرم سلولی با سوبسترای محلول
ضرایب سینتیکی برای مصرف سوبسترا و رشد جرم سلولی
سرعت جذب اکسیژن
اثرات دما
کل جامدات معلق فرار و جرم سلولی فرار
بازده جرم سلولی خالص و بازده قابل مشاهده

۶-۱ مدل سازی فرآیندهای تصفیه رشد معلق

توصیف فرآیندهای رشد معلق
موازنه جرمی بیومس
موازنه جرمی سوبسترا
تولید جامدات و غلظت جامدات مایع مخلوط
بازده قابل مشاهده
نیازمندیهای اکسیژن
پارامترهای بهره برداری و طراحی
ثبات و کارایی فرآیند
مدل سازی راکتورهای با جریان پیستونی

۷-۱ حذف سوبسترا در فرآیندهای تصفیه رشد ثابت

فلاکس سوبسترا در بیوفیلم
موازنه جرمی سوبسترا برای بیوفیلم
محدودیت های فلاکس سوبسترا

۸-۱ اکسیداسیون بیولوژیکی هوازی

توصیف فرآیند
میکروبیولوژی
روابط استوکیومتری اکسیداسیون بیولوژیکی هوازی
سینتیکهای رشد
عوامل محیطی

۹-۱ نیتریفیکاسیون بیولوژیکی

توصیف فرآیند
میکروبیولوژی
روابط استوکیومتری نیتریفیکاسیون بیولوژیکی
سینتیکهای رشد
عوامل محیطی

۱۰-۱ دنیتریفیکاسیون بیولوژیکی

توصیف فرآیند
میکروبیولوژی
روابط استوکیومتری دنیتریفیکاسیون بیولوژیکی
سینتیکهای رشد
عوامل محیطی

۱۱-۱ حذف بیولوژیکی فسفر

توصیف فرآیند
میکروبیولوژی
روابط استوکیومتری حذف بیولوژیکی فسفر
سینتیکهای رشد
عوامل محیطی

۱۲-۱ اکسیداسیون و تخمیر بی هوازی

توصیف فرآیند
میکروبیولوژی
روابط استوکیومتری اکسیداسیون و تخمیر بی هوازی
سینتیکهای رشد
عوامل محیطی

۱۳-۱ حذف بیولوژیکی مواد مقاوم و سمی

ترکیبات آلی
توسعه روشهای تصفیه بیولوژیکی
تجزیه بی هوازی
تجزیه بیولوژیکی هوازی
حذف ترکیبات ناشی از عوامل غیر بیولوژیک
مدل سازی حذف ترکیبات بصورت بیولوژیکی و غیر بیولوژیکی

۱۴-۱ حذف بیولوژیکی فلزات سنگین

مسائل و پرسشهای تشریحی

منابع

با تجزیه و تحلیل و کنترل زیست محیطی مناسب می توان تقریباً همه انواع فاضلابهایی را که از مواد قابل تجزیه بیولوژیکی تشکیل شده است به روش بیولوژیکی تصفیه نمود. بنابراین، برای مهندس محیط زیست ضروری است تا مشخصات هر فرآیند را برای اطمینان از بوجود آمدن محیط مناسب و کنترل مؤثر شناسایی کند. اهداف کلی این بخش عبارت است از : ۱) فراهم کردن اطلاعات پایه و اساسی راجع به میکروارگانیسم هایی که در تصفیه فاضلاب بکار می روند. ۲) بیان کاربرد اصول

فرآیندهای بیولوژیکی برای تصفیه زیستی فاضلاب . اطلاعات حاضر در این بخش، مطالب لازم و ضروری پایه را که برای طراحی فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی در فصلهای ۲ تا ۴ لازم است ارائه می کند. به منظور محاسبه آسان، غلظت ها در بخش ۲ ، ۳ ، ۴ و این بخش برحسب g/m^3 به جای mg/l بیان شده است؛ زیرا دبی جریان برحسب m^3/s یا m^3/d می باشد. اصول تصفیه بیولوژیکی که در هفت قسمت ابتدایی این فصل آمده است؛ عبارتند از : ۱) مروری بر تصفیه بیولوژیکی فاضلاب ۲) ترکیب و طبقه بندی میکروارگانیسم هایی که در تصفیه فاضلاب بکار می رود ۳) مقدمه ای بر جنبه های مهم متابولیسم میکروبی ۴) سوخت و ساز و رشد باکتریایی ۵) سینتیک رشد میکروبی ۶) مدل سازی فرآیندهای تصفیه رشد معلق ۷) مدل سازی فرآیندهای تصفیه رشد ثابت. پس از بیان اصول کلی، در هفت بخش باقیمانده، مقدمه ای در رابطه با طبقه بندی عمومی فرآیندهای بیولوژیکی مورد استفاده برای تصفیه فاضلاب بیان می شود. عناوین بیان شده عبارتند از: ۱) اکسیداسیون هوازی ۲) نیتریفیکاسیون بیولوژیکی ۳) دنیتریفیکاسیون بیولوژیکی ۴) حذف بیولوژیکی فسفر ۵) اکسیداسیون بی هوازی ۶) حذف بیولوژیکی ترکیبات آلی مقاوم و سمی ۷) حذف بیولوژیکی فلزات سنگین.

۱-۱ مروری بر تصفیه بیولوژیکی فاضلاب

در این قسمت، اهداف تصفیه بیولوژیکی، بعضی از تعاریف مفید مرتبط با آن، نقش میکروارگانیسم ها در تصفیه بیولوژیکی فاضلاب و فرآیندهای بیولوژیکی مورد استفاده در تصفیه فاضلاب مطرح شده است و تصویر کلی از مطالب ارائه شده در این بخش را فراهم می‌کند.

اهداف تصفیه بیولوژیکی

اهداف کلی تصفیه بیولوژیکی فاضلاب شهری عبارتند از: ۱) تبدیل (مانند اکسیداسیون) مواد قابل تجزیه بیولوژیکی کلوئیدی و محلول به محصولات نهایی قابل پذیرش ۲) به دام انداختن و ترکیب مواد جامد کلوئیدی و معلق غیر قابل ته نشینی به فلاک های بیولوژیکی یا بیوفیلم ۳) تبدیل یا حذف مواد مغذی مانند فسفر و نیتروژن ۴) در بعضی موارد حذف ترکیبات آلی خاص جزئی.

در فاضلابهای صنعتی هدف، حذف یا کاهش ترکیبات آلی و غیر آلی است. بدلیل اینکه تعدادی از ترکیبات مواد موجود در فاضلاب صنعتی برای میکروارگانیسم ها سمی است، ممکن است پیش تصفیه قبل از تخلیه به سیستم جمع آوری فاضلاب شهری لازم باشد. در فاضلابهای برگشتی کشاورزی هدف، حذف مواد مغذی مخصوصاً نیتروژن و فسفر است که می تواند باعث تحریک رشد گیاهان آبزی شود. نمودار جریان کلی فرآیندهای مختلف تصفیه فاضلاب شهری توسط فرآیندهای بیولوژیکی در شکل ۱-۱ نشان داده شده است.

تعدادی از تعاریف مفید

واژه های عمومی بکار رفته در زمینه تصفیه بیولوژیکی فاضلاب و تعاریف آنها در جدول ۱-۱ آمده است. همه عناوین حاضر در جدول ۱-۱ با جزئیات بیشتر در ادامه این بخش و در بخشهای ۲ ، ۳ و ۴

بحث شده است. ۵ واژه ابتدایی در جدول ۱-۱ به فعالیتهای متابولیکی فرآینـدها اشـاره مـی کنـد. بـر مبنای گزارشات، فرآیندهای کلی مورد استفاده برای تصفیه بیولـوژیکی فاضـلاب را مـی تـوان از نظـر عملکرد متابولیکی آنها به فرآیندهای هوازی، فرآیندهای بی هوازی، فرآیندهای انوکسیک، فرآینـدهای اختیاری و فرآینـدهای مرکـب تقـسیم بنـدی کـرد. اصـطلاحات مـورد اسـتفاده بـرای توصـیف انـواع فرآیندهای تصفیه در قسمت دوم جدول ۱-۱ ذکر شده است. فرآینـدهای کلـی مـورد اسـتفاده بـرای تصفیه فاضلاب به انواع رشد معلق، رشد ثابت و ترکیبی از رشد معلـق و چـسبیده طبقـه بنـدی شـده است. بخش سوم اصطلاحات، توصیف کننده انواع مختلف عملیاتهای تصفیه می باشد.

نقش میکروارگانیسم ها در تصفیه فاضلاب

حذف BOD کربنه ذره ای و محلول و تثبیت مواد آلی موجود در فاضلاب با استفاده از انواع مختلـف میکروارگانیسم ها مخصوصاً باکتریها به روش بیولوژیکی انجام می شود. برای اکـسید کـردن (تبـدیل) مواد آلی کربنه ذره ای و محلول به محصولات ساده نهایی و بیومس اضافی همانطور که در رابطـه زیـر برای اکسیداسیون بیولوژیکی هوازی مواد آلی نشان داده شده است، از میکروارگانیسم ها استفاده مـی شود .

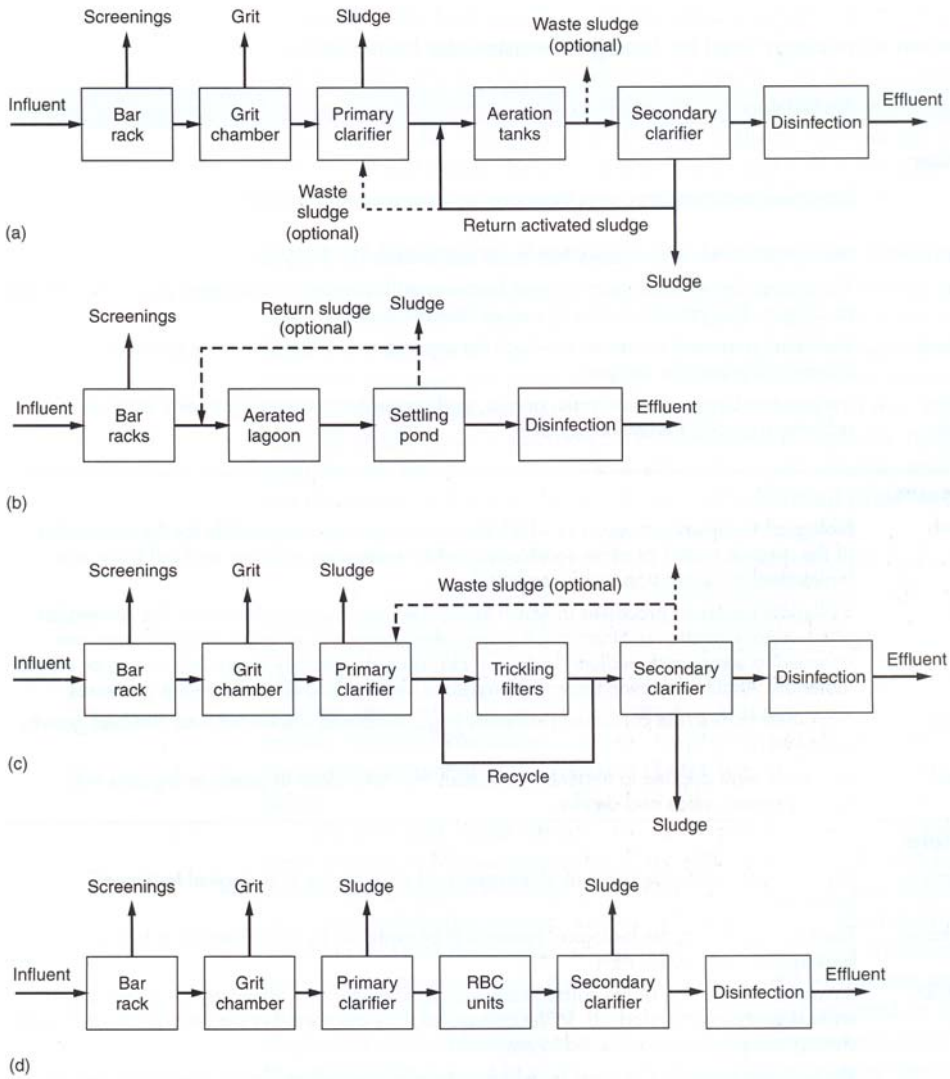
$$\nu_1(\text{organicmaterial}) + \nu_2 O_2 + \nu_3 NH_3 + \nu_4 PO_4^{3-} \xrightarrow{microorganisms} v_5(newcells) + v_6 CO_2 + v_7 H_2O \qquad (1-1)$$

ν_i = ضریب استوکیومتری, مطابق آنچه قبلاً در پاراگراف ۶-۴ از بخش۴ تعریف شد.

در رابطه ۱-۱ ، اکسیژن(O_2), آمونیاک (NH_3), فسفات (PO_4^{3-}) برای بیان مواد مغذی مـورد نیـاز در تبدیل مواد آلی به محصولات نهایی ساده اسـتفاده شـده اسـت (ماننـد دی اکـسید کـربن و آب). عبارت نشان داده شده در بالای فلش برای نشان دادن این واقعیت است که میکروارگانیسم برای انجام اکسیداسیون مورد نیاز می باشد. عبارت سلول های جدید برای بیـان بیـومس تولیـد شـده در نتیجـه اکسیداسیون مواد آلی ذکر شده است. میکروارگانیسم ها همچنـین بـرای حـذف نیتـروژن و فـسفر در فرآیندهای تصفیه فاضلاب مورد استفاده قرار می گیرند.

باکتریهای خاصی قادر به اکسیداسیون آمونیاک بـه نیتریـت و نیتـرات (نیتریفیکاسـیون) هـستند؛ در حالیکه سایر باکتریها می توانند نیتروژن اکسید شده را به نیتروژن گازی احیا کنند. برای حذف فسفر, فرآیندهای بیولوژیکی طوری قرار گرفته است که رشد باکتریهـایی بـا توانـایی ذخیـره و جـذب حجـم زیادی از فسفر غیر آلی را انجام دهد.

شکل ۱-۱ دیاگرام متداول جریان (ساده شده) برای فرآیندهای بیولـوژیکی مـورد اسـتفاده در تـصفیه فاضـلاب: الـف) فرآیند لجن فعال ب) لاگونهای هوادهی ج)صافیهای چکنده د)تماس دهنده های بیولوژیکی چرخان



جدول ۱-۱ تعاریف اصلاحات عمومی مورد استفاده در تصفیه بیولوژیکی فاضلاب (کریتس و چوبانوگلاس ۱۹۹۸) :

اصطلاح	تعریف
نوع متابولیسم	
فرآیندهای هوازی	فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی که در حضور اکسیژن اتفاق می افتد
فرآیندهای بی هوازی	فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی که در غیاب اکسیژن اتفاق می افتد.
فرآیندهای انوکسیک	فرآیندی که نیتروژن نیتراته را در غیاب اکسیژن به روش بیولوژیکی به گاز نیتروژن تبدیل می کند. این فرآیند همچنین تحت عنوان دنیتریفیکاسیون شناخته شده است.
فرآیندهای اختیاری	فرآیند تصفیه بیولوژیکی که ارگانیسم ها می توانند در حضور یا غیاب اکسیژن مولکولی فعالیت کنند
فرآیند ترکیبی هوازی /انوکسیک/ بی هوازی	ترکیب مختلفی از فرآیندهای بی هوازی ، هوازی ، انوکسیک که به منظور دستیابی به هدف خاصی در یک گروه با هم می باشند.
فرآیندهای تصفیه	
فرآیندهای رشد معلق	فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی که میکروارگانیسم های مسئول تبدیل مواد آلی یا سایر مواد فاضلاب به گاز و مواد سلولی بصورت معلق در مایع نگهداری می شود.
فرآیندهای رشد چسبیده	فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی که میکروارگانیسم های مسئول تبدیل مواد آلی و دیگر ترکیبات فاضلاب به گاز و جرم سلولی می باشند ، به برخی از مواد خنثی مانند سنگ، فلز (سرباره) یا بویژه مواد پلاستیکی و سرامیکی طراحی شده می چسبند . فرآیندهای تصفیه رشد چسبیده، بعنوان فرآیند فیلم ثابت هم

	شناخته شده است.
فرآیندهای ترکیبی	عنوانی مورد استفاده برای توصیف فرآیندهای ترکیبی می باشد(مانند ترکیب فرآیندهای رشد معلق و چسبیده)
فرآیندهای لاگونی	عنوان عمومی بکار برده شده برای فرآیندهای تصفیه که در استخرها یا لاگونهایی با عمقها و نسبتهای هندسی مختلف ،استفاده می گردد.
نوع تصفیه	
حذف بیولوژیکی مواد مغذی	عنوان کاربردی برای حذف فسفر و نیتروژن در فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی
حذف بیولوژیکی فسفر	اصطلاح کاربردی برای حذف فسفر بروش بیولوژیکی بوسیله تجمع فسفر در جرم سلولی وجداسازی مواد معلق
حذف BOD کربنه	تبدیل بیولوژیکی مواد آلی کربناته موجود در فاضلاب به جرم سلولی و محصولات نهایی گازی مختلف. در این تبدیل،فرض می شود که شکل های مختلف نیتروژن موجود در فاضلاب ، به آمونیاک تبدیل می شود.
نیتریفیکاسیون	فرآیند بیولوژیکی دو مرحله ای که در ابتدا آمونیاک به نیتریت و سپس به نیترات تبدیل می شود.
دنیتریفیکاسیون	فرآیند بیولوژیکی که طی آن، نیترات به نیتروژن و محصولات نهایی گازی دیگر احیا می شود.
تثبیت	فرآیندهای بیولوژیکی که در آن، مواد آلی موجود در لجن حاصل از تصفیه اولیه و لجن حاصل از تصفیه بیولوژیکی عمدتاً با تبدیل به گاز و جرم سلولی تثبیت می شوند. بسته به اینکه، فرآیند تثبیت تحت شرایط هوازی یا بی هوازی انجام شود، فرآیند به عنوان هضم هوازی یا بی هوازی، شناخته می شود.
سوبسترا	عنوان مورد استفاده برای اشاره به مواد آلی یا مغذی که در تصفیه بیولوژیکی تجزیه می شوند یا در تصفیه بیولوژیکی بعنوان محدود کننده می باشند. برای مثال مواد آلی کربناته در فاضلاب بعنوان سوبسترایی است که در طی تصفیه بیولوژیکی تجزیه می شود.

بدلیل اینکه بیومس، جرم مخصوص کمی بیشتر نسبت به آب دارد، با ته نشینی ثقلی از مایع تصفیه شده جدا می‌شود. نکته قابل توجه این است که به جز در مواردی که جرم سلولی تولید شده از مواد آلی بصورت دوره ای حذف می شود، تصفیه بطور کامل انجام نشده است؛ زیرا خود آن ماده آلی به منزله BOD در پساب خروجی اندازه گیری می شود. بدون حذف بیومس از مایع تصفیه شده تنها تصفیه ای که صورت گرفته است در ارتباط با اکسیداسیون باکتریایی بخشی از مواد آلی از حالت اولیه خود می باشد.

انواع فرآیندهای بیولوژیکی برای تصفیه فاضلاب

فرآیندهای بیولوژیکی کلی مورد استفاده برای تصفیه فاضلاب را می توان به دو گروه اصلی تقسیم کرد: رشد معلق و رشد چسبیده (یا بیوفیلم)(جدول ۱-۱ را مشاهده کنید). کاربردهای متداول فرآیندی برای فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی نوع معلق و چسبیده به همراه فرآیندهای دیگر تصفیه در جدول ۳-۱ ذکر شده است. بهره برداری و طراحی موفق فرآیندها که در جدول ۳-۱ بیان شده است، به شناسایی انواع میکروارگانیسم ها، واکنشهای خاصی که آنها انجام می دهند، عوامل محیطی که بر عملکرد آنها اثر می گذارد، نیازهای غذایی و سینتیک واکنش آنها نیاز دارد. این موضوعات در قسمتهای بعدی مورد توجه قرار گرفته است.

فرآیندهای رشد معلق

میکروارگانیسم هایی مسئول تصفیه در فرآیندهای رشد معلق با روشهای اختلاط مناسب بصورت معلق در مایع نگهداری می شوند. بسیاری از فرآیندهای رشد معلق مورد استفاده در تصفیه فاضلاب شهری و صنعتی با غلظت اکسیژن محلول زیاد(هوازی) بهره برداری می گردند. اما راکتورهای رشد

معلق بی هوازی(بدون حضور اکسیژن) نیز در بعضی از مواقع مورد استفاده قرار می گیرند مانند فاضلابهای صنعتی با غلظت مواد آلی زیاد یا لجن های آلی. مرسوم ترین فرآیند رشد معلق مورد استفاده برای تصفیه فاضلاب شهری، فرآیند لجن فعال است که در شکل ۲-۱ نشان داده شده و در زیر بحث شده است.

کلارک و گیج(متکف و ادی، ۱۹۳۰) فرآیند لجن فعال را در سال ۱۹۱۳ در موسسه تحقیقاتی لاورنس در شهر ماساچوست مطرح نمودند و این فرآیند در کارگاه شبکه جمع آوری منچستر در شهر منچستر انگلیس توسط آردن و لاکت (۱۹۱۴) مورد استفاده قرار گرفت. علت نامگذاری فرآیند لجن فعال، تولید جرم فعالی از میکروارگانیسم ها است که قادر به تثبیت مواد زائد تحت شرایط هوازی است. در تانک هوادهی، زمان تماس برای اختلاط و هوادهی فاضلاب ورودی با سوسپانسیون میکروبی فراهم می شود که معمولاً تحت عنوان جامدات معلق مایع مخلوط[1](MLSS) یا جامدات معلق فرار مایع مخلوط[2](MLVSS) نامیده می شود. تجهیزات مکانیکی برای اختلاط و انتقال اکسیژن به داخل فرآیند بکار می رود. سپس مایع مخلوط شده به یک زلال ساز وارد می شود. سوسپانسیون میکروبی در زلال ساز ته نشین شده و تغلیظ می گردد.

بیومس ته نشین شده که به دلیل حضور میکروارگانیسم های فعال بعنوان لجن فعال نامیده می شود، به حوض هوادهی برگشت داده می شود تا تجزیه بیولوژیکی مواد آلی پساب ورودی را ادامه دهد همزمان با وقتی که فرآیند، بیومس اضافی تولید می کند و با مواد غیر قابل تجزیه بیولوژیکی موجود در فاضلاب ورودی در طول زمان جمع شد، بخشی از لجن تغلیظ شده بصورت روزانه یا بصورت دوره ای حذف می شود. اگر جامدات تجمع یافته حذف نشود، سرانجام آنها به خروجی سیستم وارد می شوند. در فرآیند لجن فعال، ذرات فلاک در اندازه ۲۰۰-۵۰ میکرون تشکیل می‌شود که با ته نشینی ثقلی، حذف و مایع نسبتاً زلال بعنوان پساب خروجی تصفیه شده خارج می‌شود. در مرحله زلال سازی معمولاً بیش از ۹۹ درصد جامدات معلق حذف می‌شود. مشخصات و انواع روشهای تغلیظ ذرات لخته ای بر عملکرد و طراحی زلال ساز تاثیرگذار است.

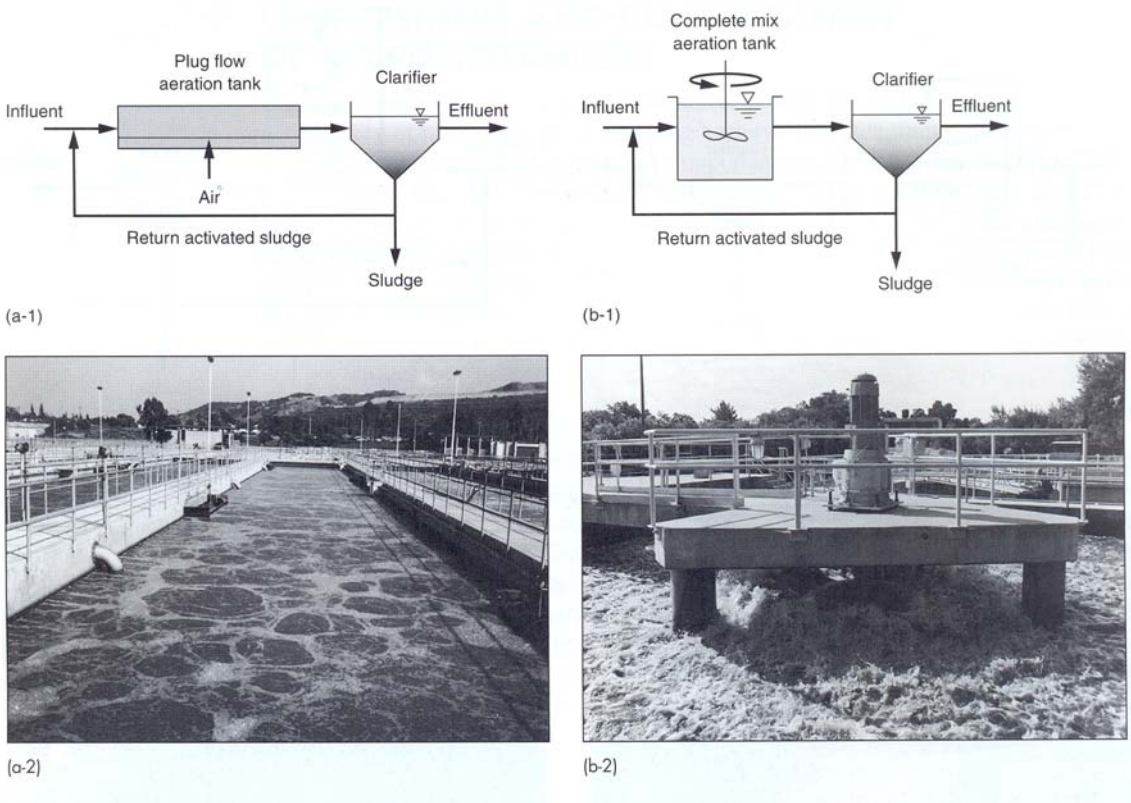
[1] .Mixed liquor suspended solids
[2] .Mixed liquor volatile suspended solids

جدول ۲-۱ فرآیندهای بیولوژیکی مهم مورد استفاده در تصفیه فاضلاب (چوبانوگلاس و اسکرودر ۱۹۸۵) :

نوع	نام متداول	کاربرد
فرآیندهای هوازی		
رشد معلق	فرآیند لجن فعال	حذف BODکربنه ، نیتریفیکاسیون
	لاگونهای هوادهی	حذف BODکربنه ، نیتریفیکاسیون
	هاضم هوازی	حذف BODکربنه ، تثبیت
رشد ثابت	صافیهای چکنده	حذف BODکربنه ، نیتریفیکاسیون
	تماس دهنده بیولوژیکی چرخان[1]	حذف BODکربنه ، نیتریفیکاسیون
	راکتورهای بستر آکنده[2]	حذف BODکربنه ، نیتریفیکاسیون
فرآینـــــدهای هیبریـــــدی (ترکیبی) رشد ثابت و معلق	صافی چکنده/ لجن فعال	حذف BODکربنه ، نیتریفیکاسیون
فرآیندهای انوکسیک		
رشد معلق	دنیتریفیکاسیون رشد معلق	دنیتریفیکاسیون
رشد ثابت	دنیتریفیکاسیون رشد ثابت	دنیتریفیکاسیون
فرآیندهای بی هوازی		
رشد معلق	فرآیندهای تماس بی هوازی	حذف BODکربناته
	هاضم بی هوازی	تثبیت ، تجزیه جامدات ، حذف پاتوژن
رشد ثابت	بستر سیال و آکنده بی هوازی	حذف BODکربنه ، تثبیت لجن ، دنیترفیکاسیون
لایه لجن	لایه لجن بی هوازی با جریان رو به بالا	حذف BODکربنه ، بویژه لجن با غلظت زیاد
ترکیبی	لایه لجن با جریان رو به بالا / رشدثابت	حذف BOD کربنه
فرآینـــــدهای ترکیبـــــی هوازی، انوکسیک و بـــی هوازی		
رشد معلق	فرآیندهای چند مرحله ای یا تک مرحله ای ، فرآیندهای مختلف انحصاری	حذف BODکربنه ، نیتریفیکاسـیون ، دنیتریفیکاسـیون و حذف فسفر
ترکیبی	فرآیندهای چند مرحله ای یا تک مرحله ای همراه با بستر برای رشد ثابت	حذف BODکربنه ، نیتریفیکاسـیون ، دنیتریفیکاسـیون و حذف فسفر
فرآیندهای لاگون		
لاگونهای هوازی	لاگونهای هوازی	حذف BODکربنه
لاگونهای تکمیلی (ثالث)	لاگونهای تکمیلی (ثالث)	حذف BODکربنه ، نیتریفیکاسیون
لاگونهای اختیاری	لاگونهای اختیاری	حذف BODکربنه
لاگونهای بی هوازی	لاگونهای بی هوازی	حذف BODکربنه ، تثبیت لجن

[1] . Rotating biological contactor
[2] .Packed bed

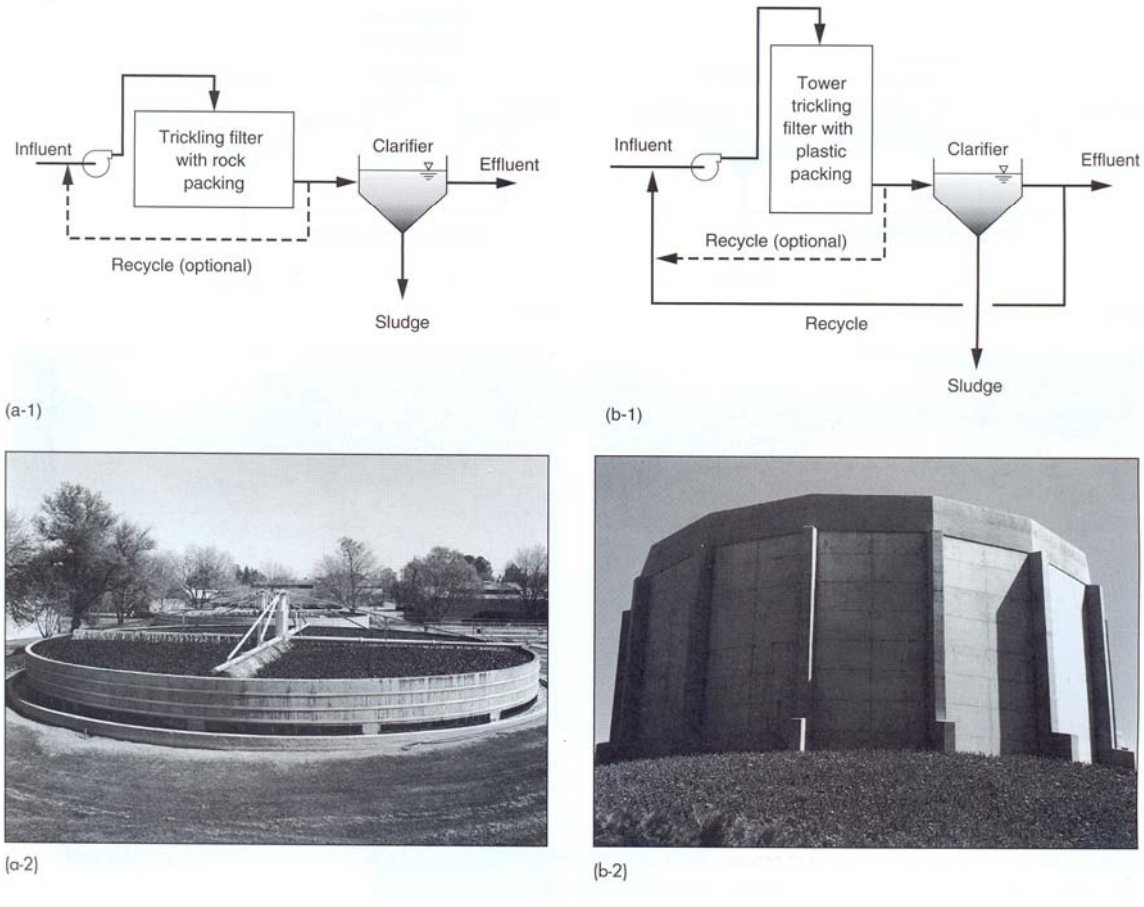
شکل ۲-۱ دیاگرام فرآیند تصفیه بیولوژیکی رشد معلق (الف-۱) و تصویر (الف-۲) فرآیند لجن فعال با جریان پیستونی و نمودار(ب-۱) و تصویر(ب-۲) فرآیند لجن فعال با اختلال کامل



فرآیندهای رشد ثابت: در فرآیندهای رشد ثابت، میکروارگانیسم های مسئول تجزیه مواد آلی یا مواد مغذی به مواد بستر ثابت می چسبد. مواد آلی و مغذی با عبور از جرم سلولی ثابت که به عنوان بیوفیلم نیز شناخته شده است، حذف می شود. مواد بستر که در فرآیند رشد چسبیده بکار می رود شامل سنگ، شن، فلز(سرباره)، ماسه، چوب صنوبر و انواع مختلف پلاستیک و مواد مصنوعی دیگر می باشد. همچنین فرآیندهای رشد ثابت می توانند بصورت هوازی یا بی هوازی بهره برداری شوند. مواد بستر می تواند در مایع بصورت کاملاً مستغرق یا غیر مستغرق باشد و با هوا یا گاز در بالای لایه مایع بیوفیلم قرار گیرد. صافی چکنده، مرسوم ترین فرآیند رشد چسبیده هوازی مورد استفاده است و فاضلاب از سطح بالای محفظه حاوی مواد بستر غیر مستغرق توزیع می شود(شکل ۳-۱ را ببینید). از نظر تاریخی، سنگ بطور متداول تری برای مواد بستر صافی چکنده با ارتفاعی در محدوده ۲-۱/۲۵ (۶-۴ فوت) استفاده شده است. بیشتر صافی های چکنده جدید در محدوده ارتفاع ۱۰-۵ متر (۳۲-۱۶ فوت) متغیر می باشند و با مواد بستر پلاستیکی برای چسبیدن فیلم بیولوژیکی پر شده است. مواد بستر پلاستیکی طوری طراحی می شوند که تقریباً ۹۵-۹۰ درصد حجم ستون خالی است. اکسیژن

لازم برای رشد میکروارگانیسم های چسبیده به بیوفیلم با چرخش هوا در فضای خالی، تهویه طبیعی یا دمنده های هوا فراهم می شود.

فاضلاب ورودی از بالای بستر آکنده توزیع می شود و بصورت یک لایه مایع غیریکنواخت بالای فیلم بیولوژیکی ثابت جریان می یابد. جرم سلولی اضافی بصورت دوره ای از لایه ثابت جدا می شود و برای جداسازی جامدات از مایع نیاز به زلال سازی می باشد تا پساب خروجی با غلظت جامدات معلق قابل قبول ایجاد شود. جامدات در ته زلال ساز جمع و برای پردازش لجن دفعی انتقال داده می شود.

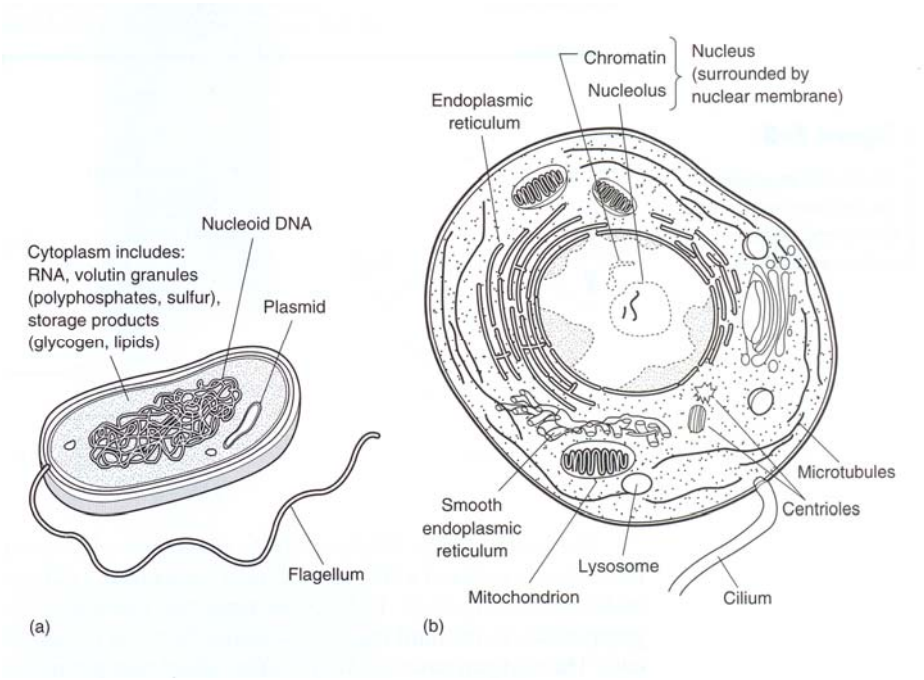


شکل ۳-۱ فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی رشد ثابت: نمودار (الف-۱) و تصویر(الف-۲)صافی چکنده با بستر سنگی ونمودار (ب-۱) وتصویر(ب-۲) صافی چکنده برجی با بستر پلاستیکی(شکل ۱۵-۱ب رابببینید). صافی برجی شکل، ۱۰ متر ارتفاع و ۵۰ متر قطر دارد.

۲-۱ ترکیب و طبقه بندی میکروارگانیسم ها

فرآیندهای بیولوژیکی تصفیه فاضلاب شامل جمعیت مخلوطی از میکروارگانیسم ها با تنوع گسترده است و باکتری، پروتوزوئر، قارچ، روتیفرها و احتمالاً جلبک ها را در بر می گیرد. مشخصات کلی و نقش مهم این ارگانیسم ها در بخش ۲(متکف) توضیح داده شده است. در مواردی، اهداف تصفیه

بیولوژیکی با حضور گونه های خاصی از میکروارگانیسم صورت می گیرد. برای فراهم شدن درک اساسی از طبیعت میکروارگانیسم ها، مفاهیم زیر در این قسمت بیان شده است: ۱) اجزای سلولی ۲) ترکیب سلول ۳) عوامل محیطی موثر بر فعالیت میکروبی ۴) روشهای مورد استفاده برای تشخیص و طبقه بندی میکروارگانیسم ها. تاکید اصلی در این قسمت بر روی پروکاریوت ها بدلیل نقش مهم آنها در تصفیه بیولوژیکی فاضلاب است.

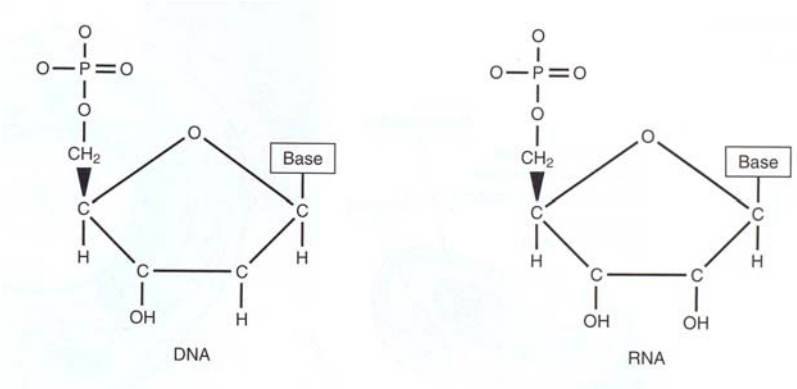


شکل۴-۱ ساختار معمول داخل سلولها: الف) پروکاریوت ب) اوکاریوت

اجزاء سلولی

اجزاء مهم سلولهای پروکاریوت و عملکرد آنها در شکل ۴-۱الف ارائه و در جدول ۳-۱ توضیح داده شده است. سلولهای یوکاریوتی در شکل ۴-۱ب نشان داده شده است. اجزاء اصلی مرتبط با اطلاعات ژنتیکی سلول و تولید آنزیم های خاص که توانایی میکروارگانیسم را در تصفیه فاضلاب تعیین می کند شامل اسید دی اکسی ریبو نوکلئیک(DNA) و ریبوزومها می باشد. ریبوزومها محل تولید پروتئین هستند که برای تولید آنزیم ضروری است. DNA اطلاعات ژنتیکی لازم برای تعیین ساختار پروتئین سنتز شده را فراهم می کند. برای درک چگونگی عملکرد DNA برای ساخت پروتئینهای سلولی، ساختار DNA ، توالی نوکلئوتیدها، ساختار و نقش RNA بیان شده است. اسیدهای نوکلئیک، DNA و RNA از یکسری نوکلئوتید تشکیل شده است. هر نوکلئوتید شامل یک ترکیب قندی ۵ کربنه، یک باز نیتروژنه و یک مولکول فسفات می باشد(شکل ۵-۱ را ببینید). برای تشکیل زنجیره نوکلئوتید RNA یا DNA ، گروه فسفات به سومین کربن (در جهت ساعت از پیوند

اکسیژن) مولکول قندی متصل می شود. بازهای نیتروژنه در DNA می توانند یکی از ۴ ترکیب پریمیدینی یا پورینی شامل سیتوزین(C)، تیمین(T)، آدنین(A) و گوانین(G) باشد.



شکل۵-۱ ساختار نوکلئوتیدی DNA و RNA :

جدول ۳-۱ توصیف اجزاء سلولی باکتری

اجزای سلولی	عملکرد
دیواره سلولی	نیروی لازم برای نگهداری شکل سلول را فراهم می کند و از غشاء سلولی حفاظت می کند. تعدادی از باکتریها می توانند یک لایه پلی ساکارید ضخیم در بیرون لایه سلولی تشکیل دهند که کپسول یا لایه موکوئیدی[1] نامیده می شود.
غشاء سلولی	کنترل عبور مواد مغذی و آلی محلول به داخل سلول و مواد زائد و محصولات سوخت و ساز را به بیرون سلول بر عهده دارد.
سیتوپلاسم	شامل مواد سلولی است که عملیات سلولی را انجام می دهند که حاوی آب ، مواد مغذی ، آنزیم ها ، ریبوزوم و مولکولهای آلی کوچک است.
غشاء سیتوپلاسمی	شامل مواد ذخیره ای است که می تواند کربن ، مواد مغذی یا انرژی را فراهم کند . اینها ممکن است ترکیبات کربوهیدراته مانند پلی هیدروکسی بوتیرات یا گلیکوژن ، پلی فسفات ، لیپیدها و گرانول های سولفور باشد.
DNA	یک مولکول مارپیچ شکل دو رشته ای است که شامل اطلاعات ژنتیکی برای تعیین نوع پروتئین سلول و آنزیم های تولیدی است .
DNA پلاسمید	مولکولهای دایره ای کوچک DNA که می تواند مشخصات ژنتیکی باکتری را مشخص کند.
ریبوزوم	ذراتی در سیتوپلاسم است که از RNA و پروتئین تشکیل می شوند و مکانهایی برای تولید پروتئین می باشند.
تاژک	ساختار مویی شکل پروتئینی است که از غشاء سیتوپلاسمی در طولهای مختلف از سلول باکتری بوجود می آید و با چرخش با سرعت بالا باعث حرکت می شود.
پیلی و fimbrae	ساختار مویی شکل پروتئینی کوچکی است (پیلی طولانی تر است) که باکتری را قادر می سازد تا به سطح بچسبد ، پیلی همچنین ، باکتری را قادر می سازد تا به هر چیز دیگر متصل شود.

[1] .Slime layer

برای RNA نیز، چهار باز نیتروژن شامل آدنین، سیتوزین، گوانین و تیمین که جایگزین اوراسیل شده است وجود دارد. DNA ساختار دو رشته ای مارپیچ با پیوندهایی بین بازهای نیتروژن هر رشته دارد. اتصال بازها تنها بین G وC و A وT صورت می‌گیرد. RNA یک رشته واحدی از زنجیره نوکلئوتیدی از ترکیبات مختلف A و C و G و U می باشد. زنجیره نوکلئوتیدی درDNA شامل کدهای ژنتیکی لازم برای سلول است که پروتئین خاص و نوع آنزیم تولید شده توسط باکتری را مشخص می کند. تعداد نوکلئوتیدها در DNA خیلی زیاد است و اندازه مولکول DNA بصورت تعداد هزاران باز نوکلئوتیدی(کیلوباز) بازای هر مولکول تعریف می شود. باکتری اشرشیاکلی ۴/۷ میلیون نوکلئوتید در هر رشته DNA یا ۴۷۰۰ جفت کیلوباز دارد.

تجلی ژنوم[1] همانطور که در شکل ۶-۱ توضیح داده شده است، شامل نسخه برداری و ترجمه از یک بخش (ژن) DNA و ایجاد یک پروتئین خاص می‌باشد. اولین مرحله در این فرآیند، نسخه برداری است که بخش کوچکی از DNA بصورت یک رشته، باز شده و RNA تک رشته ای تشکیل می شود. این کار بوسیله جفت شدن باز مکمل بازهای نیتروژنی در نوکلئوتیدهای DNA صورت می گیرد. برای مثال آدنین DNA دو رشته ای با اوراسیل و درmRNA گوانین با سیتوزین. نوع نوکلئوتیدها در mRNA ، تعیین کننده نوع آمینواسیدهایی که پلی پپتید را تشکیل می دهند و ساختار پروتئینی تولیدی است.

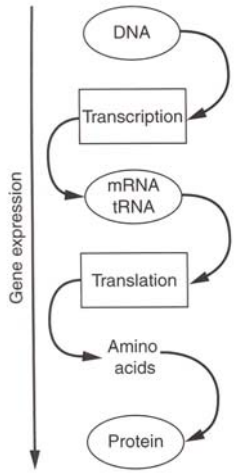
پس از نسخه برداری، ترجمه mRNA در ریبوزوم بوسیله tRNA انجام می شود. هر نوکلئوتید بر روی mRNA بصورت متوالی بوسیله جفت بازهای مکمل با tRNA در ریبوزوم جفت می شود. tRNA شامل سه نوکلئوتید است که یک اسید آمینه خاص را انتخاب می کند. سه توالی نوکلئوتیدی در mRNA ، کدون نامیده می‌شود. در واقع هر کدون برای یک اسید آمینه خاص انتخاب می شود. برای هر یک از ۲۱ اسید آمینه احتمالی که در سلول زنده یافت می شود، بیش از یک کدون وجود دارد. بنابراین طول و توالی نوکلئوتید بیان شده در DNA ، ژنی را ارائه می کند که نوع پروتئین خاص تشکیل شده را مشخص می کند. بدلیل اینکه پروتئین یک جزء ضروری آنزیم های سلولی است، بنابراین ترکیب ژنی DNA عملکرد سلول و توانایی تجزیه ای آن را مشخص می کند. به منظور آشنایی بیشتر با بیان ژنها، تحقیقات مادیگان و همکارانش(۲۰۰۰) را مطالعه کنید. توانایی متابولیکی میکروارگانیسم در تصفیه فاضلاب را آنزیمهای سلولی با ماهیت پروتئینی و یک کوفاکتور مانند یون فلزی(مثلاً روی آهن، مس، منگنز یا نیکل) تعیین می کند.

آنزیمها، مولکولهای آلی بزرگ با وزن مولکولی در محدوده ۱۰۰۰۰۰۰-۱۰۰۰۰ می باشند. آنزیم ها، واکنش های ضروری بیولوژیکی مانند هیدرولیز، واکنشهای اکسید و احیاء و واکنشهای سنتز سلولی را در فعالیتهای سلولی کاتالیز می کنند. سلول ممکن است همچنین، آنزیمهایی را برای فعالیتهای بیرون از دیواره سلولی تولید کند (آنزیم های خارج سلولی). یک مثال از عملکرد آنزیمهای خارج سلولی عبارت است از هیدرولیز ذرات و مولکولهای بزرگ بطوریکه مواد بتوانند از میان غشاء سلولی برای استفاده سلول عبور کنند. آنزیم ها از نظر فعالیت می توانند ثابت یا قابل القاء باشد. آنزیم های

[1] .Gene expression

ثابت بطور دائم در سلول تولید می شود؛ در حالیکه آنزیم قابل القاء در پاسخ بـه حـضور یـک ترکیـب خارجی تولید می شود. سرعت فعالیت آنزیم تحت تأثیر دما و pH می باشد.

شکل۶-۱ تجلی ژنوم منجر به تشکیل پروتئین. این عمل با نسخه برداری قسمتی از کد ژنتیکی(DNA) و ترجمه در ریبوزوم از طریق mRNA و tRNA صورت می گیرد. محصول ترجمه اسیدهای آمینه است که تشکیل پلی پپتیـدها و در نهایت پروتئین تولید می شود.



ترکیب سلول

در سیستم های بیولوژیکی به منظور تامین رشد میکروبی باید مواد مغذی مناسب در دسـترس باشـد. مطالعه ترکیب یک سلول میکروبی، زمینه ای برای فهم مواد مغذی لازم در رشد میکروب را فراهم می کند. پروکاریوتها تقریباً از ۸۰ درصد آب و ۲۰ درصد مواد خشک تشکیل شده اند که از این مقدار، ۹۰ درصد مواد آلی و ۱۰ درصد آن غیرآلی می باشد. مقـادیر معمـول ترکیبـات سـلولهای پروکـاریوتی در جدول ۴-۱ گزارش شده است. گسترده ترین فرمول تجربی مـورد اسـتفاده بـرای بخـش آلـی سـلولها $C_5H_7O_2N$ می باشد که اولین بار توسط هوور و پـورگس (۱۹۵۲) گـزارش شـد. کـربن تقریبـاً ۵۳ درصـد وزنـی بخـش آلـی را تـشکیل مـی دهـد. هنگـامی کـه فـسفر نیـز مـورد نظـر اسـت فرمـول $C_{60}H_{87}O_{23}N_{12}P$ استفاده می شود. باید توجه نمود که هر دو فرمول تقریبی می باشد و بـا مکـان و زمان تغییر پیدا می کند. فرمولهلی مذکور برای بررسیهای عملی بکار برده می شوند. نیتروژن و فـسفر بعنوان ماکرونوترینت مورد توجه هستند؛ زیرا آنها در حجمهای نـسبتاً زیـادی مـورد نیـاز مـی باشـند. پروکاریوتها همچنین، به حجمهای کمی از یونهای فلزی یا میکرونوترینت ها مانند روی، منگنز، مـس، مولیبدن، آهن و کبالت نیاز دارند. بدلیل اینکه همه این عناصر و ترکیبات باید از محیط گرفتـه شـود، کمبود هر کدام از این مواد محدودکننده است و در بعضی موارد باعث تغییر رشد می شود.

جدول ۴-۱ ترکیب معمول سلولهای باکتری(مادیگان و همکاران، ۱۹۹۷):

ترکیب یا عنصر	*درصد وزن خشک*
مواد مهم سلول	
پروتئین	۵۵
پلی ساکارید	۵

چربی	۹/۱
DNA	۳/۱
RNA	۲۰/۵
سایر مواد(قندها و اسیدهای آمینه)	۶/۳
یونهای غیر آلی	۱
عناصر سلولی	
کربن	۵۰
اکسیژن	۲۲
نیتروژن	۱۲
هیدروژن	۹
فسفر	۲
سولفور	۱
پتاسیم	۱
سدیم	۱
کلسیم	۰/۵
منیزیوم	۰/۵
کلر	۰/۵
آهن	۰/۲
سایر عناصر جزئی	۰/۳

عوامل محیطی

شرایط محیطی، دما و pH تأثیر مهمی بر انتخاب، بقاء و رشد میکروارگانیسم ها دارد. بطور معمول، رشد مناسب برای یک میکروارگانیسم مشخص در محدوده کمی از دما وpH اتفاق می افتد. هر چند بیشتر میکروارگانیسم ها می تواند در محدوده های گسترده تری زندگی کنند؛ معمولاً دمای پایین تر از حد اپتیمم تأثیر بیشتری نسبت به دماهای بالاتر از حد اپتیمم بر رشد میکروارگانیسم دارد. مشاهده شده است که با افزایش تقریبی هر ۱۰درجه سانتیگراد دما، سرعت رشد تا رسیدن به دمای بهینه دو برابر می شود. بر اساس محدوده دمایی با بهترین عملکرد، باکتری به سه دسته پسیکروفیلیک، مزوفیلیک و ترموفیلیک تقسیم بندی می شوند. نمونه محدوده های دمایی مطرح برای میکروارگانیسمهای مذکور در جدول ۵-۱ بیان شده است. به منظور جزئیات بیشتر در خصوص محدوده های دمایی مختلف میکروارگانیسم ها ، تحقیقات مادیگان وهمکارانش را مشاهده کنید (۲۰۰۰، ۱۹۹۷). pH محیط نیز عامل مهمی در رشد میکروارگانیسم ها است. بیشتر باکتری ها نمی توانند در برابر pH بالاتر از ۹/۵ و کمتر از ۴ مقاومت کنند. معمولاً pH مناسب برای رشد باکتری بین ۷/۵-۶/۵ قرار دارد. آرکئوباکترهای مختلفی قادر به رشد در دماهای ترموفیل ها و بالاتر از ترموفیل ها (۶۰-۸۰ $^{\circ}$C) و pH خیلی پایین و نمک بالا می باشند.

طبقه بندی دمایی فرآیندهای بیولوژیکی:

نوع	محدوده دما	محدوده اپتیمم
سایکروفیلیک	۱۰-۳۰	۱۲-۱۸
مزوفیلیک	۲۰-۵۰	۲۵-۴۰
ترموفیلیک	۳۵-۷۵	۵۵-۶۵

تشخیص و طبقه بندی میکروارگانیسم

با کاربرد فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی پیشرفته تر و گسترش استفاده از ابزارهای مولکولی برای کاربردهای میکروبی، توجه مهندسین محیط زیست از گونه های عمومی میکروارگانیسم به درک حضور و نقش گونه های خاص باکتری در سیستم های تصفیه بیولوژیکی گسترش یافته است.

همچنین، مهندسین محیط زیست نشان داده اند چگونه می توان شرایط خاص را در سیستم های مهندسی کنترل کرد تا نیروهای انتخاب کننده مناسب برای رشد میکروارگانیسم های مورد نظر ایجاد شود. بنابراین تشخیص میکروارگانیسم ها و مشخصات متابولیکی آنها خیلی مهم است و در اینجا با روشهای مولکولی مورد استفاده در فرآیندهای بیولوژیکی توضیح داده شده است. در گذشته برای تشخیص باکتری از روشهای طبقه بندی فیزیکی (مرفولوژی) و مشخصات متابولیکی (آنالیز فنوتیپ) استفاده می شد. با ابزارهای پیشرفته بیولوژی مولکولی، هم اکنون تشخیص باکتریها براساس اطلاعات ژنتیکی سلولی صورت می گیرد. واحد پایه رده بندی در تشخیص باکتری، گونه[1] می باشد. گونه مجموعه ای از سویه های[2] مشابه باکتریایی است که مشخصات آنها بطور خاصی از گروههای دیگر باکتری متمایز است. گونه هایی که دارای یک ویژگی مشترک یا بیشتر باشند، تحت عنوان جنس[3] نامیده می شوند. تمام باکتریها یک جنس و یک گونه دارند. نام جنس با حروف بزرگ نوشته می شود و قبل از نام گونه قرار دارد و می‌توان بصورت خلاصه قبل از نام گونه ذکر کرد. نام جنس و گونه به صورت ایتالیک نوشته می‌شود. برای مثال جنس باسیلوس دارای چندین گونه شامل *باسیلوس سوبتیلیس* **B.subtilis** ، *باسیلوس سرئوس* **B.cerus** و *باسیلوس استراترموفیلوس* **B.stearothermophilis** است که بر اساس ویژگیهای مرفولوژی، فیزیولوژی و اکولوژی طبقه بندی شده اند(مادیگان و همکاران؛ ۲۰۰۰ ، ۱۹۹۷).

طبقه بندی[4]

روشهای متداول مورد استفاده در رده بندی برای تشخیص باکتری بر مبنای مشخصات فیزیکی و ویژگیهای متابولیکی باکتری استوار است. برای کاربرد این روش، ابتدا باید یک محیط کشت خالص تهیه شود. کشت خالص ممکن است با چند بار رقیق سازی و رشد در محیط جامد انتخابی تهیه شود. سلولها برداشت می شوند و در محیط کشت خالص با استفاده از تکنیکهای استریلیزاسیون برای جلوگیری از آلودگی، رشد داده می شود. در بعضی موارد جداسازی یک گونه امکان پذیر نمی باشد ؛ زیرا میکروارگانیسم مورد نظر نیاز به رشد سینرژیستی با سایر گونه ها دارد و یا یک عامل ویژه رشد در محیط وجود ندارد. از نظر تاریخی، انواع آزمایشهایی که برای مشخص کردن باکتری در یک محیط کشت مورد استفاده است عبارتند از: ۱) مشاهدات میکروسکوپی برای تعیین مرفولوژی (اندازه و شکل) ۲) نوع گرم (مثبت یا منفی) بر مبنای جذب رنگ کریستال ویوله توسط دیواره سلولی باکتری

[1] .Species
[2] .Strains
[3] .Genus
[4] .Taxonomic Classification

۳)نوع گیرنده الکترون (مانند اکسیژن، دی اکسید کربن و غیره) که در واکنشهای اکسید و احیاء استفاده می شود ۴) نوع منبع کربن مورد استفاده برای رشد سلول ۵) توانایی استفاده از منابع مختلف سولفور و نیتروژن ۶) نیازهای غذایی ۷) ترکیب شیمیایی دیواره سلولی ۸) مشخصات سلول شامل رنگدانه ها ، سگمنتها، انکلوژنهای سلولی و محصولات ذخیره ای ۹) مقاومت به آنتی بیوتیکها ۱۰) تأثیرات محیطی مانند دما و pH .

فیلوژنی[1] یک گزینه جایگزین برای طبقه بندی مرسوم است که نیاز به روشهای جدیدتری دارد.

طبقه بندی فیلوژنی

در اواخر دهه ۱۹۷۰، میکروبیولوژیست ها شروع به استفاده از ابزارهایی کردند که به آنها اجازه می داد میکروارگانیسم ها را در سطح مولکولی مطالعه کنند و روابط ژنتیکی مرتبط با تاریخ تکامل زندگی سلول را مشاهده کنند. توصیف میکروارگانیسم بر اساس اطلاعات ژنتیکی و محل تکامل در طول زمان تحت عنوان فیلوژنی می باشد که یکی از رایج ترین روشها برای طبقه بندی و تشخیص است.

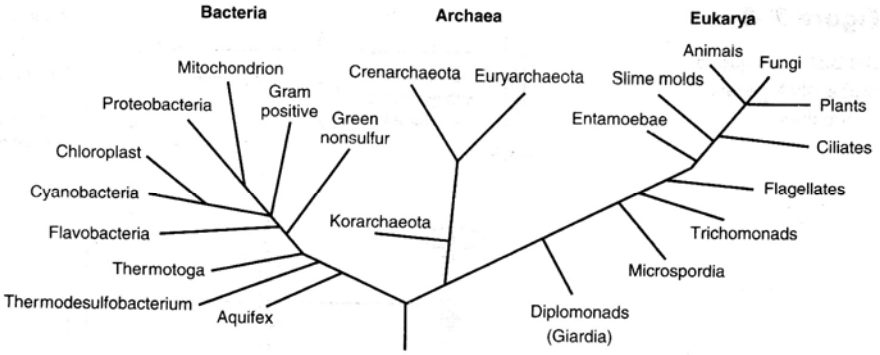
برای تشخیص دقیق میکروبها و تعیین ارتباطات صحیح تکاملی بین گونه ها، انتخاب ماده ژنتیکی سلول لازم است. کد ژنتیکی RNA ریبوزومی بعنوان ساعت تکاملی برای تشخیص سلولی انتخاب شده است؛ زیرا این کد ۱) از نظر تکاملی مهم است ۲) در فواصل زمانی طولانی تغییر نداشته است ۳) شامل تعداد زیادی از توالی های نوکلئوتیدی است؛ بطوریکه تشابه در این توالیها بین دو ارگانیسم مختلف بیانگر یک رابطه تکاملی بین آنها است. RNA ریبوزومی حاوی دو جزء ۳۰S (واحد سود برگ) و ۵۰S می‌باشد که بر اساس رسوب مختلف در اولترا سانتریفیوژ تقسیم بندی شده اند. واحدهای ۳۰S شامل ۱۶S rRNAاست و حاوی تقریباً ۱۵۰۰ نوکلئوتید و ۲۱ پروتئین می باشد. با وجود اینکه 16S rRNA را می توان با استفاده از تکنیکهای مولکولی سلول جداسازی و برای توالی نوکلئوتیدی استفاده کرد، اما بصورت معمول از DNAای استفاده می شود که حاوی ژنهای rRNA است (DNA یی که ۱۶S rRNA را کددهی می کند). این روش شامل استخراج DNA ژنومی از مواد سلولی است. سپس با روش واکنش زنجیره ای پلی مراز (PCR) و با استفاده از پرایمرهای DNA و آنزیم DNA پلی مرایز، مواد DNA از حجم کم مواد استخراج شده از سلول با ضریب $۱۰^{۶}$ یا بیشتر بروش مصنوعی تولید و تکثیر می‌یابد. سپس ژن ۱۶S rRNA تکثیر شده برای تعیین توالی نوکلئوتیدهای آن، سکانس می‌شود. نتایج سکانس با تعدادی از توالی های موجود در اطلاعات پایه مقایسه می شود تا هویت ارگانیسم و ارتباط تکاملی آنرا با ارگانیسمهای شناخته شده مشخص کند. طبقه بندی فیلوژنی مولکولی شامل سازمان دهی و رده بندی سیستماتیک میکروارگانیسم بر اساس خصوصیات ژنتیکی آنها است. درخت فیلوژنی که از سر سلسله شروع شده است بر مبنای توالیهای ۱۶S rRNA در شکل ۷-۱ نشان داده شده است.

زندگی سلولی به سه قسمت اصلی تقسیم می شود که دو مورد مربوط به سلولهای پروکاریوت است (آرکئو و باکتریها) که قبلاً تعیین شده بود و مورد سوم جزء سلولهای یوکاریوت است. تعدادی از

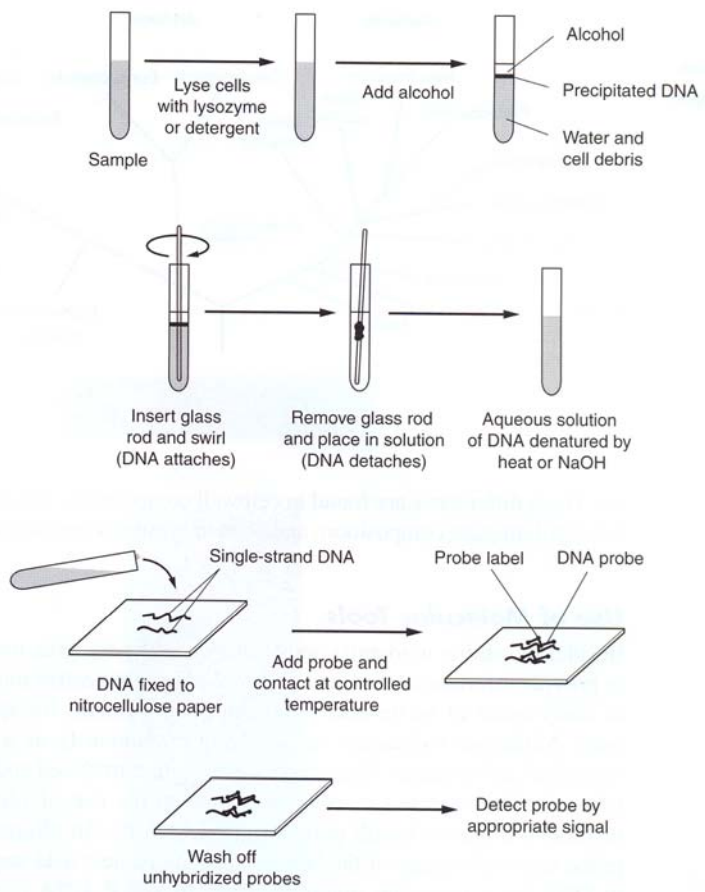
[1] .Philogenetic

باکتری ها بر اساس ویژگیهای فیزیولوژی و مرفولوژی مشابه تشخیص داده می شوند؛ اما اکثراً دارای ترکیبی از مشخصات فنوتیپی مشابه هستند. آرکئوباکترها علاوه بر داشتن مشخصات توالی rRNA متفاوت، تعدادی مشخصات فنوتیپ متفاوتی در مقایسه با باکتریها دارند. این تفاوتها در ترکیب دیواره سلولی، مشخصات شیمیایی لیپیدی دیواره سلولی، ترکیب RNA پلی مراز و مکانیزمهای سنتز پروتئین در ریبوزوم دیده می‌شود.

شکل ۷-۱ درخت فیلوژنیک موجودات زنده (مادیگان و همکاران ۲۰۰۰):



شکل ۸-۱ روش دات بلات برای اطلاعات ژنتیکی DNA



استفاده از ابزارهای مولکولی

ابزارهای مولکولی علاوه بر توانایی تشخیص و طبقه بندی باکتریهای خاص می توانند اطلاعات اولیه ای را دربارهٔ جوامع میکروبی فعال که با روشهای معمول نمی توان بدست آورد و در مطالعه پسابهای خروجی تصفیه خانه های آب و فاضلاب از نظر ارگانیسم های پاتوژن خاص ارائه نماید. روشهای مولکولی بطور پیوسته، نتایج مطلوبی را در مطالعات تحقیقاتی سلول میکروبی داشته است. دو تکنیک مهم در این خصوص شامل استفاده از شناساگرهای الیگونوکلئوتیدی و روش RFLP است. الیگونوکلئوتیدها یا پروب اسید نوکلئیک این مزیت را دارد که حضور rRNA یا DNA را در یک میکروارگانیسم خاص مشخص می کند. DNA در تکنیکRFLP از سلولهای جامعه میکروبی مختلط گرفته می شود و طرح ژنتیکی میکروب خاص در آن مشخص می شود.

پروبهای اولیگونوکلئوتیدی طوری ساخته شده است که بازهای مکمل با یک اسید نوکلئیک تک رشته ای جفت شده و اطلاعات ژنتیکی در میکروارگانیسم مورد نظر را با تشکیل یک اسید نوکلئیک دو رشته ای بیان می‌کند. تعداد جفت باز ممکن است کم و از ۱۸-۱۵ عدد و یا بیشتر از ۱۰۰ عدد باشد. جفت بازهای مکمل اسید نوکلئیک دو رشته ای، هیبریداسیون نام دارد. پروب به نحوی نشان دار می شود که می توان آن را با استفاده از تکنیک های رادیواکتیو یا فلورسنت ردیابی کرد. در بیشتر روشهای ردیابی فلورسنت، پروب با ماده فلورسنت ترکیب می شود و تولید یک محصول رنگی یا حالت

فلورسنس می کند که می تواند با فیلم پرتو ایکس ردیابی شود. دی گوکس ژنین ، بیوتین و فلورسین نشانگرهایی هستند که به منظور شناسایی پروبها به آنها افزوده می شود.

نشاندار کردن پروبها با مواد رادیواکتیو کمتر استفاده شده است. این عمل با استفاده از یک ماده علامت گذاری شده رادیواکتیو مانند فسفر ۳۲ انجام می شود در این حالت ماده رادیواکتیو در ساختار فسفات داخل نوکلئوتید وجود دارد. اوتورادیوگرافی برای ردیابی پروبهای هیبرید شده با علامت رادیواکتیو نیز مورد استفاده قرار گرفته است که شامل استفاده از یک شمارشگر سنتیلاسیون یا فیلم فتوگرافی است. پروبها می توانند برای آنالیز DNA یا RNA که از سلولها مشتق شده است بکار برده شوند و یا می توانند برای واکنش با rRNA یا فلورسنس به داخل سلول انتقال داده شود (شکل ۸-۱ را ببینید). مورد اخیر در روش FISH مطرح است(مایر و همکاران، ۲۰۰۰).

واگنر و همکاران در سال ۱۹۹۵ استفاده از روش FISH را برای تشخیص توده متراکم (بیش از ۳۰۰۰ سلول) باکتریهای اکسید کننده آمونیاک (نیتروزوموناس) در چند نمونه لجن فعال ارائه کردند. پروبی تحت عنوان پروب NEU شامل ۱۸ نوکلئوتید استفاده شد. همچنین پروب اختصاصی برای مطالعه اشرشیاکلی در مطالعات گندزدایی با UV استفاده شده است. یکی از مزایای مشخص روش FISH بیان توزیع گونه های میکروبی می‌باشد. همچنین تکنیکهای FISH با بیش از یک پروب اسید نوکلئیک اضافه شده به نمونه را می توان طراحی و استفاده کرد.

با استفاده از این تکنیک، تعدادی از گونه ها و جنس های باکتری را می توان تشخیص داد و توزیع نسبی آنها در ناحیه محیطی خاص را می توان مشاهده کرد. RFLP در بیشتر موارد برای تشخیص یک ارگانیسم ویژه استفاده نمی شود و از آن برای مشخص کردن ویژگیهای یک توده میکروبی می توان استفاده کرد. در روش RFLP آنزیمهای برش دهنده برای تقسیم nh DNA] شده از سلولهای میکروبی به قطعات مختلف بکار می رود. در ارگانیسم های مختلف، طول قطعات DNA متفاوتی از نظر طول و توالی در ارگانیسمهای مختلف پس از RFLP بدست خواهد آمد. با تجزیه و تحلیل قطعات DNA حاصله، اطلاعات مربوط به تنوع میکروبی و تشخیص یک ارگانیسم مشخص برای تجزیه میکروبی عامل الاینده خاص مشاهده شده، امکان پذیر می‌گردد.

جدول۶-۱ طبقه بندی میکروارگانیسم ها بر حسب دهنده الکترون ، گیرنده الکترون ، منبع کربن سلول ومحصولات نهایی:

نوع باکتری	*نام واکنش معمول*	*منبع کربن*	*دهنده الکترون (سوبسترای اکسید شده)*	*گیرنده الکترون*	*محصولات*
هوازی هتروتروفیک	اکسیداسیون هوازی	ترکیبات آلی	ترکیبات آلی	O_2	CO_2 , H_2O
هوازی اتوتروفیک	نیتریفیکاسیون	دی اکسید کربن	نیترات ، نیتریت	O_2	نیترات ، نیتریت
	اکسیداسیون آهن	دی اکسید کربن	آهن دوظرفیتی	O_2	آهن سه ظرفیتی
	اکسیداسیون سولفور	دی اکسید کربن	H_2S , S^0 , $S_2O^{2-}_3$	O_2	سولفات

اختیـــــاری هتروتروفیک	واکنش انوکسیک دنیتریفیکاسیون	ترکیبات آلی	ترکیبات آلی	نیترات ، نیتریت	N_2 , CO_2 , H_2O
بـــی هـــوازی هتروتروفیک	تخمیر اسیدی	ترکیبات آلی	ترکیبات آلی	ترکیبات آلی	اسیدهای چرب فرار(استات ، پروپیانات ، بوتیرات)
	احیاء آهن	ترکیبات آلی	ترکیبات آلی	آهن (III)	CO_2 , H_2O،Fe(II)
	احیاء سولفات	ترکیبات آلی	ترکیبات آلی	سولفات	H_2S , CO_2 , H_2O
	تولید کننده متان	ترکیبات آلی	اسیدهای چرب فرار	CO_2	متان

۱-۳ مقدمه ای بر متابولیسم میکروبی

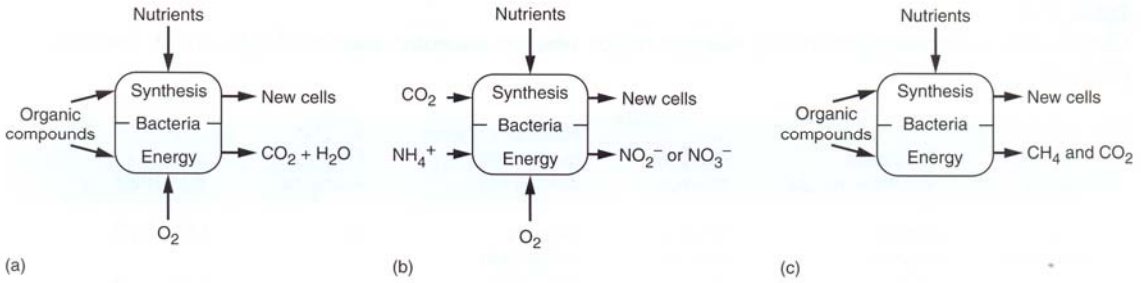
اساس طراحی فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی یا انتخاب نوع فرآیند بیولـوژیکی مـورد اسـتفاده بـه فهـم فعالیتهای بیوشیمیایی میکروارگانیسم ها وابسته است. تقسیم بندی میکروارگانیسم ها بر اساس منبـع کربن سلولی، دهنده الکترون، پذیرنده الکترون و محصولات نهایی در جدول ۶-۱ خلاصه شـده اسـت. میکروارگانیسم های مختلف می تواننـد محـدوده وسـیعی از گیرنـده هـای الکتـرون شـامل اکـسیژن، نیتریت، نیترات، آهن سه ظرفیتی، سولفات و ترکیبات آلی و دی اکسید کربن را استفاده کننـد. طـرح کلی برخی از انواع متداول متابولیسم باکتریایی در شکل ۹-۱ آمده است که نشان دهنده منبـع کـربن سلول و منبع تولید انرژی می باشد. دو موضوع مهم که در این قسمت به آن توجه شده است، عبارتند از: ۱) نیازهای مواد غذایی عمومی میکروارگانیسم هایی که بطور معمـول در تـصفیه فاضـلاب کـاربرد دارد ۲) طبیعت متابولیسم میکروبی بر اساس نیاز به اکسیژن مولکولی.

منبع کربن و انرژی برای رشد میکروبی

یک ارگانیسم به منظور تکثیر و عملکرد مناسب باید منبع انرژی، کربن برای سنتز مواد سلولی جدیـد و عناصر غیر آلی (مغذی) مانند نیتروژن، فسفر، سولفور، پتاسیم، کلسیم و منیزیم داشـته باشـد. مـواد مغذی آلی نیز (عوامل رشد) ممکن است برای سنتز سـلولی مـصرف شـود. منبـع کـربن و انـرژی کـه معمولاً بعنوان سوبسترا مطرح می‌شوند و نیازهای غذایی و عوامل رشد برای انواع مختلف ارگانیسم هـا در ادامه بحث شده است.

منابع کربن: میکروارگانیسم ها، کربن را برای رشد سلولی از مواد آلی یا دی اکسید کربن بدست مـی آورند. ارگانیسم هایی که از کربن آلی برای تشکیل سـلولهای جدیـد اسـتفاده مـی کننـد، هتروتـروف نامیده می شود؛ در حالیکه ارگانیسم هایی که کربن سلولی را از دی اکسید کربن می گیرند، اتـوتروف نام دارد. تبدیل دی اکسید کربن به ترکیبات کربن سلولی نیاز به فرآیند احیاء دارد که نیازمند مصرف

انرژی است. بنابراین ارگانیسم های اتوتروف نسبت به هتروتروف ها باید بیشتر انرژی خود را برای سنتز مصرف کنند که در نتیجه معمولاً بازده پایین تری در تولید جرم سلولی و سرعتهای رشد دارند.



شکل ۹-۱ مثالهایی از متابولیسم باکتریایی: الف) هوازی هتروتروف ب) هوازی اتوتروف ج) بی هوازی هتروتروف

منابع انرژی: انرژی مورد نیاز برای سنتز سلولی ممکن است از طریق نور خورشید و یا واکنش اکسیداسیون شیمیایی تهیه شود. باکتریها برای کسب انرژی، مواد آلی یا معدنی را اکسید می‌کنند. ارگانیسم هایی که قادر به استفاده نور بعنوان منبع انرژی می باشند، فتوتروف نامیده می شود. ارگانیسم های فتوتروف ممکن است هتروتروف (مانند باکتری احیاء کننده گوگردی خاص) یا اتوتروف (آلگ و باکتری فتوسنتتیک) باشند. ارگانیسمهایی که انرژی خود را از واکنشهای شیمیایی بدست می آورند، تحت عنوان شیمیوتروفها شناخته می شوند. فتوتروف ها مانند شیمیوتروف ها نیز ممکن است هتروتروف (مانند پروتزوئر، قارچ و بیشتر باکتریها) و یا اتوتروف (مانند باکتریهای نیتریفایر) باشند. شیمیواتوتروف ها، انرژی را از اکسیداسیون ترکیبات غیر آلی احیاء شده مانند آمونیاک ، نیتریت ، آهن فروس و سولفید بدست می آورند. شیمیوهتروتروف ها معمولاً انرژی خود را از اکسیداسیون ترکیبات آلی بدست می آورند. واکنش های شیمیایی تولید کننده انرژی در شیمیوتروفها، واکنش های اکسید و احیاء می باشد که شامل انتقال الکترون از یک دهنده الکترون به یک گیرنده الکترون است. دهنده الکترون اکسید و گیرنده الکترون احیاء می شود. گیرنده و دهنده الکترون با توجه به میکروارگانیسم می تواند ترکیبات آلی یا غیر آلی باشد. گیرنده الکترون ممکن است در داخل سلول در حین متابولیسم (آندوژنز) قابل استفاده باشد و یا از بیرون سلول (مانند اکسیژن محلول) باشد(اگزوژنز). ارگانیسم هایی که تولید انرژی در آنها با انتقال الکترون به یک گیرنده الکترون خارجی توسط یک آنزیم صورت می‌گیرد، در اصطلاح متابولیسم تنفسی دارند. هنگامیکه از یک گیرنده الکترون داخلی استفاده شود، فرآیند را متابولیسم تخمیری می‌نامند که بازده انرژی موثر کمتری نسبت به فرآیند تنفسی دارد. ارگانیسم های هتروتروف که بطور کامل تخمیر کننده هستند، بازده سلولی و سرعتهای رشد کمتری نسبت به هتروتروفهای تنفسی دارد.

هنگامیکه اکسیژن بعنوان گیرنده الکترون استفاده شود ، واکنش هوازی نامیده می شود و واکنشهایی که شامل سایر گیرنده های الکترون است ، بعنوان بی هوازی مطرح شده اند. عبارت انوکسیک برای

متمایز کردن استفاده از نیترات یا نیتریت بعنوان گیرنده نهایی الکترون از سایر مواد تحت شرایط بی هوازی بکاربرده می شود . احیاء نیتریت یا نیترات تحت شرایط انوکسیک به گاز نیتروژن انجام می شود و این واکنش تحت عنوان دنیتریفیکاسیون بیولوژیکی نیز عنوان شده است. ارگانیسم هایی که نیازهای انرژی خود را فقط با اکسیژن بدست می آورند ، میکروارگانیسم های هوازی اجباری نام دارند. تعدادی از باکتریها می توانند از اکسیژن یا هنگامی که اکسیژن در دسترس نباشد، از نیتریت / نیترات بعنوان گیرنده الکترون استفاده کنند. این باکتریها، باکتری هوازی اختیاری نامیده می شود. ارگانیسم هایی که انرژی را از طریق تخمیر تولید می کنند و فقط در محیط فاقد اکسیژن وجود دارند، بی هوازی اجباری می باشد. بی هوازیهای اختیاری توانایی رشد در حضور و یا غیاب اکسیژن مولکولی را دارند و بر اساس توانایی متابولیکی آنها به دو زیر گروه تقسیم می شوند. بی هوازیهای اختیاری واقعی که با توجه به حضور یا غیاب اکسیژن مولکولی می توانند از حالت اختیاری به متابولیسم تنفسی هوازی تغییر پیدا کنند. بی هوازیهای آئروتولرانت[1]، متابولیسم کاملاً تخمیری دارند؛ ولی به حضور اکسیژن مولکولی نسبتاً غیر حساس می باشند.

نیازمندیهای عوامل رشد و مواد مغذی

مواد مغذی ممکن است برخلاف منابع کربن و انرژی، در بعضی مواقع عامل محدود کننده برای رشد و سنتز سلول میکروبی باشد. نیتروژن، گوگرد، فسفر، پتاسیم، منیزیم، کلسیم، آهن، سدیم و کلر مواد مغذی غیر آلی اصلی مورد نیاز برای میکروارگانیسمها است. روی، منگنز، مولیبدن، سلنیم، کبالت، مس و نیکل مواد مغذی جزئی اصلی می‌باشد(مادیگان و همکاران، ۲۰۰۰). مواد مغذی آلی مورد نیاز تحت عنوان عوامل رشد می باشد که ترکیبات مورد نیاز برای یک ارگانیسم بصورت پیش نیاز یا ساخت مواد سلولی آلی است که نمی تواند از سایر منابع کربن تامین شود. با وجود اینکه نیاز به عوامل رشد از یک ارگانیسم به ارگانیسم دیگر متفاوت است، عوامل رشد مهم به سه گروه زیرتقسیم می شوند: ۱) اسیدهای آمینه ۲) بازهای نیتروژنه (ماند پورین ها و پریمیدین ها) و ۳) ویتامین ها . برای تصفیه فاضلاب شهریمعمولاً مواد مغذی کافی وجود دارد؛ اما در فاضلابهای صنعتی ممکن است اضافه کردن مواد مغذی برای فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی مورد نیاز باشد. فقدان نیتروژن و فسفات کافی مخصوصاً در تصفیه فاضلابهای فرآیندهای غذایی یا فاضلابهایی که مواد آلی بالایی دارند متداول است. با استفاده از فرمول $C_{12}H_{87}O_{23}N_{12}P$ (قبلاً داده شد) بعنوان ترکیب بیومس سلولی تقریباً ۱۲/۲ گرم نیتروژن و ۲/۳ گرم فسفر برای به ازای هر ۱۰۰ گرم جرم سلولی مورد نیاز است.

۱-۴ سوخت و ساز و رشد باکتریایی

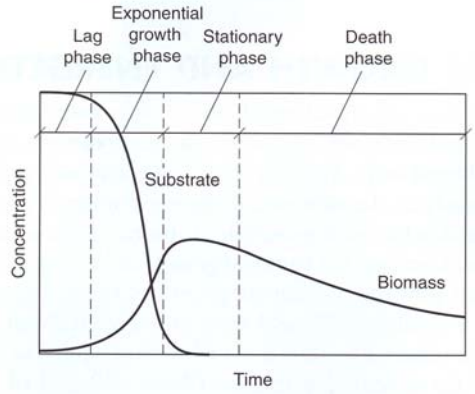
در توضیح متابولیسم باکتری بیان شد همزمان با مصرف سوبسترا توسط میکروارگانیسم ها و انجام واکنشهای اکسید و احیاء ، رشد با تولید سلولهای اضافی اتفاق می افتد. بنابراین در تصفیه فاضلاب همزمان با اینکه سوبسترا در فاضلاب مصرف و تجزیه بیولوژیکی می شود جرم سلولی بطور پیوسته

[1] .Aerotolerant

تولید می شود. عناوین مورد توجه در این قسمت شامل: ۱) تکثیر باکتری ۲) الگوهای رشد باکتری در یک راکتور منقطع ۳) رشد باکتریایی و بازده جرم سلولی ۴) روشهای مورد استفاده برای اندازه گیری رشد جرم سلولی ۵) تخمین بازده سلولی و نیازهای اکسیژن از طریق روابط استوکیومتری ۶) تخمین بازده سلولی از طریق سوخت و ساز بیولوژیکی و ۷) بازده مشاهده شده در برابر بازده سنتزی.
مطالب ارائه شده در این قسمت بعنوان پایه ای برای قسمتهای بعدی و مطالب بیان شده در بخشهای ۸ ، ۹ و ۱۰ می باشد.

تکثیر باکتریایی: باکتریها می توانند بصورت تقسیم دوتایی، شکل غیر جنسی یا با جوانه زدن تکثیر پیدا کنند. بطور معمول آنها بروش تقسیم دوتایی تکثیر می یابند؛ بطوریکه سلول اولیه به دو ارگانیسم جدید تبدیل می شود. زمان مورد نیاز برای هر تقسیم که تحت عنوان زمان تکثیر نام دارد، می تواند از چند روز تا کمتر از ۲۰ دقیقه متفاوت باشد. برای مثال اگر زمان تکثیر ۳۰ دقیقه باشد، یک باکتری بعد از ۱۲ ساعت تبدیل به ۱۶۷۷۷۲۱۶ (بعبارتی $۲^{۲۴}$) عدد باکتری می شود. وزن یک سلول با فرض باکتری کروی شکل با قطر ۱ میکرون و چگالی مخصوص یک تقریباً ۵×۱۰^{-۱۳} است. جرم باکتری در طول ۱۲ ساعت تقریباً $۸/۴ \times ۱۰^{-۶}$ یا ۸/۴ میکروگرم می شود. بنابراین تعداد سلولها در مقایسه با جرم آنها نسبتاً زیاد است. این تغییر سرعت در جرم سلولی با گذشت زمان یک مثال فرضی است. در سیستم های تصفیه بیولوژیکی، باکتری بدلیل محدودیتهای محیطی مانند در دسترس نبودن سوبسترا و مواد مغذی، بصورت نامحدود به تکثیر ادامه نمی دهد.

شکل ۱۰-۱ فازهای رشد جرم سلولی در یک فرآیند منقطع همراه با تغییر جرم سلولی و سوبسترا در برابر زمان:



الگوی رشد باکتری در راکتور منقطع

همانطور که در شکل ۱۰-۱ نشان داده شده است، رشد باکتری در راکتور منقطع ، بوسیله فازهای مشخص تقسیم بندی می‌شود. منحنیهای نشان داده شده در شکل ۱۰-۱ بیانگر این است که چه اتفاقی در یک راکتور منقطع صورت می گیرد. در زمان صفر، سوبسترا و مواد مغذی به مقدار زیاد

وجود دارد و فقط جمعیت کمی از جرم سلولی وجود دارد . همزمان با مصرف شدن سوبسترا، ۴ فاز مشخص رشد بصورت متوالی ایجاد می‌شود:

۱- فاز رشد تأخیری[1]: فاز تأخیری تا زمان اضافه شدن بیومس بیانگر زمان مورد نیاز برای میکروارگانیسم ها در تطبیق با محیط جدید خود می باشد . این فاز قبل از انجام تقسیم سلولی و تولید بیومس است. در حین فاز تأخیری ، القاء آنزیم ممکن است انجام شود و یا سلولها با تغییرات شوری ، pH یا دما انطباق پیدا کنند . افزایش مقدار ظاهری فاز تاخیری ممکن است بدلیل غلظت بیومس کم در شروع فعالیت تکثیر باشد.

۲- فاز رشد لگاریتمی[2]: در حین فاز رشد لگاریتمی، سلولهای باکتری با سرعت ماکزیمم تکثیر می یابند ؛ زیرا هیچ محدودیتی ناشی از میزان سوبسترا و مواد مغذی وجود ندارد. منحنی رشد جرم سلولی در این فاز بصورت لگاریتمی افزایش می یابد. در حضور سوبسترا و مواد مغذی نامحدود ، تنها عاملی که بر رشد لگاریتمی تأثیر دارد، دما می باشد.

۳- فاز ثابت: در طول این فاز، غلظت جرم سلولی بطور نسبی با گذشت زمان ثابت می ماند. در این فاز، رشد باکتری از حالت لگاریتمی طولانی تر نیست و میزان رشد بوسیله مرگ سلولها متوازن می شود.

۴- فاز مرگ و میر: سوبسترا در فاز مرگ و میر کاهش یافته است؛ بطوریکه هیچ رشدی اتفاق نمی افتد و تغییر در غلظت جرم سلولی بدلیل مرگ سلولی است. کاهش لگاریتمی در غلظت جرم سلولی، اغلب مشاهده می‌شود؛ بطوریکه بخش تقریباً ثابتی از غلظت جرم سلولی باقیمانده روزانهکاهش می یابد.

رشد باکتریایی و بازده بیومس

در فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی ، رشد سلولی همانطور که در بالا توضیح داده شد ، همزمان با اکسیداسیون ترکیبات آلی و غیر آلی اتفاق می افتد. نسبت حجم بیومس تولیدی به حجم سوبسترای مصرفی (گرم بیومس به گرم سوبسترا) بعنوان بازده بیومس تعریف می شود و معمولاً به صورت دهنده الکترون مورد استفاده ، تعریف می شو .

Y= گرم، جرم سلولی تولیدی / گرم ، سوبسترای مصرف شده (۲-۱)

برای مثال بازده در واکنشهای هتروتروفیک هوازی با سوبسترای آلی بصورت جرم سلولی تولیدی برحسب گرم به سوبسترای آلی تعریف می شود و در نیتریفیکاسیون، بازده بصورت جرم سلولی (گرم) به نیتروژن آمونیاکی (گرم) تعریف می شود و در تجزیه اسیدهای چرب فرار برای تولید متان بروش بی هوازی، بازده برابر VFA مصرفی (گرم)/ جرم سلولی(گرم) است. در محلهایی که ترکیبات خاصی مانند آمونیاک ، اندازه گیری و شناسایی شده است، بازده بصورت حجم ترکیب مورد استفاده اندازه

[1] .Lag phase
[2] .Log phase

گیری می شود . برای تصفیه هوازی یا بی هوازی فاضلاب شهری و صنعتی حاوی مقدار زیادی ترکیبات آلی، بازده براساس پارامترهای قابل اندازه گیری منعکس کننده مصرف ترکیب آلی کلی مانند COD یا BOD تعیین می‌شود. بنابراین، بازده برابر جرم سلولی تولیدی برحسب گرم به COD حذف شده یا جرم سلولی تولیدی بر حسب گرم به BOD حذف شده خواهد بود.

اندازه گیری رشد بیومس

بدلیل اینکه بیومس اغلب ماده آلی می باشد، افزایش بیومس بوسیله جامدات معلق فرار (VSS) یا COD ذره ای (کل COD منهای COD محلول) اندازه گیری می شود. میزان پروتئین، DNA و ATP و ترکیب سلولی مرتبط با انتقال انرژی پارامترهای دیگری هستند که برای تعیین رشد جرم سلولی مورد استفاده قرار می گیرد. در بین این پارامترهای اندازه گیری رشد بیومس، VSS پارامتری است که بصورت متداول تری برای رشد نهایی بیومس در سیستم های تصفیه بیولوژیکی فاضلاب با مقیاس کامل استفاده شده است؛ زیرا اندازه گیری آن ساده است و زمان کمی برای آنالیز آن مورد نیاز می باشد. باید توجه نمود که VSS اندازه گیری شده شامل سایر مواد آلی ذره ای علاوه بر بیومس است. بیشتر فاضلابها حاوی مقداری VSS غیر قابل تجزیه بیولوژیکی و احتمالاً VSS ورودی است که به آهستگی در راکتور بیولوژیکی تجزیه می شوند. این جامدات که حاوی جرم سلولی است در اندازه گیری VSS وجود دارد. با این وجود ، اندازه گیری VSS بعنوان یک پارامتر ظاهری تولید بیومس استفاده شده است و همچنین، جامدات راکتور را به شکل مناسبی اندازه گیری می‌کند. در تحقیقات آزمایشگاهی فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی ، پارامترهای رشدی که مرتبط با بیومس است، مورد استفاده قرار می گیرند. برای مثال پروتئین بدلیل ساده بودن اندازه گیری و این واقعیت که ۵۰ درصد وزن خشک بیومس، پروتئین است، متداول ترین پارامتر اندازه گیری رشد می باشد. هر دو پارامتر DNA و ATP نیز استفاده شده است، مخصوصاً در مواردی که جامدات راکتور حاوی پروتئین و سایر جامدات غیر مرتبط با بیومس باشد. در صورتی که غلظتهای بیومس خیلی کم وجود داشته باشد، اندازه گیری کدورت بعنوان یک ابزار ساده و سریع رشد سلولی مشاهده شده، می تواند مورد استفاده قرار گیرد. محاسبات سلول باکتری نیز برای شمارش جمعیت بیومس استفاده می‌شود. بخشی از نمونه رقیق شده به پلیت حاوی محیط کشت آگار انتقال داده می شود و بعد از انکوباسیون، تعداد کلنیهای تشکیل شده ، محاسبه می شود و برای تعیین تعداد سلولهای باکتری در محیط کشت مورد استفاده قرار می گیرد. البته باید توجه نمود که همه باکتریها قابل کشت نیستند.

تخمین بازده تولید بیومس و نیازهای اکسیژن از طریق روابط استوکیومتری

همانطور که در رابطه ۱-۱ داده شد، یک رابطه معین استوکیومتری بین سوبسترای حذف شده ، میزان اکسیژن مصرفی در حین تجزیه بیولوژیکی هوازی هتروتروف و بازده مشاهده شده تولید بیومس وجود دارد. متداول ترین روش مورد استفاده برای تعیین میزان مصرف سوبسترا ، بررسی موازنه جرمی COD می باشد. COD به این دلیل مورد استفاده قرار می گیرد که غلظت سوبسترا در فاضلاب را

می توان بعنوان معادل اکسیژن آن تعریف کرد و می تواند با سرعت مصرف توسط بیومس یا اکسیداسیون محاسبه شود. بطور کلی، رابطه استوکیومتری دقیق در خصوص اکسیداسیون بیولوژیکی مجموعه ای از ترکیبات فاضلاب، هنوز شناخته نشده است. هرچند بطور معمول مواد آلی بصورت $C_6H_{12}O_6$ (گلوکز) و سلولهای جدید بصورت $C_5H_7NO_2$ نشان می‌دهند(هوور و پورگس، ۱۹۵۲). بنابراین با نادیده گرفتن سایر مواد مغذی به غیر از نیتروژن ، رابطه ۱-۱ را می توان به این صورت نوشت:

$$\underset{3(180)}{3C_6H_{12}O_6} + \underset{8(32)}{8O_2} + \underset{2(17)}{2NH_3} \rightarrow \underset{2(113)}{2C_5H_7NO_2} + 8CO_2 + 14H_2O \qquad (1-3)$$

مطابق با رابطه داده شده در بالا ، سوبسترای مورد استفاده (گلوکز در این مثال) بین سلولهای جدید و مواد اکسید شده تقسیم می شود. بازده بر اساس گلوکز مصرفی از رابطه زیر بدست می آید :

$$Y = \frac{\Delta(C_5H_7NO_2)}{\Delta(C_6H_{12}O_6)} = \frac{2(113\,g/mole)}{3(180\,g/mole)} = 0.42 \quad \text{گلوکز مصرفی(گرم) / سلول(گرم)}$$

در عمل COD وVSS به ترتیب برای نشان دادن مواد آلی و سلولهای جدید بکار می رود. برای بیان بازده بر اساس COD باید COD گلوکز تعیین شود. COD گلوکز را می توان بوسیله نوشتن یک واکنش استوکیومتری موازنه شده برای اکسیداسیون گلوکز به دی اکسید کربن بصورت زیر تعیین کرد:

$$\underset{(180)}{C_6H_{12}O_6} + \underset{6(32)}{6O_2} \rightarrow 6CO_2 + 6H_2O \qquad (1-4)$$

COD گلوکز برابر است با:

$$COD = \frac{\Delta(O_2)}{\Delta(C_6H_{12}O_6)} = \frac{6(32\,g/mole)}{(180\,g/mole)} = 1.07 \quad \text{اکسیژن(گرم) / گلوگز مصرفی(گرم)}$$

بازده تئوری محاسبه شده برای بخشی از سوبسترای تبدیل شده به سلولهای جدید بر حسب COD برابر است با:

$$Y = \frac{\Delta(C_5H_7NO_2)}{\Delta(C_6H_{12}O_6 \text{ as COD})} = \frac{2(113\,g/mole)}{3(180\,g/mole)(1.07\,g\,COD/g\,gluose)}$$
$$= 0.39\,g\,cells/g\,COD$$

باید توجه نمود که بازده مشاهده شده واقعی در یک فرآیند تصفیه بیولوژیکی کمتر از میزان مذکور در بالا خواهد بود؛ زیرا بخشی از سوبسترای تبدیل شده به جرم سلولی با گذشت زمان بوسیله باکتریها اکسید می‌شود که در کسب انرژی برای بقای سلول لازم است.

حجم اکسیژن مصرفی را می توان با توجه به ۱) اکسیژن مصرفی برای اکسیداسیون سوبسترا به آب و دی اکسید کربن ۲) COD بیومس و ۳)COD سوبسترای تجزیه نشده محاسبه کرد. بر اساس فرمول $C_5H_7NO_2$ ، اکسیژن معادل جرم سلولی (که معمولاً بر حسب VSS اندازه گیری می شود)،

همانطور که در ادامه داده شده است، تقریباً ۱/۴۲ گرم COD بازای هر گرم VSS جرم سلولی می باشد.

$$C_5H_7NO_2 + 5O_2 \rightarrow 5CO_2 + NH_3 + 2H_2O \qquad (1-5)$$
$$(113) \qquad 5(32)$$

COD بافت سلولی برابر است با :

$$\mathrm{COD} = \frac{\Delta(\mathrm{O_2})}{\Delta(\mathrm{C_5H_7NO_2})} = \frac{5(32\,\mathrm{g/mole})}{(113\,\mathrm{g/mole})} = 1.42\,\mathrm{g\,O_2/g\,cells}$$

براساس رابطه فوق، اکسیژن مصرفی بازای هر واحد COD استفاده شده برای واکنش رابطه ۳-۱ را می توان از طریق موازنه جرمی COD بصورت زیر تعیین نمود:

COD مصرفی = COD سلولی + COD سوبسترای اکسید شده (۱-۶)

COD سوبسترای اکسید شده، معادل اکسیژن مصرفی است؛ بنابراین

اکسیژن مصرفی = COD مصرفی + COD سلولی (۱-۷)

$$= \left(\frac{1.07\,\mathrm{g\,O_2}}{\mathrm{g\ glucose}}\right)\left(3\,\mathrm{mole} \times \frac{180\,\mathrm{g\,glucose}}{\mathrm{mole}}\right)$$
$$-\left(\frac{1.42\,\mathrm{g\,O_2}}{\mathrm{g\,cells}}\right)\left(2\,\mathrm{moles} \times \frac{113\,\mathrm{g\,cells}}{\mathrm{mole}}\right)$$
$$= 577.8\,\mathrm{g\,O_2} - 320.9\,\mathrm{g\,O_2} = 256.9\,\mathrm{g\,O_2}$$

بنابراین اکسیژن مصرفی بازای هر واحد COD مورد استفاده برابر است با :

اکسیژن مصرفی /COD بر حسب گلوکز =

$$= \frac{256.9\,\mathrm{g\,O_2}}{3\,\mathrm{mole}(1.07\,\mathrm{g\,COD/g\,glucose})(180\,\mathrm{g\,glucose/mole})}$$
$$= 0.44\,\mathrm{g\,O_2/g\,COD}$$

حجم اکسیژن مورد نیاز براساس موازنه COD همانطور که در بالا داده شد، مطابق با اکسیژن مصرفی استیوکیومتری است که بوسیله رابطه ۳-۱ تعریف شد و ۸ مول اکسیژن برای ۳ مول گلوکز مورد نیاز است.

اکسیژن مصرفی /COD بر حسب گلوکز =

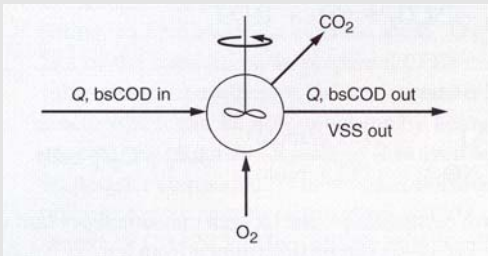
$$= \frac{8(32\,\mathrm{g\,O_2/mole})}{3(180\,\mathrm{g/mole})(1007\,\mathrm{g\,COD/g\ glucose})}$$
$$= 0.44\,\mathrm{g\,O_2/g\,COD}$$

ارتباط بین بازده بیومس مشاهده شده با اکسیژن مصرفی برای اکسیداسیون سوبسترا بوسیله جرم سلولی هتروتروف هوازی که در اندازه گیریهای معمول طرحهای تصفیه فاضلاب مطرح است، در مثال ۱-۱ توضیح داده شده است.

مثال ۱-۱ بازده بیومس مشاهده شده و مصرف اکسیژن : همانطور که در زیر نشان داده شده است، فرآیند تصفیه بیولوژیکی هوازی با اختلاط کامل و بدون برگشت لجن فاضلابی با غلظت COD محلول قابل تجزیه بیولوژیکی(bsCOD) ۵۰۰ گرم بر متر مکعب دریافت می کند. دبی جریان $1000m^3/d$ و غلظت bsCOD و VSS خروجی راکتور به ترتیب 10 و $200g/m^3$ است براساس این اطلاعات :

۱- بازده مشاهده شده براساس گرم VSS بر گرم COD حذف شده چقدر است؟

۲- حجم اکسیژن مصرفی برحسب گرم O_2 بازای هر گرم COD حذف شده و بر حسب g/d چقدر می باشد؟



حل :

۱- بازده مشاهده شده را تعیین کنید. فرض کنید رابطه عمومی زیر قابل کاربرد است:

ماده آلی + O_2 + مواد مغذی $\rightarrow C_5H_7O_2N + CO_2 + H_2O$

$500\,g\,COD/m^3$ $200\,g\,VSS/m^3$

الف) VSS تولیدی در روز بر حسب گرم برابر است با:

$$g\,VSS/d = 200\,g/m^3(1000m^3/d) = 200000\,g\,VSS/d$$

ب) bsCOD حذف شده بر حسب گرم برابر است با:

$$g\,COD/d = (500-10\,g\,COD/m^3)(1000\,m^3/d) = 490000\,g\,COD/d$$

ج) بازده مشاهده شده برابر است با:

$$Y_{obs} = \frac{(200000\,g\,VSS/d)}{(490000\,g\,COD/d)} = 0.41\,g\,VSS/g\,COD \text{ حذف شده}$$

۲- مقدار اکسیژن مورد استفاده بازای هر گرم bsCOD حذف شده را تعیین کنید.

الف) موازنه جرمی COD راکتور را در حالت ثابت انجام دهید.

مقدار تبدیل شده + جریان خروجی + جریان ورودی = مجموع

$0 = COD_{in} - COD_{out} -$(COD اکسیژن مصرفی (بر حسب

اکسیژن مورد استفاده = COD_{in} - COD_{out}

$$COD_{in} = 500\,g\,COD/m^3(1000\,m^3/d) = 500000\,g\,COD/d$$

$$COD_{out} = bsCOD_{out} + COD_{out} \text{ جرم سلولی}$$

$$bsCOD_{out} = 10\,g/m^3(1000\,m^3/d) = 10000\,g\,COD/d$$

$$COD_{out} \text{ جرم سلولی} = 200000\,g\,VSS/d(1.42\,g\,COD/g\,VSS)$$

$$= 284000\,g\,COD/d$$

$$\text{کل}\ COD_{out} = 10000\,g/d + 284000\,g/d = 294000\,g\,COD/d$$

ب) اکسیژن مورد استفاده برابر است با:

$$\text{اکسیژن مورد استفاده} = 500000\,g\,COD/d - 294000\,g\,COD/d$$
$$= 206000\,g\,COD/d = 206000\,g\,O_2/d$$

ج) مقدار اکسیژن مورد استفاده بازای هر واحد COD حذف شده برابر است با:

$$O_2/COD = (206000\,g/d)/(490000\,g/d) = 0.42\,g\,O_2/g\,COD$$

توضیح: موازنه معمول COD که برای جرم سلولی تولید شده و اکسیداسیون COD محاسبه می شود برابر است با:

گرم COD حذف شده = گرمCOD اکسید شده + گرمCOD سلولی

$$(0.41\,g\,VSS/g\,COD)(1.42\,g\,O_2/g\,VSS) + 0.42\,g\,O_2/g\,COD = 1.0\,g\,O2/g\,COD$$

برآورد بازده جرم سلولی از طریق سوخت و ساز بیولوژیکی

اکثر مقادیر بازده سلولی بر اساس اندازه گیریهای حاصل از راکتورهای آزمایشگاهی، طرحهای پایلوت یا سیستمهای با مقیاس کامل بیان شده اند. با این وجود روشی برای تخمین بازده سلولی بر اساس سوخت و ساز بیولوژیکی ارائه شده است. این روش بر مبنای کاربرد اصول ترمودینامیک در واکنش های بیولوژیکی است. در این بخش، مقدمه ای راجع به سوخت و ساز بیولوژیکی و کاربرد سوخت و ساز بیولوژیکی برای تخمین بازده جرم سلولی انواع مختلف واکنشهای بیولوژیکی ذکر شده است(مک کارتی، ۱۹۷۱ و ۱۹۷۵).

واکنشهای شیمیایی را که شامل تغییر در انرژی است با تغییر در انرژی آزاد G^0 بصورت ترمودینامیک بیان می‌کنند و بعنوان انرژی آزاد گیبس شناخته شده است. تغییر در انرژی حاصل از واکنش با علامت ΔG^0 نشان داده می شود. علامت حک شده بالای G برای مشخص کردن این موضوع است که میزان انرژی آزاد شده تحت شرایط استاندارد pH=۷ و دمای $۲۵^{\circ}C$محاسبه گردیده است. انرژی آزاد گیبس مثبت یا منفی را می توان برای واکنشها و محصولات، بر اساس انرژی آزاد استاندارد در نیمه واکنشها محاسبه کرد. واکنش های یک طرفه، انتقال یک مول الکترون را در واکنشهای اکسید و احیاء و سنتز بیان می کند. تغییرات انرژی آزاد برای نیمه واکنشهای مختلف در جدول ۷-۱ لیست شده است. واکنشهایی که باعث تغییر منفی در انرژی آزاد می شود و انرژی آزاد می کند واکنشهای انرژی زا[1] نامیده می شود . این واکنشها بصورت خودبخود و مستقیم انجام می شوند. هرچند اگر تغییر انرژی آزاد باعث یک تغییر مثبت شود واکنش گرماگیر[2] است و چنین واکنشی خودبخود اتفاق نمی افتد. واکنشهایی با انرژی آزاد مثبت احتیاج به گرما (انرژی) دارند تا بصورت مستقیم انجام شود .

[1] .Exergonic
[2] .Endergonic

اساس آنالیز تغییرات انرژی آزاد این است که در واکنشهای اکسید و احیاء ، یک ترکیب ، الکترون از دست می دهد (الکترون دهنده) و ترکیب دیگر الکترون می گیرد (الکترون گیرنده).
نیمه واکنشهایی که تعداد مولهای دهنده الکترون و گیرنده الکترون را بازای هر مول الکترون انتقال داده شده با تغییر در انرژی آزاد نشان می دهد برای تشکیل موازنه انرژی در آنالیز سوخت و ساز بیولوژیکی کاربرد دارد. تعیین تغییر انرژی آزاد ناشی از اکسیداسیون هیدروژن بوسیله اکسیژن در مثال ۲-۱ بیان شده است.

جدول ۷-۱ نیمه واکنشهای مطرح برای سیستمهای بیولوژیکی[الف]

شماره واکنش	واکنش یکطرفه	$\Delta G^0(W)$, Kj بازای الکترون معادل[ب]

واکنشهای برای سنتز سلول باکتری (R_{CS})

	آمونیاک بعنوان منبع نیتروژن:	
۱	$\frac{1}{5}CO_2 + \frac{1}{20}HCO_3^- + \frac{1}{20}NH_4^- + H^- + e^- = \frac{1}{20}C_5H_7O_2N + \frac{9}{20}H_2O$	
	نیترات بعنوان منبع نیتروژن:	
۲	$\frac{1}{28}NO_3^- + \frac{5}{28}CO_2 + \frac{29}{28}H^+ + e^- = \frac{1}{28}C_5H_7O_2N + \frac{11}{28}H_2O$	

واکنشهای برای گیرنده الکترون (R_a)

	نیتریت:	
۳	$\frac{1}{3}NO_2^{2-} + \frac{4}{3}H^+ + e^- = \frac{1}{6}N_2 + \frac{2}{3}H_2O$	-93.23
	اکسیژن:	
۴	$\frac{1}{4}O_2 + H^+ + e^- = \frac{1}{2}H_2O$	-78.14
	نیترات:	
۵	$\frac{1}{5}NO_3^- + \frac{6}{5}H^+ + e^- = \frac{1}{10}N_2 + \frac{3}{5}H_2O$	-71.67
	سولفیت:	
۶	$\frac{1}{6}SO_3^{2-} + \frac{5}{4}H^+ + e^- = \frac{1}{12}H_2S + \frac{1}{12}HS^- + \frac{1}{2}H_2O$	13.60
	سولفات:	
۷	$\frac{1}{8}SO_3^{2-} + \frac{19}{16}H^+ + e^- = \frac{1}{16}H_2S + \frac{1}{16}HS^- + \frac{1}{2}H_2O$	21.27
	دی اکسید کربن (تخمیر متان):	
۸	$\frac{1}{8}CO_2 + H^+ + e^- = \frac{1}{8}CH_4 + \frac{1}{4}H_2O$	24.11

واکنشهای برای دهنده الکترون (R_d)

	دهنده های آلی (واکنشهای هتروتروفیک)	
	فاضلاب شهری:	
۹	$\frac{9}{50}CO_2 + \frac{1}{50}NH_4^+ + \frac{1}{50}HCO_3^- + H^+ + e^- = \frac{1}{50}C_{10}H_{19}O_3N + \frac{9}{25}H_2O$	31.80
	پروتئین (اسیدهای آمینه ، پروتئین ، مواد آلی	
۱۰	$\frac{8}{33}CO_2 + \frac{2}{33}NH_4^+ + \frac{31}{33}H^+ + e^- = \frac{1}{66}C_{16}H_{24}O_5N_4 + \frac{27}{66}H_2O$	32.22
	فرمات:	
۱۱	$\frac{1}{2}HO_3^- + H^+ + e^- = \frac{1}{2}HCOO^- + \frac{1}{2}H_2O$	48.07

شماره واکنش	واکنش یکطرفه	$\Delta G^0(W)$, Kjبازای الکترون معادل
	گلوکز:	
۱۲	$\frac{1}{4}CO_2 + H^+ + e^- = \frac{1}{24}C_6H_{12}O_6 + \frac{1}{4}H_2O$	41.96

	کربوهیدرات(سلولز ، مواد قندی و نشاسته):		
۱۳	$\frac{1}{4}CO_2 + H^+ + e^-$	$= \frac{1}{4}CH_2O + \frac{1}{4}H_2O$	41.84
	متانول:		
۱۴	$\frac{1}{6}CO_2 + H^+ + e^-$	$= \frac{1}{6}CH_3OH + \frac{1}{6}H_2O$	37.51
	پیرووات:		
۱۵	$\frac{1}{5}CO_2 + \frac{1}{10}HCO_3^- + H^+ + e^-$	$= \frac{1}{10}CH_3COCOO^- + \frac{2}{5}H_2O$	35.78
	اتانول:		
۱۶	$\frac{1}{6}CO_2 + H^+ + e^-$	$= \frac{1}{12}CH_3CH_2OH + \frac{1}{4}H_2O$	31.79
	پروپیانات:		
۱۷	$\frac{1}{7}CO_2 + \frac{1}{14}HCO_3^- + H^+ + e^-$	$= \frac{1}{14}CH_3CH_2COO^- + \frac{5}{14}H_2O$	27.91
	استات:		
۱۸	$\frac{1}{8}CO_2 + \frac{1}{8}HCO_3^- + H^+ + e^-$	$= \frac{1}{8}CH_3COO^- + \frac{3}{8}H_2O$	27.68
	گریس(چربی و روغن):		
۱۹	$\frac{4}{23}CO_2 + H^+ + e^-$	$= \frac{1}{46}C_8H_{16}O + \frac{15}{46}H_2O$	27.61
	دهنده های غیر آلی		
۲۰	$Fe^{3+} + e^-$	$= Fe^{2-}$	-74.40
۲۱	$\frac{1}{2}NO_3^- + \frac{5}{4}H^- + e^-$	$= \frac{1}{2}NO_2^- + \frac{1}{2}H_2O$	-40.15
۲۲	$\frac{1}{8}NO_3^- + \frac{5}{4}H^- + e^-$	$= \frac{1}{8}NH_4^+ + \frac{3}{8}H_2O$	-34.50
۲۳	$\frac{1}{6}NO_2^- + \frac{4}{3}H^+ + +e^-$	$= \frac{1}{6}NH_4^+ + \frac{1}{3}H_2O$	-32.62
۲۴	$\frac{1}{6}SO_4^{2-} + \frac{4}{3}H^- + e^-$	$= \frac{1}{6}S + \frac{2}{3}H_2O$	19.48
۲۵	$\frac{1}{8}SO_4^{2-} + \frac{19}{16}H^- + e^-$	$= \frac{1}{16}H_2S + \frac{1}{16}HS^- + \frac{1}{2}H_2O$	21.28
۲۶	$\frac{1}{4}SO_4^{2-} + \frac{5}{4}H^- + e^-$	$= \frac{1}{8}S_2O\frac{2-}{3} + \frac{5}{8}H_2O$	21.30
۲۷	$\frac{1}{6}N_2 + \frac{4}{3}H^+ + e^-$	$= \frac{1}{3}NH_4^+$	27.47
۲۸	$H^- + e^-$	$= \frac{1}{2}H_2$	40.46
۲۹	$\frac{1}{2}SO_4^{2-} + H^- + e^-$	$= SO_3^{2-} + H_2O$	44.33

الف. مک کارتی (۱۹۷۵) ؛ ساویر و همکاران (۱۹۹۴)

ب. محصولات و واکنش دهنده ها با واحد یکسان به استثنای $[H^+] = 10^{-7}$

مثال ۲-۱ تغییر انرژی آزاد حاصل از اکسیداسیون هیدروژن بوسیله اکسیژن مولکولی:

تغییرات انرژی آزاد ناشی از اکسیداسیون هیدروژن بوسیله اکسیژن مولکولی را تعیین کنید .

حل:

۱- تشخیص دهنده و گیرنده الکترون:

دهنده الکترون: هیدروژن

گیرنده الکترون: اکسیژن

۲- تغییر انرژی آزاد را تعیین کنید. از جدول ۷-۱ ، مقادیر تغییر انرژی آزاد نیمه واکنش عبارت است از:

		G^0 , Kj/mole e^-
واکنش شماره ۲۸	$H_2 \rightarrow 2H^+ + 2e^-$	-۴۰/۴۶
واکنش شماره ۴	$\frac{1}{2}O_2 + 2H^+ + 2e^- \rightarrow H_2O$	-۷۸/۱۴
واکنش کلی	$H_2 + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow H_2O$	ΔG = -۱۱۸/۶

به دلیل اینکه مقدار ΔG برای این واکنش اکسیداسیون و احیاء منفی است، انرژی آزاد می شود.

واکنشهای انرژی زا بوسیله آنزیمهای میکروبی سرعت داده می شوند و انرژی را برای رشد سلول قابل استفاده می کنند. فقط بخشی از انرژی تولیدی(۸۰-۴۰ درصد) بوسیله باکتری جذب می شود؛ در حالیکه بقیه بصورت گرما رها می گردد. مک کارتی (۱۹۷۱) بازده جذب انرژی را ۶۰ درصد در نظر گرفته است؛ اما میزان دقیق آن متغیر می باشد. انرژی جذب نشده و یا آزاد شده می تواند در جایی که غلظت جرم سلولی زیاد است و سرعتهای بالای واکنش انجام می شود باعث افزایش دمای مایع اطراف شود . برای مثال در هاضمهای هوازی بدون کنترل دما ، دمای مایع از $۲۰^\circ C$ به بالای $۶۰^\circ C$ می رسد که ناشی از اکسیداسیون بیولوژیکی و آزاد شدن انرژی است . غلظت جامدات فرار در هاضم های هوازی مذکور در محدوده ۴۰-۲۰ گرم در لیتر است. مراحل مهم آنالیز سوخت و ساز بیولوژیکی عبارت است از : ۱) تشخیص دهنده الکترون (سوبسترای اکسید شده) و گیرنده الکترون ۲) تعیین انرژی تولیدی از واکنش اکسیداسیون و احیاء باکتری ۳) تعیین حجم انرژی مورد نیاز برای تبدیل منبع کربن رشد به مواد سلولی ۴) محاسبه بازده سلولی بر اساس موازنه بین انرژی تولیدی و انرژی مورد نیاز برای بازده سلولی. مرحله تولید انرژی از اکسیداسیون هیدروژن در بالا بیان شد که در آن، اکسیژن بعنوان گیرنده الکترون بود.

مقدار انرژی مورد نیاز برای سنتز سلولی به ترکیبات نیتروژنه و کربنه خاص مورد استفاده برای رشد بستگی دارد. سوخت و ساز بیولوژیکی مورد بحث در اینجا مربوط به باکتری هتروتروفیک است. روش متفاوتی برای باکتری اتوتروف ارائه شده است که جزئیات بیشتر ان در تحقیقات مک کارتی (۱۹۷۱، ۱۹۷۵)، ریتمن و مک کارتی (۲۰۰۱) بیان شده است. باکتری هتروتروف، از منابع کربن متنوعی با اثرات انرژی زایی متفاوت برای رشد استفاده می کنند. در بررسیها، پیرووات بعنوان یک ترکیب واسط آلی در سنتز سلول در نظر گرفته می شود و انرژی مصرفی یا تولیدی، به انرژی آزاد شده از ترکیب آلی مرتبط با پیرووات بستگی دارد. پیرووات به این دلیل توسط مک کارتی انتخاب شد که محصول نهایی گلیکولیز و قبل از چرخه کرب است. مشابه باکتری اتوتروف، هنگامی که CO_2 بعنوان منبع

کربن مورد استفاده قرار می گیرد، مقدار قابل توجهی انرژی برای تبدیل به جرم سلولی نیاز است. اگر نیتروژن به شکل آمونیاک در دسترس نباشد انرژی اضافی برای تبدیل نیتروژن به آمونیاک مورد نیاز است. انرژی مورد نیاز برای سنتز سلولی بصورت زیر محاسبه می شود که در آن، پیرووات بعنوان ماده واسط آلی برای ترکیبات کربن سلولی است:

$$\Delta G_S = \frac{\Delta G_P}{K_m} + \Delta G_C + \frac{\Delta G_N}{K} \qquad (1-8)$$

ΔG_S = انرژی آزاد برای تبدیل یک اکی والان الکترون (e^- eq) از منبع کربن به مواد سلولی

ΔG_P = انرژی آزاد برای تبدیل یک اکی والان از منبع کربن به ماده واسط پیرووات

K = نسبت انرژی انتقالی جذب شده

m = اگر ΔG_P مثبت باشد برابر ۱+ و اگر انرژی تولید شود برابر ۱- در نظر گرفته می شود.

ΔG_C = انرژی آزاد برای تبدیل ۱ اکی والان الکترون از پیرووات واسط به یک اکی والان از الکترونهای سلولی

ΔG_N = انرژی آزاد به ازای هر اکی والان الکترونهای سلولی که برای احیاء نیتروژن به آمونیاک استفاده می شود.

مقدار ΔG_C برابر -۳۱/۴۱ kj/e+ اکی والان از سلول (مک کارتی ، ۱۹۷۱) وΔG_N برای منابع نیتروژنی NO_3^- ، NO_2^- ، N_2 و NH_4^+ به ترتیب ۱۷/۴۶+ ، ۱۳/۶۱+ ، ۱۵/۸۵+ و ۰/۰۰ kj/e- اکی والان سلول می باشد. مقدار ΔG_P با استفاده از انرژی آزاد نیمه واکنشهای تبدیل منبع کربن به ماده واسط پیرووات تعیین می شود. در واکنشهای هتروتروفیک، دهنده الکترون بین بخشهای اکسید شده، توزیع می شود تا انرژی تولید کند و یا در سنتز سلولی مصرف شود. موازنه انرژی مرتبط با سوبسترای مورد استفاده در رابطه زیر بیان شده است که در آن انرژی قابل استفاده (سمت چپ رابطه) برابر با انرژی مصرفی برای رشد سلول (سمت راست رابطه) است.

$$K\Delta G_R\left(\frac{f_e}{f_s}\right) = -\Delta G_S \qquad (1-9)$$

$$f_e + f_s = 1.0 \qquad (1-10)$$

K = نسبت انرژی جذب شده

ΔG_R = انرژی آزاد شده از واکنش های اکسیداسیون و احیاء ، KJ/mole e^-

f_e = تعداد مول الکترون سوبسترای اکسید شده به مول الکترون سوبسترای مصرف شده

f_s = مول الکترون سوبسترای مصرفی برای سنتز سلولی به مول الکترون سوبسترای مصرف شده

ΔG_S = انرژی مورد استفاده برای رشد سلولی برحسب کیلوژول به مول الکترون انتقالی برای رشد سلولی

روابط (۹-۱) و (۱۰-۱) بر مبنای نیمه واکنشها و انرژی آزاد آنها به منظور تخمین بازده سلولی و با بدست آوردن f_e و f_s استفاده شده است. پارامترهای f_e و f_s به ترتیب بیانگر بخشی از سوبسترای اکسید شده یا مصرفی در سنتز سلولی می باشد. سوبسترا بصورت COD بیان می شود؛ زیرا یک مول از COD بیانگر مقدار دقیقی از مولهای الکترون برای انتقال اکسیژن است. بنابراین مقادیر f_e و f_s را می توان بصورت بخشی از COD نشان داد . اکسیداسیون استات توسط باکتری هتروتروف با گیرنده های مختلف در مثال ۳-۱ به منظور آنالیز سوخت و ساز بیولوژیکی بیان شده است.

مثال ۳-۱ برآورد بازده تولید سلولی با استفاده از سوخت و ساز: بازده سلولی مصرف استات توسط باکتری هتروتروف را هنگامیکه اکسیژن و دی اکسید کربن بعنوان گیرنده نهایی الکترون و آمونیاک منبع نیتروژن است در یک گرم سلول بر حسب COD بازای هر گرم COD مصرفی و یک گرم VSS سلولی بازای هر گرم COD مصرفی مقایسه کنید. بازده جذب انرژی را ۶۰ درصد فرض کنید.

حل: قسمت A - اکسیژن بعنوان گیرنده الکترون

۱- انرژی جذب شده ($K\Delta G_R$) و تولید شده با استفاده از واکنش شماره ۱۸ برای اکسیداسیون استات و واکنش شماره ۴ برای احیاء اکسیژن از جدول ۷-۱ تعیین می شود.

		KJ/mole e⁻
شماره ۱۸	$\frac{1}{8}CH_3COO^- + \frac{3}{8}H_2O \rightarrow \frac{1}{8}CO_2 + \frac{1}{8}HCO_3 + e$	-۲۷/۶۸
شماره ۴	$\frac{1}{4}O_2 + H^+ + e^- \rightarrow \frac{1}{2}H_2O$	-۷۸/۱۴
	$\frac{1}{8}CH_3COO^- + \frac{1}{4}O_2 \rightarrow \frac{1}{8}CO_2 + \frac{1}{8}HCO_3^- + \frac{1}{8}H_2O$	ΔG_R = -۱۰۵/۸۲

انرژی جذب شده توسط سلول:

$$K(\Delta G_R) = 0.60(-105.82) = -63.42\,kj/mole\,e^-$$

۲- انرژی مورد نیاز بازای هر مول الکترون به منظور رشد سلول (ΔG_S) را بدست آورید.

$$\Delta G_C = 31.41\,kj/mole\,e^-\ cells$$

$$\Delta G_N = 0$$

ΔG_P [استات (واکنش رابطه ۱۸) به پیرووات (رابطه شماره ۱۵)]

		ΔG KJ/mole e⁻
شماره۱۸	$\frac{1}{8}CH_3COO^- + \frac{3}{8}H_2O \rightarrow \frac{1}{8}CO_2 + \frac{1}{8}HCO_3^- + H^+ + e^-$	-۲۷/۶۶
شماره۱۵	$\frac{1}{5}CO_2 + \frac{1}{10}HHCO_3^- + H^+ + e^- \rightarrow \frac{1}{10}CH_3COCOO^- + \frac{2}{5}H_2O$	+۳۵/۷۸
	$\frac{1}{8}CH_3COO^- + \frac{3}{40}O_2 \rightarrow \frac{1}{10}CH_3COCOO^- + \frac{1}{40}HCO_3^- + \frac{1}{40}H_2O$	ΔG_P = +۸/۱۲

بدلیل اینکه ΔG_P مثبت است، انرژی ، مورد نیاز است و $m = +1$

$$\Delta GS = \left[\frac{8.12}{(0.6)(1.0)} + 31.41 + 0\right] = 44.94\,kj/mole\,e^-$$

۳- f_s و f_e را با استفاده از رابطه ۹-۱ تعیین کنید.

$$\frac{f_e}{f_s} = \frac{-\Delta G_S}{K\Delta G_R} = \frac{-44.94\,kj/mole\,e^-}{-63.42\,kj/mole\,e^-}$$

$$\frac{f_e}{f_s} = 0.707$$

$$f_e + f_s = 1.0$$

f_s و f_e را بدست آورید:

$f_e = 0.41$

$f_s = 0.59$ COD سلولی(گرم) / COD مصرفی(گرم)

۴- بازده را برحسب COD تعیین کنید.

برای بیومس ($C_5H_7NO_2$)، یک گرم سلول = ۱/۴۲ گرم COD .

بنابراین بازده برابر است با:

$$Y = \frac{(0.59\,g\,COD/g\,COD)}{(1.42\,g\,COD/g\,VSS)} = 0.42\,g\,VSS/g\,COD$$

۵- بازده را برحسب BOD تعیین کنید با فرض اینکه ضریب تبدیل یک گرم COD به یک گرم BOD برابر با ۱/۶ باشد (مبحث قسمت ۲- ۲ را در بخش ۲ ببینید).

بنابراین بازده برابر است با:

$$Y = \frac{(0.42\,g\,VSS/g\,COD)}{(g\,BOD/1.6\,g\,VSS)} = 0.67\,g\,VSS/g\,BOD$$

حل قسمت B - دی اکسید کربن بعنوان گیرنده الکترون

۱- انرژی جذب شده ($K\Delta G_R$) و تولید شده را برای اکسیداسیون استات از رابطه شماره ۱۸ جدول ۱-۷ و برای احیای دی اکسید کربن به متان از رابطه ۸ بدست آورید.

$-G_R$ KJ/mole e^-		
-۲۷/۶۶	$\frac{1}{8}CH_3COO^- + \frac{3}{8}H_2O \rightarrow \frac{1}{8}CO_2 + \frac{1}{8}HCO_3^- + H^+ + e^-$	شماره۱۸
+۲۴/۱۱	$\frac{1}{8}CO_2 + H^+ + e^- \rightarrow \frac{1}{8}CH_4 + \frac{1}{8}HCO_3^-$	شماره۸
$\Delta G_R = -۳/۵۷$	$\frac{1}{8}CH_3COO^- + \frac{3}{8}HO_2 \rightarrow \frac{1}{8}CH_4 + \frac{1}{4}HCO^{-3}$	

انرژی جذب شده بوسیله سلول برابر است با:

$$(K\,\Delta G_R) = 0.60(-3.57) = 2.142\,KJ/mole\,e^-$$

۲- انرژی مورد نیاز بازای هر مول الکترون از رشد سلولی را (ΔG_s) تعیین کنید.

$\Delta G_c = 31.41$ kj/mole e^-

$\Delta G_N = 0$

ΔG_P [مشابه اکسیژن/ استات]

$\Delta G_S = 44.94$ kj/mole e^-

۳- میزان f_s و f_e را با استفاده از رابطه (۹-۱) تعیین کنید.

$$\frac{f_e}{f_s} = \frac{-\Delta G_S}{K\Delta G_R} = \frac{-44.94\,kj/mole\,e^-}{-2.142\,kj/mole\,e^-}$$

$$f_e + f_s = 1.0$$

f_s و f_e را بدست آورید:

$f_e = 0.954$

$f_s = 0.046$ COD مصرفی(گرم) / COD سلولی(گرم)

۴- بازده را برحسب COD تعیین کنید.

$$Y = \frac{(0.046\,g\,cell\,COD/g\,COD\,used)}{(1.42\,g\,COD/g\,VSS)} = 0.032\,g\,VSS/g\,COD$$

۵- مقادیر بازده برای اکسیداسیون استات را با یکدیگر مقایسه کنید.

گیرنده الکترون	بازده ، g VSS/g COD	محصول نهایی
O_2	۰/۴۲	H_2O ، CO_2
CO_2	۰/۰۳۲	CH_4

توضیح: براساس محاسبات سوخت و ساز بیولوژیکی، در واکنشهای بی هوازی هنگامیکه دی اکسیدکربن بعنوان گیرنده الکترون می باشد در مقایسه با اکسیژن، مقادیر بازده برآورد شده خیلی کمتر است. بازده کمتر دی اکسید کربن در مقایسه با اکسیژن بعنوان گیرنده الکترون ناشی از تولید انرژی کمتر است. مقادیر بازده سنتز سلولی محاسبه شده برای این گیرنده های الکترون تشابه زیادی با میزان بازده گزارش شده تجربی دارد.

روابط استوکیومتری واکنشهای بیولوژیکی

با تعیین مقادیر f_s و f_e می توان رابطه استوکیومتری واکنشهای بیولوژیکی را مطابق با رابطه زیر تعیین کرد (مک کارتی، ۱۹۷۱ و ۱۹۷۵):

$$R = f_e R_a + f_s R_{CS} - R_d \qquad (1-11)$$

R = واکنش موازنه شده کلی

f_e = نسبتی از دهنده الکترون مورد استفاده برای انرژی

R_a = نیمه واکنش برای گیرنده الکترون

f_s = نسبتی از دهنده الکترون مورد استفاده برای سنتز سلول

R_{cs} = نیمه واکنش برای سنتز بافت سلول

R_d = نیمه واکنش برای دهنده الکترون

$$f_s + f_e = 1$$

علامت منفی در رابطه ۱۱-۱ به این معنی است که رابطه دهنده الکترون داده شده در جدول ۷-۱ باید معکوس شود و سپس به دو رابطه دیگر اضافه شود. در رابطه اول داده شده در جدول ۷-۱، عبارت $C_5H_7O_2N$ برای بیان بافت سلولی باکتری می باشد(هوور و پورگس،۱۹۵۲). کاربرد رابطه ۱۱-۱ در مثال ۴-۱ بیان شده است.

مثال۴-۱ رابطه موازنه شده برای اکسیداسیون بیولوژیکی استات با استفاده از اکسیژن را بنویسید: با استفاده از رابطه ۱۱-۱ و نیمه واکنشهای داده شده در جدول ۷-۱، یک واکنش موازنه شده برای اکسیداسیون بیولوژیکی استات با اکسیژن بنویسید. ازمقادیر f_s و f_e تعیین شده در مثال ۳-۱، قسمت A : (f_s = ۰/۵۹ , f_e =۰/۴۱) استفاده کنید. بر مبنای رابطه ۱۴-۱ ، COD استات برابر ۱/۰۷ گرم COD بر گرم استات می باشد.

راه حل:

۱- رابطه موازنه شده استوکیومتری را برای اکسیداسیون استات بنویسید:

$$R = f_e R_a + f_s R_{CS} - R_d$$

$$R = 0.41(No4) + 0.59(No1) - No18$$

$$(0.41)(No4) = 0.103O_2 + 0.41H^+ + 0.4e^- \rightarrow 0.205H_2O$$

$$(0.59)(No1) = 0.118CO_2 + 0.0295HCO_3^- + 0.0295NH_4^+ + 0.59H^+ + 0.59e^- \rightarrow 0.0295C_5H_7O_2N + 0.2655H_2O$$

$$-No18 = 0.125CH_3COO^- + 0.375H_2O \rightarrow 0.125CO_2 + 0.125HCO_3^- + H^+ + e^-$$

$$R = 0.125CH_3COO^- + 0.0295NH_4^+ + 0.103O_2 \rightarrow 0.0295\ C_5H_7O_2N + 0.0955H_2O + 0.095HCO_3^- + 0.007CO_2$$

۲- بازده سلولی را از طریق رابطه سیتوکیومتری تعیین کنید.

الف) سلولهای تولید شده حاصل از اکسیداسیون استات:

سلول های تولید شده = 0.0295مول (113g VSS/مول) = 3.334 gVSS

ب) استات مصرفی برای تولید سلول:

استات مورد استفاده = 0.125 مول استات (60 مول/گرم)(1.07g COD/گرم استات) = 8.03 g COD

ج) بازده سلولی را تعیین کنید.

$$Y = \frac{3.334\,g\,VSS}{8.03\,g\,COD} = 0.42\,g\,VSS/g\,COD$$

نتایج مشابه نتایج مثال ۳-۱ می باشد.

بازده سنتز جرم سلولی برای شرایط رشد مختلف

در مثال ۳-۱ مشخص شد که بازده سنتز جرم سلولی با انرژی تولید شده در ارتباط است و با انتقال الکترون از دهنده الکترون (استات) به گیرنده الکترون (اکسیژن)، انرژی تولید می شود. با بررسی مقادیر ΔG_0 نیمه واکنشها در جدول ۷-۱ می توان مشاهده نمود که انرژی تولیدی ناشی از واکنش

اکسیداسیون و احیاء ، حاصل انتقال الکترون از اکسیژن به نیترات ، سولفات و CO_2 به ترتیب کاهش می یابد. بر این اساس، بازده سلولی پایین تری بطور تئوری پیش بینی می شود. بازده سنتز سلولی مشاهده شده با مقادیر پیش بینی شده با استفاده از نیمه واکنشهای یک طرفه ارائه شده در جدول ۷-۱ مطابقت دارد.

ضرایب معمول بازده سنتز در جدول ۸-۱ برای دهنده و گیرنده های الکترون در تصفیه فاضلاب داده شده است.

جدول ۸-۱ نمونه ضرایب بازده واقعی سنتز باکتری برای واکنشهای متداول در تصفیه فاضلاب

شرایط رشد	الکترون دهنده	الکترون گیرنده	بازده سنتز
هوازی	ترکیبات آلی	اکسیژن	۰/۴g VSS/g COD
هوازی	آمونیاک	اکسیژن	۰/۱۲g VSS/g NH_4-N
انوکسیک	ترکیب آلی	نیترات	۰/۳ g VSS/g COD
بی هوازی	ترکیب آلی	ترکیب آلی	۰/۰۶ g VSS/g COD
بی هوازی	استات	دی اکسیدکربن	۰/۰۵ g VSS/g COD

بازده سنتزی در مقایسه با بازده مشاهده شده

در ارزیابی و مدلسازی سیستمهای تصفیه بیولوژیکی ، تفاوتی بین بازده مشاهده شده و بازده سنتز (بازده واقعی) وجود دارد. بازده جرم سلولی مشاهده شده براساس اندازه گیری واقعی تولید جرم سلولی و مصرف سوبسترا تعیین می شود و در واقع کمتر از بازده واقعی است؛ زیرا تجزیه سلولی همزمان با رشد سلولی وجود دارد. در فرآیندهای تصفیه فاضلاب با مقیاس کامل، عبارت تولید جامدات (یا بازده جامدات[1]) نیز برای توصیف مقدار VSS تولید شده در فرآیند تصفیه استفاده شده است . این عبارت با میزان بازده واقعی جرم سلولی متفاوت است؛ زیرا شامل سایر جامدات آلی(غیر بیولوژیکی) می باشد که بر حسب VSS اندازه گیری می شود. بازده واقعی، مقدار بیومس تولید شده بصورت لحظه ای می باشد که در اثر مصرف سوبسترای رشد و یا اکسیداسیون دهنده الکترون توسط باکتری اتوتروف تولید می شود. بازده واقعی به ندرت بطور مستقیم اندازه گیری می شود و اغلب از طریق ارزیابی اطلاعات بیومس تولیدی حاصل از بهره برداری راکتورها در شرایط مختلف بدست می آید. مقادیر بازده واقعی برای رشد باکتری تحت تأثیر انرژی جذب شده ناشی از واکنش اکسیداسیون و احیاء، مشخصات منبع کربن، منبع نیتروژن و عوامل محیطی مانند دما، pH و فشار اسمزی می باشد. همانطور که در این قسمت بیان شد، در صورتی که استوکیومتری یا حجم انرژی تولیدی در واکنش اکسید و احیاء مشخص باشد می توان بازده واقعی را برآورد کرد.

۵-۱ سینتیک های رشد میکروبی

[1] .Solids yield

کارایی فرآیندهای بیولوژیکی مورد استفاده برای تصفیه فاضلاب به دینامیک های مصرف سوبسترا و رشد میکروبی بستگی دارد. بهره برداری و طراحی مؤثر چنین سیستم هایی به فهم واکنشهایی بیولوژیکی انجام شده و درک اصول اساسی حاکم بر رشد میکرواگانیسم ها نیاز دارد . بدیهی است درک تمام شرایط محیطی موثر بر مصرف سوبسترا و سرعت رشد میکروبی ممکن است میسر نباشدئ و کنترل عواملی مانند pH و نوترینت ها برای فراهم کردن تصفیه موثر لازم است. هدف از این قسمت، بیان مقدمه ای راجع به سینتیک رشد میکروبی است. عناوین مورد توجه در این قسمت عبارتند از: ۱) اصطلاحات سینتیکی رشد میکروبی ۲) سرعت مصرف سوبسترای محلول ۳) سایر اصطلاحات سرعت کاربرد سوبسترای محلول ۴) سرعت تولید سوبسترای محلول از مواد آلی ذره ای قابل تجزیه بیولوژیکی ۵) سرعت رشد میکروبی با سوبسترای محلول ۶) ضرایب سینتیکی مورد استفاده برای مصرف سوبسترا و رشد میکروبی ۷) سرعت جذب اکسیژن ۸) اثرات دما ۹) جرم سلولی فعال و کل جامدات معلق فرار ۱۰) بازده مشاهده شده و بازده بیومس خالص.

اصطلاحات سینتیکهای رشد میکروبی

سینتیک های رشد میکروبی بیانگر اکسیداسیون یا مصرف سوبسترا و تولید بیومس می باشد و به کل غلظت جامدات معلق در راکتور بیولوژیکی مربوط می‌شود. اصطلاحات معمول مورد استفاده برای توصیف تغییراتی که در اکسیداسیون سوبسترا و رشد جرم سلولی فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی انجام می شود در جدول ۱-۱ بیان شده است. بدلیل اینکه فاضلابهای شهری و صنعتی دارای سوبستراهای متعددی می باشند، غلظت ترکیبات آلی اغلب بصورت COD قابل تجزیه بیولوژیکی (bCOD) یا UBOD[1] تعریف می شود که هر دو شامل ترکیبات قابل تجزیه بیولوژیکی ذره ای، کلوئیدی و محلول هستند. (bCOD) و UBOD بیانگر مقادیر قابل اندازه گیری است و برای تمام ترکیبات بکار می روند. در بیان روابط سینتیکی این بخش، COD محلول قابل تجزیه بیولوژیکی (bsCOD) برای اندازه گیری مقدار ترکیبات آلی قابل تجزیه بیولوژیکی مورد استفاده قرار گرفته است؛ زیرا با روابط استوکیومتری سوبسترای اکسید شده یا سوبسترای مورد استفاده در رشد سلول مرتبط است(رابطه ۷-۱ را مشاهده کنید). باید توجه نمود که در قسمت ۲-۲ بخش ۲، bsCOD به ترکیبات قابل تجزیه بیولوژیکی کند و سریع تقسیم می‌شود. جامدات بیومس در یک راکتور بیولوژیکی معمولاً بر حسب جامدات معلق کل (TSS) و جامدات معلق فرار(VSS) اندازه گیری می شود. مخلوط جامدات حاصل از لجن برگشتی و فاضلاب ورودی در راکتور بیولوژیکی، جامدات معلق مایع مخلوط(MLSS) و جامدات معلق فرار مایع مخلوط (MLVSS) نامیده می شوند. جامدات ترکیبی از بیومس، جامدات معلق فرار غیر قابل تجزیه بیولوژیکی(nbVSS) و جامدات معلق کل غیر آلی خنثی(iTSS) می باشد. منشاء nbVSS از فاضلاب ورودی و همچنین از بقایای سلولی حاصل از تنفس خودتخریبی است. iTSS از فاضلاب ورودی منشاء گرفته است. سایر اصطلاحات مشخصات فاضلاب در قسمت ۲-۲ بخش ۲ بیان شده است.

1.Ultimate

سرعت مصرف سوبسترای محلول

در مقدمه این بخش بیان شد که یکی از پارامترهای اصلی در تصفیه فاضلاب، حذف سوبسترا است. به عبارت دیگر، هدف از تصفیه بیولوژیکی فاضلاب در اکثر موارد، کاهش دهنده الکترون(مانند ترکیبات آلی در اکسیداسیون هوازی) می‌باشد. برای باکتریهای هتروتروف، ترکیبات آلی قابل تجزیه و برای باکتری های نیترفایر اتوتروف ، آمونیاک یا نیترات یا سایر ترکیبات غیر آلی احیاء شده بعنوان دهنده الکترون است. سرعت مصرف سوبسترا در سیستم های بیولوژیکی را می توان بر مبنای رابطه زیر برای سوبستراهای محلول مدل سازی کرد. بدلیل کاهش جرم سوبسترا با گذشت زمان ناشی از مصرف سوبسترا و استفاده از رابطه ۱۲-۱ در موازنه های جرمی سوبسترا ، علامت منفی در نظر گرفته شده است.

$$r_{su} = -\frac{kXS}{K_S + S} \qquad (1-12)$$

r_{su} = سرعت تغییر غلظت سوبسترا بدلیل مصرف آن، $g/m^3.d$

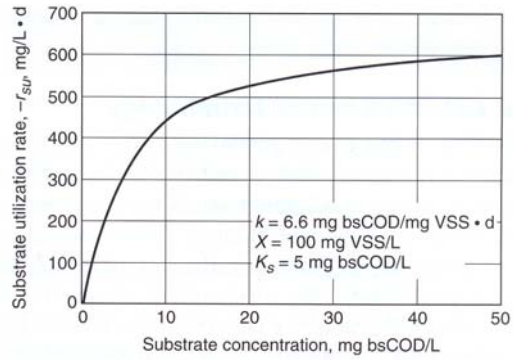
k = ماکزیمم مصرف سرعت ویژه سوبسترا برحسب گرم سوبسترا بر گرم میکروارگانیسم در روز .

X = غلظت بیومس (میکروارگانیسم)، g/m^3

S = غلظت سوبسترای محدود کننده رشد در محلول، g/m^3

K_S = ثابت نیم سرعت، غلظت سوبسترا در نصف ماکزیمم سرعت ویژه مصرف سوبسترا، g/m^3

نمودار ۱۱-۱ میزان تغییرات مصرف سوبسترا در برابر غلظت COD محلول قابل تجزیه بیولوژیکی بر اساس مدل نوع اشباع (رابطه ۱۲-۱ را ببینید).



رابطه ۱۲-۱ برای یک رابطه نوع اشباع مورد تأیید است که قبلاً در بخش ۴(متکف) توصیف شده است. برای حذف سوبسترا رابطه (۱۲-۱) بر اساس رابطه میکائیلیس-منتن ارائه شده است(بیلی و اولیس، ۱۹۸۶). همچنین رابطه ۱۲-۱ توسط مونود برای سرعت ویژه رشد باکتری پیشنهاد شده است که در آن ، سوبسترای محدودکننده برای میکروارگانیسم بصورت محلول قابل استفاده است(مونود، ۱۹۴۲و ۱۹۴۹). نمودار r_{su} بیانگر سرعت مصرف در برابر غلظتهای سوبسترا در نمودار ۱۱-۱ نشان داده شده است. بر اساس نمودار ۱۱-۱ ، ماکزیمم سرعت مصرف سوبسترا در حداکثر غلظت سوبسترا اتفاق می افتد. بعلاوه وقتی غلظت سوبسترا به کمتر از مقدار لازم می رسد، میزان $-r_{su}$ نیز تقریباً

بصورت خطی کاهش می یابد. در عمل، سیستم های تصفیه بیولوژیکی برای تولید پساب خروجی با سوبسترای خیلی کم طراحی می‌شوند.

هنگامی که سوبسترا با سرعت ماکزیمم مصرف می شود، باکتریها نیز با سرعت ماکزیمم خود رشد می کنند. بنابراین ماکزیمم سرعت رشد ویژه باکتری با ماکزیمم مصرف سوبسترای ویژه بصورت زیر در ارتباط است:

$$\mu_m = kY \qquad (1-13)$$

و

$$k = \frac{\mu_m}{Y} \qquad (1-14)$$

μ_m = ماکزیمم سرعت ویژه رشد باکتری بر حسب گرم سلول جدید به گرم سلول در روز

k = ماکزیمم سرعت ویژه مصرف سوبسترا، g/g.d

Y = ضریب بازده واقعی، g/g (قبلاً تعریف شد)

با استفاده از تعریف ماکزیمم سرعت ویژه مصرف سوبسترا که در رابطه ۱۳-۱ داده شده است، سرعت مصرف سوبسترا را به این صورت نیز گزارش نموده اند:

$$r_{su} = -\frac{\mu_m XS}{Y(K_S + S)} \qquad (1-15)$$

سایر روابط سرعت برای مصرف سوبسترای محلول

در بررسی روابط سینتیکی مورد استفاده برای توصیف مصرف سوبسترا و سرعت رشد بیومس یادآوری این موضوع خیلی اهمیت دارد که روشهای مورد استفاده برای مدل فرآیندهای بیولوژیکی همگی تجربی است و مقادیر ضرایب بصورت تجربی تعیین می‌شود. در کنار رابطه سوبسترای محدود شده در بالا، سایر روابطی که برای توصیف سرعتهای مصرف سوبسترا استفاده شده است بصورت زیر می باشد:

$$r_{su} = -k \qquad (1-16)$$

$$r_{su} = -kS \qquad (1-17)$$

$$r_{su} = -kXS \qquad (1-18)$$

$$r_{su} = -kX\frac{S}{S_0} \qquad (1-19)$$

به منظور انطباق روابط سینتیکی و اتفاده از مدلهای سینتیکی، رابطه سرعت ویژه مورد استفاده برای تعریف سینتیک های مصرف سوبسترا عمدتاً بر مبنای اطلاعات تجربی بیان می شود. در بعضی موارد، از مدل درجه اول نشان داده شده در رابطه ۱۸-۱ برای توصیف سرعتهای مصرف سوبسترا استفاده می شود که غلظت سوبسترا در سیستم تصفیه بیولوژیکی در حین بهره برداری کم باشد. موازنه جرمی دلیل استفاده از رابطه سرعت که در قسمت بعد بحث خواهد شد. همچنین براساس اصول مدلسازی فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی، مدلهای سینتیکی نباید خارج از محدوده شرایط مورد استفاده برای توسعه ضرایب مدل بکار روند.

میزان تولید سوبسترای محلول از مواد آلی ذره ای قابل تجزیه بیولوژیکی

روابط میزان مصرف سوبسترا و رشد جرم سلولی که تا این مرحله بیان شد، براساس مصرف سوبسترای محلول بوده است. در تصفیه فاضلاب شهری تنها حدود ۵۰-۲۰ درصد مواد آلی قابل تجزیه، بصورت ترکیبات محلول وارد می شود و در برخی فاضلابهای صنعتی ممکن است مواد آلی محلول به نسبت متوسط کل سوبسترای آلی قابل تجزیه، کم باشد . باکتری نمی تواند ذرات جامد را بصورت مستقیم مصرف کند و از آنزیمهای خارج سلولی برای هیدرولیز مواد آلی ذره ای به سوبسترای محلول استفاده می‌کند که این حالت می تواند بر اساس روابط سینتیکی توضیح داده شده در بالا است. سرعت تبدیل سوبسترای ذره ای نیز یک فرآیند محدود شونده از نظر سرعت است که به غلظتهای بیومس و سوبسترای ذره ای بستگی دارد. رابطه سرعت برای تبدیل سوبسترای ذره ای در زیر نشان داده شده است(گرادی و همکاران، ۱۹۹۹):

$$r_{SC.P} = -\frac{k_p (P/X) X}{(K_X + P/X)} \qquad (1-20)$$

$r_{sc.p}$ = سرعت تغییر غلظت سوبسترای ذره ای ناشی از تبدیل آن به سوبسترای محلول، $g/m^3.d$

k_p = ماکزیمم سرعت ویژه تبدیل مواد ذره ای، g P/g X.d

P = غلظت سوبسترای ذره ای، g/m^3

X = غلظت بیومس، g/m^3

K_X = ثابت نیم سرعت تجزیه، g/g

مقدار تجزیه مواد ذره ای با غلظت بیومس در ارتباط می باشد؛ زیرا هیدرولیز مواد ذره ای با سطح تماس نسبی بین مواد آلی نامحلول و بیومس مرتبط است. تأثیر غلظت مواد آلی ذره ای در بخش ۲ بیشتر مطرح است.

سرعت رشد بیومس با سوبسترای محلول

در قسمت ۴-۱، سرعت رشد بیومس بصورت تابعی از میزان مصرف سوبسترا است و بوسیله سرعت بازده واقعی نشان داده می شود و تجزیه بیومس نیز بعنوان تابعی از بیومس موجود می باشد. بنابراین رابطه موجود بین سرعت رشد و سرعت مصرف سوبسترا در هر دو سیستم منقطع و پیوسته مطرح است.

$$r_g = -Y r_{su} - k_d X \qquad (1-21)$$

$$= Y \frac{kXS}{K_S + S} - k_d X \qquad (1-22)$$

r_g = میزان تولید بیومس خالص، $g\ VSS/m^3.d$

Y = ضریب بازده واقعی، g VSS/g bsCOD

k_d = ضریب تجزیه خودتخریبی، g VSS/g VSS.d

سایر پارامترها قبلاً بیان شده است.

اگر هر دو طرف رابطه ۲۲-۱ بر غلظت جرم سلولی X تقسیم شود ، سرعت رشد ویژه بصورت زیر تعریف می شود:

$$\mu = \frac{r_g}{X} = Y\frac{kS}{K_S + S} - k_d \qquad (1-23)$$

μ = سرعت ویژه رشد بیومس، g VSS/g VSS.d

همانطور که نشان داده شد، سرعت رشد ویژه مسئول تغییرات روزانه بیومس با مقدار بیومس موجود مرتبط می باشد و تابعی از غلظت سوبسترا و ضریب تجزیه خودتخریبی است.

ضریب تجزیه خودتخریبی برای بیان کاهش بیومس ناشی از اکسیداسیون محصولات ذخیره داخل سلولی که انرژی را برای بقای سلول ذخیره می کند، مرگ سلولی و شکار شدن توسط ارگانیسم های بالاتر در زنجیره غذایی محاسبه می شود. باید توجه نمود که میکروارگانیسم ها در همه مراحل رشد برای نگهداری سلول به انرژی نیاز دارند؛ هر چند به نظر می رسد ضریب تجزیه به احتمال زیاد با سن سلول تغییر می کند. معمولاً این عوامل با هم جمع می شود و فرض می شود که کاهش جرم سلولی ایجاد شده بوسیله آنها با غلظت ارگانیسم های موجود در ارتباط است. کاهش جرم میکروبی اغلب در متون تحت عنوان تجزیه خودتخریبی شناخته شده است. در رابطه ۲۱-۱ ضریب k_d ، ضریب سرعت تجزیه خودتخریبی است. یک روش مورد استفاده برای توصیف تجزیه خودتخریبی تحت عنوان مدل لیز- رشد مجدد[1] شناخته شده است که در قسمت ۱۰-۲ بخش ۲ بیان شده است.

در فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی همانطور که در رابطه ۱۵-۱ و ۲۲-۱ بیان شد، هر دو پارامتر سرعت رشد بیومس و مصرف سوبسترا تحت کنترل مقدار سوبسترای محدود کننده است. سوبسترای محدود کننده رشد می تواند هر ماده ضروری مورد نیاز برای رشد سلولی باشد(دهنده الکترون، گیرنده الکترون یا مواد مغذی)؛ اما اغلب دهنده*های* الکترون بعنوان عامل محدود کننده محسوب می شود؛ زیرا سایر مواد مورد نیاز معمولاً به مقدار اضافی در دسترس سلول می باشد. بنابراین هنگامی که عبارت سوبسترا برای توصیف سینتیکهای رشد استفاده می شود، معمولاً دهنده الکترون مورد نظر است.

ضرایب سینتیکی برای مصرف سوبسترا و رشد بیومس

مقدار ضرایب (k ,K_s ,Y ,k_d) که برای پیش بینی سرعت مصرف سوبسترا و رشد بیومس استفاده شده است بر مبنای منبع فاضلاب، جمعیت میکروبی و دما تغییر می کند. مقدار ضرایب سینتیکی حاصل از نتایج آزمایشات در مقیاس کامل و مقیاس آزمایشگاهی تعیین می شود. در فاضلابهای شهری و صنعتی، مقدار ضرایب بیانگر اثر مجموعه ای از سینتیک های میکروبی در تجزیه همزمان محدوده ای از مواد مختلف تشکیل دهنده فاضلاب است. مقدار معمول ضرایب سینتیکی اکسیداسیون هوازی BOD در فاضلاب شهری در جدول ۹-۱ بیان شده است. مقدار ضرایب سینتیکی کاملتر در بخشهای ۲ ، ۳ و ۴ ارائه شده است.

[1] .Lysis-regrowth model

جدول ۹-۱ مقادیر ضرایب سینتیکی فرآیند لجن فعال مطرح در حذف مواد آلی از فاضلاب شهری

ضریب	واحد	مقدار[الف] محدوده	متوسط
K	g bsCOD/g VSS.d	۲-۱۰	۵
K_S	mg/L BOD	۲۵-۱۰۰	۶۰
	mg/L bsCOD	۱۰-۶۰	۴۰
Y	mg VSS/mg BOD	۰/۴-۰/۸	۰/۶
	mgVSS/mg bsCOD	۰/۳-۰/۶	۰/۴
k_d	g VSS/g VSS.d	۰/۰۶-۰/۱۵	۰/۱

الف. مقادیر برای دمای ۲۰°C گزارش شده است .

میزان جذب اکسیژن

میزان جذب اکسیژن بطور استوکیومتری با سرعت مصرف سوبسترا و سرعت رشد میکروبی در ارتباط می باشد(قسمت ۴-۱۷ را ببینید)؛ بنابراین میزان جذب اکسیژن را می توان به این صورت تعریف کرد:

$$r_o = -r_{su} - 1.42\, r_g \qquad (1-24)$$

r_o = میزان جذب اکسیژن، $g\ O_2/m^3.d$

r_{su} = سرعت مصرف سوبسترا، g bsCOD/g VSS

1.42 = COD بافت سلولی، g bsCOD/g VSS

r_g = سرعت رشد بیومس، $g\ VSS/m^3.d$

یک علامت منفی در جلو پارامتر r_{su} رابطه ۲۴-۱ نیاز است؛ زیرا همانطور که در رابطه ۱۲-۱ بیان شده است، سرعت مصرف سوبسترا منفی می باشد(به عبارتی غلظت سوبسترا با گذشت زمان کاهش می یابد). ضریب ۱/۴۲ بیانگر COD بافت سلولی است که قبلاً در رابطه ۵-۱ توضیح داده شد.

اثرات دما

وابستگی دمایی ثابتهای سرعت واکنش بیولوژیکی در ارزیابی بازده کلی فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی خیلی مهم است . دما تنها فعالیتهای متابولیکی توده های میکروبی را تحت تأثیر قرار نمی دهد؛ بلکه بر عواملی مانند سرعت انتقال گاز و نحوه ته نشینی جامدات بیولوژیکی تأثیر اساسی دارد.

$$K_T = K_{20}\theta^{(T-20)}$$

k_T = ضریب سرعت واکنش در دمای T، °C

K_{20} = ضریب سرعت واکنش در دمای ۲۰°C

θ = ضریب فعالیت دمایی

T = دما برحسب درجه سانتیگراد

مقادیر θ در سیستم های بیولوژیکی از ۱/۰۲ تا ۱/۲۵ متفاوت است. فاکتور تصحیح دما برای ضریب سینتیکی مختلف در بخش ۲ ارائه شده است.

کل جامدات معلق فرار و بیومس فعال

روابط سینتیکی مورد استفاده برای توصیف رشد و سینتیک های بیولوژیکی با غلظت بیومس فعال X در راکتور تصفیه ارتباط دارد. در واقع VSS داخل راکتور، قسمت اعظم بیومس را تشکیل می دهد و بیومس فعال با توجه به شرایط بهره برداری و مشخصات فاضلاب می تواند متفاوت باشد. سایر ترکیبات تشکیل دهنده مقدار VSS شامل ضایعات سلولی[1] ناشی از تجزیه خودتخریبی و VSS غیر قابل تجزیه بیولوژیکی (nbVSS) در فاضلاب ورودی است که وارد راکتور بیولوژیکی می شود. در حین مرگ سلولی، مواد داخل سلولی به داخل مایع آزاد می شود و توسط باکتریهای دیگر مصرف می گردند. قسمتی از بیومس(دیوار سلولی) محلول نیست و بصورت مواد ذره ای غیر قابل تجزیه بیولوژیکی در سیستم باقی می ماند.

مواد غیر قابل تجزیه بیولوژیکی باقیمانده بعنوان ضایعات سلولی نامیده می شود و بیانگر تقریباً ۱۵-۱۰ درصد وزن اولیه سلول است. ضایعات سلولی نیز بصورت VSS اندازه گیری می شود و بعنوان قسمتی از VSS اندازه گیری شده در مایع مخلوط راکتور نقش دارد. سرعت تولید دورریز سلولی بطور مستقیم با سرعت تجزیه خودتخریبی در ارتباط می باشد.

$$r_{xd} = f_d(k_d)X \qquad (1-25)$$

r_{xd} = سرعت تولید ضایعات سلولی، $g\ VSS/m^3.d$

f_d = نسبت جرم سلولی باقیمانده بصورت ضایعات سلولی، ۰/۱-۰/۱۵ g VSS/g VSS

مقدار nbVSS حاصل از ضایعات سلولی معمولاً بخش کوچکی از VSS یک راکتور بیولوژیکی مورد استفاده برای تصفیه فاضلاب شهری و برخی از فاضلابهای صنعتی را تشکیل می دهد. مطابق با آنچه در بالا ذکر شد، حجم متغیری از MLVSS که شامل جرم سلولی نیست، از nbVSS فاضلاب ورودی منشاء گرفته است. غلظت MLVSS فاضلابهای شهری تصفیه نشده معمولی ممکن است در محدوده ای از mg/l ۱۰۰-۶۰ باشد و بعد از تصفیه اولیه بین mg/l ۴۰-۱۰ گزارش شده است.

کل جامدات معلق فرار : میزان تولید VSS در تانک هوادهی را می توان بصورت مجموع تولید بیومس داده شده در رابطه ۲۱-۱ ، تولید nbVSS در رابطه ۲۵-۱ و nbVSS ورودی تعریف کرد:

$$r_{X_T.VSS} = -Yr_{su} - k_d X + f_d(k_d)X + QX_{o.i}/V \qquad (1-26)$$

$r_{X_T.VSS}$ = میزان تولید VSS کل، $g/m^3.d$

Q = دبی جریان ورودی، m^3/d

$X_{o.i}$ = غلظت nbVSS ورودی، g/m^3

V = حجم راکتور، m^3

[1] .Cell debris

پارامترهای دیگر قبلاً بیان شده است.

جرم سلولی فعـال: مطـابق بـا رابطـه ۲۶-۱، نـسبت جـرم سـلولی فعـال در VSS مـایع مخلـوط (MLVSS) برابر با نسبت مجموع رشد و تجزیه سلولی به کل MLVSS تولیدی است:

$$F_{X.act} = (-Yr_{su} - k_d X) / r_{X_T.VSS} \qquad (1-27)$$

$F_{X.act}$ = نسبت فعال بیومس در MLVSS ، g/g

بازده بیومس خالص و بازده مشاهده شده

پارامتر بازده واقعی در قسمت ۴-۱ بصورت حجم بیومس تولید شده در حین سنتز سلولی متناسب بـا حجم سوبسترای تجزیه شده، تعریف می‌شود. در طراحی و بررسی فرآینـدهای تـصفیه بیولـوژیکی، دو نوع بازده دیگر مهم می باشد: ۱) بازده جرم سلولی خالص[1] ۲) بازده جامدات مشاهده شده[2]. بازده اول برای تخمین مقدار میکروارگانیسم فعال در سیستم و بازده دوم برای نشان دادن حجم تولید لجن بکار می رود.

بازده بیومس خالص

بازده بیومس خالص برابر با نسبت رشد بیومس خالص به سرعت مصرف سوبسترا است:

$$Y_{bio} = -r_g / r_{su} \qquad (1-28)$$

Y_{bio} = بازده بیومس خالص، گرم بیومس به سوبسترای مصرفی

بازده مشاهده شده

برای بیان تولید واقعی جامدات اندازه گیری شده در سیستم، بازده مشاهده شده محاسبه مـی شـود و بصورت زیر نشان داده می شود:

$$Y_{obs} = -r_{X_T.VSS} / r_{su} \qquad (1-29)$$

Y_{obs} = بازده مشاهده شده برحسب VSS تولیدی(گرم) به سوبسترای حذف شده(گرم)

مثال ۵-۱ تعیین بازده جرم سلولی و جامدات: در یک سیستم لجن فعال فاضلاب صنعتی ، مقدار bsCOD فاضلاب ورودی ۳۰۰ g/m^3 و غلظت nbVSS ورودی ۵۰ g/m^3 می باشد. میزان جریـان ورودی ۱۰۰۰ m^3/d ، غلظت بیـومس ۲۰۰۰ g/m^3 و غلظـت bsCOD راکتـور ۱۵ g/m^3 و حجـم راکتور ۱۰۵ m^3 است . اگر نسبت ضایعات سلولی f_d برابر ۰/۱ باشـد، بـازده مـشاهده شـده جامـدات ، بازده بیومس خالص و نسبت بیومس MLVSS را تعیـین کنیـد. از ضـرایب سـنتیکی داده شـده در جدول ۹-۱ استفاده کنید.

[1] .Net biomass yield
[2] .Observed solids yield

حل:

۱- بازده بیومس خالص را با استفاده از رابطه (۲۸-۱) تعیین کنید:

$$Y_{bio} = -r_g / r_{su}$$

الف) با استفاده از رابطه ۱۲-۱ و اطلاعات داده شده در جدول ۹-۱ ، r_{su} را بدست آورید.

$$r_{su} = -\frac{kXS}{K_S + S}$$

$$= -\frac{(5/d)(2000\,g/m^3)(15\,g\,bsCOD/m^3)}{(40+15)\,g/m^3} = -2727\,g\,bsCOD/m^3.d$$

ب) سرعت تولید بیومس خالص r_g را با استفاده از رابطه ۲۱-۱ تعیین کنید.

$$r_g = -Yr_{su} - k_d X$$

$$= -(0.40\,g\,VSS/g\,bsCOD)(-2727\,g\,bsCOD/m^3.d)$$

$$-(0.10\,g\,VSS/g\,VSS.d)(2000\,g\,VSS/m^3) = 891\,g\,VSS/m^3.d$$

ج) بازده بیومس خالص را محاسبه کنید.

$$-۲\ Y_{bio} = -r_g / r_{su} = (891\,g\,VSS/m^3.d)/(2727\,g\,bsCOD/m^3.d) = 0.33\,g\,VSS/g\,bsCOD$$

سرعت تولید بیومس را با استفاده از رابطه ۲۶-۱ را تعیین کنید.

$$r_{X_T.VSS} = -Yr_{su} - k_d X + f_d(k_d)X + QX_{o.i}/V$$

$$= 891\,g\,VSS/m^3.d$$

$$+(0.10\,g\,VSS/g\,VSS)(0.10\,g\,VSS/g\,VSS.d)(2000\,g\,VSS/m^3)$$

$$+(1000\,m^3.d)(50\,g\,VSS/m^3)/105\,m^3$$

$$= (891+20+476)\,g\,VSS/m^3.d = 1387\,g\,VSS/m^3.d$$

۳- بازده مشاهده شده جامدات را با استفاده از رابطه ۲۹-۱ محاسبه کنید.

$$Y_{obs} = -r_{X_T.VSS}/r_{su}$$

$$= -(1387\,g\,VSS/m3.d)/(-2727\,g\,bsCOD/m3.d) = 0.51\,g\,VSS/g\,bsCOD$$

۴- نسبت بیومس فعال در MLVSS را با استفاده از رابطه ۲۷-۱ محاسبه کنید.

$$F_{X.act} = (-Yr_{su} - k_d X)/r_{X_T.VSS}$$

$$= (891\,g\,VSS/m^3.d)/(1387\,g\,VSS/m^3.d) = 0.64$$

توضیح: بنابراین با احتساب nbVSS ورودی فاضلاب و ضایعات سلولی تولید شده ، MLVSS حاوی ۶۴ درصد جرم سلولی فعال است.

۶-۱ مدل سازی فرآیندهای تصفیه رشد معلق

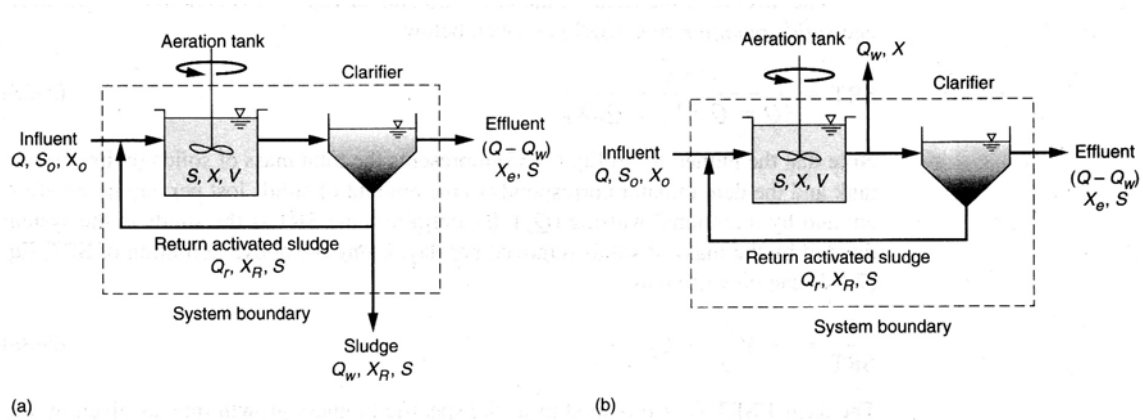
قبل از بحث راجع به فرآیندهای بیولوژیکی مجزای مورد استفاده در فاضلاب که در قسمت ۸-۱ تا ۱۴-۱ بیان شده است، کاربرد عمومی سینتیک های رشد بیولوژیکی و حذف سوبسترا توضیح داده می

شود. هدف از این قسمت بیان: ۱) انجام موازنه سوبسترا و بیومس ۲) پیش بینی غلظت سوبسترای محلول و بیومس در خروجی فاضلاب ۳) پیش بینی بیومس راکتور و غلظتهای MLSS/MLVSS و حجم لجن دفعی تولید شده روزانه ۴) پیش بینی اکسیژن مورد نیاز است. فرآیندهای رشد ثابت در قسمت ۷-۱ مورد بحث قرار خواهند گرفت.

توصیف فرآیندهای تصفیه رشد معلق

راکتور اختلاط کامل با جریان برگشتی بعنوان یک مدل فرآیند رشد معلق در این قسمت مورد توجه قرار گرفته است. دیاگرام کلی جریان که در شکل ۱۲-۱ نشان داده شد، شامل اصطلاحات مورد استفاده در روابط موازنه جرمی است. یک راکتور اختلاط کامل مشابه را می توان در مطالعات آزمایشگاهی برای ارزیابی قابلیت تصفیه فاضلاب و بدست آوردن ضرایب سینتیکی مدل استفاده کرد. تمام طرحهای راکتور تصفیه بیولوژیکی بر اساس استفاده از موازنه جرمی کلی یک حجم تعریف شده از هر ترکیب ویژه مورد توجه است(مانند جرم سلولی و سوبسترا و غیره). موازنه جرمی شامل مقدار جریان جرمی ترکیب ورودی و یا خروجی سیستم و سرعت واکنش مناسب برای کاهش یا تولید ترکیب در محدوده سیستم است. واحدهای موازنه جرمی معمولاً بصورت جرم به حجم در زمان داده شده است. برای اطمینان از صحت روابط موازنه جرمی، کنترل واحدها در تمام موازنه های جرمی پیشنهاد می شود.

نمودار ۱۲-۱ نمودار کلی فرآیند لجن فعال همراه با اصطلاحات مدل: الف)دفع از خط برگشت لجن ب)دفع از تانک



هوادهی

موازنه جرمی بیومس

موازنه جرمی میکروارگانیسم های راکتور اختلاط کامل که در شکل الف۱۲-۱ نشان داده شده است بصورت زیر نوشته می‌شود: همانطور که اشاره شد، علامت پارامتر تولید یا تشکیل (رشد خالص در رابطه ۳۰-۱) همیشه مثبت است. علامت واقعی فرآیند همیشه قسمتی از رابطه سرعت است. برای

مثال اگر رابطه سرعت $r = -kC$ باشد، پارامتر تولید منفی است و کاهش اتفاق می افتد. بطـور مـشابه اگر $r = +kC$ باشد، پارامتر تولید مثبت است و افزایش اتفاق می افتد.

۱- بیان کلی کلامی

سرعت جریان میکروارگانیسم داخل = سرعت مجموع میکروارگانیسمها در محدوده سیـستم محـدوده سیستم – سرعت جریان میکروارگانیسم خارج از محدوده سیستم + رشـد خـالص میکروارگانیـسم در محدوده سیستم

۲- بیان ساده کلامی

مجموع = ورودی - خروجی + رشد خالص (۱-۳۱)

۳- نمایش بصورت فرمول

$$\frac{dX}{dt}V = QX_0 - [(Q - Q_W)X_e - Q_W X_R] + r_g V \qquad (1-32)$$

dX/dt = سرعت تغییر غلظت بیومس اندازه گیری شده در راکتور برحسب $g\ VSS/m^3.d$

V = حجم راکتور (بعبارتی تانک هوادهی)، m^3

Q = دبی جریان ورودی، m^3/d

X_0 = غلظت بیومس در جریان ورودی، $g\ VSS.d$

Q_W = میزان جریان لجن دفعی، m^3/d

X_e = غلظت بیومس در خروجی، $g\ VSS/m^3$

X_R = غلظت بیومس در خط برگشتی از زلال ساز، $g\ VSS/m^3$

r_g = سرعت خالص تولید بیومس، $g\ VSS/m^3.d$

اگر فرض شود غلظت میکروارگانیسم ها در ورودی را می توان نادیده گرفت و شرایط ثابت حاکم باشد (dX/dt =۰)، رابطه ۳۲-۱ را می توان بصورت زیر بیان کرد:

$$(Q - Q_W)X_e + Q_W X_R = r_g V \qquad (1-33)$$

اگر رابطه ۳۳-۱ با رابطه ۲۱-۱ ترکیب شود نتیجه به این صورت می شود:

$$\frac{(Q - Q_W)X_e + Q_W X_R}{VX} = -Y\frac{r_{su}}{X} - k_d \qquad (7-34)$$

X = غلظت بیومس در راکتور، g/m^3

اگر عبارت سمت چپ رابطه (۳۴-۱) معکوس شود، متوسط زمان ماند جامـدات (SRT) بـصورت زیـر بدست می آید:

$$SRT = \frac{VX}{(Q - Q_W)X_e + Q_W X_R} \qquad (1-35)$$

قابل توجه است که صورت کسر رابطه ۳۵-۱ بیانگر کل جرم جامدات در تانک هوادهی است و مخـرج کسر بیانگر مقدار کاهش روزانه جامدات خروجی و بوسیله دفع دلخواه لجن (Q_W) است. SRT مطابق با تعریف برابر با جامدات سیستم تقسیم بر جرم جامدات حذف شده بازای هر روز می باشد. با استفاده از تعریف SRT در بالا، رابطه ۳۴-۱ را می توان به این صورت نوشت:

$$\frac{1}{SRT} = -Y\frac{r_{su}}{X} - k_d \qquad (1-36)$$

همانطور که در رابطه ۳۷-۱ نشان داده شده است عبارت $\frac{1}{SRT}$ با μ سرعت رشد ویـژه جـرم سـلولی مرتبط می باشد:

$$\frac{1}{SRT} = \mu \qquad (1-37)$$

رابطه ۳۷-۱ با تقسیم رابطه ۳۶-۱ بر X و جایگزینی r_g از رابطـه ۲۱-۱ در سـمت راسـت واکـنش و استفاده از تعریف μ داده شده در رابطه ۲۳-۱ بدست آمده است.

بنابراین SRT (که می تواند بوسیله دفع جامدات کنترل شود) در یـک فرآینـد لجـن فعـال اخـتلاط کامل، معکوس سرعت ویژه متوسط است که با سرعت بیوسینتیکی فرآیند مرتبط است. در رابطه ۳۶-۱عبارت ($-r_{su}$ /X) تحت عنوان سرعت ویژه مصرف سوبـسترا U شـناخته شـده اسـت. سـرعت ویـژه مصرف سوبسترا U بصورت زیر محاسبه می شود:

$$U = \frac{r_{SU}}{X} = \frac{Q(S_0 - S)}{VX} = \frac{S_0 - S}{tX} \qquad (1-38)$$

U = سرعت ویژه مصرف سوبسترا، g BOD or COD/g VSS.d

Q = میزان جریان فاضلاب، m^3/d

S_0 = غلظت سوبسترای محلول ورودی، g BOD or bsCOD/m^3

S = غلظت سوبسترای محلول خروجی، g BOD or bsCOD/m^3

V = حجم تانک هوادهی، متر مکعب

X = غلظت جرم سلولی، g/m^3

t = زمان ماند هیدرولیکی، روز

پارامترهای دیگر مانند موارد تعریف شده بالا می باشد.

با قرار دادن رابطه ۱۲-۱ در رابطه ۳۶-۱ رابطه زیر بدست می آید:

$$\frac{1}{SRT} = \frac{YkS}{K_s + S} - k_d \qquad (1-39)$$

زمان ماند جامدات (SRT) یک پارامتر مهم طراحی و بهره بـرداری بـرای فرآینـد لجـن فعـال اسـت. SRT متوسط زمان جامدات لجن فعال در سیستم می باشد. با فرض اینکه جامـدات موجـود در زلال کننده که در شکل ۱۲-۱الف نشان داده شده است در مقایسه با جامدات تانـک هـوادهی قابـل صـرف نظر کردن است؛ SRT با تقسیم جرم جامدات در تانک هوادهی به جرم جامدات حذف شده روزانـه از طریق پساب و دفع لجن برای کنترل فرآیند بدست می آید. در بیشتر فرآیندهای لجن فعال که لختـه سازی خوبی اتفاق می افتد و زلال ساز بطور مناسبی طراحی شده است، VSS خروجی معمولا کمتـر از ۱۵mg/l است. در حالتی که VSS خروجی کم است جامدات اضافی باید با دفـع لجـن از سیـستم حذف شود. دورریزی معمولاً با حذف جرم سلولی (لجن) از خـط برگـشتی جریـان تحتـانی زلال سـاز اتفاق می افتد که در شکل ۱۲-۱الف نشان داده شده است. همانطور که در شکل ۱۲-۱الف نشان داده

شده است، دفع لجن را می توان بطور متناوب از تانک هوادهی انجام داد. با حل رابطـه ۳۹-۱، غلظـت سوبسترای محلول خروجی S بدست می آید:

$$S = \frac{K_S[1+(K_d)SRT]}{SRT(Yk-k_d)-1} \qquad (1-40)$$

باید توجه داشت که در رابطه ۴۰-۱، غلظت سوبسترای محلول خروجـی یـک فرآینـد لجـن فعـال بـا اختلاط کامل، تنها تابعی از SRT و ضرایب سینتیکی رشد و تجزیه است. غلظت سوبسترای خروجـی با غلظت سوبسترای محلول ورودی مرتبط نیست؛ اما همانطور که در سایر موازنـه هـای جرمـی نـشان داده خواهد شد، غلظت ورودی بر غلظت جرم سلولی موثر است.

موازنه جرمی سوبسترا

موازنه جرمی مصرف سوبسترا در تانک هوادهی (شکل ۱۲-۱) به این صورت است:

تولید + جریان خروجی - جریان ورودی = مجموع

$$\frac{dS}{dt}V = QS_0 - QS + r_{su}V \qquad (1-41)$$

S_0 = غلظت سوبسترای محلول ورودی، g/m^3

با جایگزینی مقدار r_{su} (رابطه ۱۲-۱) و با فـرض شـرایط ثابـت ($dS/dt = 0$)، رابطـه ۴۱-۱ بـه ایـن صورت بازنویسی می شود:

$$S0 - S = \left(\frac{V}{Q}\right)\left(\frac{kXS}{K_S + S}\right) \qquad (1-42)$$

حجم تانک هوادهی تقسیم بر میزان جریان ورودی برابر با زمان ماند هیدرولیکی است. اگر رابطه ۳۹-۱ برای پارامتر $S/(K_s+S)$ حل و در رابطه ۴۲-۱ جایگزین شود، عبارت زیـر بـرای محاسـبه غلظـت بیومس در تانک هوادهی بدست می آید:

$$X = \left(\frac{SRT}{t}\right)\left[\frac{Y(S_0 - S)}{1+(k_d)SRT}\right] \qquad (1-43)$$

مطابق با رابطه ۴۳-۱ ، غلظت جرم سلولی راکتور تابعی از SRT سیستم، زمان ماند هیدرولیکی تانک هـوادهی هـوازی، ضـریب بـازده سـنتزی، حجـم سوبـسترای حـذف شـده (S_0-S) و ضـریب تجزیـه خودتخریبی است. روابط مشابه می تواند برای توصیف فرآیند فعال بدون زلال کننده و بنابراین بـدون جریان لجن برگشتی بکار رود. در حالت بدون لجـن برگـشتی، همـه جامـدات تولیـد شـده در پـساب خروجی تانک هوادهی وجود دارد و SRT برابر است با:

$$SRT = VX / QX = t \qquad (1-44)$$

اهمیت SRT سیستم در تعیین غلظت سوبسترای محلول خروجی و غلظت بیومس تانک هـوادهی در روابط ۴۰-۱ و ۴۳-۱ مشخص است. همانطور که در رابطه ۳۵-۱ بوسیله پـارامتر جریـان لجـن دفعـی (Q_W) مشخص شده است، برای کنترل عملکرد فرآیند می توان مقدار SRT انتخاب شده را با حجـم لجن دفعی روزانه حفظ کرد. بطور مشابه با دفع لجن تانک هوادهی می توان نـشان داد کـه SRT بـا دفع درصد مشخصی از حجم تانک هوادهی در هر روز کنترل می‌شود.

تولید جامدات و غلظت جامدات مایع مخلوط

تولید جامدات حاصل از یک راکتور بیولوژیکی بیانگر جرم موادی است که باید برای نگهداری فرآیند بصورت روزانه حذف شود. اندازه گیری تولید جامدات بر حسب TSS ، VSS و جرم سلولی مفید است. همچنین طبق تعریف، SRT بیان مناسبی برای محاسبه کل لجن تولیدی روزانه در فرآیندهای لجن فعال فراهم می کند.

$$P_{X_T.VSS} = \frac{X_T V}{SRT} \qquad (1-45)$$

$P_{X_T.VSS}$ = کل جامدات دفعی روزانه، g VSS/d

X_T = غلظت کل MLVSS در تانک هوادهی، g VSS/m^3

V = حجم راکتور، m^3

SRT = زمان ماند جامدات، روز

بدلیل اینکه 1/SRT در رابطه ۴۵-۱ بیانگر نسبت لجن دفعی روزانه است و مایع مخلوط را می توان بصورت مخلوط یکنواختی از جرم سلولی و سایر جامدات فرض کرد، از رابطه ۴۵-۱ می توان برای محاسبه حجم جامدات دفعی هر کدام از ترکیبات مایع مخلوط استفاده کرد. برای تعیین حجم جرم سلولی دفعی روزانه (P_X) می توان غلظت جرم سلولی X را بجای X_T در رابطه ۴۵-۱ استفاده کرد.

غلظت جامدات مایع مخلوط: MLVSS کل در تانک هوادهی برابر با غلظت جرم سلولی X بعلاوه غلظت nbVSS است.

$$X_T = X + X_i \qquad (1-46)$$

موازنه جرمی برای تعیین غلظت nbVSS علاوه بر غلظت VSS جرم سلولی فعال مورد نیاز است. غلظت MLVSS و nbVSS تحت تاثیر مقدار nbVSS در ورودی فاضلاب، حجم nbVSS دفعی روزانه و حجم زائدات سلولی تولیدی حاصل از تجزیه سلول است. موازنه مواد برای ترکیبات خنثی بصورت زیر است:

مجموع = جریان ورودی + جریان خروجی + تولید

$$(dX_i/dt)V = QX_{oi} - X_i V/SRT + r_{x.i}V \qquad (1-47)$$

$X_{o.i}$ = غلظت nbVSS در ورودی، g/m^3

X_i = غلظت nbVSS در تانک هوادهی، g/m^3

$r_{x.i}$ = میزان تولید nbVSS حاصل از زائدات سلولی، g/m^3.d

در حالت ثابت ($dX_i/dt = 0$) و با قرار دادن رابطه ۲۵-۱ به جای r_{Xi} در رابطه ۴۷-۱ ، این رابطه بدست می آید:

$$0 = QX_{o.i} - X_i V/SRT + (f_d)(k_d)XV \qquad (1-48)$$

$$X_i = X_{oi}(SRT)/t + (f_d)(k_d)X(SRT) \qquad (1-49)$$

با ترکیب رابطه ۴۳-۱ و ۴۹-۱ برای X و X_i ، رابطه زیر بدست می آید که می توان برای تعیین غلظت MLVSS کل استفاده کرد.

$$X_T = \left(\frac{SRT}{t}\right)\left(\frac{Y(S_0 - S)}{1+(k_d)SRT}\right) + (f_d)(k_d)(X)SRT + \frac{(X_{o.i})SRT}{t} \qquad (1-50)$$

(A) Heterotrophic biomass — (B) Cell debris — (C) nbVSS in influent

تولید جامدات: با قرار دادن رابطه ۵۰-۱ بجای X_T در رابطـه ۴۵-۱ و جـایگزینی t بـا V/Q، حجـم VSS تولیدی و دفعی روزانه بصورت زیر تعیین می شود:

$$P_{X.VSS} = \frac{QY(S_0 - S)}{1+(k_d)SRT} + f_d(k_d)X(V) + QX_{o.i} \qquad (1-51)$$

رابطه ۴۳-۱ بجای غلظت جرم سلولی X در رابطه ۵۱-۱ جایگزین شده است و سـرعت تولیـد VSS روزانه بر حسب سوبسترای حذف شده، nbVSS ورودی و ضرایب سینتیکی بـصورت زیـر نـشان داده می‌شود:

$$P_{X.VSS} = \frac{QY(S_0 - S)}{1+(k_d)SRT} + \frac{(f_d)(k_d)YQ(S_0 - S)SRT}{1+(k_d)SRT} + QX_{o.i} \qquad (1-52)$$

(A) Hetrotrophic biomass — (B) Cell debris — (C) nb VSS in influent

تاثیر SRT بر عملکرد سیستم لجن فعال در حذف سوبـسترای محلـول در نمـودار ۱۳-۱ بیـان شـده است. علاوه بر غلظت سوبسترای محلول، غلظت VSS کل که شامل nbVSS نیز مـی باشـد، نـشان داده شده است. با افزایش SRT ، تجزیه جـرم سـلولی بیـشتر مـی شـود و بنـابراین زائـدات سـلولی بیشتری جمع می شود؛ بطوریکه تفاوت بین غلظت MLVSS و VSS جرم سلولی با افـزایش SRT زیاد می شود. همچنین در نمودار ۱۳-۱ این واقعیت داده شده است که غلظت سوبـسترای محلـول در SRT بیشتر از ۲ روز ، خیلی کم (کمتر از 5mg/l) است. غلظت کم سوبسترا در فرآینـد لجـن فعـال مورد استفاده برای تصفیه فاضلابهای شهری متداول است و بیان کننده نحوه تجزیه موثر ترکیبات آلی در فرآیند لجن فعال است. همانطور که در بخش ۲ نـشان داده خواهـد شـد، تجزیـه سوبـسترای آلـی معمولاً عامل مهمی در انتخاب مقدار SRT نیست.

کل جرم جامدات خشک دفعی روزانه براساس TSS می باشد که شامل VSS بعـلاوه جامـدات غیـر آلی است. جامدات غیر آلی در فاضلاب ورودی وجود دارد(TSS – VSS) و جرم سلولی حـاوی ۱۵-۱۰ درصد جامدات غیر آلی برحسب وزن خشک می باشد و فرض شـده اسـت کـه در جامـدات مـایع مخلوط جذب و همراه با جامدات دفعی حذف می شود. برای محاسبه تولید جامدات برحسب TSS بـا اضافه کردن جامدات غیر آلی ورودی و با محاسبه جرم سلولی برحسب TSS و با فـرض یـک نـسبت VSS/TSS متوسط جرم سلولی ۰/۹-۰/۸ ، رابطـه ۵۲-۱ اصـلاح شـده اسـت. نـسبت VSS/TSS ممکن است بین ۰/۹-۰/۸ متفاوت باشد.

$$P_{X.TSS} = \frac{A}{0.85} + \frac{B}{0.85} + C + Q(TSS_0 - VSS_0) \qquad (1-53)$$

$P_{X.TSS}$ = لجن فعال خالص اضافی تولید شده در هر روز که برحسب کل جامدات معلق اندازه گیری شده است، kg/d

TSS_0 = غلظت فاضلاب ورودی، g/m^3

TSS = غلظت فاضلاب ورودی، g/m^3

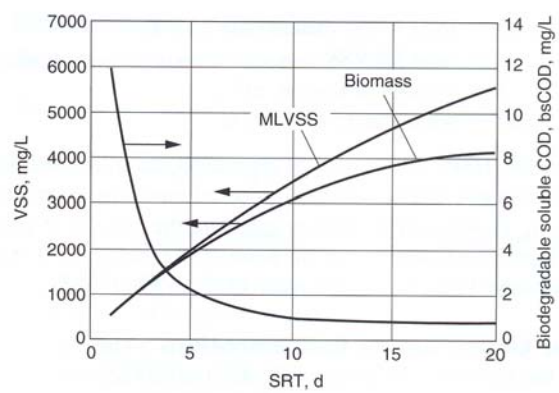
جرم MLVSS و MLSS را می توان به ترتیب با استفاده از روابط ۵۲-۱ و ۵۳-۱ همراه با رابطه ۴۵-۱ بصورت زیر بدست آورد:

$$\text{جرم } MLVSS = (X_{VSS})(V) = (P_{X.VSS})SRT \qquad (1-54)$$

$$\text{جرم } MLSS = (X_{TSS})(V) = (P_{X.TSS})SRT \qquad (1-55)$$

با انتخاب غلظت مناسب MLSS ، حجم هوادهی را می توان از رابطه ۵۵-۱ بدست آورد. غلظت MLSS ممکن است بین ۲۰۰۰-۴۰۰۰mg/l انتخاب شود و باید مطابق با مشخصات ته نشینی لجن و طراحی زلال ساز باشد که در قسمت ۷-۱ در بخش ۱ بحث شده است.

نمودار ۱۳-۱ غلظتهای MLVSS، جرم سلولی و COD محلول قابل تجزیه بیولوژیکی در برابر SRT فرآیند لجن فعال با اختلاط کامل



بازده مشاهده شده

بازده مشاهده شده Y_{obs} بیانگر حجم جامدات تولیدی اندازه گیری شده مرتبط با حذف سوبسترا است و ممکن است برحسب g BOD یا g TSS/g bsCOD و یا بصورت VSS برحسب g BOD یا g VSS/g bsCOD محاسبه شود. جامدات تولیدی اندازه گیری شده، مجموع جامدات جریان خروجی سیستم و جامداتی دفعی مورد دلخواه است که برابر با پارامتر P_X تعریف شده در رابطه ۴۵-۱ ، ۵۲-۱ و ۵۳-۱ می باشد. بازده مشاهده شده برای VSS را می توان با تقسیم رابطه ۵۲-۱ بر میزان حذف سوبسترا $Q(S_0-S)$ بدست آورد.

$$Y_{obs} = \underbrace{\frac{Y}{1+(k_d)SRT}}_{(A)} + \underbrace{\frac{(f_d)(k_d)(Y)SRT}{1+(k_d)SRT}}_{(B)} + \underbrace{\frac{QX_{o.i}}{S_0 - S}}_{(C)} \qquad (1-56)$$

Hetrotrophic biomass — Cell debris — nb VSS in influent

Y_{obs} = گرم سوبسترای حذف شده/ g VSS

در فاضلابهای بدون nbVSS ورودی، تولید جامدات شامل تنها جرم سلولی فعال و زائدات سلولی است و بازده مشاهده شده بر حسب VSS برابر است با:

$$Y_{obs} = \frac{Y}{1+(k_d)SRT} + \frac{(f_d)(k_d)(Y)SRT}{1+(k_d)SRT} \qquad (1-57)$$

تأثیر VSS غیر قابل تجزیه بیولوژیکی ورودی بر بازده مشاهده شده در رابطه ۵۶-۱ به مشخصات فاضلاب و نوع پیش تصفیه بستگی دارد. غلظت سوبسترای خروجی در مقایسه با غلظت سوبسترای ورودی خیلی پایین است و پارامتر $X_{oi}/(S_0-S)$ را می توان بوسیله X_{oi}/S_0 محاسبه کرد که برابر nbVSS بر سوبسترای ورودی می باشد. مقادیر X_{oi}/S_0 در فاضلاب شهری محدوده ای از g/g ۰/۳-۰/۱ با تصفیه اولیه و g/g ۰/۵-۰/۳ بدون تصفیه اولیه است.

نیازمندیهای اکسیژن

اکسیژن مورد نیاز برای تجزیه بیولوژیکی مواد کربنه از طریق موازنه جرمی با استفاده از غلظت bCOD فاضلاب تصفیه شده و حجم جرم سلولی دفعی از سیستم بازای هر روز بدست می آید . اگر همه bCOD به CO_2 و H_2O اکسید شود، میزان اکسیژن مورد تقاضا برابر غلظت bCOD می شود. اما باکتریها تنها بخشی از bCOD را برای تهیه انرژی اکسید می کنند و از بخش دیگر برای رشد سلولی استفاده می کنند. همچنین اکسیژن برای تنفس خودتخریبی مصرف می شود و حجم آن به SRT بستگی دارد . همانطور که در رابطه ۷-۱ نشان داده شده است می توان موازنه جرمی سیستم را برای SRT انجام داد که حذفbCOD برابر با اکسیژن مصرفی بعلاوه VSS جرم سلولی باقیمانده (بر حسب معادل اکسیژن) است. بنابراین در یک فرآیند رشد معلق، اکسیژن مصرفی برابر است با:

اکسیژن مصرفی = bCOD حذف شده - COD لجن دفعی

$$R_0 = Q(S_0 - S) - 1.42P_{X.bio} \qquad (1-59)$$

R_0 = اکسیژن مورد نیاز، kg/d

$P_{X.bio}$ = جرم سلولی بصورت VSS دفعی در هر روز، kg/d

توجه به این نکته مهم است که $P_{x.bio}$ شامل جرم سلولی فعال و زائدات سلولی حاصل از رشد سلولی است و در نتیجه مجموع پارامترهای A و B در رابطه ۵۲-۱ می باشد.

مثال ۶-۱ طراحی یک فرآیند رشد معلق با اختلاط کامل

یک سیستم اختلاط کامل لجن فعال با جریان برگشتی برای تصفیه فاضلاب شهری بعد از ته نشینی اولیه مورد استفاده است. مشخصات خروجی اولیه به این صورت است: جریان، $۱۰۰۰m^3/d$= ، g/m^3 ۱۰= مواد غیر آلی خنثی، $nbVSS =۳۰g/m^3$ ، $bsCOD =۱۹۲g/m^3$ ، MLVSS تانک

هوادهی= $۲۵۰۰ g/m^3$. با استفاده از این اطلاعات و ضرایب سینتیکی داده شده در زیر، سیستمی با زمان ماند جامدات ۶ روز طراحی و موارد زیر را تعیین کنید:

۱) غلظت bsCOD خروجی چقدر است؟

۲) در حالتی که غلظت MLVSS برابر $2500 g/m^3$ است ، چه مقدار زمان ماند هیدرولیکی باید استفاده شود ؟

۳) تولید لجن روزانه برحسب kg/d بصورت VSS و TSS چقدر است؟

۴) نسبت جرم سلولی در MLVSS چه مقدار است؟

۵) بازده جامدات مشاهده شده برحسب g VSS/g bsCOD و g TSS/g bsCOD چقدر است؟

۶) اکسیژن مورد نیاز برحسب kg/d چه مقدار است؟

ضرایب سینتیکی:

$k = 12.5\,g\,COD/g\,VSS.d$ $\qquad K_S = 10\,g\,COD/m^3$

$Y = 0.40\,g\,VSS/g\,COD$ مصرفي $\qquad f_d = 0.15\,g\,VSS/g\,VSS$

$kd = 0.10\,g\,VSS/g\,VSS.d$ $\qquad VSS/TSS = 0.85$

حل:

۱- غلظت bsCOD خروجی را با استفاده از رابطه (۴۰-۱) تعیین کنید.

$$S = \frac{K_S[1+(K_d)SRT]}{SRT(Yk-k_d)-1}$$

$$= \frac{(10\,g\,bsCOD/m^3)[1+(0.10\,g\,VSS/g\,VSS.d)(6\,d)]}{(6\,d)[(0.40\,g\,VSS/g\,COD)(12.5\,g\,COD/g\,VSS.d)-(0.10\,g\,VSS/g\,VSS.d)]-1}$$

$$= 0.56\,g\,bsCOD/m^3$$

۲- زمان هیدرولیکی را برای غلظت MLVSS برابر با $2500 g/m^3$ تعیین کنید.

رابطه ۵۰-۱ را برای t حل کنید.

$$X_T = Y(S_0 - S)SRT/[1+(k_d)SRT](t) + (f_d)(k_d)(X)SRT + (X_{o.i})SRT/t$$

$$\begin{aligned} 2500\,g\,VSS/m^3 &= (0.40\,g\,VSS/g\,COD)[(192-0.56)g\,COD/m^3](6\,d)/ \\ &\quad [(1+0.10\,g\,VSS/g\,VSS.d(6d)(t)] \\ &\quad +(0.15\,g\,VSS/g\,VSS)(0.10\,g\,VSS/g\,VSS.d)(X)(6\,d) \\ &\quad +30\,g\,VSS/m^3(6d/t) \end{aligned}$$

$$2500 = 287.2/t + 0.09(X) + 180/t$$

غلظت جرم سلولی X با استفاده از رابطه ۴۳-۱ تعیین شده است:

$$X = \left(\frac{SRT}{t}\right)\left[\frac{Y(S_0-S)}{1+(k_d)SRT}\right]$$

$$= \frac{(0.40\,g\,VSS/g\,COD)[(192-0.56)\,g\,COD/m^3](6\,d)}{[1+(0.10\,g\,VSS/g\,VSS)(6\,d)](t)} = (287.2\,g/m^3.d)/t$$

با جایگزینی غلظت X در رابطه بالا، بدست می آید:

$$2500 = 287.2/t + 180/t + 25.8/t = 493/t$$

و با حل کردن رابطه بالا، t بدست می آید:

$t = 0.197\,d$

حجم تانک هوادهی $= t(Q) = 0.197\,d(1000\,m^3.d) = 197\,m^3$

۳- کل لجن تولیدی برحسب kg VSS/d را با استفاده از رابطه (۴۵-۱) تعیین کنید.

$$P_{X_{T.VSS}} = X_T(V)/SRT$$
$$= (2500\,g\,VSS/m^3)(197\,m^3)(1\,kg/10^3\,g)/6\,d = 82.1\,kg\,VSS/d$$

۴- کل لجن تولیدی را بر حسب kg TSS/d با استفاده از رابطه ۵۳-۱ و با ضرایب در نظر گرفته شده، تعیین کنید.

$$P_{X.TSS} = \frac{QY(S_0 - S)}{1+(k_d)SRT}\left(\frac{1}{0.85}\right) + \frac{(f_d)(k_d)YQ(S_0 - S)SRT}{1+(k_d)SRT}\left(\frac{1}{0.85}\right)$$
$$+ QX_{o.i} + Q(TSS_0 - VSS_0)$$
$$= \frac{(1000\,m^3/d)(0.40\,g\,VSS/g\,COD)[(192-0.56)\,g\,COD/m^3]}{[1+(0.10\,g\,VSS/g\,VSS.d)(6\,d)](0.85)}$$
$$+ \frac{(0.15)(0.10)(1000\,m^3/d)(0.40)[(192-0.56)\,g\,COD/m^3](6\,d)}{[1+(0.10\,g\,VSS/g\,VSS.d)(6\,d)](0.85)}$$
$$+ (1000\,m^3/d)(30\,g/m^3) + (1000\,m^3/d)(10\,g/m^3)$$
$$= (56.3 + 5.1 + 30 + 10)(10^3\,g/d) = 101.4\times10^3\,g/d = 101.4\,kg/d$$

۵- نسبت جرم سلولی را از مقادیر X و X_T تعیین کنید.

$X = (287.2\,g/m^3.d)/t = (287.2\,g/m^3.d)/0.197\,d = 1458\,g\,VSS/m^3$

نسبت جرم سلولی $= X/X_T = 1458/2500 = 0.58$

۶- بازده جامدات مشاهده شده را برحسب g VSS/g bsCOD و g TSS/g bsCOD حذف شده محاسبه کنید.

جامدات دفعی در روز $= P_{X_T} = 82.2\,kg\,VSS/d$ و $101.4\,kg\,TSS/d$

bsCOD حذف شده در روز $= Q(S_0 - S)$

$$= (1000\,m^3/d)[(192-0.56)\,g\,COD/m^3](1\,kg/10^3\,g)$$
$$= 191440\,g\,COD/d = 191.4\,kg/d$$

(بر حسب VSS) $Y_{obs} = 82.2/191.4 = 0.43\,g\,VSS/g\,bsCOD$

(بر حسب TSS) $Y_{obs} = 101.4/191.4 = 0.53\,g\,TSS/g\,bsCOD$

۷- اکسیژن مورد نیاز را با استفاده از رابطه ۵۹-۱ تعیین کنید.

$$R_0 = Q(S_0 - S) - 1.42\,P_{X.bio}$$
$$P_{X.bio} = P_{X_{T.VSS}} - P_{nbVSS}$$
$$= 82.2\,kg/d - (1000\,m^3/d)(30\,g\,VSS/m^3)(1\,kg/10^3\,g) = 52.2\,kg/d$$
$$R_0 = (1000\,m^3/d)[(192-0.56)\,g\,COD/m^3](1\,kg/10^3\,g) - 1.42(52.2\,kg\,VSS/d)$$
$$= 117/7\,kg\,O_2/d$$

توضیح : روش مشابهی را می توان برای تصفیه فاضلاب حاوی COD قابل تجزیه بیولـوژیکی ذره ای با فرض برابر بودن با bsCOD استفاده کرد . در طرحهای رشد معلق با اختلاط کامل، اگر زمان مانـد جامدات ۳ روز یا بیشتر باشد ضرورتاً همه COD ذره ای قابل تجزیـه ، بـه bsCOD تبـدیل خواهـد شد.

پارامترهای طراحی و بهره برداری

در موازنه جرمی راکتور اختلاط کامل که در بالا ارائه شد، SRT بعنوان پارامتر اصـلی فرآینـد معرفـی شد که بر بازده تصفیه و فعالیت عمومی فرآیند لجن فعال اثر می گذارد. دو پارامتر دیگر فرآیند لجـن فعال که برای طراحی و بهره برداری لجن فعال استفاده شده است، نـسبت غـذا بـه میکروارگانیـسم و سرعت بارگذاری حجمی می باشد که در زیر توضیح داده شده است.

نسبت غذا به میکروارگانیسم (F/M)

نسبت F/M بصورت مقدار COD یا BOD مصرفی بازای هر واحد حجم مایع مخلوط تعریـف شـده است:

$$F/M = \frac{QS_0}{VX} = \text{کل جرم سلولی میکروبی/ مقدار کل سوبسترای مصرفی} \qquad (1-60)$$

$$F/M = \frac{S_0}{t\,X} \qquad (1-61)$$

F/M = نسبت غذا به میکروارگانیسم، g BODیا bsCOD/g VSS.d

Q = میزان جریان فاضلاب ورودی، $m^3.d$

S_0 = غلظت BOD یا bsCOD ورودی، g/m^3

V = حجم تانک هوادهی، m^3

X = غلظت بیومس مایع مخلوط در تانک هوادهی، g/m^3

t = زماند ماند هیدرولیکی تانک هوادهی V/Q، روز

سرعت ویژه مصرف سوبسترا : نسبت F/M با بازده فرآینـد و سـرعت مـصرف سوبـسترا کـه قـبلاً تعریف شد، مرتبط باشد(رابطه ۳۸-۱ را ببینید):

$$U = \frac{(F/M)E}{100} \qquad (1-62)$$

E = بازده حذف BOD یا bsCOD مطابق با آنچه در رابطه ۶۳-۱ تعریف شده است.

$$E,\% = \frac{S_0 - S}{S_0} \times 100 \qquad (1-63)$$

با جایگزینی رابطه ۶۱-۱ بجای نسبت F/M و پارامتر $[(S_0 - S)/S_0](100)$ بجای بازده مؤثر فرآیند، سرعت ویژه مصرف سوبسترا U ، همانطور که قبلاً بیان شد:

$$U = \frac{S_0 - S}{t\,X} \qquad (1-38)$$

مقدار U را می توان با تقسیم $-r_{su}$ در رابطه ۱۲-۱ بر X بدین صورت نیز محاسبه کرد:

$$U = \frac{kS}{K_S + S} \qquad (1-64)$$

با ترکیب روابط ۶۴-۱ و ۳۹-۱ :

$$\frac{1}{SRT} = YU - k_d \qquad (1-65)$$

سرعت ویژه رشد خالص μ برابر 1/SRT نیز است . مطابق با رابطه ۶۵-۱، سرعت رشد ویژه برابر با بازده سنتزی ضربدر سرعت مصرف سوبسترا منهای سرعت تجزیه خودتخریبی است. با قراردادن رابطه ۶۲-۱ در رابطه ۶۵-۱ ، SRT بصورت زیر با نسبت F/M در ارتباط است:

$$\frac{1}{SRT} = Y(F/M)\frac{E}{100} - k_d \qquad (1-66)$$

در سیستم هایی که برای تصفیه فاضلاب شهری با لجن فعال طراحی شده است، در مقادیر SRT محدوده ۳۰-۲۰ روز ، مقدار F/M به ترتیب برابر ۰/۱ -۰/۰۵ g BOD/g VSS.d می باشد. در SRT محدوده ۷-۵ روز، نسبت F/M ممکن است به ترتیب برابر با ۰/۳ -۰/۵ g BOD/g VSS.d باشد .

سرعت بارگذاری حجمی آلی: سرعت بارگذاری حجمی مواد آلی که بعنوان مقدار COD یا BOD مصرفی به حجم حوض هوادهی بازای هر روز می باشد برابر است با :

$$L_{org} = \frac{(Q)(S_0)}{(V)(10^3\, g/kg)} \qquad (1-67)$$

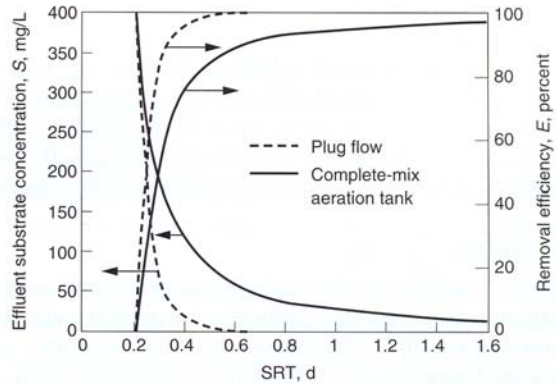
L_{org} = سرعت بارگذاری حجمی مواد آلی، kg BOD/m^3.d

Q = میزان جریان ورودی فاضلاب، m^3/d

S_0 = غلظت BOD ورودی، g/m^3

V = حجم تانک هوادهی، m^3

نمودار ۱۴-۱ بازده حذف و غلظت سوبسترای خروجی در برابر SRT برای راکتورهای اختلاط کامل و جریان پیستونی با جریان برگشتی



ثبات و کارآیی فرآیند

اثرات سینتیکهای مورد توجه در بالا بر ثبات و عملکرد سیستم که در نمودار ۱۴-۱ نشان داده شده است هم اکنون بطور مشروح بررسی می شود. در رابطه ۶۵-۱ و ۳۷-۱ نشان داده شد که 1/SRT ، سرعت خالص رشد ویژه میکروارگانیسم و U نسبت مصرف ویژه سوبسترا بطور مستقیم با یکدیگر در ارتباط می باشند. در یک فاضلاب ویژه، توده بیولوژیکی داده شده و شرایط ویژه محیطی، ضرایب سنتیکی Y و k و K_S و k_d ثابت است. توجه به این نکته مهم است که فاضلاب شهری تنوع زیادی از نظر مواد تشکیل دهنده دارد و ممکن است در ارزیابی ضرایب سینتیکی همیشه بصورت یک نوع ترکیب واحد تصفیه نشود. برای مقادیر ضرایب داده شده، غلظت سوبسترای خروجی راکتور همانطور که در رابطه ۴۰-۱ نشان داده شده است تابع مستقیمی از SRT می باشد. با تعیین مقدار SRT ، مقادیر U و μ مشخص و همچنین بازده تثبیت بیولوژیکی لجن تعریف می شود. رابطه ۴۰-۱ برای سوبسترا در سیستم اختلاط کامل لجن فعال رشد ویژه با جریان برگشتی بر نمودار ۱۴-۱ رسم شده است. همانطور که نشان داده شده است، بازده تصفیه و غلظت سوبسترا بطور مستقیم با SRT و رژیم هیدرولیکی راکتور (مانند اختلاط کامل یا جریان پیستونی) مرتبط است. همچنین در نمودار ۱۴-۱ دیده می شود که مقدار خاصی از SRT کم وجود دارد که تثبیت لجن انجام نمی شود. مقدار SRT بحرانی، حداقل زمان ماند جامدات SRT_{min} نامیده می شود. از نظر فیزیکی، SRT_{min} زمان ماندی است که سلولها نسبت به آنهایی که می توانند تکثیر پیدا کنند سریعتر به بیرون سیستم شستشو یا دفع می شود. حداقل SRT را می توان با استفاده از رابطه ۳۹-۱ محاسبه کرد که در آن $S = S_0$ است. هنگامی که شستشو اتفاق می افتد ، غلظت ورودی S_0 برابر غلظت مواد زائد خروجی S می باشد.

$$\frac{1}{SRT_{\min}} = \frac{YkS_0}{K_S + S_0} - k_d \qquad (1-68)$$

در خیلی از موارد در تصفیه لجن، S_0 خیلی بزرگتر از K_S است؛ بطوریکه رابطه ۶۸-۱ را می توان به این صورت مجدداً نوشت:

$$\frac{1}{SRT\min} \approx Yk - k_d \qquad (1-69)$$

یا

$$\frac{1}{SRT_{\min}} \approx \mu_m - k_d \qquad (1-70)$$

روابط ۶۹-۱ و ۷۰-۱ را می توان برای تعیین SRT_{min} استفاده کرد. ضرایب سینتیکی معمول که می توان در حل SRT_{min} برای سیستمهای حذف BOD بکار برد در جدول ۹-۱ داده شده است. بدیهی است که فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی نباید با SRT مساوی SRT_{min} طراحی شود. برای اطمینان از تصفیه مناسب لجن، فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی معمولاً با مقدار SRT ، ۲۰ - ۲ برابر SRT_{min} طراحی و بهره برداری می شود. در عمل نسبت SRT طراحی (SRT_{des}) به SRT_{min} را می توان بعنوان ضریب اطمینان فرآیند SF ، در مقابله با نارسایی سیستم مورد توجه قرار داد(لاورنس و مک کارتی ، ۱۹۷۰).

$$SF = \frac{SRT_{des}}{SRT_{\min}} \qquad (1-71)$$

مدلسازی راکتورهای جریان پیستونی[1]

سیستم جریان پیستونی با جریان برگشتی لجن که بصورت نمودار در شکل ۱-۲-۱الف و بصورت تصویری در شکل ۲-۲-۱الف نشان داده شده است برای شکل های خاصی از فرآیندهای لجن فعال استفاده می‌شود. ویژگی مشخص این سیستم با جریان برگشتی این است که رژیم هیدرولیکی راکتور حالت پیستونی دارد. در یک مدل با جریان کامل پیستونی، تمام ذرات ورودی به راکتور با زمان مساوی در راکتور باقی می ماند. تعدادی از ذرات ممکن است بدلیل برگشت جریان ، دفعات بیشتری از میان راکتور عبور کند، اما زمانی که آنها در تانک می باشد همه در یک زمان مشابه از تانک عبور می کند. مدل سینتیکی سیستم پیستونی از لحاظ محاسباتی مشکل است ؛ اما لارسن و مک کارتی (۱۹۷۰) دو فرضیه ساده را بیان کردند که منجر به مدل سینتیکی مفیدی برای راکتور با جریان پیستونی شد:

۱- غلظت میکروارگانیسم ها در فاضلاب ورودی به راکتور تقریباً با پساب خروجی راکتور برابر است. این فرض تنها در صورتیکه $SRT/t > 5$ باشد بکار می رود . غلظت متوسط میکروارگانیسم ها در راکتور با علامت $\bar{X}$ نشان داده می شود.

۲- سرعت مصرف سوبسترا همزمان با عبور لجن از میان راکتور بوسیله رابطه زیر داده شده است:

$$r_{su} = -\frac{kS\bar{X}}{K_S + S} \qquad (1-72)$$

با ترکیب رابطه ۷۲-۱ زمان ماند فاضلاب در حوض هوادهی و جایگزینی رابطه ۴۳-۱ به جای $\bar{X}$ و ساده کردن آن، رابطه زیر بدست می آید:

[1] .Plug flow

$$\frac{1}{SRT} = \frac{Yk(S_0 - S)}{(S_0 - S) + (1+\alpha)K_S \ln(S_i / S)} - k_d \qquad (1-73)$$

S_0 = غلظت ورودی

S = غلظت خروجی

S_i = غلظت ورودی به راکتور بعد از رقیق سازی با جریان برگشتی = $\frac{S_0 + \alpha S}{1+\alpha}$

α = نسبت برگشت جریان

پارامترهای دیگر قبلاً تعریف شده است.

رابطه ۷۳-۱ مشابه رابطه ۳۶-۱ است که برای سیستم های اختلاط کامل بدون جریان برگشتی و یا با جریان برگشتی بکار رفته است. تفاوت اصلی دو رابطه این است کـه در رابطـه ۷۳-۱، SRT تـابعی از غلظت فاضلاب ورودی S_0 می باشد. حالتی از رابطه ۷۳-۱ که در آن رابطه ۴۳-۱ جـایگزین $\bar{X}$ نـشده است، در طراحی راکتور منقطع متـوالی در بخـش ۲ نـشان داده شـده اسـت. سیـستم جریـان کامـل پیستونی با برگشت جریان از نظر تئوری، نسبت به سیستم تانک مخلـوط شـونده بـا جریـان پیوسـته برگشتی در تثبیت بیشتر جامدات محلول موثرتر است. بیان نمـوداری آن در شـکل ۱۴-۱ نـشان داده شده است. در عمل رسیدن به یک سیستم با جریان پیستونی کامل بصورت واقعی غیـر ممکـن اسـت؛ زیرا در اثر اختلاط و هوادهی، پراکندگی طولی ایجاد می شود. بـا تقـسیم جریـان تانـک بـه یکـسری راکتور، فرآیند به حالت پیستونی نزدیک می شود و بازده تصفیه در مقایسه بـا فرآینـد اخـتلاط کامـل بهبود می یابد. بدلیل رقیق شدن بیشتر فاضلاب ورودی، سیـستم اخـتلاط کامـل مـی توانـد بارهـای ناگهانی بیشتری را نسبت به راکتورهای مرحله ای تحمل کند. انتخاب راکتور در بخش ۲ بیشتر بحـث شده است.

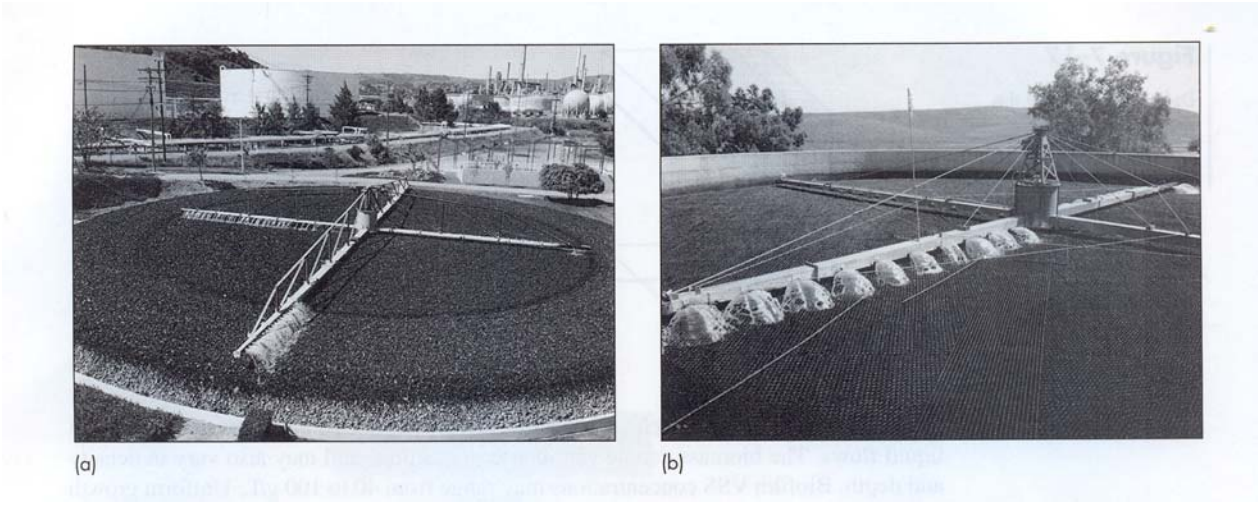
۷-۱ حذف سوبسترا در فرآیندهای رشد چسبیده

بیوفیلم در یک سیستم با فرآیند رشد ثابت شامل میکروارگانیسم ها، مواد ذره ای و پلی مرهای خـارج سلولی چسبیده به سطح مواد بستر است که ممکن است پلاستیک ، سنگ یا مواد دیگـر باشـد(شـکل ۱۵-۱ را مشاهده کنید). سینتیک های رشد و مصرف سوبسترای توصیف شده برای فرآیند رشد معلق با غلظت سوبسترای محلول در مایع حجیم مرتبط است. در فرآیند رشد ثابـت، سوبـسترا در محـدوده بیوفیلم مصرف می شود. با توجه به شرایط رشد و هیدرودینامیکی سیستم، ضـخامت لایـه بیولـوژیکی ممکن است بین ۱۰۰ میکرومتر تا ۱۰ میلی متر باشد. یک لایه مایع ایستا[1] (لایه نفـوذی)، بیـوفیلم را از مایع حجیم که در بالای سطح بیوفیلم جریان دارد و یا در بیرون فیلم ثابت مخلوط شده است، جـدا می کند (شکل ۱۶-۱الف را ببینید). سوبسترا، اکسیژن و مواد مغذی در عرض لایه مایع ایستا به عمق بیوفیلم نفوذ می کند و محصولات ناشی از تجزیه بیولوژیکی بعد از نفوذ به فیلم ثابت از طریق بیوفیلم وارد مایع حجیم می شود. غلظت سوبسترا در سطح بیوفیلم S_S ، همانطور کـه در شـکل ۱۷-۱ نـشان داده شد، همزمان با مصرف شدن سوبسترا و نفوذ به داخل لایه بیوفیلم در عمق بیـوفیلم کـاهش مـی

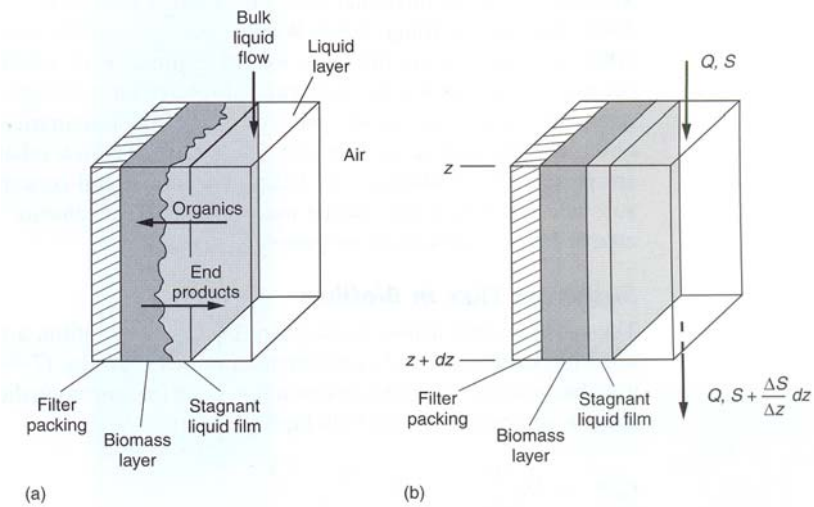
[1] .Stagnant liquid layer

یابد. در این حالت گفته می شود که فرآیند از نظر نفوذ محدود شده است. غلظت سوبسترا و اکسیژن در محدوده فیلم نسبت به غلظت مایع حجیم، کمتر است و با عمق بیوفیلم و سرعت مصرف سوبسترا تغییر می کند. سرعت کلی مصرف سوبسترا کمتر از مقدار پیش بینی شده بر اساس غلظت سوبسترای مایع حجیم است. حجم کل سوبسترای مصرفی بازای هر واحد سطح مقطع عرضی بیوفیلم باید در عرض لایه ثابت نفوذ کند. این سرعت انتقال جرم، فلاکس سطحی نام دارد و بصورت جرم بازای هر واحد سطح در واحد زمان بیان شده است ($g/m^2.d$). لایه بیوفیلم به سادگی سطح مشخص شده در شکل ۱۶-۱الف نمی باشد (کوسترتون و همکاران، ۱۹۹۵). در واقع، لایه بیوفیلم سطح پیچیده غیر یکنواخت با برآمدگی ناصاف است که خیلی شبیه به برآمدگی و فرورفتگی است و به نظر دارای خلل و فرج افقی و عمودی است که مایع از وسط آن عبور می کند. جرم سلولی داخل بیوفیلم خیلی متراکم است و ممکن است از نظر چگالی و عمق متفاوت باشد. غلظت VSS در بیوفیلم ممکن است در محدوده ۴۰-۱۰۰mg/l باشد. رشد یکنواخت در عرض مدیا نیز بدلیل پدیده اسلافینگ دوره ای و همچنین شکل مدیا و هیدرودینامیک آن اتفاق نمی افتد(هینتون و استنسل، ۱۹۹۱). مدلهای مکانیکی توسط بعضی محققین برای توصیف سینتیکهای انتقال جرم و مصرف بیولوژیکی سوبسترا در بیوفیلم گسترش یافته است (ویلیام و مک کارتی، ۱۹۷۶؛ ریتمن و مک کارتی، ۱۹۸۰؛ کیسل و همکاران، ۱۹۸۴؛ سیز و ریتمن، ۱۹۹۲؛ سویدان و وانگ، ۱۹۸۵؛ وانر و گوجر، ۱۹۸۶؛ ریتمن و مک کارتی، ۲۰۰۱) و ابزارهای مناسبی برای ارزیابی فرآیندهای بیوفیلم فراهم کرده است . هر چند به دلیل پیچیدگی راکتورهای رشد چسبیده و عدم توانایی برای تعریف دقیق پارامترهای فیزیکی و ضرایب مدل، روابط تجربی بر اساس عملکرد مشاهده شده در طراحی استفاده شده است. روابط تجربی مورد استفاده برای طراحی در بخش ۲ بیان و ارائه شده است. مفاهیم اصلی انتقال جرم و مصرف سوبسترا که می توان در مدل رفتار حذف سوبسترا در فرآیندهای رشد چسبیده استفاده کرد، در اینجا بیان شده است.

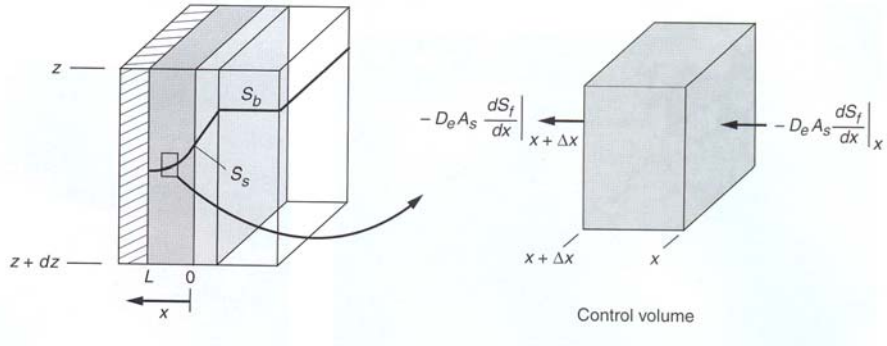
شکل ۱۵-۱ نمونه بستر صافیهای چکنده: الف) سنگ ب) پلاستیک



شکل ۱۶-۱ بیان نموداری مقطع عرضی لایه بیولوژیکی در صافی چکنده: الف) تصویری ب) ایده آل



شکل ۱۷-۱ تعریف طرح کلی آنالیز غلظت سوبسترا در بیوفیلم



فلاکس سوبسترا در بیوفیلم

فلاکس سوبسترا در عرض لایه ثابت به بیوفیلم بصورت تـابعی از غلظـت و ضـریب نفـوذ سوبـسترا در رابطه ۷۴-۱ بیان شده است. علامت منفی بدلیل کاهش غلظت سوبسترا در طول لایـه ثابـت و حـذف سوبسترا از مایع حجیم استفاده می شود:

$$r_{sf} = -D_W \frac{dS}{dx} = -D_W \frac{(S_b - S_s)}{L} \qquad (1-74)$$

r_{sf} = سرعت فلاکس سطحی سوبسترا، $g/m^2.d$

D_w = ضریب پخش سوبسترا در آب، m^2/d

dS/dx = گرادیان غلظت سوبسترا، $g/m^3.m$

S_b = غلظت سوبسترای مایع حجیم، g/m^3

S_S = غلظت سوبسترای لایه بیرونی بیوفیلم، g/m^3

L = ضخامت موثر فیلم ثابت، m

ضخامت لایه ثابت با سرعت سیال و ویژگی های مایع تغییر می کند. سرعتهای بالاتر باعث ایجاد فیلم نازک تر و سرعت بیشتر فلاکس سوبسترا می شود (گرادی و همکاران، ۱۹۹۹).

انتقال جرم در محدوده بیوفیلم بوسیله رابطه «فیک» برای نفوذ (قسمت ۸-۴ در بخـش ۴ را ببینیـد) در یک محلول آبی توصیف شده است که با اصلاح ضریب ثابـت پخـش بـرای محاسـبه تـاثیر سـاختار بیوفیلم بر نفوذ موثر همراه است:

$$r_{bf} = -D_e \frac{\partial S_f}{\partial x} \qquad (1-75)$$

r_{bf} = سرعت فلاکس سوبسترا در بیوفیلم ناشی از انتقال جرم، $g/m^2.d$

D_e = ضریب نفوذ موثر در بیوفیلم، m^2/d

$\partial S_f / \partial x$ = گرادیان غلظت سوبسترا، $g/m^3.m$

سرعت مصرف سوبسترا در محدوده بیوفیلم در هر نقطه می تواند بصورت یک واکـنش اشـباع (رابطـه ۱۲-۱) برای غلظت سوبسترا (S_f) در آن محل تعریف شود:

$$r_{su} = -\frac{kS_f X}{K_s + S_f} \qquad (1-76)$$

r_{su} = سرعت مصرف سوبسترا در بیوفیلم، $g/m^2.d$

S_f = غلظت سوبسترا در یک نقطه از بیوفیلم، g/m^3

موازنه جرمی سوبسترا در بیوفیلم

موازنه جرمی سوبسترای محیط دیفرانسیل (dx) نشان داده شده در شکل ۱۷-۱ در محدوده بیـوفیلم بصورت زیر است:

سرعت مصرف سوبسترا در محیط دیفرانسیل + سرعت جریان خروجی از محیط دیفرانسیل- سرعت جریان سوبسترا به محیط دیفرانسیل = مجموع سرعت سوبسترا در محدوده محیط دیفرانسیل

در شرایط ثابت، موازنه جرمی برابر است با:

مجموع = ورودی − خروجی + تولید

$$0 = -D_e A_s \left.\frac{dS_f}{dx}\right|_x + D_e A_s \left.\frac{dS_f}{dx}\right|_{x+\Delta x} - \Delta x A_s \left(\frac{kS_f X}{K_S + S_f}\right)$$

A_s = سطح بیوفیلم در حالت نرمال جریان سوبسترا، m^2

Δx = عرض مقطع فرضی، m

با تقسیم کردن دو طرف به A_s و dx و با فرض اینکه Δx به صفر نزدیک می شود رابطه کلی زیر برای تغییر غلظت سوبسترا در محدوده بیوفیلم بدست می آید:

$$D_e \frac{d^2 S_f}{dx^2} - \left(\frac{k S_f X}{K_S + S_f} \right) = 0 \qquad (1-79)$$

برای حل رابطه بالا ، دو شرط مرزی مورد نیاز است. شرط مرزی اول این است که فلاکس سوبسترا در سطح بیوفیلم همانطور که بوسیله رابطه ۷۴-۱ بیان شده است برابر فلاکس سوبسترای میانی فیلم ثابت باشد. شرط مرزی دوم این است که هیچ فلاکسی در سطح بستر نباشد.

$$\frac{dS_f}{dx}\Big|_{x=L} = 0 \qquad (1-80)$$

حل رابطه ۷۹-۱ متفاوت است و به این موارد بستگی دارد ۱) آیا یک بیوفیلم عمیق وجود دارد؛ بطوریکه غلظت سوبسترای بیوفیلم به نسبت سطح بستر نزدیک به صفر باشد ۲) آیا یک فیلم کم عمق وجود دارد؛ بطوریکه S_f در سراسر بیوفیلم مقداری محدود باشد ۳) غلظت نسبی S_f در مقایسه با K_s . شیوه های حل کردن در بعضی از منابع آمده است که شامل ویلیام و مک کارتی (۱۹۷۶)، گرادی و همکاران (۱۹۹۹) و ریتمن و مک کارتی (۲۰۰۱) می باشد.

محدودیتهای فلاکس سوبسترا

مفهوم کلی فرآیندهای محدود شده از نظر نفوذ ، ارتباط بین غلظتهای دهنده الکترون و گیرنده الکترون در مایع حجیم است. در مدلهای مکانیکی فرض بر این است که هر دو دهنده الکترون و گیرنده الکترون(مانند اکسیژن یا نیترات) محدود می باشد. محدودیت سوبسترا ممکن است ناشی از سرعتهای واکنش در محدوده بیوفیلم یا غلظتهای مایع حجیم و سرعتهای نفوذ در عرض لایه ثابت باشد. این پارامترها توسط مک کارتی و ویلیام (۱۹۷۶) به ترتیب بعنوان محدودیتهای فلاکس سطحی و سوبسترا نامیده شده است. محدودیت سوبسترا در بعضی مواقع ممکن است بین دهنده الکترون و گیرنده الکترون در عمق بیوفیلم اختلال ایجاد کند . در جایی که محدودیت سوبسترا ممکن است باعث اختلال شود، تکنیکهای آنالیز عددی برای ارزیابی رفتار بیوفیلم باید مورد استفاده قرار گیرد. یک روش ساده که برای ارزیابی وجود محدودیت جریان سطحی استفاده می شود توسط مک کارتی و ویلیام(۱۹۷۶) پیشنهاد شده است. همچنین روش پیشنهادی می تواند برای ارزیابی غلظت سوبسترای گیرنده الکترون مورد نیاز در مایع حجیم استفاده شود تا مصرف گیرنده الکترون در محدوده بیوفیلم حفظ شود . تأثیر محدودیت سوبسترای فلاکس سطحی که توسط ویلیام و مک کارتی (۱۹۷۶) توصیف شد، در دو رابطه زیر خلاصه شده است:

$\upsilon_d + \upsilon_a +$ نیازمندیهای رشد $\rightarrow$ محصولات نهایی + سلول ها

$$S_{ba} \langle \frac{D_{wd}\upsilon_a mw_a}{D_{wa}\upsilon_d mw_d} S_{bd} \qquad (1-82)$$

υ_d = ضریب واکنش استیوکیومتری مولار برای الکترون دهنده، مول

υ_a = ضریب واکنش استوکیومتری مولار برای گیرنده الکترون، مول

S_{ba} = غلظت سوبسترای گیرنده الکترون مایع حجیم، mg/l

S_{bd} = غلظت سوبسترای دهنده الکترون مایع حجیم، mg/l

D_{wd} = ضریب نفوذ الکترون دهنده در آب، cm^2/d

D_{wa} = ضریب نفوذ گیرنده الکترون در آب، cm^2/d

m_{wa} = وزن مولکولی گیرنده الکترون، g

m_{wa} = وزن مولکولی دهنده الکترون، g

سرعتهای نیتریفیکاسیون در سیستم های فیلم ثابت اغلب توسط غلظت اکسیژن محلول در مایع حجیم محدود شده است و در مثال زیر از روابط ۸۱-۱ و ۸۲-۱ برای بیان این موضوع مهم بر اساس کاربردهای فرآیند فیلم ثابت استفاده می شود.

مثال ۷-۱ محدودیت اکسیژن برای نیتریفیکاسیون در یک بیوفیلم: برای غلظتهای۱ ، ۲ و ۳mg/l از آمونیاک در مایع حجیم، غلظت اکسیژن محلول باید چه مقدار باشد تا سرعت نیتریفیکاسیون داخل بیوفیلم بدلیل سرعت فلاکس سطحی اکسیژن محدود نشود؟ فرض کنید شرایط زیر قابل کاربرد است:

دهنده الکترون $= NH_4 - N, mw_d = 14$

گیرنده الکترون $= O_2, mw_a = 32$

ضریب نفوذ آمونیاک در دمای ۲۰°C $= D_{wd} = 1.6\,cm^2/d$

ضریب نفوذ اکسیژن در دمای ۲۰°C $= D_{wa} = 2.6\,cm^2/d$

راه حل:

۱- ضرایب استوکیومتری را از طریق رابطه استوکیومتری واکنش تعیین کنید:

$$NH_4^+ + 2O_2 \rightarrow NO_3^- + 2H^+ + H_2O$$

$$\upsilon_d = 1.0$$

$$\upsilon_a = 2.0$$

۲- غلظت اکسیژن محلول را با استفاده از رابطه ۸۲-۱ در جایی که اکسیژن از نظر فلاکس محدود شده است تعیین کنید.

$$S_{ba} \langle \frac{D_{wd}\upsilon_a mw_a}{D_{wa}\upsilon_d mw_d} S_{bd} \langle \frac{(1.6\,cm^2/d)(2.0)(32\,g/mole)}{(2.6\,cm^2/d)(1.0)(14\,g/mole)} S_{bd} = 2.8S_{bd}$$

بنابراین اگر S_{ba} برابر $2.8(S_{bd})$ باشد، سرعت نیتریفیکاسیون بوسیله مقدار فلاکس اکسیژن در لایه ثابت، محدود نمی شود. غلظتهای اکسیژن محلول مایع حجیم ضروری برای جلوگیری از محدودیت فلاکس اکسیژن نیتریفیکاسیون در جدول زیر خلاصه شده است:

غلظت آمونیاک مایع حجیم	غلظت اکسیژن محلول مایع حجیم

g/m^3	g/m^3
۲/۸	۱
۵/۶	۲
۸/۴	۳

توضیح: در غلظت های کم آمونیاک مایع حجیم که باعث نیتریفیکاسیون کم در بیوفلیم می شود، غلظت اکسیژن محلول کمتری قابل تحمل است.

۸-۱ اکسیداسیون بیولوژیکی هوازی

با بازگشت به اوایل دهه ۱۹۰۰، هدف اولیه تصفیه بیولوژیکی فاضلاب ۱) حذف مواد و ترکیبات آلی برای جلوگیری از کاهش بیش از حد اکسیژن محلول در آبهای پذیرنده پسابهای شهری و صنعتی ۲) حذف جامدات معلق و کلوئیدی برای جلوگیری از تجمع جامدات و ایجاد شرایط آزاردهنده در آبهای دریافت کننده و ۳) کاهش غلظت ارگانیسم های پاتوژن رها شده به آبهای پذیرنده بود. استانداردهای تصفیه ثانویه EPA ایالات متحده در سال ۱۹۷۲ تنظیم شد و هنوز عمدتاً بر حذف BOD و TSS تأکید می کند و ۸۵ درصد حذف هر کدام مورد نیاز است. اکثر کاربردهای تصفیه شامل حذف مواد و ترکیبات آلی می باشد. بدلیل تنوع زیاد مواد و ترکیبات موجود در فاضلاب، محتوای مواد آلی بصورت COD محلول قابل تجزیه بیولوژیکی(bsCOD) یا BOD اندازه گیری می شود. اطلاعات اضافی در مورد ترکیبات آلی فاضلاب در قسمت ۲-۲ بخش ۲ ارائه شده است.

توصیف فرآیند

حذف BOD در تعدادی از فرآیندهای تصفیه رشد معلق هوازی یا رشد چسبیده(فیلم ثابت) انجام می گیرد که به ترتیب در شکل های ۲-۱ و ۳-۱ بیان و بصورت کامل در بخش ۲ و ۳ توصیف شده است. در هر دو فرآیند، زمان تماس کافی بین فاضلاب و میکروارگانیسم های هتروتروف، اکسیژن کافی و مواد مغذی مورد نیاز است. در حین جذب بیولوژیکی اولیه مواد آلی، بیش از نیمی از آنها اکسید و بقیه بصورت جرم سلولی جدید جذب می شود که ممکن است با تنفس خودتخریبی، بیشتر اکسید شود. در هر دو فرآیند رشد معلق و چسبیده، جرم سلولی تولیدی اضافی روزانه برای عملکرد و بهره برداری مناسب حذف و پردازش می شود. جرم سلولی با جداسازی ثقلی از پساب تصفیه شده جدا می شود و در اکثر طرحهای اخیر، جداسازی غشایی کاربرد پیدا کرده است.

میکروبیولوژی

تنوع گسترده ای از میکروارگانیسم ها در فرآیندهای تصفیه رشد معلق و چسبیده که برای حذف مواد آلی بکار می رود یافت شده است. باکتریهای هتروتروفیک هوازی موجود در این فرآیندها قادر به تولید بیوپلیمرهای خارج سلولی هستند که باعث تولید فلاکهای بیولوژیکی(یا بیوفیلم در فرآیندهای رشد

چسبیده) می شود و می تواند با ته نشینی ثقلی از مایع تصفیه شده با غلظت نسبتاً پایین باکتری آزاد و جامدات معلق جدا شود.

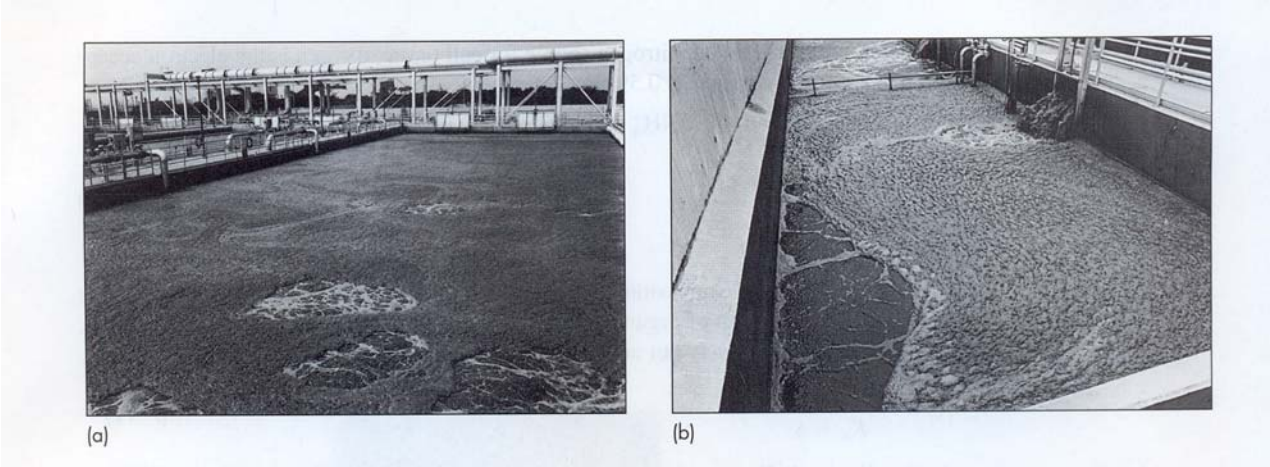
پروتوزوا نیز نقش مهمی در فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی هوازی دارد. پروتوزوا با مصرف باکتریهای آزاد و ذرات کلوئیدی می تواند به زلال سازی پساب خروجی کمک کند. پروتوزوا به SRT طولانی تری نسبت به باکتری هتروتروف هوازی نیاز دارد و غلظت اکسیژن محلول بالای ۱mg/l را ترجیح می دهد و به مواد سمی حساس است. بنابراین حضور آنها شاخص خوبی برای بهره برداری ثابت فرآیند بدون مشکل می باشد. پروتوزوا را می توان بدلیل اندازه آن، به آسانی با میکروسکوپ نوری با بزرگنمایی ۲۰۰-۱۰۰ مشاهده کرد.

روتیفرها نیز در لجن فعال و بیوفیلم علاوه بر نماتودها و میکروارگانیسم های چند سلولی دیده می شود. این ارگانیسم ها در زمان ماند طولانی تر بیومس یافت می شود و اهمیت آنها به خوبی تعریف نشده است.

فرآیندهای رشد چسبیده هوازی با توجه به ضخامت بیوفیلم، معمولاً جمعیت میکروبی خیلی پیچیده تری نسبت به فرآیند لجن فعال دارد و بیوفیلم شامل باکتری، قارچ، پروتوزوا، روتیفرها و احتمالاً کرمهای حلقوی، کرمهای صاف و نماتودها می باشد(WEF, ۲۰۰۰). جزئیات بیشتر در مورد ویژگی بیوفیلم و ترکیب میکروبی آنها در بخش ۳ بحث شده است.

با توجه به بارگذاری فرآیند و شرایط محیطی، تعدادی از ارگانیسم های مزاحم ممکن است در فرآیندهای لجن فعال گسترش پیدا کند. مشکل اصلی ایجاد شده توسط ارگانیسم های مزاحم، شرایطی است که تحت عنوان بالکینگ لجن شناخته می شود و فلاکهای بیولوژیکی خصوصیات ته نشینی ضعیفی دارد. علاوه بر آن لجن حجیم شده می تواند باعث غلظتهای زیاد جامدات معلق در خروجی و عملکرد ضعیف تصفیه شود. حالت دردسرساز دیگر، تولید کف می باشد که با گسترش دو نوع باکتری نوکاردیا و میکروتریکس مرتبط است(پیت و جنکینز، ۱۹۹۰) این باکتریها سطوح سلولی آبگریز دارند و به سطوح حبابهای هوا می چسبند؛ ثابت شدن به حبابها باعث ایجاد کف می شود(شکل ۱۸-۱ را ببینید). این ارگانیسم ها را می توان به مقدار زیاد در کف بالای مایع لجن فعال پیدا کرد . انواع ارگانیسم های مزاحم مذکور و سایر آنها در بخش ۲ توضیح داده شده است.

شکل ۱۸-۳ مثالهایی از کف ایجاد شده توسط نوکاردیا در سطح تانکهای هوادهی لجن فعال



استوکیومتری اکسیداسیون بیولوژیکی هوازی

استوکیومتری اکسیداسیون هوازی قبلاً بحث شد؛ اما برای تکمیل موضوع، در اینجا تکرار شده است. در اکسیداسیون هوازی، تبدیل مواد آلی توسط مخلوطی از باکتریها انجام می شود که بطور معمول بر اساس روابط استوکیومتری زیر نشان داده شده است:

اکسیداسیون و سنتز:

$$\underset{Organicmatter}{COHNS} + O_2 + nutrients \xrightarrow{bactria} CO_2 + NH_3 + \underset{Newcells}{C_5H_7O_2N} + \underset{end\ products}{other} \qquad (1-83)$$

تنفس خودتخریبی:

$$\underset{Cells}{C_5H_7O_2N} + 5O_2 \xrightarrow{bactria} 5CO_2 + 2H_2O + NH_3 + \text{انر} \qquad (1-84)$$

$mw = 113 \quad mw = 160$

$1 \qquad 1.42$

در رابطه ۸۳-۱، COHNS برای بیان مواد آلی فاضلاب استفاده شده است که بعنوان دهنده الکترون مصرف می شود؛ در حالیکه اکسیژن بعنوان گیرنده الکترون مورد استفاده است. در واکنش تنفس خودتخریبی(رابطه ۸۴-۱) نشان داده شده است که انرژی و محصولات نهایی نسبتاً ساده و محصولات نهایی آلی ثابت تشکیل می‌شود. در رابطه ۵-۱ نشان داده شد که اگر تمام سلولها (مانند دهنده الکترون) بطور کامل اکسید شوند، COD یا UBOD سلولها برابر ۱/۴۲ غلظت سلولها بر حسب VSS است. در مقادیر زمان ماند سلولی طولانی‌تر، بخش بیشتر سلولها اکسید می شود. با استفاده از نیمه واکنشهای جدول ۷-۱، رابطه استوکیومتری اکسیداسیون هوازی استات (دهنده الکترون) را می توان بصورت زیر ارائه کرد. با فرض اینکه آمونیاک بعنوان منبع نیتروژن برای بافت سلولی مصرف می شود؛ اکسیژن بعنوان گیرنده الکترون و f_s واکنش ۰/۵۹ می باشد(مثال ۴-۱ را ببینید).

$$0.125\,CH_3COO^- + 0.0295\,NH_4^+ + 0.103\,O_2 \rightarrow 0.0295\,C_5H_7O_2N + 0.0955\,H_2O + 0.0955\,HCO_3^- + 0.007\,CO_2 \qquad (1-85)$$

سینتیک های رشد

شکلی از روابط سرعت مصرف سوبسترا و رشد جرم سلولی برای اکسیداسیون هتروتروفیکی سوبسترای آلی، بر اساس رابطه استوکیومتری داده شده در بالا، قبلاً ارائه شده بود؛ اما در زیر برای سهولت در ارجاع، تکرار شده است.

$$r_{su} = -\frac{kXS}{K_S + S} \qquad (1-12)$$

$$r_g = -Yr_{su} - k_d X \qquad (1-21)$$

$$= Y\frac{kXS}{K_S + S} - k_d X \qquad (1-22)$$

هر دو رابطه بالا از نوع اشباع است. همانطور که قبلاً مورد توجه قرار گرفت، این روابط مشابه رابطه اشباع پیشنهادی توسط مونود(۱۹۴۲) برای رشد و رابطه میکایلیس- منتن برای مصرف سوبسترا(بیلی و الیس ، ۱۹۸۶) است. مقادیر k و K_S در دمای ۲۰ درجه سانتیگراد به ترتیب از g COD/g VSS.d ۸-۱۲ و $g\ bsCOD/m^3$ ۱۰-۴۰ متغیر است. همانطور که در قسمت ۳-۱ اشاره شد مقدار K_S با توجه به نوع و ساختار ترکیبات bsCOD تغییر می کند. برای سوبسترای واحد قابل تجزیه آسان مقادیر K_S کمتر از 1mg bsCOD/L اندازه گیری شده است(بیلفلدت و استنسل ، ۱۹۹۹). بکار بردن روابط بالا برای مصرف سوبسترا و رشد بیومس، منجر به توسعه یکسری از پارامترهای طراحی شامل زمان ماند جامدات (SRT)، نسبت غذا به میکروارگانیسم (F/M) و سرعت مصرف ویژه (U) می شود. این پارامترهای طراحی برای طراحی انواع فرآیندهای لجن فعال در بخش ۲ بکار برده شده است. مقدار SRT طراحی فرآیند لجن فعال به استثنای تعدادی از ترکیبات پیچیده از لحاظ تجزیه بیولوژیکی در فاضلابهای صنعتی، به ندرت توسط سینتیک های اکسیداسیون هوازی سوبسترای آلی کنترل می‌شود. برای تشکیل فلاک خوب، زمان کافی برای بیومس در تانک هوادهی لجن فعال مورد نیاز می باشد تا پلیمرهای خارج سلولی و ساختار فلاک گسترش یابد. بیشتر لخته سازی خوب و حذف در زلال ساز معمولاً در زمانهای ماند بیش از ۳ – ۲/۵ روز در دمای ۲۰ درجه و ۵-۳ روز در دمای ۱۰ درجه سانتیگراد انجام می شود. با این وجود تعدادی از طرحهای تصفیه فاضلاب در آب و هوای گرم در SRT کمتر از ۱/۵-۱ روز بهره برداری می شوند. SRT خیلی زیاد (بیشتر از ۲۰ روز) ممکن است منجر به نابودی فلاک همراه با گسترش فلاک های سوزنی شکل شود که پسابی با کدورت زیاد تولید می شود. هرچند با وجود فلاک سوزنی شکل، معمولاً غلظت جامدات معلق خروجی کمتر از ۳۰mg/l قابل دستیابی است. SRT ممکن است در بهره برداری طرحهای تصفیه متفاوت باشد تا شرایط مناسب تر ته نشینی مشخص شود.

عوامل محیطی

برای حذف ترکیبات کربناته، pH در محدوده ۹-۶ قابل تحمل است؛ در حالیکه عملکرد مناسب در pH نزدیک به خنثی اتفاق می افتد. معمولاً غلظت اکسیژن محلول راکتور ۲mg/l مورد استفاده است و در غلظتهای بالای ۰/۵ mg/l ، غلظت اکسیژن محلول اثر کمی بر سرعت تجزیه دارد. در فاضلابهای صنعتی باید توجه کرد که مواد مغذی کافی(نیتروژن و فسفر) برای تصفیه bsCOD در دسترس باشد. باکتریهای هتروتروف مسئول حذف BOD می تواند غلظت های بالاتری از مواد سمی را نسبت به باکتری های مسئول اکسیداسیون آمونیاک یا تولید متان تحمل کند.

۹-۱ نیتریفیکاسیون بیولوژیکی

نیتریفیکاسیون عنوان مورد استفاده برای توصیف فرآیند بیولوژیکی دو مرحله ای است که آمونیاک به نیتریت و نیتریت به نیترات اکسید می شود. نیاز به نیتریفیکاسیون در تصفیه فاضلاب به دلیل ملاحظات کیفی آب است. این ملاحظات عبارتند از: ۱) اثر آمونیاک بر آبهای دریافت کننده از نظر تغییر در غلظت اکسیژن محلول و سمیت برای ماهی ها ۲) نیاز به فراهم کردن حذف نیتروژن برای کنترل اتروفیکاسیون و ۳) نیاز به کنترل نیتروژن به منظور بازیافت آب شامل تخلیه به آبهای زیرزمینی است. در رفرنسها (۲۰۰۱) ماکزیمم سطح آلودگی آب آشامیدنی (MCL) برای نیتروژن نیتراته ۴۵mg/l بر حسب نیترات و ۱۰mg/l برحسب ازت می باشد. غلظت کل نیتروژن آلی و نیتروژن آمونیاکی فاضلابهای شهری معمولاً در محدوده ۴۵mg/l-۲۵ برحسب نیتروژن با دبی ۴۵۰ لیتر بازای هر نفر در روز(۱۲۰ گالن بازای هر نفر در روز) است. در بسیاری از نواحی دنیا که دارای منابع آبی محدود هستند، غلظت نیتروژن کل بیش از ۲۰۰mg/l برحسب ازت در فاضلاب شهری اندازه گیری شده است.

توصیف فرآیند

همزمان با حذف BOD، نیتریفیکاسیون می تواند در هر دو فرآیند بیولوژیکی رشد معلق و رشد چسبیده انجام شود. یک روش متداولتر در فرآیندهای رشد معلق برای رسیدن به نیتریفیکاسیون همراه با حذف BOD مشابه فرآیند لجن یک مرحله ای شامل تانک هوادهی، زلال ساز و سیستم برگشت لجن است(شکل الف۱۹-۱ را ببینید). در مواردی که پتانسیل حضور مواد آلی بازدارنده و سمی وجود دارد، یک سیستم رشد معلق با لجن دو مرحله ای ممکن است مورد توجه قرار گیرد. سیستم لجن دومرحله ای شامل دو تانک هوادهی و دو زلال ساز بصورت سری است که برای حذف BOD ، واحد تانک هوادهی و زلال ساز اولیه با SRT کوتاه بهره برداری می شود. BOD و مواد سمی در واحد اول حذف می شود؛ بطوریکه نیتریفیکاسیون بدون هیچ مانعی در مرحله دوم انجام می شود. قسمتی از فاضلاب ورودی معمولاً به سیستم لجن مرحله دوم برگشت داده می شود تا حجم کافی از جامدات را برای لخته سازی و زلال سازی موثر جامدات فراهم کند. بدلیل اینکه باکتریهای نیتریفیکاسیون رشد خیلی کمتری نسبت به باکتریهای هتروتروف دارند، سیستمهای نیتریفیکاسیون

معمولاً با زمانهای هیدرولیکی و زمان ماند جامدات بیشتری نسبت به سیستمهای حذف BOD تنها طراحی می شود.

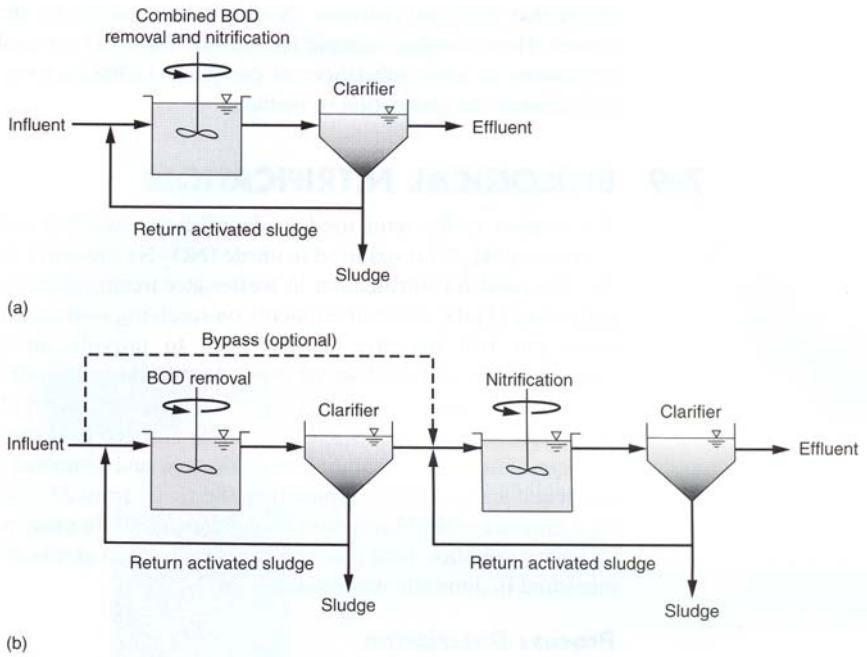
در سیستم های رشد چسبیده مورد استفاده برای نیتریفیکاسیون، بیشتر BOD باید قبل از تثبیت ارگانیسم های نیتریفایر حذف شود. باکتری های هتروتروف دارای بازده جرم سلولی بیشتر و بنابراین می تواند در مساحت سطح سیستم فیلم ثابت نسبت به باکتری های نیتریفایر غالب شود. نیتریفیکاسیون در یک راکتور رشد چسبیده بعد از حذف BOD و یا در سیستم رشد چسبیده جداگانه که بطور ویژه برای نیتریفیکاسیون طراحی شده است، انجام می شود. طراحی سیستم های بیولوژیکی رشد چسبیده در بخش ۳ توصیف شده است.

میکروبیولوژی

باکتریهای اتوتروف هوازی مسئول نیتریفیکاسیون در فرآیندهای لجن فعال و بیوفیلم است. همانطور که در بالا اشاره شد، نیتریفیکاسیون یک فرآیند دو مرحله ای شامل دو گروه باکتری است. در مرحله اول، آمونیاک توسط یک گروه از باکتری های اتوتروف به نیتریت اکسید می شود. در مرحله دوم، نیتریت توسط گروه دیگری از باکتریهای اتوتروف به نیترات تبدیل می شود. باید توجه نمود که دو گروه باکتری اتوتروف، بطور کامل متفاوت وجود دارد. در شروع تجارب کلاسیک راجع به نیتریفیکاسیون توسط وینوگرادسکی(۱۸۹۱)، جنس باکتری که معمولاً برای نیتریفیکاسیون در تصفیه فاضلاب مورد توجه قرار گرفته است، باکتری های اتوتروف نیتروزوموناس و نیتروباکتر می‌باشد که به ترتیب آمونیاک را به نیتریت و سپس به نیترات اکسید می کند. نوع دیگری از باکتری اتوتروف که توانایی بدست آوردن انرژی حاصل از اکسیداسیون آمونیاک به نیتریت را دارد(با پیشوند نیتروزو)، نیتروزوکوکوس، نیتروزوسپیرا، نیتروزولوبوس و نیتروزوروبریو می باشد(پینتر، ۱۹۷۰). باید توجه نمود که در طول دهه ۱۹۹۰ ، تعداد زیادی باکتری های اتوتروف تشخیص داده شد که قادر به اکسید کردن آمونیاک بودند.

نیتریت علاوه بر نیتروباکتر می تواند توسط سایر گونه های (نیترو-) باکتری اتوتروف مانند نیتروکوکوس، نیتروسپیرا، نیتروسپینا و نیترواستیس، نیز اکسید شود. واگنر و همکارانش (۱۹۹۵) با استفاده از پروبهای اولیگونوکلئوتیدی در باکتریهای اکسید کننده آمونیاک نشان دادند که نیتروزوموناس در سیستم های لجن فعال ، متداول بود. تسک و همکاران (۱۹۹۴) برای اکسیداسیون نیتریت در لجن فعال دریافتند که نیتروکوکوس نسبتاً غالب است. در حال حاضر، این موضوع که شرایط رشد مختلف را می توان برای انواع مختلف باکتری نیتریفایر انتخاب کرد یا اینکه آیا سینتیک های نیتریفیکاسیون آنها بطور قابل توجهی متفاوت است، ناشناخته می باشد.

۱۹-۱ ساختار فرآیند مورد استفاده برای نیتریفیکاسیون بیولوژیکی: الف) سیستم رشد معلق با لجن یک مرحله ای ب) سیستم رشد معلق با لجن دو مرحله ای



روابط استوکیومتری نیتریفیکاسیون بیولوژیکی

اکسیداسیون دو مرحله ای آمونیاک به نیترات با تولید انرژی بصورت زیر است:

نیتروزو- باکتر:

$$2NH_4^+ + 3O_2 \rightarrow 2NO_2^- + 4H^+ + 2H_2O \qquad (1-86)$$

نیترو- باکتر:

$$2NO_2^- + O_2 \rightarrow 2NO_3^- \qquad (1-87)$$

واکنش اکسیداسیون کلی:

$$NH_4^+ + 2O_2 \rightarrow NO_3^- + 2H^+ + H_2O \qquad (1-88)$$

براساس واکنش کلی اکسیداسیون در بالا، اکسیژن مورد نیاز برای اکسیداسیون کامل آمونیاک g O_2/g N ۴/۵۷ است که ۳/۴۳ گرم اکسیژن برای تولید نیتریت و ۱/۱۴ گرم اکسیژن بازای هر گرم نیتریت اکسید شده مورد نیاز است. هنگامیکه سنتز مورد نظر است ، میزان اکسیژن مورد نیاز کمتر از g O_2/g N ۴/۵۷ می باشد. علاوه بر اکسیداسیون، اکسیژن از تثبیت دی اکسید کربن و نیتروژن به جرم سلولی بدست می آید. با نادیده گرفتن بافت سلولی، حجم قلیائیت مورد نیاز برای انجام واکنش داده شده در رابطه (۸۸-۱) را می توان با نوشتن رابطه ۸۸-۱ بصورت زیر برآورد کرد:

$$NH_4^+ + 2HCO_3^- + 2O_2 \rightarrow NO_3^- + 2CO_2 + 3H_2O \qquad (1-89)$$

در رابطه بالا برای هر گرم نیتروژن آمونیاکی تبدیل شده (بر حسب نیتروژن)، ۷/۱۴ گرم قلیائیت برحسب کربنات کلسیم مورد نیاز است $[2\times(50\,g\,CaCO_3/eq)/14]$. همراه با انرژی بدست آمده، بخشی از یون آمونیوم جذب بافت سلولی می شود. واکنش سنتز جرم سلولی را می توان بصورت زیر ارائه کرد:

$$4CO_2 + HCO_3^- + NH_4^+ + H_2O \rightarrow C_5H_7O_2N + 5O_2 \qquad (1-90)$$

همانطور که قبلاً اشاره شد، فرمول شیمیایی $C_5H_7O_2N$ برای نشان دادن سلولهای باکتری سنتز شده استفاده می شود. واکنشهای یکطرفه فراهم شده در جدول ۷-۱ را می توان برای ایجاد معادله واکنش کلی نیتریفیکاسیون استفاده کرد. همانطور که در مثال ۴-۱ ثابت شد، واکنش های یک طرفه برای سنتز سلولی، اکسیداسیون آمونیاک به نیترات و احیای اکسیژن به آب را می توان برای بدست آوردن رابطه ۹۱-۱ ترکیب کرد (f_s =۰/۰۵). در نتیجه تصحیح ضرایب، رابطه بطور دقیق موازنه نمی شود؛ هر چند اشتباه ناشی از تصحیح قابل صرفنظر است (کریتس و چوبانوگلاس، ۱۹۹۸).

$$NH_4^+ + 1.863O_2 + 0.098CO_2 \rightarrow 0.0196C_5H_7O_2N + 0.98NO_3^- + 0.0941H_2O + 1.98H^+ \qquad (1-91)$$

از رابطه بالا فهمیده می شود که برای هر گرم نیتروژن آمونیاکی تبدیل شده (بر حسب N) ، ۴/۲۵ گرم اکسیژن مصرف، ۰/۱۶ گرم سلول جدید تشکیل، ۷/۰۷ گرم قلیائیت برحسب $CaCO_3$ حذف و ۰/۰۸ گرم کربن غیر آلی در تشکیل سلول جدید مصرف شده است. اکسیژن مورد نیاز برای اکسید کردن ۱ گرم نیتروژن آمونیاکی به نیترات (۴/۲۵ گرم) کمتر از مقدار تئوری ۴/۵۷ محاسبه شده از طریق رابطه ۸۸-۱ می باشد؛ زیرا آمونیاک برای سنتز سلولی در رابطه ۸۷-۱ مورد توجه نیست. بطور مشابه، قلیائیت مورد نیاز برای نیتریفیکاسیون (۷/۰۷) در رابطه ۹۱-۱ کمتر از مقدار ۷/۱۴ است که بدون توجه به تبدیل مقداری از آمونیاک به نیتروژن سلولی محاسبه شده است(رابطه ۸۹-۱). باید مشخص شود که ضرایب تصحیح در رابطه ۹۱-۱ به مقدار f_s مورد استفاده وابسته است(بخش ۴-۱ را ببینید). [f_s=۰/۰۵ برای رابطه ۹۱-۱ فرض شده است]. ورزرناک و گانن (۱۹۶۷) تشخیص دادند که کل مصرف واقعی اکسیژن، ۴/۳۳ g O_2/g N است که ۳/۲۲ g O_2/g N برای اکسیداسیون آمونیاک و ۱/۱۱ g O_2/g N برای اکسیداسیون نیتریت مورد استفاده بود. غلظت نیتروژن فاضلاب، غلظت BOD، قلیائیت، دما و پتانسیل ترکیبات سمی، بحثهای مهمی در طراحی فرآیندهای بیولوژیکی نیتریفیکاسیون است. باکتری های نیتریفایر برای رشد سلولی، علاوه بر عناصر جزئی به CO_2 و فسفر نیاز دارد. با چنین بازدهی کم سلولی، CO_2 موجود در هوا مناسب است و فسفر به ندرت محدود کننده است. غلظت عناصر جزئی که برای تحریک رشد باکتری نیتریفایر در محیط های کشت خالص تشخیص داده شده است برابر است با : Ca=۰/۵، Cu =۰/۰۱، Mg =۰/۰۳، Mo =۰/۰۰۱، =۰/۱ Ni و Zn =۱ mg/l(پودوسکا ، ۱۹۷۳).

سینتیک های رشد

در سیستم های نیتریفیکاسیون که در دمای کمتر از ۲۸°C بهره برداری می شود، سینتیک های اکسیداسیون آمونیاک در مقایسه با سینتیک های اکسیداسیون نیتریت از نظر سرعت محدود کننده است؛ بنابراین طراحی ها بر اساس سینتیک های اشباع اکسیداسیون آمونیاک بصورت زیر می باشد. با این فرض که اکسیژن اضافی در دسترس است.

$$\mu_n = \left(\frac{\mu_{nm}}{K_n + N}\right) - k_{dn} \qquad (1-92)$$

μ_n = سرعت رشد ویژه باکتری نیتریفایر، گرم سلول جدید به گرم سلول در روز

μ_{nm} = ماکزیمم سرعت رشد ویژه باکتری نیتریفایر، گرم سلول جدید به گرم سلول در روز

N = غلظت نیتروژن ، g/m^3

K_n = ثابت نیم سرعت ، غلظت سوبسترا در نصف ماکزیمم سرعت مصرف سوبسترا، g/m^3

k_{dn} = ضریب تجزیه خودتخریبی ارگانیسم های نیتریفایر، g VSS/g VSS.d

محدوده وسیعی از سرعتهای ماکزیمم رشد ویژه بصورت تابعی از دما گزارش شده است (راندال و همکاران، ۱۹۹۲). در دمای ۲۰°C ، μ_n گزارش شده از g VSS/g VSS ۰/۷۷ تا ۰/۲۵ متغیر است. محدوده وسیع سرعت رشد نیتریفیکاسیون ممکن است ناشی از حضور مواد بازدارنده در فاضلاب و یا اختلاف در تکنیک های آزمایشگاهی و روشهای آنالیز باشد. در هر حالت μ_{nm} ارگانیسم های نیتریفایر خیلی کمتر از مقادیر مربوط به ارگانیسم های هتروتروف است و زمان ماند سلولی بیشتری برای سیستم های لجن فعال نیتریفایر مورد نیاز می باشد. مقادیر متداول SRT طراحی ممکن است از ۳۰ تا ۱۰ روز در دمای ۱۰°C و ۷ تا ۴ روز در دمای ۲۰°C باشد. در دمای بالای ۲۸°C ، سینتیک اکسیداسیون نیتریت و آمونیاک باید مورد توجه قرار گیرد. در درجه حرارتهای مشخص، سینتیک های مرتبط با اکسیداسیون آمونیاک و نیتریت تغییر می کند و نیتریت در SRT کمتر، تجمع می یابد. در سیستم های نیتریفیکاسیون لجن فعال اختلاط کامل که با آب و هوا کاملاً مطابقت دارد، در دمای کمتر از ۲۵°C با حضور اکسیژن کافی، غلظت نیتریت ممکن است کمتر از ۰/۱ mg/l در مقایسه با غلظت آمونیاک ۱-۰/۵ mg/l باشد. اگرچه در ابتدای فرآیند نیتریفیکاسیون، غلظت نیتریت بیشتر از غلظت آمونیاک خواهد بود؛ اما تا زمانی که باکتریهای اکسید کننده آمونیاک ، نیتریت تولید نکند، رشد باکتریهای اکسید کننده نیتریت رخ نمی دهد. در شرایط گذرا، غلظت نیتریت تا ۲۰-۵ mg/l امکان پذیر است.

سرعت نیتریفیکاسیون تحت تأثیر غلظت اکسیژن محلول در فرآیند لجن فعال می باشد (اثرات رشد چسبیده در بخش ۳ توضیح داده شده است). در مقایسه با مشاهدات باکتریهای هوازی هتروتروف تجزیه کننده ترکیبات آلی، سرعتهای نیتریفیکاسیون در غلظت اکسیژن محلول ۴mg/l-۳ افزایش می یابد. برای محاسبه اثرات اکسیژن محلول، رابطه سرعت ویژه (۹۲-۱) بصورت زیر اصلاح شده است:

$$\mu_n = \left(\frac{\mu_{nm} N}{K_n + N}\right)\left(\frac{DO}{K_0 + DO}\right) - k_{dn} \qquad (1-93)$$

DO = غلظت اکسیژن محلول، g/m^3

K_0 = ثابت نیم اشباع DO ، g/m^3

پارامترهای دیگر قبلاً تعریف شده است.

هنگامی که می توان از ضرایب و مدل سینتیکی بالا براساس نتایج مشاهده شده برای توصیف نیتریفیکاسیون در سیستم های با بارگذاری آلی کم تا متوسط استفاده کرد، معمولاً از این مدلها برای

پیش بینی سرعتهای نیتریفیکاسیون در سیستم هایی با بارگذاری آلی بالا استفاده می شود. استنستروم و سونگ (۱۹۹۱) بصورت تجربی نشان دادند که اثر اکسیژن محلول بر نیتریفیکاسیون تحت تأثیر اندازه و دانسیته فلاک لجن فعال و کل حجم مورد نیاز اکسیژن مایع مخلوط است. باکتریهای نیتریفایر در محدوده یک فلاک حاوی باکتری هتروتروف و سایر جامدات توزیع شده است که قطر فلاک حدود ۴۰۰-۱۰۰ میکرومتر می باشد. اکسیژن از طریق مایع مخلوط به داخل ذرات فلاک نفوذ می کند و باکتریهایی که در عمق بیشتر فلاک می باشند در معرض اکسیژن محلول کمتر قرار دارند. در بارگذاری آلی بیشتر، غلظت سوبسترای بیشتری در مایع مخلوط وجود دارد که باعث سرعت مصرف اکسیژن بیشتری در فلاک می شود. بنابراین غلظت بالاتر اکسیژن در مایع حجیم برای حفظ غلظت اکسیژن محلول داخل فلاک و در نتیجه سرعت نیتریفیکاسیون مورد نیاز است.

در غلظتهای کم اکسیژن محلول (کمتر از ۰/۵mg/l) که مقدار نیتریفیکاسیون محدود شده است، اثر بازدارندگی اکسیژن محلول بر نیتروباکتر نسبت به نیتروزوموناس بیشتر است. در چنین مواردی ، نیتریفیکاسیون ناقص همراه با افزایش غلظت نیتریت در پساب خروجی رخ می دهد. حضور نیتریت در پساب بطور ویژه برای طرحهایی که از کلرزنی برای گندزدایی استفاده می کنند، دردسرساز می باشد؛ زیرا نیتریت بوسیله کلر اکسید می شود و ۴ گرم کلر بازای هر گرم نیتریت مورد نیاز است.

عوامل محیطی

نیتریفیکاسیون تحت تأثیر تعدادی از عوامل محیطی شامل pH، سمیت، فلزات و آمونیاک غیر یونی است.

غلظت یون هیدروژن (pH): نیتریفیکاسیون به pH حساس است و سرعت در مقادیر pH کمتر از ۶/۸ به مقدار قابل توجهی کاهش می یابد. سرعت در مقادیر pH نزدیک به ۶-۵/۸ ، ۱۰-۲۰ درصد سرعت pH مساوی ۷ است(U.S.EPA,۱۹۹۳). سرعتهای بهینه نیتریفیکاسیون در pH برابر ۷ تا ۷/۲ رخ می دهد. pH برابر ۷/۲ تا ۷ ، معمولاً برای نیتریفیکاسیون مناسب است و در حالتهایی که قلیائیت آب کم باشد، برای حفظ مقادیر قابل قبول pH ، قلیائیت به طرح تصفیه فاضلاب اضافه می شود. حجم قلیائیت اضافه شده به مقدار قلیائیت اولیه و حجم آمونیاک اکسید شده ، بستگی دارد. قلیائیت ممکن است بصورت آهک، سوداش، بی کربنات سدیم یا هیدروکسید منیزیم اضافه شود که به هزینه و مسائل مربوط به کنترل ماده شیمیایی بستگی دارد.

سمیت

ارگانیسم های نیتریفایر به محدوده وسیعی از ترکیبات آلی و غیر آلی حساس هستند و غلظت مناسب آنها باید کمتر از غلظتی باشد که بر ارگانیسم های هتروتروف هوازی تأثیر می گذارد. در خیلی از موارد، حتی با وجود ادامه رشد باکتریها و اکسید کردن آمونیاک و نیتریت، سرعت نیتریفیکاسیون به مقدار قابل توجهی محدود می شود. در برخی موارد، سمیت ممکن است برای از بین بردن باکتریهای نیتریفایر کافی باشد. ثابت شده است که نیتریفایرها شاخصهای خوبی برای حضور ترکیبات آلی سمی

در غلظت های پایین می باشند(بلوم و اسپیس، ۱۹۹۱). ترکیبات آلی سمی توسط هوکنبری و گرادی(۱۹۷۷) و شارما و آهلرت(۱۹۷۷) لیست شده است. ترکیبات سمی شامل مواد شیمیایی آلی حلال، آمین ها، پروتئین ها، تانین ها، ترکیبات فنولی، الکلها، سیانات، اترها، کربامات و بنزن می باشد. بدلیل متعدد بودن ترکیبات بازدارنده نیتریفیکاسیون، مشخص کردن دقیق منبع سمی برای نیتریفیکاسیون در طرحهای تصفیه فاضلاب مشکل است و برای تشخیص منبع سمی، نمونه برداری گسترده از سیستم جمع آوری مورد نیاز است.

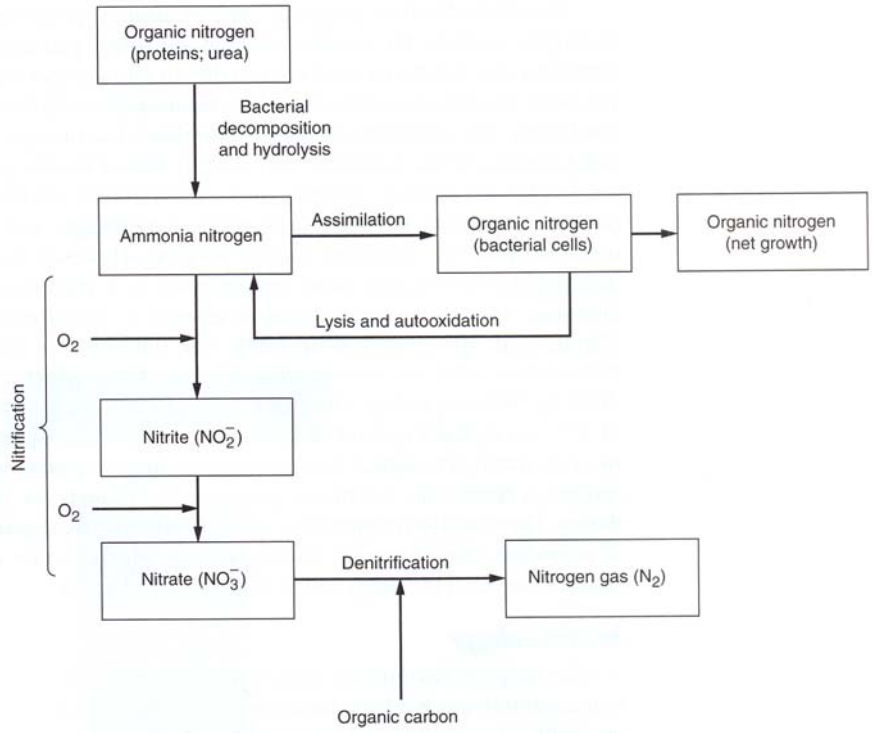
فلزات

فلزات نیز برای باکتریهای نیتریفایر مهم است و اسکینر و والکر(۱۹۶۱) نشان دادند که نیکل در غلظت ۰/۲۵ mg/l، کروم ۰/۲۵ mg/l، مس ۰/۱ mg/l عامل بازدارنده کامل در اکسیداسیون آمونیاک می باشند.

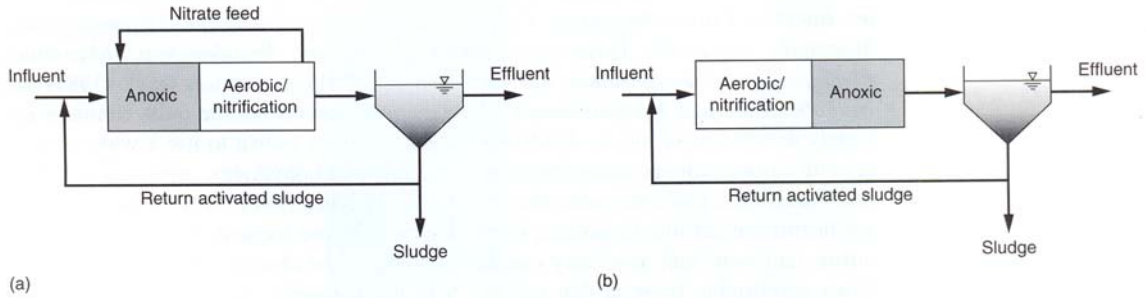
آمونیاک غیریونی

آمونیاک غیر یونیزه یا آمونیاک آزاد و اسید نیتروس غیر یونی (HNO_2) نیز ، عامل بازدارنده نیتریفیکاسیون است. اثرات بازدارندگی به غلظت کل انواع نیتروژن، دما و pH بستگی دارد. در دمای ۲۰°C و pH برابر ۷ ، غلظت آمونیاک برابر ۱۰۰mg/l و ۲۰mg/l به ترتیب ممکن است عامل بازدارنده در شروع اکسیداسیون آمونیاک و نیتریت شود و غلظتهای نیتریت برابر ۲۸۰mg/l ممکن است عامل بازدارنده در شروع اکسیداسیون نیتریت شود (U.S.EPA,۱۹۹۳).

نمودار ۲۰-۱ تشکیل نیتروژن در فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی (سدلاک، ۱۹۹۱):



نمودار ۲۱-۱ انواع راکتورها و فرآیندهای دنیتریفیکاسیون مورد استفاده برای انجام آنها: الف) محرک سوبسترا (دنیتریفیکاسیون انوکسیک اولیه) ب) محرک خودتخریبی (دنیتریفیکاسیون انوکسیک نهایی)



۱۰-۱ دنیتریفیکاسیون بیولوژیکی

احیای بیولوژیکی نیترات به اکسید نیتریک، اکسید نیتروس و گاز نیتروژن، دنیتریفیکاسیون نام دارد. دنیتریفیکاسیون بیولوژیکی بخش جدایی ناپذیر حذف بیولوژیکی نیتروژن می باشد که شامل هر دو فرآیند نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون است. در مقایسه روشهای فرارسازی آمونیاک، کلرزنی نقطه شکست و تعویض یونی، حذف بیولوژیکی نیتروژن معمولاً اقتصادی تر است و بیشتر استفاده می شود. حذف بیولوژیکی نیتروژن در تصفیه فاضلاب در جایی استفاده می شود که به لحاظ اوتریفیکاسیون مورد توجه است و آبهای زیرزمینی باید در برابر غلظتهای زیاد نیترات محافظت شود و پساب خروجی طرح تصفیه فاضلاب وارد آب زیرزمینی می شود و سایر کاربردهای بازیافت آب مورد نیاز است.

توصیف فرآیند

دو روش حذف نیترات در فرآیندهای بیولوژیکی انجام می شود که احیای نیترات بروش جذب و واپاشی نامیده می شود (نمودار۲۰-۱ را مشاهده کنید). احیای نیترات بروش جذب شامل احیای نیترات به آمونیاک برای استفاده در سنتز سلول است. هنگامی که آمونیاک در دسترس نباشد جذب انجام می گیرد و به غلظت اکسیژن محلول وابسته نیست. از طرف دیگر، احیای نیترات بروش واپاشی یا دنیتریفیکاسیون بیولوژیکی، با زنجیره تنفسی انتقال الکترون جفت می شود و نیتریت یا نیترات بعنوان گیرنده الکترون برای اکسیداسیون مواد مختلف آلی یا غیر آلی دهنده الکترون استفاده شده است. دو دیاگرام کلی جریان دنیتریفیکاسیون لجن فعال و شرایطی که سرعتهای واکنش دنیتریفیکاسیون را تحریک می کند در شکل ۲۱-۱ بیان شده است. دیاگرام اول جریان (شکل ۲۱-۱الف) که برای فرآیند اصلاح شده «لادزاک – اتینگر» می باشد (U.S.EPA,۱۹۹۳)، عمومی ترین فرآیند مورد استفاده برای حذف بیولوژیکی نیتروژن در تصفیه فاضلاب شهری است. فرآیند شامل یک تانک انوکسیک می باشد که در ادامه یک تانک هوادهی برای انجام نیتریفیکاسیون وجود دارد. نیترات تولید شده در تانک هوادهی به تانک انوکسیک برگشت داده می شود. بدلیل اینکه سوبسترای آلی در فاضلاب ورودی، دهنده الکترون را برای واکنش اکسید و احیاء با استفاده از نیترات فراهم می کند، فرآیند تحت عنوان دنیتریفیکاسیون سوبسترا نامیده می شود. علاوه بر این، بدلیل اینکه فرآیند انوکسیک جلوتر از تانک هوادهی است فرآیند بعنوان دنیتریفیکاسیون انوکسیک اولیه شناخته می شود. در فرآیند دوم که در شکل (ب۲۱-۱) نشان داده شده است، دنیتریفیکاسیون بعد از نیتریفیکاسیون انجام می شود و منبع دهنده الکترون از تجزیه خودتخریبی بدست می آید. فرآیندی که در شکل (ب۲۱-۱) بیان شده است، معمولاً تحت عنوان دنیتریفیکاسیون انوکسیک نهایی می باشد؛ زیرا حذف BOD در ابتدا انجام می شود و برای انجام واکنش احیای نیترات قابل استفاده نیست. هنگامی که یک فرآیند دنیتریفیکاسیون انوکسیک نهایی برای کسب انرژی فقط به تنفس خودتخریبی وابسته باشد، واکنش نسبت به فرآیندهای انوکسیک اولیه که از BOD فاضلاب استفاده می شود سرعت کمتری دارد. اغلب یک منبع کربن خارجی مانند متانول یا استات به فرآیند انوکسیک نهایی اضافه می شود تا BOD کافی را برای احیای نیترات فراهم کند و سرعت دنیتریفیکاسیون افزایش یابد. فرآیندهای انوکسیک نهایی شامل هر دوسیستم رشد معلق و چسبیده است. در یک فرآیند فیلتراسیون رشد چسبیده با بستر گرانوله، هر دو فرآیند احیای نیترات و حذف جامدات معلق خروجی در یک راکتور اتفاق می افتد. در فرآیندهای دنیتریفیکاسیون انوکسیک اولیه و انوکسیک نهایی که توضیح داده شد، از باکتریهای هتروتروف برای احیای نیترات استفاده می شود؛ اما راههای دیگری برای حذف بیولوژیکی نیتروژن وجود دارد. آمونیاک می تواند تحت شرایط بی هوازی توسط باکتریهای اتوتروف جدید و تحت شرایط هوازی توسط باکتریهای هتروتروف نیتریفایر به گاز نیتروژن تبدیل شود. ارگانیسم های شناسایی شده با این واکنش ها در قسمت میکروبیولوژی زیر ارائه شده است. لیتلتون و همکاران(۲۰۰۰) امکان تأثیر این باکتریهای اتوتروف دنیتریفایر یا باکتریهای هتروتروف دنیتریفایر را برای حذف نیتروژن در طرحهای هوادهی سیستم های لجن فعال لجن منفرد با مقیاس کامل و SRT طولانی بررسی کردند؛ اما هیچ فعالیت مهمی برای آنها پیدا نکردند. هر چند

استفاده از باکتریهای اتوتروف دنیتریفایر جدید در یک فرآیند برای هضم بی هوازی با غلظت آمونیاک بالا به اثبات رسیده است که در یک راکتور با بستر سیال در دمای $30-35^{\circ}C$ قرار گرفته است(استروس و همکاران، ۱۹۹۷؛ جتن و همکاران، ۱۹۹۹). راکتور بستر سیال در نگهداری این باکتریها با رشد نسبتاً کم مؤثر است. NH_4^+ تحت شرایط بی هوازی به نیتریت اکسید می شود و گاز نیتروژن و مقدار کمی نیترات تولید می شود. تقریباً ۱/۳ مول نیتریت بازای هر مول NH_4^+ مصرف می شود(استروس و همکاران، الف۱۹۹۹). بخشی از جریان مرکزی باید به نیتریت تبدیل شود؛ اما هیچ منبع کربنی برای حذف نیتروژن لازم نیست. فرآیند تحت عنوان فرآیند آناموکس می باشد که برای اکسیداسیون بی هوازی آمونیوم قرار داده شده است. اکسیداسیون آمونیاک به نیتریت در هاضم بی هوازی در یک فرآیند تحت عنوان فرآیند شارون انجام شده است که می تواند با فرآیند آناموکس استفاده شود (جتن و همکاران، ۱۹۹۹) و در بخش ۲ توضیح داده شده است.

میکروبیولوژی

محدوده وسیعی از باکتریها نشان داده شده است که قادر به دنیتریفیکاسیون می باشند؛ اما توانایی میکروبی مشابهی در قارچ ها و جلبک ها مشاهده نشده است. باکتریهایی که توانایی دنیتریفیکاسیون دارند هم هتروتروف و هم اتوتروف هستند. ارگانیسم های هتروتروف شامل انواع زیر است: آکروموباکتر، آسینتوباکتر، آگروباکتریوم، آلکالی ژنز، آرتروباکتر، باسیلوس، کروموباکتریوم، کورینه باکتریوم، فلاووباکتریوم، هیپومیکروبیوم، مورکسلا، نیسریا، پاراکوکوس، پروپیونوباکتریوم، پسودوموناس، ریزوبیوم، رودوسپودوموناس، اسپیریلیوم و ویبریو(پاین، ۱۹۸۱) می باشد. علاوه بر این، گایل (۱۹۸۹) از هالوباکتریوم و متاموناس نام برده است. گونه های پسودوموناس، عمومی تر هستند و توزیع گسترده ای در تمام دنیتریفایرها دارند و نشان داده شده است که محدوده گسترده ای از ترکیبات آلی شامل هیدروژن، متانول، کربوهیدرات، اسیدهای آلی، الکل ها، بنزوات ها و سایر ترکیبات آروماتیک را استفاده می کنند (پاین، ۱۹۸۱). اکثر این باکتریها، ارگانیسمهای هوازی اختیاری هستند که علاوه بر نیتریت یا نیترات قادر به مصرف اکسیژن می باشند و تعدادی از آنها می توانند تخمیر را در غیاب نیترات یا اکسیژن انجام دهند. سایر باکتری های دنیتریفایر اتوتروف از هیدروژن و ترکیبات احیاء شده سولفوره بعنوان دهنده الکترون در حین دنیتریفیکاسیون استفاده می کنند. در صورتیکه یک منبع کربن آلی موجود باشد، هر دو گروه ارگانیسم می توانند بصورت هتروتروف رشد کنند (گایل، ۱۹۸۹).

حذف نیتروژن می تواند توسط باکتریهای اتوتروف و هتروتروف نیز تحت شرایط خاص و باکتری های کم یاب مرتبط با فرآیند آناموکس انجام گیرد که در اواسط دهه ۱۹۹۰ میلادی کشف شد. دنیتریفیکاسیون می تواند تحت شرایط هوازی بوسیله باکتریهای نیتریفایر هتروتروف رخ دهد(روبرتسون و کونن، ۱۹۹۰؛ پاتوریو و همکاران، ۱۹۹۴)؛ بطوریکه نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون همزمان، با تبدیل آمونیاک به محصولات نیتروژن گازی انجام می گیرد. باکتری هتروتروف پاراکوکوس پانتوتروپا بطور گسترده ای برای اکسیداسیون همزمان آمونیاک و احیای

نیترات مطالعه شده است. اکسیداسیون آمونیاک بوسیله باکتری هترتروف به انرژی نیاز دارد که می تواند با احیای نیترات یا نیتریت توسط پاراکوکوس پاتئوتروپا تحت شرایط هوازی حاصل شود. سوبسترای قابل دسترسی سریع مانند استات نیز مورد نیاز است. بدلیل نیاز به سوبسترای کربنه که در سیستم لجن فعال هوازی محدود است، رشد کمی از نیتریفایرهای هترتروف در سیستم های تصفیه هوازی فاضلاب مورد انتظار است(وان لوزدریکت و جتن، ۱۹۹۸). هنگامی که اکسیژن وجود نداشته باشد، باکتریهای اتوتروف نیتریفایر مانند نیتروزوموناس یوروپیا می توانند نیتریت را مصرف و با تولید گاز نیتروژن، آمونیاک را اکسید کنند (بوک و همکاران، ۱۹۹۵). در حضور اکسیژن محلول، این باکتریها، آمونیاک را با مصرف اکسیژن بعنوان گیرنده الکترون، اکسید می کنند. اکسیداسیون آمونیاک با احیای نیتریت تحت شرایط بی هوازی در دمای بالای $۲۰^{\circ}C$ در فرآیند آناموکس نشان داده شده است (استروس و همکاران، ۱۹۹۷). باکتریهای فرآیند آناموکس نسبت به باکتریهای نیتریفایر اتوتروف توصیف شده در بالا متفاوت است و نمی تواند اکسیژن را برای اکسیداسیون آمونیاک استفاده کند(جتن و همکاران، ۱۹۹۹). باکتریهای آناموکس نمی تواند جداسازی شود و در محیط کشت خالص رشد کند(استروس و همکاران، ۱۹۹۹)؛ اما غنی سازی می تواند بوسیله خالص سازی جرمی برای آنالیز و استخراج 16S rRNA انجام شود. آنالیز فیلوژنتیک نشان داده که باکتری در گروه پلانکتومایکتال می باشد که یک دسته از باکتریهای غالب می باشد. اکسیداسیون آمونیاک بوسیله باکتریهای آناموکس تحت شرایط بی هوازی، ۱۰-۶ برابر سریعتر از نیتروزموناس یوروپیا نشان داده شده است(جتن و همکاران، ۱۹۹۹).

روابط استوکیومتری دنیتریفیکاسیون بیولوژیکی

دنیتریفیکاسیون بیولوژیکی شامل اکسیداسیون بیولوژیکی اکثر سوبستراهای آلی در تصفیه فاضلاب است که بجای اکسیژن از نیتریت و نیترات بعنوان گیرنده الکترون استفاده می‌شود. در غیاب اکسیژن محلول یا در غلظت اکسیژن محلول کم، نیترات تحت تأثیر آنزیم ردوکتاز در زنجیره تنفسی انتقال الکترون کاهش می یابد و به انتقال هیدروژن و الکترون به نیترات بعنوان گیرنده الکترون نهایی کمک می کند. واکنش های احیای نیترات شامل مراحل احیای زیر از نیترات به نیتریت و اکسید نیتریک تا اکسید نیتروژن و گاز نیتروژن است.

$$NO_3^- \rightarrow NO_2^- \rightarrow NO \rightarrow N_2O \rightarrow N_2 \qquad (1-94)$$

در فرآیندهای حذف نیتروژن بیولوژیکی، معمولاً دهنده الکترون یکی از این سه منبع می باشد: ۱) bsCOD در فاضلاب ورودی ۲) bsCOD تولید شده در حین تجزیه خودتخریبی ۳) یک منبع خارجی مانند متانول یا استات. اخیراً واحدهای تصفیه بصورت جداگانه مانند صافی های جلادهنده بعد از نیتریفیکاسیون اضافه شده است که تقریباً bsCOD باقی نمی‌ماند. روابط استوکیومتری واکنش برای دهنده های مختلف الکترون در زیر نشان داده شده است. عنوان $C_{10}H_{19}O_3N$ اغلب برای بیان مواد آلی قابل تجزیه بیولوژیکی در فاضلاب استفاده می شود(U.S.EPA,۱۹۹۳).

فاضلاب:

$$C_{10}H_{19}O_3N + 10NO_3^- \rightarrow 5N_2{}^+ 10CO_2 + 3H_2O + NH_3 + 10OH^- \quad (1-95)$$

متانول:

$$5CH_3OH + 6NO_3^- \rightarrow 3N_2 + 5CO_2 + 7H_2O + 6OH^- \quad (1-96)$$

استات:

$$5CH_3COOH + 8NO_3^- \rightarrow 4N_2 + 10CO_2 + 6H_2O + 8OH^- \quad (1-97)$$

در همه واکنشهای دنیترفیکاسیون هتروتروف که در بالا آمده است، موازنه قلیائیت تولید شده بازای هر ۱ اکی والان نیترات احیاء شده وجود دارد که معادل تولید ۳/۵ گرم قلیائیت (برحسب کربنات کلسیم) بازای هر گرم نیتروژن نیتراته احیاء شده است. قابل ذکر است که در دنیتریفیکاسیون ۷/۱۴ گرم قلیائیت (برحسب کربنات کلسیم) بازای هر گرم آمونیاک اکسید شده، مصرف می شود؛ بطوریکه با انجام دنیتریفیکاسیون می توان نیمی از مقدار مصرفی توسط نیتریفیکاسیون را بازیافت کرد. از واکنشهای یکطرفه اکسید و احیاء ، اکسیژن معادل مصرف نیترات یا نیتریت بعنوان گیرنده الکترون را می توان تعیین کرد. واکنشهای یک طرفه بازای هر مول الکترون انتقال یافته از جدول ۷-۱ تعیین و در زیر نشان داده شده است:

برای اکسیژن:

$$0.25O_2 + H^+ + e^- \rightarrow 0.5H_2O \quad (1-98)$$

برای نیترات:

$$0.5NO_3^- + 1.2H^+ + e^- \rightarrow 0.1N_2 + 0.6H_2O \quad (1-99)$$

برای نیتریت:

$$0.33NO_2^- + 1.33H^+ + e^- \rightarrow 0.67H_2O + 0.17N_2 \quad (1-100)$$

در مقایسه واکنشهای یک طرفه بالا برای اکسیژن (رابطه ۹۸-۱) و نیترات (۹۹-۱) باید توجه شود که ۰/۲۵ مول اکسیژن برابر با ۰/۲ مول نیترات برای انتقال الکترون در واکنش اکسید و احیاء است. بنابراین، اکسیژن معادل نیترات (۰/۲۵×۳۲g O_2/mole) بر اکی والان گرم نیترات (g N_2/mole ۰/۲×۱۴) تقسیم می شود که برابر ۲/۸۶ گرم اکسیژن بازای هر گرم نیترات است. اکسیژن معادل یک ضریب طراحی مهم برای محاسبه کل اکسیژن مورد نیاز در سیستمهای تصفیه بیولوژیکی نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون می باشد. بطور مشابه برای نیتریت بعنوان گیرنده الکترون، اکسیژن معادل نیتریت برابر ۱/۷۱ گرم اکسیژن بازای هر گرم نیتریت است.

هدف کلی طراحی در دنیتریفیکاسیون بیولوژیکی، کاهش نیترات بروش بیولوژیکی است. بنابراین یک پارامتر مهم طراحی برای فرآیندهای دنیترفیکاسیون، مقدار bsCOD یا BOD مورد نیاز می باشد که مقدار کافی دهنده الکترون برای حذف نیترات فراهم می کند. بارد و همکاران بعنوان یک قانون کلی تخمین زدند که ۴ گرم BOD بازای هر گرم نیترات احیاء شده مورد نیاز است. هرچند مقدار واقعی به شرایط بهره برداری سیستم و نوع دهنده الکترون مورد استفاده برای دنیتریفیکاسیون بستگی دارد. براساس اطلاعات بیان شده در بخش ۶-۱ نشان داده شد که حجم اکسیژن مصرفی بازای هر واحد bsCOD مرتبط با بازده تولید بیومس است و نسبت bsCOD/NO_3-N بطور مشابهی مرتبط با بازده بیومس سیستم است. رابطه ای که می توان برای تعیین نسبت

$bsCOD/NO_3$-N استفاده کرد براساس فرضیات و واقعیات زیر گسترش می یابد(راندال و همکاران، ۱۹۹۲). باید توجه نمود که بدلیل مقادیر SRT طولانی در نیتریفیکاسیون، آنالیز زیـر بـرای bCOD نیز بکار برده می شود که شامل ترکیبات کلوئیدی و ذرات است. از موازنـه COD در حالـت پایـا مـی توان نشان داد که bsCOD حذف شده، اکسید شده و یا برای رشد سلولی محاسبه شده است.

$$bsCOD_r = bsCOD_{syn} + bsCOD_0 \qquad (1-101)$$

$bsCOD_r$ = bsCOD مصرف شده، g bsCOD/d

$bsCOD_{syn}$ = bsCOD دخیل در سنتز سلولی، g bsCOD/d

$bsCOD_0$ = bsCOD اکسید شده، g bsCOD/d

در سنتز سلولی ، $bsCOD_{syn}$ از طریق بازده بیومس خالص و نسبت ۱/۴۲ گـرم اکـسیژن بـازای هـر گرم VSS محاسبه می شود. اکسیژن معادل بیومس برابر bsCOD تبدیل شده به بیومس است.

$$bsCOD_{syn} = 1.42 Y_n \, bsCOD_r \qquad (1-102)$$

Y_n= بازده بیومس خالص، g VSS/g $bsCOD_r$

$$Y_n = \frac{Y}{1+(k_{dn})SRT} \qquad (1-103)$$

بنابراین

$$bsCOD_r = bsCOD_0 + 1.42 Y_n bsCOD_r \qquad (1-104)$$

با مرتب کردن مجدد، رابطه زیر بدست می آید:

$$bsCOD_0 = (1-142 Y_n) bsCOD_r \qquad (1-105)$$

bsCOD در رابطه ۱۰۵-۱ ، COD اکسید شده است و برابر با اکسیژن معادل نیترات مصرفی بـرای اکسیداسیون bsCOD است.

$$bsCOD_0 = 2.86 \, NO_x \qquad (1-106)$$

۲/۸۶ = اکسیژن معادل نیترات، g O_2/g NO_3-N

NO_x = NO_3-N احیاء شده

با جایگزینی رابطه ۱۰۵-۱ در رابطه ۱۰۶-۱ :

$$2.86 \, NO_3 = (1-1.42 Y_n) bsCOD_r \qquad (7-107)$$

$$\frac{bsCOD}{NO_3 - N} = \frac{2.86}{1-1.42 Y_n} \qquad (7-108)$$

$$g \, bsCOD / g \, NO_3 - N = \frac{2.86}{1-1.42 Y_n}$$

سینتیکهای رشد

روابط بیوسینتیکی در دنیتریفیکاسیون بیولـوژیکی بـرای توصـیف رشـد بـاکتری و مـصرف سوبـسترا استفاده شده است که با آنچه قبلاً در این بخش برای باکتریهای هوازی هتروتـروف توضـیح داده شـد، مشابه است. سرعت مصرف سوبسترای محلول توسط غلظت سوبسترای محلول(رابطـه ۳۰-۱) کنتـرل می شود که با مصرف نیترات بجای اکسیژن بعنـوان گیرنـده الکتـرون همـراه اسـت. غلظـت نیتـرات، سینتیکهای مصرف سوبسترا را فقط در غلظت های کم نزدیک ۰/۱ میلی گرم در لیتر کنترل می کند.

نیترات از نظر بیوسینتیکی مشابه روش اکسیژن بعنوان یک گیرنده الکترون مصرف می شود و بنابراین سرعت مصرف نیترات (سرعت دنیتریفیکاسیون) متناسب با سرعت مصرف سوبسترا است. دو مورد متداول وجود دارد که مصرف سوبسترا توسط سرعت دنیتریفیکاسیون کنترل می شود. اول برای فرآیندهای هوازی/انوکسیک است که سوبسترای آلی (الکترون دهنده) از فاضلاب ورودی وارد راکتور انوکسیک می شود. مورد دوم برای فرآیند دنیتریفیکاسیون انوکسیک نهایی است که احیای نیترات بعد از تصفیه ثانویه در یک راکتور با منبع کربن دیگر انجام می شود. بدلیل اینکه BOD در تصفیه ثانویه کاهش یافته است ، یک منبع کربن خارجی برای تحریک واکنش احیای نیترات استفاده می شود. در بیشتر موارد، متانول برای تامین مقدار مورد نیاز گیرنده الکترون در فرآیندهای رشد معلق و چسبیده تهیه می شود. تنفس خودتخریبی علاوه بر اینکه باعث مصرف سوبسترا و اکسیداسیون می شود، باعث ایجاد نیاز به نیترات می شود.

این واکنش در مایع مخلوط داخل تانک انوکسیک اتفاق می افتد و سرعت کمتری نسبت به سرعت دنیتریفیکاسیون در مصرف سوبسترا دارد. در مواردی که فاضلاب، دهنده الکترون را فراهم می کند، یک راکتور انوکسیک، فاضلاب ورودی را دریافت می کند و در ادامهٔ سیستم تصفیه، در یک راکتور هوازی، نیتریفیکاسیون اتفاق می افتد. رشد باکتریهای هتروتروف در هر دو منطقه هوازی و انوکسیک انجام می شود که به ترتیب با مصرف اکسیژن و نیترات همراه است. غلظت جرم سلولی مایع مخلوط را می توان براساس کل حجمBOD حذف شده، محاسبه کرد؛ اما تنها بخشی از جرم سلولی می تواند هم از اکسیژن و هم از نیترات بعنوان گیرنده الکترون استفاده کند. میکروارگانیسم ها در بخش دیگر، هوازی محدود می باشد و فقط می توانند از اکسیژن بعنوان گیرنده الکترون استفاده کند. در کاربرد روابط بیوسینتیکی دنیتریفیکاسیون، سرعت مصرف سوبسترا اصلاح می شود و این واقعیت را که فقط بخشی از بیومس در منطقه انوکسیک، فعال است، محاسبه می کند.

رابطه سرعت مصرف سوبسترا r_{su} (رابطه ۱۲-۱) ، در صورت کسر اصلاح شده است و سرعت مصرف کمتری را در منطقه انوکسیک بصورت زیر نشان می‌دهد:

$$r_{su} = -\frac{kXS\eta}{K_s + S} \qquad (1-109)$$

η = نسبت باکتریهای دنیتریفایر در بیومس، g VSS/g VSS

k، X، S و K_S قبلاً تعریف شده است.

هنگامیکه نیترات بعنوان گیرنده الکترون جایگزین اکسیژن می شود، ماکزیمم سرعت ویژه مصرف سوبسترا (k) ممکن است کمتر از موقعی باشد که اکسیژن بعنوان گیرنده الکترون است. در رابطه (۱۰۹-۱)، مقدار k مورد استفاده مشابه برای اکسیژن است و هر گونه اثر سرعت سینتیکی کمتر، با η محاسبه می شود. مقدار K_S در صورتیکه اکسیژن یا نیترات بعنوان گیرنده الکترون باشد، مشابه است (استنسل و هورن، ۲۰۰۰) . مقدار η از ۰/۲ تا ۰/۸ برای فاضلابهای شهری در راکتور دنیترفیکاسیون انوکسیک اولیه متفاوت است (استنسل و هورن، ۲۰۰۰). ساختار لجن فعال، SRT سیستم و نسبت BOD ورودی حذف شده با نیترات، به نظر در مقدار η موثر است.

در فرآیندهای هوازی/انوکسیک با حذف نیترات و سوبسترای ثابت در منطقه انوکسیک اولیه، η ممکن است به ۰/۸ برسد. علی رغم این واقعیت که تنها بخشی از بیومس مایع مخلوط می تواند از نیترات استفاده کند، حجم راکتور انوکسیک برای فرآیندهای هوازی/انوکسیک، تنها ۳۰ تا ۱۰ درصد حجم کل راکتور (هوازی بعلاوه انوکسیک) برای تصفیه فاضلاب شهری استفاده شده است. در فرآیندهای رشد معلق یا رشد چسبیده انوکسیک نهایی، جرم سلولی تحت شرایط عمدتاً انوکسیک و با سوبسترای آلی واحد انتخابی گسترش یافته است. در این موارد، η ضروری نمی باشد؛ زیرا بیومس عمدتاً شامل باکتریهای دنیتریفایر است. روابط بیوسینتیکی که قبلاً بیان شد را می توان با ضرایب سینتیکی مناسب (k و K_s و Y و k_d) برای طراحی فرآیند رشد معلق اختلاط کامل انوکسیک ثانویه استفاده کرد. مقدار ضرایب سینتیکی رشد با استفاده از متانول در دمای ۱۰˚C و ۲۰˚C در مطالعات آزمایشگاهی بدست آمده است(راندال و همکاران، ۱۹۹۲) و طراحی رشد معلق با متانول بعنوان سوبسترای دهنده الکترون در بخش ۱۰ توضیح داده شده است. سینتیکهای مصرف متانول به اندازه ای است که SRT مورد نیاز برای دنیتریفیکاسیون رشد معلق در محدوده مشابه سیستم های هوازی برای حذف BOD تنها حدود ۶-۳ روز می باشد.

تاثیر غلظت اکسیژن محلول

غلظت اکسیژن محلول می تواند با نابودی آنزیم احیاء کننده نیترات، عامل بازدارنده احیای نیترات شود. در بیوفیلم و فلاکهای لجن فعال، دنیتریفیکاسیون می تواند در حضور غلظت کم اکسیژن محلول مایع مخلوط انجام شود. غلظت اکسیژن محلول ۰/۲ mg/l و بیشتر برای بازدارندگی دنیتریفیکاسیون در محیط کشت پسودوموناس گزارش شده است(اسکرمن و مکری، ۱۹۵۷؛ تری و موری، ۱۹۷۵) و توسط داوسون و مورفی(۱۹۷۲) برای تصفیه فعال فاضلاب شهری نیز چنین بوده است. فلسون و نوولز(۱۹۷۸) گزارش کردند که دنیتریفیکاسیون در یک رشد خیلی پراکنده در غلظت اکسیژن محلول ۰/۱۳ mg/l متوقف می شود. تاثیر غلظت نیترات و اکسیژن محلول بر روابط بیوسینتیکی بوسیله دو ضریب تصحیحی که در رابطه ۱۰۹-۱ در دو پارامتر ذکر شده است بصورت زیر محاسبه می شود:

$$r_{su} = -\left(\frac{kXS}{K_S + S}\right)\left(\frac{NO_3}{K_{S.NO3}}\right)\left(\frac{K_0'}{K_0' + DO}\right)(\eta) \qquad (1-110)$$

K_0' = ضریب بازدارندگی اکسیژن محلول برای احیاء نیترات، mg/l

$K_{S.NO_3}$ = ضریب نیم سرعت برای واکنش محدود شده نیترات، mg/l

پارامترهای دیگر قبلاً تعریف شده است.

مقدار K_0' خاص هر سیستم است. مقدار mg/l ۰/۱-۰/۲ برای K_0' و mg/l ۰/۱ برای $K_{S.NO_3}$ پیشنهاد شده است(بارکر و دولد، ۱۹۹۷). با فرض K_0 برابر mg/l ۰/۱ ، سرعت مصرف سوبسترا با نیترات بعنوان گیرنده الکترون در غلظتهای اکسیژن محلول mg/l ۰/۱ ، ۰/۲ ، ۰/۵ به ترتیب ۵۰ ، ۳۳ و ۱۷ درصد سرعت ماکزیمم است.

اثر همزمان نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون

در سیستم های لجن فعال، غلظت اکسیژن محلولی که در مایع مخلوط اندازه گیری می شود، نشانگر میزان واقعی اکسیژن محلول در اطراف فلاک های لجن فعال نیست. در شرایط غلظت کم اکسیژن محلول، دنیتریفیکاسیون داخل فلاک انجام می شود؛ در حالیکه نیتریفیکاسیون در خارج از فلاک رخ می دهد. همچنین در تانکهای لجن فعال که در غلظت کم اکسیژن محلول بهره برداری می شود، هر دو منطقه هوازی و بی هوازی به شرایط اختلاط و فاصله آنها از نقطه هوادهی وابسته است؛ بطوریکه نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون در تانک مشابه اتفاق می افتد. در این شرایط که حذف نیتروژن در یک تانک واحد اتفاق می افتد، نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون همزمان نامیده می شود. با وجود اینکه سرعت کاهش در هر دو فرآیند نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون، تحت تأثیر اکسیژن محلول بیان شده برای هر دو فرآیند است؛ اگر SRT و زمان ماند هیدرولیکی کافی وجود داشته باشد، حذف کلی نیتروژن می تواند قابل توجه باشد. ریتمن و لانگلند(۱۹۸۵) حذف بیش از ۹۰ درصد نیتروژن را با نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون در یک سیستم لجن فعال برای تصفیه فاضلاب شهری گزارش کردند که غلظت اکسیژن محلول آن کمتر از mg/l ۰/۵ و زماند ماند هیدرولیکی بیش از ۲۵ ساعت بود.

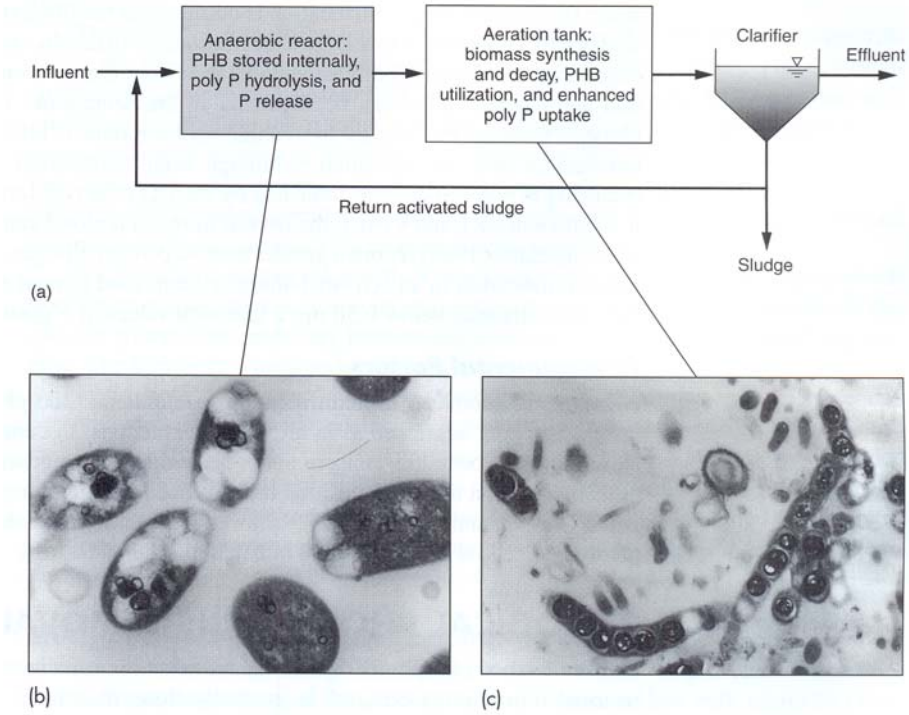
عوامل محیطی

قلیائیتی که معمولاً در واکنشهای دنیتریفیکاسیون تولید و pH افزایش می یابد، جایگزین قلیائیت از دست رفته در واکنشهای نیتریفیکاسیون می شود. در مقایسه با ارگانیسمهای نیتریفایر، توجه کمتری به تاثیر pH ورودی بر سرعت دنیتریفیکاسیون است. برای pH بین ۸-۷ اثر مهمی بر سرعت دنیتریفیکاسیون گزارش نشده است؛ در حالیکه داوسون و مورفی (۱۹۷۲) در آزمایشات منقطع غیر تطابق یافته نشان دادند سرعت دنیتریفیکاسیون با کاهش pH از ۷ به ۶ کم می شود.

۱۱-۱ حذف بیولوژیکی فسفر

حذف فسفر بروش بیولوژیکی بعنوان حذف بیولوژیکی فسفر شناخته شده است. حذف فسفر معمولاً برای کنترل اوتروفیکاسیون انجام می شود؛ زیرا فسفر یک ماده مغذی محدود کننده در اکثر آبهای شیرین است. استاندارد تخلیه فسفر پسابهای خروجی تصفیه از ۰/۱ تا mg/l ۲ است که بستگی به محل طرح و تاثیر احتمالی بر آبهای دریافت کننده دارد. تصفیه شیمیایی با استفاده از نمکهای آهن یا آلوم، متداول ترین تکنولوژی مورد استفاده برای حذف فسفر می باشد؛ اما از اوایل دهه ۱۹۸۰ میلادی با موفقیت در روش بیولوژیکی حذف فسفر در طرحهای با مقیاس کامل باعث استفاده بیشتر از این تکنولوژی شد. مزایای اصلی حذف بیولوژیکی فسفر، کاهش هزینه مواد شیمیایی و تولید کمتر لجن در مقایسه با ترسیب شیمیایی است.

شکل ۲۲-۱ حذف بیولوژیکی فسفر: الف) ساختار متداول راکتور . تصاویر زیر نمودار جریان عبارتند از : ب) تصویر میکروسکوپی انتقال الکترون ذخیره پلی هیدروکسی بوتیرات ج) گرانولهای ذخیره پلی فسفات



توصیف فرآیند

در حذف بیولوژیکی فسفر، فسفر فاضلاب ورودی در ترکیب جرم سلولی قرار می گیرد که در ادامه همراه با لجن اضافی از فرآیند حذف می شود. برای تحریک رشد ارگانیسم های ذخیره کننده فسفر(PAO) و مصرف فسفر موجود در سیستم از یک نوع راکتور استفاده می شود که شرایط رقابت را برای PAO بیشتر ازدیگر باکتریها فراهم می کند. ساختار راکتور بکار برده شده برای حذف فسفر متشکل از یک تانک بی هوازی با مقدار زمان ماند هیدرولیکی ۱-۰/۵ ساعت است که قبل از تانک هوادهی لجن فعال قرار دارد(شکل ۲۲-۱ را ببینید). برای فراهم کردن تماس با لجن فعال برگشتی و فاضلاب ورودی، محتویات تانک بی هوازی مخلوط می شود. تانکهای تماس بی هوازی در جلو انواع مختلف فرآیندهای رشد معلق قرار دارد که SRT هوازی حدود ۲ تا ۴۰ روز است(جزئیات بیشتر را در پاراگراف ۶-۲ در بخش ۲ مشاهده کنید).

حذف فسفر در سیستم های بیولوژیکی بر اساس مشاهدات زیر است (سدلاک، ۱۹۹۱):

۱- باکتریهای متعددی قادر به ذخیره کردن حجم زیاد فسفر بصورت پلی فسفات در سلولهای خود می باشد.

۲- ارگانیسمهای ذخیره کننده فسفر در شرایط بی هوازی، محصولات تخمیری (مانند اسیدهای چرب فرار) را به محصولات ذخیره داخل سلول تبدیل می کند که همزمان با آزاد شدن فسفر از پلی فسفات ذخیره شده است.

۳- انرژی در شرایط هوازی توسط اکسیداسیون محصولات ذخیره تولید می شود و پلی فسفات داخل سلولی افزایش می یابد.

بیان ساده فرآیندهای انجام شده در مناطق یا راکتور بی هوازی و هوازی/ انوکسیک در زیر توضیح داده شده است. در خیلی از کاربردها برای حذف فسفر ، یک راکتور انوکسیک در ادامه راکتور بی هوازی و قبل از راکتور هوازی وجود دارد. بیشتر ارگانیسمهای ذخیره کننده فسفر می توانند نیتریت را بجای اکسیژن مصرف کنند و منبع کربن ذخیره شده خود را اکسید کنند.

توصیف کامل تر راجع به بیوشیمی و تبدیل داخل سلولی توسط ونتزل و همکارانش(۱۹۹۱) داده شده است.

فرآیندهای اتفاق افتاده در منطقه بی هوازی

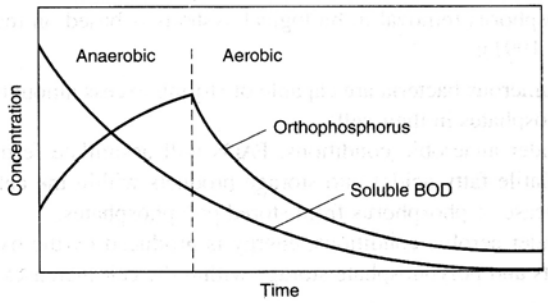
- استات تولید شده در تخمیر bsCOD که قبلاً بیان شد، ماده آلی محلول قابل تجزیه می باشد که براحتی توسط بیومس جذب می شود. با توجه به زمان ماند هیدرولیکی منطقه بی هوازی، مقداری از COD کلوئیدی و ذره ای هیدرولیز می شود و به استات تبدیل می شود؛ اما این مقدار در مقایسه با مقدار تبدیل bsCOD خیلی کم است.
- با مصرف انرژی قابل استفاده از پلی فسفات ذخیره شده، ارگانیسمهای ذخیره کننده فسفر، استات را جذب و محصولات ذخیره ای پلی هیدروکسی (PBH) تولید می کنند. مقداری از گلیکوژن داخل سلول نیز مصرف می شود. همزمان با جذب استات، ارتوفسفات ($O\text{-}PO_4$) بعلاوه کاتیونهای منیزیم، پتاسیم و کلسیم آزاد می شود.
- محتوای PBH در ارگانیسمهای ذخیره کننده فسفر افزایش می یابد؛ در حالیکه پلی فسفات کاهش می یابد.

فرآیندهای اتفاق افتاده در منطقه هوازی/انوکسیک

- پلی هیدروکسی بوتیرات داخل سلولی ذخیره شده ، متابولیزه می شود و انرژی از طریق اکسیداسیون و کربن برای رشد سلولی تأمین می شود.
- مقداری گلیکوژن از متابولیسم پلی هیدروکسی بوتیرات داخل سلولی تولید می شود.
- انرژی آزاد شده از اکسیداسیون PBH برای تشکیل پیوندهای پلی فسفات سلول مصرف می شود؛ بطوریکه اورتوفسفات محلول از سیال حذف و به پلی فسفات داخل سلول جذب می شود. رشد سلولی نیز بدلیل مصرف PBH اتفاق می افتد و بیومس جدید با ذخیره پلی فسفات بالا برای حذف فسفر محاسبه می شود.
- همزمان با دفع بخشی از بیومس ، فسفر ذخیره شده از راکتور تصفیه بیولوژیکی با دفع نهایی لجن اضافی حذف می شود.

حوادث انجام شده در مناطق هوازی و بی هوازی در شکل ۲۳-۱ بصورت نمودار بیان شده است.

نمودار ۲۳-۱ سرنوشت BOD محلول و فسفر در راکتور حذف مواد مغذی (سدلاک، ۱۹۹۱)



میکروبیولوژی

فسفر در مکانیسم های انتقال انرژی سلولی از طریق آدنوزین تری فسفات (ADP) و پلی فسفات حائز اهمیت است. همزمان با تولید انرژی در واکنشهای اکسید و احیاء ، آدنوزین دی فسفات (ADP) به ATP تبدیل می شود که ۷/۴ کیلوکالری انرژی در پیوند فسفات آن ذخیره شده است. وقتی سلول، انرژی مصرف می کند ATP به ADP تبدیل و فسفر آزاد می شود. برای باکتریهای هتروتروف معمول در تصفیه لجن فعال، مقدار معمول فسفر ۲-۱/۵ درصد است. هر چند خیلی از باکتریها قادر به ذخیره فسفر به شکل پلی فسفات پرانرژی در خود می باشند که در نتیجه، مقدار فسفر به ۳۰-۲۰ درصد وزن خشک افزایش می یابد. پلی فسفاتها در گرانولهای پیچیده داخل سلول همراه با کاتیونهای کلسیم، منیزیوم و پتاسیم وجود دارد. در منطقه بی هوازی، غلظت اورتوفسفات تا mg/l ۴۰ در مایع اندازه گیری می شود که در مقایسه، در فاضلاب ورودی mg/l ۸-۵ می باشد. غلظت بالای اورتوفسفات را می توان بعنوان شاخصی برای آزاد شدن فسفر توسط باکتری در این منطقه دانست. همچنین در این منطقه، حجم زیادی از پلی هیدروکسی بوتیرات ذخیره شده در سلول باکتری یافت می شود؛ اما غلظت PBH در منطقه انوکسیک یا هوازی بطور محسوسی کاهش می یابد و می توان مقدار آن را مشخص و اندازه گیری کرد. اورتوفسفات در منطقه هوازی و انوکسیک از محلول جذب می شود و بطور معمول غلظت کمی از آن باقی می ماند.

بر اساس بررسی های حذف بیولوژیکی فسفر مشخص شد استات برای تشکیل PBH در شرایط بی هوازی ضروری است که مزایای زیادی برای باکتری های ذخیره کننده فسفر دارد. منطقه بی هوازی در فرآیند تصفیه هوازی/بی هوازی تحت عنوان یک انتخاب کننده می باشد؛ زیرا شرایطی مناسب تکثیر ارگانیسمهای ذخیره کننده فسفر را فراهم می کند ؛ با توجه به اینکه بخشی از bCOD ورودی بوسیله ارگانیسمهای ذخیره کننده فسفر بجای سایر باکتریهای هتروتروف مصرف می شود. بدلیل اینکه ارگانیسمهای ذخیره کننده فسفر، محصولات تخمیری با وزن ملکولی پایین را ترجیح می دهند؛ منبع غذایی مناسب بدون منطقه بی هوازی در دسترس نیست تا شرایط را برای تخمیر bCOD به استات فراهم کند. ارگانیسمهای ذخیره کننده فسفر بدلیل توانایی ذخیره پلی فسفات، انرژی قابل دسترس برای جذب استات در منطقه بی هوازی را دارند. سایر باکتریهای هتروتروف هوازی ، چنین مکانیسمی برای جذب استات ندارند و آنها در حالت گرسنگی هستند؛ در حالیکه ارگانیسمهای ذخیره

کننده فسفر، COD را در منطقه بی هوازی جذب می کنند. همچنین باید توجه نمود که ارگانیسمهای ذخیره کننده فسفر، فلاک سنگین با ته نشینی خوب در فرآیندهای لجن فعال تشکیل می دهند که یک مزیت اضافی محسوب می شود. در بعضی از تاسیسات که حتی حذف بیولوژیکی فسفر نیز مورد نیاز نیست، بدلیل مزایای ته نشینی لجن، فرآیند هوازی / بی هوازی به دنبال هم استفاده شده است.

برداشت لجن اضافی از سیستم بیولوژیکی حذف فسفر باید با دقت انجام شود. هنگامیکه لجن تحت شرایطی بی هوازی نگهداری می شود، آزاد شدن فسفر رخ می دهد. هنگامی که باکتری از پلی فسفات ذخیره شده بعنوان منبع انرژی استفاده می کند، آزاد شدن اورتوفسفات حتی بدون اضافه شدن استات امکان پذیر است.

همچنین آزاد شدن اورتورفسفات بعد از زمان تماس گسترده در منطقه بی هوازی سیستم تصفیه بیولوژیکی فسفر اتفاق می افتد. در مواردی فسفر آزاد شده نمی تواند در منطقه هوازی جذب شود؛ زیرا آزاد شدن با جذب استات مرتبط نیست و PBH برای اکسیداسیون بعدی ذخیره می شود. آزاد شدن اورتوفسفات در این شرایط، آزاد شدن ثانویه نام دارد (بارنارد، ۱۹۸۴) که منجر به بازده کمتر حذف فسفر در فرآیند بیولوژیکی می شود.

روابط استوکیومتری برای حذف بیولوژیکی فسفر

براساس تعریف مکانیسم حذف فسفر، جذب استات در منطقه بی هوازی در تعیین حجم PAO تولیدی و در نتیجه حجم فسفری که می توان از این راه حذف نمود مهم است . اگر مقادیر زیادی اکسیژن محلول یا نیترات وارد منطقه بی هوازی شود، استات قبل از جذب توسط PAO کاهش می یابد و انجام تصفیه متوقف می شود. حذف بیولوژیکی فسفر در سیستم هایی که برای نیتریفیکاسیون طراحی شده است و دنیتریفیکاسیون برای کاهش نیترات در لجن برگشتی منطقه بی هوازی ندارد ، استفاده نمی شود. میزان فسفر حذف شده بوسیله ذخیره بیولوژیکی را می توان از طریق حجم bsCOD قابل استفاده در فاضلاب ورودی تخمین زد؛ زیرا بیشتر bsCOD در زمان ماند هیدرولیکی کوتاه بی هوازی به استات تبدیل می شود. روشهای تعیین حجم bsCOD در پساب ورودی در قسمت مشخصات فاضلاب در بخش ۸ بیان شده است. فرضیات زیر برای ارزیابی استوکیومتری حذف بیولوژیکی فسفر مورد نیاز است: ۱) ۱/۰۶ گرم استات بازای هر گرم bsCOD تولید می شود؛ زیرا بیشترCOD تخمیر شده به VFA تبدیل می شود که ناشی از بازده سلولی کم در فرآیند تخمیر می باشد ۲) بازده سلولی ۰/۳ گرم VSS بازای هر گرم استات ۳) محتوای فسفر سلولی ۰/۳ گرم فسفر بازای هر گرم VSS. با استفاده از این فرضیات، تقریباً ۱۰ گرم bsCOD برای حذف ۱ گرم فسفر با مکانیسم ذخیره بیولوژیکی مورد نیاز است. حذف بقیه bCOD در سیستم لجن فعال باعث حذف اضافی فسفر بوسیله سنتز معمول سلولی می شود. عملکرد بهتر سیستم های حذف بیولوژیکی فسفر هنگامی بدست می آید که bsCOD یا استات با سرعت ثابت در دسترس باشد. دوره گرسنگی یا غلظت bsCOD کم باعث تغییر در ذخیره داخل سلولی گلیکوژن، PBH و پلی فسفات می شود و

بطور سریع منجر به کاهش بازده حذف فسفر می شود. حجم فسفری که از فاضلاب حذف می شود در مثال ۸-۱ بیان شده است.

مثال ۸-۱ تخمین مقدار حذف فسفر : مشخصات فاصلاب و اطلاعات فرآیند بیولوژیکی مربوطـه در زیر داده شده است، غلظت فسفر خروجی را برآورد کنید.

پساب ورودی	غلظت , g/m^3
COD	۳۰۰
bCOD	۲۰۰
bsCOD	۵۰
فسفر	۶

۱-بازده سنتز هتروتروف، $Y = 0.40\,g\,VSS/g\,COD$

۲- ضریب تجزیه خودخوری، $k_d = 0.08\,g\,VSS/g\,VSS.d$

۳- SRT = ۵ روز

۴- محتوای فسفر باکتریهای جمع کننده فسفر $PAO_S = 0.30\,g\,P/g\,VSS$

۵- محتوای فسفر سایر باکتریها $= 0.02\,g\,P/g\,VSS$

۶- غلظت VSS خروجی زلال ساز $= 8\,g/m^3$

راه حل:

۱- فسفر حذف شده توسـط PAO_S را کـه ناشـی از تخمیـر $50\,g\,rbsCOD/m^3$ در فاضـلاب ورودی است تعیین کنید.

الف) بیومس تولیدی را با استفاده از رابطه ۵۷-۱ با نادیده گرفتن ضایعات سلولی محاسبه کنید.

$$\text{بیومس تولیدی} = \left[\frac{Y}{1+(kd)SRT}\right]bsCOD$$

$$= \left\{\frac{(0.40\,g\,VSS/g\,COD)}{[1+(0.08\,g/g.d)(5\,d)]}\right\}(50\,g\,bsCOD/m^3) = 14.3\,g\,VSS/m^3$$

ب) فسفر حذف شده را تعیین کنید.

$$\text{فسفر حذف شده} = (0.30\,g\,P/g\,VSS)(14.3\,g\,VSS/m^3) = 4.3\,g/m^3$$

۲- فسفر حذف شده توسط هتروتروف ها را از طریق تبدیل bCOD ذره ای و کلوئیدی تعیین کنید.

الف) COD حذف شده را تعیین کنید.

$$\text{COD حذف شده} = bCOD - bsCOD = 200 - 50\,g/m^3 = 150\,g/m^3$$

$$\text{بیومس تولید شده از bpCOD} = \left[\frac{Y}{1+(k_d)SRT}\right]bpCOD$$

$$= \left\{\frac{(0.40\,g\,VSS/g\,COD)}{[1+(0.08\,g/g.d)(5\,d)]}\right\}150\,g\,bpCOD/m^3 = 42.9\,g\,VSS/m^3$$

ب) فسفر حذف شده را تعیین کنید.

فسفر حذف شده = $0.02\,g\,P/g\,VSS = 0.02(42.9) = 0.86\,g/m^3$

۳- غلظت فسفر خروجی و فسفر حذف شده کل را تعیین کنید.

کل فسفر حذف شده = $4.3 + 0.86 = 5.16\,g/m^3$

غلظت محلول خروجی $= 6 - 5.16 = 0.84\,g/m^3$

۴- محتوای فسفر VSS خروجی را تعیین کنید.

متوسط فسفر در VSS خروجی

$$= \frac{(0.30\,g\,P/g\,VSS)(14.3\,g/m^3) + (0.02\,g\,P/g\,VSS)(42.9\,g/m^3)}{[(14.3+42.9)g/m^3]}$$

$$= 0.09\,g\,P/g\,VSS$$

فسفر در VSS خروجی $= 0.09(8\,g/m^3) = 0.72\,g/m^3$

کل غلظت فسفر خروجی $= 0.84 + 0.72 = 1.56\,g/m^3$

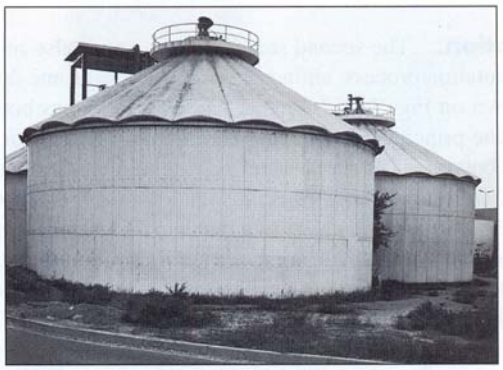
سینتیک های رشد

سینتیک های رشد بیولوژیکی فسفر مشابه مقدار سایر باکتریهای هتروتروف است . مامیس و جنکین(۱۹۹۲) نشان دادند حذف بیولوژیکی فسفر را می توان در سیستم های بی هوازی/ هوازی با SRT بیش از ۲/۵ روز در دمای ۲۰˚C انجام داد. ماکزیمم سرعت رشد ویژه در دمای ۲۰˚ C برابر ۰/۹۵ g/g.d داده شده است (بارکر و دولد، ۱۹۹۷).

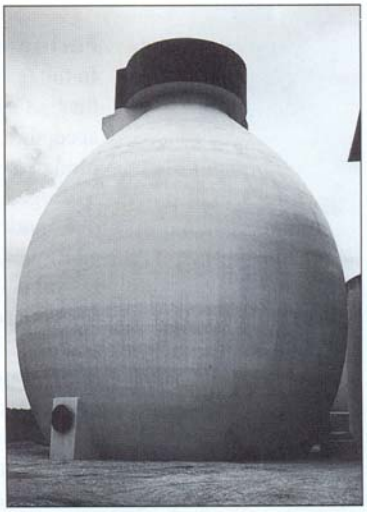
عوامل محیطی

تا زمانیکه غلظت اکسیژن محلول در منطقه هوازی بالاتر از ۱ mg/l باشد، بهره برداری سیستم تحت تاثیر اکسیژن محلول نیست. در مقادیر pH کمتر از ۶/۵ ، بازده حذف فسفر به مقدار زیادی کاهش می یابد(سدلاک، ۱۹۹۱). در سیستم های حذف بیولوژیکی فسفر ، کاتیونهای کافی مرتبط با ذخیره پلی فسفات نیز ، باید در دسترس باشد. نسبت مولی پیشنهاد شده برای منیزیوم، پتاسیم و کلسیم به فسفر به ترتیب ۰/۷۱ ، ۰/۵ و ۰/۲۵ می باشد (ونتزل و همکاران، ۱۹۸۹). بنابراین برای غلظت فسفر محلول ورودی ۱۰ mg/l ، منیزیم، پتاسیم و کلسیم به ترتیب ۵/۶ ، ۶/۳ و ۳/۳ مورد نیاز است. حجمهای نسبی این کاتیونهای مرتبط با ذخیره فسفر به ترتیب برابر ۰/۲۸ ، ۰/۲۶ ، ۰/۰۹ مول بر مول فسفر است (سدلاک، ۱۹۹۱). بیشتر فاضلابهای شهری، حجم کافی از این عناصر معدنی را دارند؛ اما در موارد صنعتی یا تجارب آزمایشگاهی باید توجه نمود که این مقادیر کافی باشد.

شکل ۲۴-۱ تصاویر هاضمهای بی هوازی: الف) شهر کویته در کویت ب) هاضم تخم مرغی شکل در اکیناوای ژاپن



(a)



(b)

۱۲-۱ اکسیداسیون و تخمیر بی هوازی :

فرآیندهای اکسیداسیون و تخمیر بی هوازی در ابتدا برای تصفیه لجن دفعی (شکل ۲۴-۱ را ببینید) و زائدات آلی با غلظت زیاد بکار گرفته می شد. هر چند کاربردهایی برای زائدات دفعی رقیق نیز به اثبات رسیده است و عمومیت زیادی یافته است. فرآیندهای تخمیر بی هوازی دارای مزایایی هستند؛ زیرا بازده بیومس پایینی دارد و انرژی تولیدی ناشی از متان را می توان بازیافت کرد که در اثر تبدیل بیولوژیکی سوبسترای آلی بوجود می آید. اگرچه بیشتر فرآیندهای تخمیری در محدوده دمایی مزوفیلیک ($۳۰-۳۵^{\circ}C$) بهره برداری می شود؛ اما در تخمیر ترموفیلیک قبل یا همراه با تخمیر مزوفیلیک افزایش قابل توجهی وجود دارد. مورد اخیر، هاضم بی هوازی فازبندی شده حرارتی نامیده می شود و معمولاً در SRT لجن ۳ تا ۷ روز در فاز اول ترموفیلیک $۵۰-۶۰^{\circ}C$ و ۱۵-۷ روز در فاز نهایی مزوفیلیک طراحی شده است(داگو و هان، ۱۹۹۷). برای از بین بردن پاتوژنها استفاده می‌شود و کلاس A جامدات بیولوژیکی را تولید کند که می تواند برای کاربردهای بازیافت غیر محدود استفاده شود. برای تصفیه فاضلابهای صنعتی با غلظت زیاد ثابت شده است که تصفیه بی هوازی نسبت به سیستم هوازی، گزینه ای اقتصادی‌تری را در اختیار می گذارد و باعث صرفه جویی در انرژی ، حجم راکتور و مواد مغذی اضافی می شود. بدلیل اینکه کیفیت پساب خروجی بخوبی روش هوازی نیست ، تصفیه بیهوازی معمولاً بعنوان یک پیش تصفیه قبل از تخلیه به سیستم جمع آوری شهری انجام می گیرد و یا بوسیله یک فرآیند هوازی ادامه داده می شود.

تصفیه فرآیند

سه مرحله اصلی که در اکسیداسیون کلی بی هوازی لجن وجود دارد شامل: ۱) هیدرولیز ۲) تخمیر (اسیدوژنز هم نامیده می شود) ۳) متانوژنز. هر سه مرحله بصورت کلی در نمودار ۲۵-۱ توضیح داده شده است. نقطه شروع نمودار برای کاربرد ویژه به ترکیب لجن مورد پردازش بستگی دارد.

هیدرولیز

اولین مرحله برای اکثر فرآیند تخمیری هیدرولیز نام دارد که مواد ذره ای به ترکیبات محلول تبدیل و سپس به منومرهای ساده هیدرولیز می شود و توسط باکتری هایی که عمل تخمیر را انجام می دهند، استفاده می شود. در بعضی فاضلاب های صنعتی، تخمیر ممکن است اولین مرحله در فرآیند بی هوازی باشد.

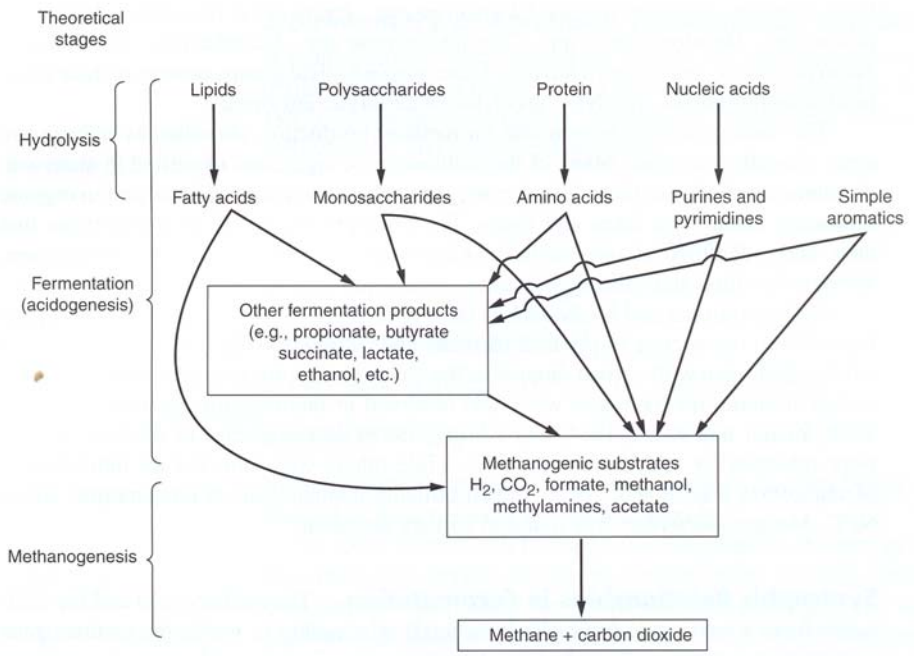
تخمیر

مرحله دوم تخمیر نام دارد(اسیدوژنز نیز نامیده می شود). در فرآیند تخمیر، آمینواسیدها، قندها و بعضی اسیدهای چرب، بیشتر تجزیه می شود که در شکل ۲۵-۱ نشان داده شده است. مواد آلی هم نقش دهنده و هم گیرنده الکترون را دارد. محصولات اصلی تخمیر، استات، هیدروژن، دی اکسید کربن، پروپیانات و بوتیرات است. پروپیانات و بوتیرات بصورت بیشتری تخمیر می شود و هیدروژن، دی اکسید کربن و استات تولید می کند. بنابراین محصولات نهایی تخمیر(استات، هیدروژن و دی اکسید کربن) پیش سازهای تشکیل متان (متانوژنز) است. در تغییر انرژی آزاد مرتبط با تبدیل پروپیانات و بوتیرات به استات و هیدروژن نیاز به این است که هیدروژن در غلظت کمی داخل سیستم باشد(کمتر از ۰/۰۰۰۱ اتمسفر) و یا واکنش انجام نمی شود (مک کارتی و اسمیت، ۱۹۸۶).

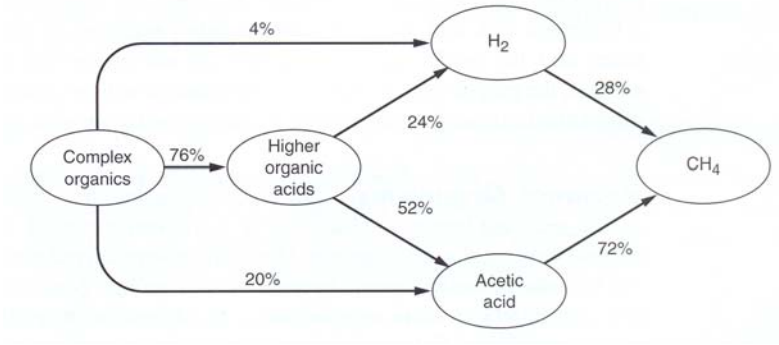
متانوژنز

مرحله سوم ، متانوژنز ، توسط گروهی از ارگانیسم ها انجام می شود که بطور کلی، متانوژنز نامیده می شود. دو گروه ارگانیسم های متانوژنز در تولید متان نقش دارد. یک گروه تحت عنوان متانوژنز دسته استیک است که استات را به متان و دی اکسید کربن تبدیل می کند. گروه دوم، متانوژنز مصرف کننده هیدروژن نام دارد که با مصرف هیدروژن بعنوان دهنده الکترون و دی اکسید کربن بعنوان گیرنده الکترون، متان تولید می شود. باکتریهای فرآیند بی هوازی تحت عنوان استوژنز قادر به استفاده از دی اکسید کربن می باشد که هیدروژن را اکسید و اسید استیک تشکیل می دهد. هرچند اسید استیک تولیدی به متان تبدیل می شود؛ اما تاثیر این واکنش ها، کم است. همانطور که در شکل ۲۶-۱ نشان داده شد، تقریباً ۷۲ درصد متان تولیدی در هضم بی هوازی از طریق تشکیل استات است.

شکل ۲۵-۱ نمودار فرآیند بی هوازی هیدرولیز، تخمیر و متانوژنز (مک کارتی و اسمیت، ۱۹۹۱)



شکل ۲۶-۱ جریان کربن و هیدروژن در فرآیند هضم بی هوازی (جریس و مک کارتی، ۱۹۶۳؛ مک کارتی، ۱۹۸۱)



میکروبیولوژی

گروه میکروارگانیسم های غیرمتانوژنز مسئول هیدولیز و تخمیر شامل باکتریهای بی هوازی اختیاری و اجباری است. ارگانیسم های جدا شده از هاضم های بی هوازی شامل کلستریدیوم، پیتوکوکوس آنائروبوس، بیفیدوباکتریوم، دسولفوویبریو، کورینه باکتریوم، لاکتوباسیلوس، آکتینومایسس، استافیلوکوک واشرشیاکلی است. سایر گروههای فیزیولوژیکی موجود شامل آنهایی است که آنزیمهای سلولیتیک، پرولیتیک، لیپولیتیک و پروتئولیتیک تولید می کند.

میکروارگانیسم های مسئول تولید متان از گروه آرکئو می باشد که بی هوازی اجباری کامل است. خیلی از ارگانیسم های متانوژنز تشخیص داده شده در هاضم های بی هوازی مشابه مواردی است که در معده حیوانات اهلی و در رسوبات آلی رودخانه ها و دریاچه ها وجود دارد. نوع کلی میکروارگانیسم

هـایی کـه در شـرایط مزوفیلیـک تـشخیص داده شـده اسـت شـامل نـوع میلـه ای (متانوبـاکتریوم، متانوباسیلوس) و کروی (متانوکوکوس، متانوتریکس و متانوسارسینا) می باشد.
متانوسارسینا و متانوتریکس (متانوسیتا نیز نامیده می شود) تنها ارگانیـسم هـایی هـستند کـه بـرای تولید متان و دی اکسید کربن قادر به مصرف استات می باشد. سایر ارگانیسم ها، هیدروژن را اکسید و دی اکسیدکربن را بعنوان گیرنده الکترون مصرف و متان تولید می کنند. متانوژنزهای مـصرف کننـده استات در راکتورهای ترموفیلیک نیز مشاهده شده است(وان لیر، ۱۹۹۶؛ زیندر و کخ، ۱۹۸۴؛ اهرینگ، ۱۹۹۵). رشد تعدادی از گونه های متانوسارسینا در دمای $۶۵^{\circ}C$ متوقف شد؛ در حالیکه در سایر موارد اینطور نبود؛ اما هیچ توقفی در رشد متانوتریکس نشان داده نشد. از گروه متانوژنزهای مـصرف کننـده هیدروژن در دمای بالای $۶۰^{\circ}C$ ، متانوباکتریوم خیلی مقاوم بود.

ارتباط متقابل در تخمیر: متانوژنزها و اسیدوژنزها یک رابطه متقابـل سـالم (سـودمندیهای متقابـل) دارند که در آن متانوژنزها، محصولات نهایی تخمیر مانند هیدروژن، فرمات و استات را بـه متـان و دی اکسید کربن تبدیل می کنند. بدلیل اینکه متانوژنزها قادر به حفـظ فـشار جزئـی هیـدروژن در مقـدار خیلی کم می باشند، تعادل روابط تخمیر به سمت تشکیل محصولات پایانی کـه بیـشتر اکـسید شـده است(مانند فرمات و استات)، تغییر می کند. مصرف هیدروژن تولیدی اسیدوژنزها و سایر بی هوازی ها توسط متانوژنزها، انتقال هیدروژن بین گونه ای نامیده مـی شـود. در واقـع، ارگانیـسم هـای متـانوژنز، هیدروژن را مصرف می کنند و باعث ادامه واکنش های تخمیری می شود. اگر فرآینـد مختـل شـود و ارگانیسم های متانوژنز، هیدروژن تولید شده را با سرعت کافی مصرف نکند، پروپیانات و بیـوتیرات بـه کندی تخمیر می شود و اسیدهای چرب فرار در راکتور بی هوازی تجمع می یابـد و احتمـالاً pH کـم می شود.

ارگانیسم های مزاحم: باکتریهای احیاء کننده سولفات، ارگانیسم های مـزاحم در بهـره بـرداری بـی هوازی می باشد که در فاضلاب حاوی غلظت زیاد سـولفات، بعنـوان یـک مـشکل مطـرح اسـت. ایـن ارگانیسم ها می توانند سولفات را به سولفید، احیاء کند که برای متانوژنزها در غلظت بـالا، سـمی مـی باشد. در محلهایی که غلظتهای بالای سولفید وجود دارد ، یک محلول آهن در حجم کنترل شده برای تشکیل رسوب سولفید آهن اضافه می شـود. بـاکتری احیـاء کننـده سـولفات، بـی هـوازی اجبـاری از باکتریهای غالب است که از نظر مرفولوژی متنوع می باشند؛ اما بر اساس مشخصات عمـومی قـادر بـه احیای سولفات بعنوان گیرنده الکترون است و با توجه به اینکه اسید چرب تولید مـی کنـد یـا اسـتات مصرف می کند به دو گروه تقسیم می شود. گروه یک احیاء کننده سولفات مـی توانـد ترکیبـات آلـی مختلف را بعنوان دهنده الکترون مصرف و آنها را به استات اکسید کند و سولفات را به سـولفید احیـاء کند. دسولفوویبریو ، یک گونه عمومی است که در بهره برداریهای بی هوازی بیوشـیمیایی پیـدا شـده است. گروه دوم احیاء کننده سولفات، اسیدهای چرب را اکسید می کنند و بطور ویژه استات را بـه دی

اکسید کربن تبدیل می کند؛ در حالیکه سولفات به سولفید احیاء می شود. باکتری که بطور معمول در این گروه یافت می شود، جنس دسولفوویبریو است.

روابط استوکیومتری اکسیداسیون و تخمیر بی هوازی

تعداد محدودی از مواد آلی مورد استفاده توسط ارگانیسم های متانوژنز و واکنشهای تعریف شده بر حسب CO_2 و واکنشهای گروه متیل در زیر نشان داده شده است(مادیگان و همکاران، ۱۹۹۷) که به ترتیب شامل اکسیداسیون هیدروژن، اسیدفرمیک، مونوکسید کربن، متانول، متیل آمین و استات می باشد.

$$4H_2 + CO_2 \rightarrow CH_4 + 2H_2O \qquad (1-111)$$

$$4HCOO^- + 4H^+ \rightarrow CH_4 + 3CO_2 + 2H_2O \qquad (1-112)$$

$$4CO + 2H_2O \rightarrow CH_4 + 3CO_2 \qquad (1-113)$$

$$4CH_3OH \rightarrow 3CH_4 + CO_2 + 2H_2O \qquad (1-114)$$

$$4(CH_3)_3N + H_2O \rightarrow 9CH_4 + 3CO_2 + 6H_2O + 4NH_3 \qquad (1-115)$$

$$CH_3COOH \rightarrow CH_4 + CO_2 \qquad (1-116)$$

در واکنش متانوژنزهای گروه استیک که در رابطه ۱۱۶-۱ داده شده است، استات تجزیه می شود و متان و دی اکسید کربن تولید می شود. موازنه COD را می توان برای محاسبه تغییرات COD در حین تخمیر استفاده کرد.

بجای محاسبه اکسیژن برای تغییرات COD، افت COD در راکتور بی هوازی برای تولید متان محاسبه می شود. با استفاده از رابطه استوکیومتری، COD معادل متان را می توان تعیین کرد. COD متان، حجم اکسیژن مورد نیاز برای اکسید کردن متان و تبدیل به دی اکسید کربن و آب است.

$$CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O \qquad (1-117)$$

مطابق با معادله بالا، COD هر مول متان برابر $2(32\,g\,O_2/mole) = 64\,g\,O_2/mole$ است. حجم متان به ازای هر مول در شرایط استاندارد (دمای صفر و فشار ۱ اتمسفر) برابر ۲۲/۴۱۴ لیتر است؛ بطوریکه متان معادل COD تبدیل شده در شرایط بی هوازی برابر است با:

$$22414/64 = 0.35\,L\,CH_4/g\,COD$$

مثال ۹-۱ پیش بینی تولید گاز متان : یک راکتور بی هوازی که در دمای ۳۵°C بهره برداری می شود جریان فاضلاب با دبی ۳۰۰۰m^3/d و bsCOD = ۵۰۰۰ mg/l را تصفیه می کند. در ۹۵ درصد حذف bsCOD و بازده سنتز بیومس خالص ۰/۰۴ g VSS/g COD ، چه حجمی از متان بر حسب m^3/d تولید می شود؟

راه حل:

۱- موازنه جرمی COD را در حالت پایا آماده و حجم COD ورودی تبدیل شده به متان را تعیین کنید.

الف) موازنه جرمی مورد نیاز در حالت پایا برابر است با:

COD ورودی تبدیل شده – COD ورودی تبدیل شده به بافت سلولی – بخشی از COD ورودی در خروجی - COD ورودی به متان =۰

$$COD_{in} = COD_{eff} + COD_{VSS} + COD_{methane}$$

ب) مقادیر جداگانه پارامترهای موازنه جرمی را تعیین کنید.

$$COD_{in} = (5000\,g/m^3)(3000\,g/m^3) = 15000000\,g/d$$

$$COD_{eff} = (1-0.95)(5000\,g/m^3)(3000\,m^3/d) = 750000\,g/d$$

$$COD_{VSS} = (1.42\,g\,COD/g\,VSS)(0.04\,g\,VSS/g\,COD)(0.95)(15000000\,g/d)$$
$$= 809400\,g/d$$

ج)COD تبدیل شده به متان را بدست آورید.

$$COD_{methane} = 15000000 - 750000 - 809400 = 13440600\,g/d$$

۲- حجم متان تولیدی در دمای $۳۵^{\circ}C$ را بدست آورید.

الف) حجم گاز اشغال شده بوسیله یک مول گاز در دمای $۳۵^{\circ}C$ را تعیین کنید.

$$V = \frac{nRT}{P}$$

$$V = \frac{(1\,mole)(0.082057\,atm.L/mole.K)[(273.15+35)\,K]}{1\,atm} = 25.29\,L$$

ب) متان معادل COD تبدیل شده تحت شرایط بی هوازی برابر است با:

$$(25.29\,L/mole)/(64\,g\,COD/mole\,CH_4) = 0.40\,L\,CH_4/g\,COD$$

متان تولیدی:

تولید متان $= (13440600\,g\,COD/d)(0.40\,L\,CH4/g\,COD)(1\,m3/103\,L)$

$$= 5376\,m^3/d$$

کل جریان گاز در ۶۵ درصد متان $= (5376\,m^3/d)/0.65 = 8271\,m^3/d$

توضیح: تعیین حجم اشغال شده بوسیله گاز در دمای واقعی بهره برداری مهم است .

سینتیک های رشد

در فرآیندهای بی هوازی دو مفهوم محدود کننده سرعت مهم است: ۱) سرعت تبدیل هیدرولیز و ۲) سرعت مصرف سوبسترای محلول برای تخمیر و متانوژنز. هیدرولیز ذرات جامد و کلوئیدی، بهره برداری و ثبات فرآیند را تحت تأثیر قرار نمی دهد؛ اما بر حجم کل جامدات تبدیل شده اثر می‌گذارد. در فرآیندهای هضم بی هوازی مورد استفاده برای لجن های زائد شهری، زمان ماند بیش از ۳۰ روز برای تبدیل کامل جامدات لازم است. سینتیک های مصرف سوبسترای محلول برای توسعه فرآیندهای بی هوازی باثبات اهمیت زیادی دارد.

به دلیل تغییر نسبتاً کم انرژی آزاد در واکنشهای بی هوازی، ضریب بازده رشد بطور قابل توجهی پایین تر از میزان آن در اکسیداسیون هوازی است. بازده سنتز معمول و ضرایب تجزیه خودتخریبی در واکنشهای بی هوازی تخمیر و متانوژنز به ترتیب g VSS/g VSS ۰/۱ و ۰/۰۴ و K_d برابر g VSS/g VSS.d ۰/۰۴ و ۰/۰۲ می باشد.

هنگامیکه غلظت اسیدهای چرب فرار(VFA) به کمترین مقدار می رسد فرآیند دارای ثبات بیشتری است که می تواند بعنوان شاخص وجود تعداد متانوژنز کافی و زمان کافی برای به حداقل رسیدن هیدروژن و VFA استفاده شود. مرحله محدود کننده سرعت، تبدیل VFA توسط ارگانیسم های متانوژنز و عدم تخمیر سوبسترای محلول بوسیله باکتریهای مخمر است . بنابراین سینتیک های رشد متانوژنها در طراحی فرآیندهای بی هوازی مورد توجه بیشتر است . SRT مناسب سیستم بر اساس اهداف تصفیه و سینتیک ها انتخاب شده است. در دماهای ۲۰، ۲۵ و ۳۵° C ، حداقل SRT یا زمان رسوب زدایی برای متانوژنها به ترتیب ۷/۸ ، ۵/۹ و ۳/۲ روز می باشد (لاورسن و مک کارتی، ۱۹۷۰). بنابراین با یک ضریب اطمینان ۵ ، مقادیر SRT طراحی برای فرآیند رشد معلق به ترتیب ۴۰ ، ۳۰ و ۱۵ روز می باشد. ضرایب اطمینان بالاتر از ۵ برای فراهم کردن یک فرآیند با ثبات بیشتر استفاده می شود (پارکر و اون، ۱۹۸۶).

عوامل محیطی

فرآیندهای بی هوازی به pH و مواد بازدارنده حساس است. مقدار pH نزدیک به خنثی ترجیح داده می شود و در کمتر از ۶/۸ فعالیت متانوژنها متوقف می شود. بدلیل محتوای زیاد CO_2 در گاز حاصل از فرآیندهای بی هوازی(۳۰ تا ۳۵ درصد)، قلیائیت بالایی برای اطمینان از خنثی بودن pH نیاز می باشد. غلظت قلیائیت در محدوده ۳۰۰۰-۵۰۰۰ میلی گرم در لیتر برحسب $CaCO_3$ اغلب وجود دارد. قلیائیت کافی در هضم لجن با شکسته شدن پروتئین و اسیدهای آمینه و تولید NH_3 بوجود می آید که با آب و CO_2 ترکیب می شود و قلیائیت بصورت $NH_4(HCO_3)$ تشکیل می شود. در کاربردهای فاضلاب صنعتی بویژه برای فاضلابهایی که عمدتاً کربوهیدرات دارند، اضافه کردن قلیائیت برای کنترل pH ضروری است. مواد بازدارنده فرآیند بی هوازی (مانند NH_3 ، H_2S و سایر ترکیبات مختلف آلی و غیر آلی) در بخش ۱۰(متکف) مورد توجه قرار گرفته است.

۱۳-۱ حذف بیولوژیکی ترکیبات آلی مقاوم و سمی

بیشتر ترکیبات آلی فاضلاب شهری و برخی فاضلابهای صنعتی دارای منشاء طبیعی می باشد و می تواند بوسیله باکتریهای معمول در فرآیندهای هوازی یا بی هوازی تجزیه شود . هر چند در حال حاضر بیش از ۷۰۰۰۰ ماده شیمیایی آلی مصنوعی تحت عنوان ترکیبات گزنوبیوتیک وجود دارد که بطور معمول مورد استفاده قرار می گیرد(اسکارزنبک و همکاران، ۱۹۹۳). متأسفانه تعدادی از این ترکیبات آلی، مشکلات غیر عادی در تصفیه فاضلاب ایجاد می کند که ناشی از مقاوم بودن آنها نسبت به تجزیه بیولوژیکی و سمیت بالقوه برای بهداشت محیط و انسان است. ترکیبات آلی که تصفیه آنها در فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی متداول ، مشکل می باشد تحت عنوان مواد مقاوم نامیده می‌شود. علاوه بر این، بطور طبیعی موادی مانند مواد موجود در محصولات پتروشیمی یافت می‌شود که اهمیت مشابهی دارد. نمونه هایی از ترکیبات پتروشیمی و ترکیبات آلی مصنوعی که در انواع مختلف فاضلاب وجود دارد در جدول ۱۰-۱ گزارش شده است.

گسترش روشهای تصفیه بیولوژیکی

از اوایل دهه ۱۹۷۰، اطلاعات و دانش مرتبط با تجزیه بیولوژیکی ترکیبات مقاوم و سمی بصورت قابل توجهی افزایش داشته است که بر اساس کار با فاضلابهای صنعتی بود(مانند پتروشیمی، نساجی، حشره کش، کاغذ و خمیر کاغذ و صنایع داروسازی).

جدول ۷-۱ مثالهایی از ترکیبات آلی مقاوم و سمی موجود در فاضلاب(واتس، ۱۹۹۷)

انواع ترکیبات آلی	انواع مواد زائد
آلکان ها ، آلکن ها ، هیدروکربنهای پلی آروماتیک ، آروماتیک های مونوسیکلیک- بنزن، تولوئن ، اتیل- بنزن ، گزیلن ، نفتنن	مواد نفتی
الکل ها، ستونها، استرها ، اترها و هیدروکربنهای آروماتیک و آلیفاتیک ، گلیکولها و آمین ها	حلالهای غیر هالوژنه
متانهای کلریناته- متیلن کلرید ، کلروفرم ، تتراکلرید کربن ، اتن های کلریناته ، تترا کلرواتن ، تری کلرو اتن ، اتان های کلریناته- تری کلرو اتان ؛ بنزن های کلریناته	حلالهای هالوژنه
ترکیبات ارگانوکلره ، ترکیبات ارگانوفسفره ، استرهای کربوماته ، فنیل اتر ، کرئوسوت ها، فنل های کلریناته	آفت کش ها شامل حشره کشها ، قارچ کش ها و علف کش
نیتروآروماتیک ها ، تری نیتروتولوئن ، نیترآمین ها ، استرهای نیتراته	مواد منفجره و مهمات
استرهای فنالات ، بنزن ، کلروبنزن ، کلروفیل ، گزیلن بی فنیل های پلی کلریناته	ترکیبات حاصل از صنعت
دی اکسین ها ، فوران ها	سیالات هیدرولیکی و مبدلها
	محصولات جانبی

علاوه بر این، از دهه ۱۹۸۰، پیشرفت زیادی در زمینه تجزیه بیولوژیکی مواد آلی موجود در مکانهای مواد زائد خطرناک بوجود آمده است. کار مرتبط با هر دو موضوع، نیاز به دانش گسترده ای راجع به قابلیت ها و محدودیتهای تجزیه بیولوژیکی دارد. به استثنای تعداد کمی ، بیشتر ترکیبات آلی می توانند در نهایت بروش بیولوژیکی تجزیه شوند؛ اما در بعضی موارد که سرعت خیلی کم است، شرایط محیطی غیر عادی مورد نیاز است(مانند پتانسیل اکسید و احیاء ،pH و دما). قارچها ممکن است جایگزین پروکاریوتها شود و یا باکتری خاصی که قادر به تجزیه ترکیبات مقاوم است ممکن است مورد نیاز باشد. برای مثال تجزیه بی هوازی بی فنیل های پلی کلریناته (PCB) با استفاده از بذر میکروبی باکتریهای رسوب رودخانه هادسون که PCB در چندین دهه تجمع یافته بود انجام گرفت؛ اما در هاضم بی هوازی آزمایشگاهی مورد استفاده برای لجن فاضلاب شهری، باکتریها بعد از ۱/۵ سال در معرض قرار گرفتن نتوانستند PCB را تجزیه کنند(بالاگراپادا، ۱۹۹۸).

اهمیت میکروارگانیسم های خاص

توانایی تجزیه ترکیبات سمی و مقاوم، اساساً به حضور میکروارگانیسم مناسب و زمان تطابق بستگی دارد. در برخی موارد، منابع خاص بذر میکروبی برای فراهم کردن میکروارگانیسم های ضروری مورد نیاز است. در مکانهایی که میکروارگانیسم های ضروری وجود دارد، زمان طولانی در معرض قرار گرفتن با ترکیب آلی ممکن است مورد نیاز باشد تا آنزیمها و باکتریهای لازم برای تجزیه، تحریک و تولید شود. زمان تطابق ممکن است از چند ساعت تا چند هفته متفاوت باشد که به جمعیت میکروارگانیسم و ترکیبات آلی بستگی دارد. ملکر و همکارن(۱۹۹۴) دریافتند که یک دوره سه هفته ای قبل از حذف کامل دی کلروبنزن (DCB) که در یک طرح لجن فعال شهری انجام می شود، مورد نیاز است. آنها متوجه شدند که اضافه کردن متناوب DCB باعث بازده تصفیه خیلی کمتر می شود. بدون تطابق و بدون تجزیه بیولوژیکی، DCB در تانک هوادهی لجن فعال بوسیله فرارسازی همانطور که در بخش ۵ توضیح داده شد، حذف می شود . استراند و همکاران(۱۹۹۹) نشان دادند که پس از ۴ هفته تماس ثابت دی نیتروفنول در یک فرآیند لجن فعال آزمایشگاهی که از یک فاضلاب شهری بذرافکنی شده بود، تجزیه پذیری دی نیتروفنول از ۰ تا ۹۸ درصد افزایش یافت. هنگامی که دی نیتروفنول به فرآیند اضافه نشده بود، توانایی تجزیه دی نیتروفنول نهایتاً کم بود. بنابراین به نظر می رسد که تهیه مقدار ثابت ترکیبات آلی مقاوم و سمی نسبت به اضافه کردن متناوب می تواند منجر به عملکرد بهتر تجزیه بیولوژیکی شود.

روشهای تجزیه بیولوژیکی

سه نوع کلی روش تجزیه مشاهده شده است که عبارتند از ۱) ترکیب بعنوان یک سوبسترای رشد مصرف می شود ۲) ترکیب آلی ، گیرنده الکترون را فراهم می کند و ۳) ترکیب آلی بوسیله تجزیه کومتابولیکی تجزیه می شود. در تجزیه کومتابولیکی، ترکیبی که تجزیه شده است قسمتی از متابولیسم میکروارگانیسم نمی باشد. تجزیه ترکیب بوسیله آنزیم غیرویژه انجام می شود و هیچ مزیتی برای رشد سلول ندارد. تجزیه بیولوژیکی کامل ترکیبات آلی سمی و مقاوم به محصولات نهایی غیر مضر مانند CO_2 و H_2O یا متان ممکن است همیشه انجام نشود و بجای آن ممکن است به ترکیبات آلی مختلف تبدیل شود. باید به تعیین این موضوع که آیا ترکیب آلی تولید شده بی خطر است یا میزان خطر آن برابر یا خطرناک تر از ترکیب اولیه است توجه شود.

تجزیه بی هوازی

خیلی از ترکیبات آلی مقاوم و سمی، تحت شرایط بی هوازی تجزیه می شوند که ترکیب بعنوان سوبسترای رشد با تخمیر مصرف و در نهایت متان تولید می شود. مثالهای معمول شامل ترکیبات آلیفاتیک و آروماتیک غیر هالوژنه مانند فنول، تولوئن، الکل ها و ستونها می باشد. هر چند بیشتر ترکیبات آلی کلریناته به راحتی تحت شرایط بی هوازی تجزیه نمی شود و بعنوان سوبسترای رشد مصرف نمی شوند. خوشبختانه خیلی از این ترکیبات بعنوان گیرنده الکترون ، در واکنشهای اکسید و

احیاء بی هوازی مصرف می شود . بیشتر کاربرد تجزیه بی هوازی ترکیبات آلی کلریناتـه در ارتبـاط بـا آلودگی زیرزمینی حلالهای کلریناته در مکانهای مواد زائد خطرنـاک اسـت (مـک کـارتی و همکـاران، ۱۹۹۹).

مثالهایی از ترکیبات کلریناته که تحت شرایط بی هوازی تجزیه شده اسـت شـامل تتراکلـرواتن، تـری کلرواتن ها، تترا کلریدکربن، تری کلرو بنزن، پنتـا کلروفنـل، کلروهیـدروکربنها و PCBs مـی باشـد. ترکیب کلریناته بعنوان گیرنده الکترون مصرف می شود و هیدروژن تولید شده از واکنـشهای تخمیـر ، دهنده اصلی الکترون را فـراهم مـی کنـد. هیـدروژن جـایگزین کلـر در مولکـول مـی شـود و چنـین واکنشهایی معمولاً بعنوان کلرزدایی بی هـوازی یـا هـالوژن زدایـی نامیـده مـی شـود. بـرای مثـال در کلرزدایی تترا کلرواتن، کلر به طور متناوب در هر مرحله کم می شود و تری کلرواتن به دی کلرواتن و و سپس به وینیل کلرید و سرانجام به اتن تبدیل می شود. وقتی تعداد مولکولهای کلر بر روی مولکـول آلی کاهش می یابد، واکنشها کندتر می شود و کمتر کامل می شود. کلرزدایی تترا کلرواتن، تری کلـرو بنزن و پنتا کلروفنل در هاضمهای بی هوازی تصفیه کننـده لجـن ثانویـه و اولیـه شـهری در مقیـاس آزمایشگاهی به اثبات رسیده است(بالاپراگادا و همکاران، ۱۹۹۸). با وجود ایـن، سـرعتهای واکـنش بـا مونو و دی کلروفنل و مونو دی کلروبنزن باقیمانده پایین بود. تبدیل تترا کلـرواتن بـه وینیـل کلریـد و اتن در هاضم ها بعد از یکسال تطابق و در معرض قرار گرفتن ثابت با کلرواتن انجام شده است.

تجزیه بیولوژیکی هوازی

با وجود شرایط محیطی، منبع بذر میکروبی و زمان تطابق مناسب، محدوده گسترده ای ترکیبات آلـی مقاوم و سمی تشخیص داده شده است که بعنوان سوبسترای رشد برای باکتریهـای هترتـروف مـصرف می شود. چنین ترکیباتی شامل فنول، بنزن، تولوئن، هیدروکربن های پلی آروماتیک، آفـت کـش هـا، بنزن، الکل، ستون ها، کلرید متیلن، متیلن، وینیل کلرید، مواد منفجره و فنل های کلرینه می باشد. با این وجود، خیلی از ترکیبات آلی کلریناته به آسانی توسط باکتری هترتروف هوازی تجزیه نمی شـود و بنابراین بعنوان سوبسترای رشد مورد استفاده نیست. تعدادی از ترکیبات کلرینه ماننـد دی کلرومتـان، ۱ و ۲ دی کلرواتان و وینیل کلرید به مقدار کمتری بعنوان سوبسترای رشد توسط باکتریهـای هـوازی مصرف می‌شود. خوشبختانه تعدادی از ترکیبات آلی کلریناته بوسیله تجزیه کومتـابولیکی تجزیـه مـی شود. باید توجه نمود که ترکیبات آلی که بطور کامل با کلر اشباع شده اسـت فقـط بـا کلرزدایـی بـی هوازی تجزیه می شود (استنسل و بیلفلدت، ۱۹۹۷).

ترکیبات آلی کلریناته که بوسیله تجزیه کومتابولیکی شکـسته مـی شـوند شـامل تـری کلـرواتن، دی کلرواتن، وینیل کلرید، کلروفرم، دی کلرو متان و تـری کلرواتـان اسـت. تجزیـه کومتـابولیکی بوسـیله باکتریهایی که آنزیمهای مونواکسیژناز و دی اکسیژناز تولید می کنند امکان پـذیر اسـت. ایـن آنزیمهـا واسطه واکنش با هیدروژن و اکسیژن می شوند و ساختار ترکیب کلریناته را تغییر می دهنـد. بـاکتری تولیدکننده آنزیم اکسیژناز، سوبسترای خاصی که آنزیم را تحریک می کند اکسید مـی کنـد. بـاکتری تولید کننده آنزیم اکسیژناز شامل باکتری متانوتروفیک که متان را اکسید می کنـد، تعـدادی بـاکتری

که فنول یا تولوئن را اکسید می کند و تعدادی باکتری اکسید کننده پروپان و باکتریهای نیتریفایر که آمونیاک را به نیتریت اکسید می کند. واکنش آنزیم اکسیژناز غیر اختصاصی با ترکیب کلریناته آلی معمولاً یک ترکیب واسط تولید می کند که بوسیله سایر باکتریهای هوازی هتروتروفیک شریک در تصفیه بیولوژیکی تجزیه می شود. طرحهای مختلف راکتور برای کاربرد این فرآیند بیولوژیکی در تصفیه آب های زیرزمینی آلوده یا جریانهای گازی استخراج بخار توسعه یافته است (لی و همکاران، ۲۰۰۰). در حالیکه چنین واکنشهایی در فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی فاضلابهای صنعتی یا شهری امکان پذیر است، حجم زیادی از ترکیبات آلی کلریناته موجود، بیشتر در حین هوادهی با فرارسازی از فرآیند جدا می شوند. زیرا آنها فراریت بالایی دارند و پتانسیل کمی برای باکتری متابولیک وجود دارد.

افت غیر بیولوژیکی

با توجه به اثرات بهداشتی و محیطی ترکیبات سمی و مقاوم ، درک سرنوشت و تبدیل آنها در فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی مهم است. برای خیلی از ترکیبات آلی مقاوم و سمی ورودی به فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی فاضلاب، افت غیربیولوژیکی ممکن است خیلی مهمتر از تجزیه بیولوژیکی باشد. افت غیربیولوژیکی شامل جذب ترکیبات به جامدات مایع مخلوط در راکتور که با انتقال متناوب آن به بیرون سیستم بوسیله لجن زائد انجام می شود و فرارسازی که با آزادسازی آن به هوای اطراف صورت می گیرد.

افت ناشی از جذب

برای ترکیبات ویژه ، حذف بوسیله جدا شدن (بعبارتی جذب شدن) با بیومس خیلی مهمتر از تجزیه بیولوژیکی یا فرارسازی است. مدل ایزوترم فرندلیچ برای توصیف جداسازی جامدات اصلاح شده است و یک رابطه تعادل خطی عمومی (n=۱) برای جذب درون جامدات در غلظت های نسبتاً پایین ماده آلی مایع بدست می‌آید.

$$q = K_p S \qquad (1-118)$$

q = مواد آلی جذب شده گرم / ماده جاذب گرم

k_p = ضریب جداسازی، l/g

S = غلظت ترکیب آلی در مایع، g/l

جذب ترکیبات آلی در فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی با سرعت نسبتاً زیاد مشاهده شده است (ملکر و همکاران ، ۱۹۹۴)؛ بطوریکه رابطه ۱۱۸-۱ را می توان برای توصیف توزیع ترکیب بین جرم سلولی جامد و فاز مایع استفاده کرد که تابعی از ضریب جداسازی k_p ترکیب است. مقدار k_p به ساختار هیدروفوبیک (آبگریز) ترکیب و مشخصات جذب جامدات بستگی دارد. جامدات با محتوای کربن زیاد و مساحت سطح بیشتر باعث مقادیر k_p بیشتر می شود. رابطه زیر توسط دابس و همکاران(۱۹۸۹) را می توان برای بدست آوردن تخمین ضریب جداسازی جامدات فرآیند تصفیه فاضلاب استفاده کرد که تابعی از ضریب جداسازی آب- اکتانول k_{ow} می باشد.

$$\log K_p = 0.58 \log K_{ow} + 1.14 \qquad (1-119)$$

K_p = ضریب جداسازی، L/kg

K_{ow} = ضریب جداسازی آب/ اکتانول (بدون بعد)

مقادیر ضریب جداسازی آب- اکتانول برای خیلی از ترکیبات آلی توسعه یافته است (اسکارزنبک و همکاران، ۱۹۹۳؛ لاگریگا و همکاران، ۲۰۰۱). ضرایب جداسازی آب/ اکتانول برای ترکیبات منتخب در جدول ۳۶-۵ در بخش ۵ داده شده است. آزمایش تعیین K_{ow} شامل اندازه گیری غلظت ترکیب آلی در یک مخلوط آب/ اکتانول بعد از جداسازی آرام لایه اکتانول بالای لایه آب است. حجم بیشتر ترکیبات آبگریزتر در لایه اکتانول بالای آب پیدا می شود و این ترکیبات دارای K_p بزرگتری در مخلوط آب و جامدات می باشند. محدوده مقادیر K_p برای انواع مختلف ترکیبات در جدول ۱۱-۱ نشان داده شده است. براساس اطلاعات داده شده در جدول ۱۱-۱ ، بنزوپیرن و PCBs بطور مشابه جذب بیشتری روی جامدات نسبت به ترکیباتی مانند بنزن و تری کلرواتن دارند؛ چرا که مقادیر K_p آنها با ضریب حدود ۱۵۰ بزرگتر می باشد. چنین ضرایب جداسازی بالایی ناشی از غلظت های خیلی کم مایع است که مقدار ماده آلی بوسیله فرارسازی و تجزیه بیولوژیکی کاهش می یابد.

جدول ۱۱-۱ مقایسه مقدار ضرایب جداسازی برآورد شده انتخابی(K_p) برای انواع مختلف ترکیبات آلی(لاگرگا و همکاران، ۲۰۰۱)

ترکیب آلی	K_p , L/g
بنزن	0.23
دی نیترو تولوئن	0.29
تری کلرواتن	0.33
دیلیدرین	1.48
فناترین	5.33
پنتاکلروفنل	10.96
بی فنیل پلی کلریناته	43.87
بنزوپیرن	45.15

با استفاده از ضرایب جداسازی معادل، مقدار ماده آلی حذف شده بوسیله لجن زائد را می توان از طریق نسبت جرم ماده آلی جذب شده به جرم جامدات زائد بازای هر روز تخمین زد:

$$q = \frac{r_{ad}}{r_{x.w}} \qquad (1-120)$$

q = گرم ترکیب آلی جذب شده / گرم جامدات

r_{ad} = مقدار ماده آلی جذب شده بصورت روزانه، g/d

$R_{X.W}$ = میزان جامدات دفعی روزانه، g/d

با جایگزینی رابطه ۱۱۸-۱ به جای q و حل آن برای r_{ad} ، میزان افت ترکیب ناشی از جذب بصورت روزانه برابر است با:

$$r_{ad} = -r_{X.W} K_P S \qquad (1-121)$$

در حالت ثابت، میزان جامدات دفعی روزانه مرتبط با SRT متوسط در سیستم های لجن فعال مطابق رابطه ۴۵-۱ به این صورت است:

$$r_{x.w} = \frac{X_T V}{SRT} \qquad (1-122)$$

با جایگزینی رابطه ۱۲۲-۱ در رابطه ۱۲۱-۱ ، رابطه زیر برای افت جرم ناشی از جذب بدست می آید:

$$r_{ad} = -\frac{X_T V K_P S}{SRT} \qquad (1-123)$$

افت ناشی از فرار سازی: حذف ترکیبات آلی فرار ناشی از هوادهی (فرارسازی) قبلاً در پاراگراف ۱۳-۵ بخش ۵ بحث شد و بطور خلاصه در زیر مرور شده است:

$$r_{sv} = -K_L a_s (S) \qquad (1-124)$$

r_{sv} =افت ناشی از فرار سازی ، mg/l.d

$K_L a = K_L a_s$ ترکیب آلی ، d^{-1}

S = غلظت ترکیب آلی در مایع ، mg/l

مدل سازی افت های بیولوژیکی و غیر بیولوژیکی

تعدادی از مدلها برای محاسبه مقدار مواد آلی مقاوم در فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی تعیین و گسترش یافته است(ملکر و همکاران، ۱۹۹۵؛ ملکر و همکاران، ۱۹۹۴؛ مونتید و همکاران، ۱۹۹۵؛ پارکر و همکاران، ۱۹۹۳؛ گرادی و همکاران، ۱۹۹۷ و لی و همکاران، الف۱۹۹۸). بطور معمول مدلها شامل مکانیسم های پایه و موازنه های جرمی است که برای محاسبه مقدار جرم ترکیب آلی ورودی به فرآیند تصفیه و خروجی از پساب مایع با تجزیه بیولوژیکی، فرارسازی و جذب بیولوژیکی می باشد. در ادامه بحث، همه این مکانیسم ها که در بالا بحث شد بصورت یک مدل عمومی ترکیب شده است و سرنوشت ترکیبات آلی در فرآیند تصفیه بیولوژیکی را توصیف می‌کند. موازنه جرمی زیر در حالت پایا (بعبارتی مجموع = ۰) را می توان برای یک فرآیند لجن فعال با اختلاط کامل آماده و سرنوشت یک ترکیب آلی را در فرآیندهای بیولوژیکی و غیربیولوژیکی پیش بینی کرد:

- افت ترکیب آلی ناشی از جذب- افت ترکیب آلی ناشی از تجزیه بیولوژیکی- ترکیب آلی ورودی
۰ = افت ترکیب آلی در خروجی- افت ترکیب آلی ناشی از فرارسازی-

$$QS_0 = r_{su} + r_{ad} + r_{sv} + QS \qquad (1-125)$$

QS_0 = جرم ترکیب در ورودی فاضلاب، g/d

r_{su} = سرعت تجزیه بیولوژیکی، g/d

r_{ad} = سرعت جذب سطحی جامدات، g/d

r_{sv} = سرعت فرارسازی، g/d

QS = جرم ترکیب در خروجی فاضلاب، g/d

با جایگزینی عناوین مناسب واکنش برای هر قسمت از بازده موازنه جرمی، رابطه زیر بدست می آید:

$$QS_0 = \left(\frac{1}{Y}\right)\frac{\mu_m S}{(K_S + S)}(X_S)(V) + \frac{X_T V K_P S}{SRT} + K_L a_S V + QS \qquad (1-126)$$ سرنوشـــت

ترکیب در فاصلاب ورودی تابعی از غلظت جامدات، غلظت مایع، زمان ماند هیدرولیکی و SRT است و مقدار آن با تقسیم رابطه ۱۲۶-۱ بر Q بدست می آید:

$$S_0 = \left(\frac{1}{Y}\right)\frac{\mu_m S}{(K_S + S)}(X_S)(t) + K_P S(X_t)\left(\frac{t}{SRT}\right) + K_L a_S S(t) + S \qquad (1-127)$$

با توجه به روابط ۱۲۶-۱ و ۱۲۷-۱ ، X_S غلظت جرم سلولی است که قادر به تجزیه ترکیب آلی ویـژه می باشد و X_T غلظت کل MLVSS است که شامل تمام رشد جـرم سـلولی بـر روی سوبـستراهای مختلف بعلاوه VSS غیر قابل تجزیه بیولوژیکی می باشد. مقـدار X_S را مـی تـوان بـصورت تـابعی از حجم سوبستراي قابل تجزیه بیولوژیکی و ضرایب سینتیکی و زمان ماند هیدرولیکی و SRT محاسـبه کرد. رابطه زیر برای محاسبه X_S در حالت پایا برای یک راکتور اختلاط کامل استفاده می شود کـه بـا توجه به افت سوبستراي ناشی از فرارسازی و جذب سطحی جامدات می باشد.

$$X_S = \frac{Y\left[(S_0 - S) - K_P S X_t (t/SRT) - K_L a_S S(t)\right]}{K_d(t) + (t/SRT)} \qquad (1-128)$$

برای اکثر مواردی که تجزیه بیولوژیکی اتفاق می افتد و افـت ناشـی از فرارسـازی یـا جـذب سـطحی جامدات بطور کامل نیست، غلظت ترکیبات مایع براساس رابطه (۴۰-۱) در یک راکتور اخـتلاط کامـل در حالت پایا با این رابطه بدست می آید:

$$S = \frac{K_S\left[1 + (k_d)SRT\right]}{SRT(\mu_m - k_d) - 1} \qquad (1-129)$$

در موارد استثنایی دیگر، رابطه ۱۲۷-۱ و ۱۲۸-۱ را می توان بطور همزمان بکار برد. طرح کلی مطالب بالا را می توان برای تخمین سرنوشت یک ترکیب آلی در راکتور اختلاط کامـل لجـن فعـال بـا فـرض شرایط پایا ، ورودی ثابت ترکیب آلی و با محیط کاملاً تطابق یافته استفاده کرد. پیش بینی سرنوشت یک ترکیب آلی در یک فرآیند تصفیه لجن فعال در مثال ۱۰-۱ بیان شده است.

مثال ۱۰-۱ پیش بینی سرنوشت بنزن در یک فرآیند تصفیه لجن فعال : یـک سیـستم اخـتلاط کامل لجن فعال برای تصفیه فاضلاب شهری استفاده می‌شود؛ اما فاضـلاب حـاوی بنـزن دریافـت مـی کند. اطلاعات طراحی فرآیند لجن فعال و اطلاعات سرعت بیولوژیکی و غیر بیولوژیکی بنزن داده شده است. غلظت بنزن خروجی محلول و حجم نسبی افت بنزن در حین تجزیه بیولوژیکی، جذب جامدات، فرارسازی و در مایع خروجی چه مقدار است؟

۱- غلظت بنزن در ورودی S_0=۲g/m^3

۲- SRT سیستم = ۶ روز

۳- زمان ماند هیدرولیکی تانک هوادهی = ۰/۲۵روز

۴- غلظت MLVSS ، X_T = ۲۵۰۰g/m^3

۵- K_p= ۰/۲۳۴×۱۰$^{-۳}$m^3/g

۶- $K_L a_s$ =۳/h=۷۲/d

۷- μ_m =۲g VSS/g VSS.d

۸- K_S =۰/۵ g/m^3

۹- k_d = ۰/۱VSS/g VSS.d

۱۰- Y=۰/۶ گرم VSS بازای هر گرم بنزن

حل :

۱) غلظت بنزن مایع را با استفاده از رابطه ۱۲۹-۱ محاسبه کنید.

$$S=\frac{(0.5g/m^3)[1+(0.1g\,VSS/g\,VSS.d)(6d)]}{(6d)[(2-0.1)g\,VSS/g\,VSS.d]-1}=0.077g/m^3$$

۲) غلظت جرم سلولی تجزیه کننده بنزن را از رابطه ۱۲۸-۱ حساب کنید.

$$X_S=\frac{[(S_0-S)-K_P S X_T(t/SRT)-K_L a_s S(t)]}{k_d(t)+(t/SRT)}$$

$$(0.6g/g)\{[(2-0.077)g/m^3]-(0.234\times10^{-3}m^3/g)(0.077g/m^3)$$

$$X_S=\frac{(2500g/m^3)(0.25d/6d)-(72/d)(0.077g/m^3)(0.25d)\}}{(0.1g/g.d)(0.25d)+(0.25d/6d)}$$

$$=4.83g/m^3$$

۳) افت بنزن ناشی از تجزیه بیولوژیکی را تعیین کنید(قسمت اول رابطه ۱۲۷-۱).

$$\left(\frac{1}{Y}\right)\frac{\mu_m S}{(K_S+S)}(X_S)(t)=$$

$$\left[\frac{1}{(0.6g/g)}\right]\left\{\frac{(2/d)(0.077g/m^3)}{[(0.5+0.077)g/m^3]}\right\}(4.83g/m^3)(0.25)=0.537g/m^3$$

۴) افت بنزن ناشی از جذب جامدات را تعیین کنید(قسمت دوم رابطه ۱۲۷-۱).

$$\frac{K_P S(X_t)t}{SRT}=\frac{(0.234\times10^{-3}m^3/g)(0.077g/m^3)(2500g/m^3)(0.25d)}{6d}$$

$$=0.0019g/m^3$$

۵) افت بنزن ناشی از فرارسازی را تعیین کنید(قسمت سوم رابطه ۱۲۷-۱).

$$(K_L a_s)(S)(t)=(72/d)(0.077g/m^3)(0.25d)=1.386g/m^3$$

۶) افت های ناشی از مکانیسم های مختلف را خلاصه نویسی کنید.

روش	مقدار پساب ورودی g/m^3	نسبت کل
پساب خروجی	۰/۰۷۷	۰/۰۳۹
تجزیه بیولوژیکی	۰/۵۳۷	۰/۲۶۸
جذب	۰/۰۰۲	۰/۰۰۱
فرارسازی	۱/۳۸۶	۰/۶۹۲
کل	۲/۰۰۲[الف]	۱

الف. ۰/۰۰۲ ناشی از خطای گرد کردن است .

الف) برای بنزن که یک ترکیب آلی فرار با ضریب جداسازی جامدات پایین می باشد ، ۶۹/۲ درصد بنزن ورودی به اتمسفر وارد می شود و ۲۶/۸ درصد تجزیه بیولوژیکی می شود و ۳/۹ درصد بصورت محلول در خروجی باقی می ماند و ۰/۱ درصد جذب جامدات خروجی از فرآیند می شود.

ب) تاثیر مقدار K_La بنزن سیستم هوادهی بر روی میزان تجزیه بیولوژیکی یا آزاد شدن به اتمسفر در جدول زیر خلاصه شده است:

		K_La,h^{-1}			
پارامتر	واحد	۱/۵	۳	۴	۶/۳
پساب ورودی	g/m^3	۰/۰۷۷	۰/۰۷۷	۰/۰۷۷	./۰۵۲
پساب ورودی	%	۳/۹	۳/۹	۳/۹	۲/۶
تجزیه بیولوژیکی	%	۶۱/۴	۲۶/۸	۳/۷	۰
فرارسازی	%	۳۴/۶	۶۹/۲	۹۲/۳	۹۷/۳

حذف بیولوژیکی فلزات سنگین

حذف فلزات در فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی عمدتاً با جذب سطحی جامدات و کمپلکس فلزات با میکروارگانیسمها انجام می شود. همچنین احتمال فرآیندهایی که باعث تبدیل و رسوب کردن فلزات می شود وجود دارد. میکروارگانیسم ها با فلزات ترکیب می شوند و بدلیل واکنش بین یونهای فلزی و سطوح میکروبی منفی، در سطوح سلولی جذب می شود. فلزات ممکن است با گروههای کربوکسیل موجود در پلی ساکاریدهای میکروبی و سایر پلی مرها ترکیب و یا جذب مواد پروتئینی داخل سلول بیولوژیکی شود. حذف فلزات در فرآیندهای بیولوژیکی متناسب با مشخصات جذب سطحی بوسیله مدل ایزوترم فروندلیچ مشخص شده است(مولن و همکاران، ۱۹۸۹؛ کونز و همکاران، ۱۹۷۶). مقدار زیادی حذف فلزات محلول در فرآیندهای بیولوژیکی مشاهده شده است که محدوده ای از ۵۰ - ۹۸ درصد می باشد و به غلظت اولیه فلز، غلظت جامدات راکتور بیولوژیکی و زمان ماند جامدات سیستم بستگی دارد. در فرآیندهای بی هوازی احیای سولفات به هیدروژن سولفید می تواند باعث رسوب سولفید فلزی شود. یک مثال کلاسیک شامل اضافه کردن کلرید فروس یا فریک به هاضم بی هوازی برای حذف سمیت سولفید با تشکیل رسوبات سولفید آهن است.

مسائل و پرسشهای تشریحی

۱-۱ دستورالعملی برای یک ماده غیر آلی تهیه کنید که در محفظه آزمایشگاهی برای رشد ۵۰۰ ، ۱۰۰۰یا ۱۲۰۰ mg VSS/d(مقدار باید توسط مدرس انتخاب شود) جرم سلولی باکتری استفاده شود؛ با فرض اینکه فرمول شیمیایی جرم سلولی را می توان بصورت$C_5H_7O_2N$ بیان کرد. غلظت ترکیبات غیرآلی ضروری را مطابق آنچه در جدول ۴-۱ گزارش شده است، برای تغذیه با سرعت L/d ۱ تعیین کنید. فرض کنید فسفر بصورت KH_2PO_4 ، سولفور بصورت Na_2SO_4 و نیتروژن به شکل NH_4Cl اضافه شده است و کاتیونهای دیگر در ارتباط با یون کلرید می باشد.

۱-۲ پروتئین یک ترکیب مهم آنزیمهای باکتریایی است. ترکیبات مهم سلول و مراحل اصلی را لیست کنید که منجر به تولید پروتئین می شود.

۱-۳ از متون علمی (مانند مجله میکروبیولوژی محیطی و کاربردی)، مشخصات فیزیولوژیکی و سوخت و ساز و طبقه بندی تکاملی باکتریها را مشخص کنید که نقش اصلی در تصفیه بیولوژیکی فاضلاب یا تجزیه مواد سمی دارد. حداقل ۳ رفرنس را بررسی کنید.

۱-۴ از متون علمی، کاربرد استفاده از تکنیکهای بیولوژیکی مولکولی را بیان کنید (مانند پروبهای مولکولی یا سایر روشها) که مرتبط با تصفیه بیولوژیکی فاضلاب است. حداقل ۳ رفرنس را بررسی کنید.

۱-۵ یک نمونه یک لیتری حاوی ۲۰، ۲۸ یا ۳۶ گرم (مقدار باید توسط مدرس انتخاب شود) کازئین $C_8H_{12}O_3N_2$ است. اگر ۱۸ گرم بافت سلولی باکتری $C_5H_7O_2N$ بازای هر پوند کازئین مصرفی تولید شود، حجم اکسیژن مورد نیاز برای اکسیداسیون کامل کازئین به محصولات نهایی و بافت سلولی را تعیین کنید. محصولات نهایی اکسیداسیون دی اکسید کربن CO_2، آمونیاک NH_3 و آب می باشد. فرض کنید نیتروژنی که در تولید بافت سلولی شرکت نمی کند، به آمونیاک تبدیل می شود.

۱-۶ یک راکتور رشد معلق با اختلاط کامل بدون زلال ساز و جریان برگشتی برای تصفیه جریان فاضلابی بکار رفته است که فقط حاوی مواد آلی محلول می باشد. BOD و COD ورودی به این شرح است:

پساب ورودی	واحد	فاضلاب A	فاضلاب B	فاضلاب C
BOD	mg/L	۲۰۰	۱۸۰	۲۲۰
COD	mg/L	۴۵۰	۴۵۰	۴۸۰

اگر غلظت BOD محلول خروجی ۲mg/l و جامدات معلق فرار خروجی ۱۰۰ mg/l باشد(نوع فاضلاب توسط مدرس اتنخاب شود): الف) بازده مشاهده شده برحسب g VSS/g BOD، g VSS/g COD و g TSS/g BOD ، ب) غلظت کلCOD محلول خروجی شامل COD محلول غیرقابل تجزیه بیولوژیکی ج) قسمتی از BOD ورودی را که به CO_2 و آب تبدیل می شود تعیین کنید. فرض کنید نسبت COD/BOD قابل تجزیه بیولوژیکی برابر ۱/۶ است و ۱/۴۲ گرم اکسیژن معادل یک گرم بیومس می باشد.

۱-۷ یک راکتور اختلاط کامل هوازی (بدون برگشت) با حجم ۱۰۰۰ لیتر، فاضلابی با دبی ۵۰۰ L/d دریافت می کند و غلظتCOD محلول خروجی ۱۰mg/l می باشد. میزان جذب اکسیژن در راکتور ۱۰mg/L.h است. برای فاضلابی با مشخصات داده شده زیر: الف) زمان ماند هیدرولیکی راکتور بر حسب روز ب) اکسیژن مورد استفاده درهر روز بر حسب g/d ، ج) غلظت جامدات فرار معلق خروجی

(با فرض اینکه اکسیژن جرم سلولی معادل $g\ O_2/g\ VSS$ ۱/۴۲ باشد) د) بازده مشاهده شده برحسب$g\ VSS$ بازای هر گرم$bsCOD$ حذف شده را تعیین کنید.

	فاضلاب			
C	B	A	واحد	عنوان
۶۰۰	۱۸۰۰	۱۰۰۰	mg/L	COD محلول ورودی
۸	۱۵	۱۰	mg/L-h	سرعت جذب اکسیژن در راکتور

۱-۸ بازده بیومس($g\ VSS/g\ COD$) را برای تجزیه مخلوط کربوهیدرات و متانول یا اتانول همراه با اکسیژن و نیترات بعنوان گیرنده الکترون(ترکیب باید توسط مدرس انتخاب شود)و با استفاده از مقادیر انرژی آزاد واکنش یک طرفه داده شده در جدول ۷-۱ ، محاسبه و با یکدیگر مقایسه کنید. فرض کنید آمونیاک برای نیازمندیهای سنتز سلولی در دسترس است و ۱/۴۲ گرم اکسیژن معادل ۱ گرم بیومس می باشد.

۱-۹ نیترات و سولفات هر دو در یک محفظه آزمایشگاهی بی هوازی همراه با باکتریهای احیاء کننده سولفات و نیترات در دسترس است. محفظه بطور پیوسته با یک محلول حاوی گیرنده های الکترون با مقادیر مساوی گلوکز و ماده مغذی تغذیه می شود. چه نوع جمعیت بیولوژیکی بعد از بهره برداری طولانی مدت باقی خواهد ماند؟توضیح دهید.

۱-۱۰ در مثال ۳-۱ از واکنشهای یک طرفه برای نوشتن یک رابطه تعادلی اکسیداسیون استات بوسیله باکتری متانوژنز استفاده کنید.

۱-۱۱ f_sوf_e برای مقادیر بازده سنتز داده شده در تجزیه ترکیبات آلی جدول ۸-۱ چه مقدار می باشد؟

۱-۱۲ محصولات نهایی تجزیه مواد آلی را تحت شرایط زیر مقایسه کنید و بحث کنید چگونه بازده سنتز باکتری تحت تأثیر آنها قرار می گیرد: هوازی(گیرنده الکترون، اکسیژن است)، تخمیر (ترکیبات آلی، گیرنده الکترون می باشد) و متانوژنز(گیرنده الکترون، دی اکسید کربن است).

۱-۱۳ اگر سلولهای باکتری از نوع کروی با قطر۱ ، ۱/۲ یا ۱/۵ میکرومتر و ۸۰ درصد آب و ۹۰ درصد وزن خشک آن ، ماده آلی باشد(قطر سلول بوسیله مدرس انتخاب شود) الف) حجم و جرم ماده آلی یک سلول ب) تعداد سلولهای حاضر در یک لیتر از سوسپانسیون جرم سلولی با غلظت $mg\ VSS/L$۱۰۰ را تعیین کنید.

۱-۱۴ برای باکتری هوازی با زمان تکثیر فرضی ۲۰، ۳۰ یا ۶۰ دقیقه (زمان باید توسط مدرس انتخاب شود) در صورتی که ۲۰ عدد سلول در زمان صفر حاضر باشد، چه تعداد باکتری بعد از ۱۲ ساعت وجود خواهد داشت؟ با استفاده از جرم و حجم باکتری حاصل از مسئله ۱۳-۱ برای یک باکتری با قطر یک میکرومتر، وزن خشک باکتری بعد از گذشت ۱۲ ساعت برحسب جامدات معلق فرار چه مقدار خواهد بود؟

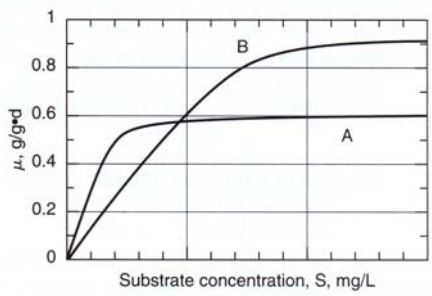
۱-۱۵ یک واکنش منقطع در یک محفظه با باکتریهای نیتریفایر ملاحظه شده است. غلظت اولیه باکتری نیتریفایر $10mg/l$ و غلظت سوبسترای اولیه $40mg\ NH_4\text{-}N/L$ می باشد. آمونیاک به

نیتریت اکسید می‌شود و بازده سلولی VSS ۱۲g بازای هر گرم آمونیاک اکسید شده است. سایر ضرایب سینتیکی مرتبط با مصرف سوبسترا و رشد، یکی از موارد زیر می باشد که توسط مدرس انتخاب می شود:

فاضلاب				
C	B	A	واحد	ضریب
۰/۶	۰/۷۵	۰/۵	g VSS/g VSS.d	μ_m
۰/۷۵	۰/۵	۰/۵	mg/L	κ_s
۰/۰۴	۰/۰۸	۰/۰۱	g VSS/g VSS.d	k_d

غلظت سوبسترا و بیومس را در ۰/۸ روز حساب کنید؟ غلظت سوبسترا و بیومس را در برابر زمان بیش از ۱ روز رسم کنید(تذکر: یک روش محاسبه استفاده از روش صفحات گسترده برای بدست آوردن غلظت سوبسترا و بیومس در افزایش زمانهای کم می باشد).

۱-۱۶ منحنی های A وB ، سینتیکهای مونود را برای دو باکتری مختلف نشان می دهد که قادر به تجزیه سوبسترای مشابه می باشد. شما مسئول بهره برداری یک راکتور آزمایشگاهی لجن فعال با اختلاط کامل و جریان پیوسته بدون برگشت می باشید که با باکتری های A وB تلقیح شده است. در آزمایش اول الف) زمان ماند سلولی بالا استفاده شده است (۱۰ روز یا بیشتر) و در مرحله دوم ب) SRT خیلی کوتاه استفاده شد (تقریباً ۱/۱ روز). کدام باکتری در آزمایش یک و دو غالب می شود؟ علت را توضیح دهید.



۱-۱۷ راکتور هوازی اختلاط کامل بدون برگشت جامدات برای تصفیه فاضلابی حاوی ۱۰۰mg/L فنول (C_6H_6O) در دمای ۲۰$^\circ$C استفاده می شود. با استفاده از ضرایب سینتیکی زیر (ضرایب سینتیکی A، B یا C توسط طراح انتخاب شود) الف) حداقل زمان ماند هیدرولیکی برحسب روز که بیومس در زمان سریعتری نسبت به رشد دفع می شود ب)حداقل زمان ماند هیدرولیکی برحسب روز در دمای ۱۰$^\circ$C با فرض اینکه ضریب فعالیت دمایی برابر۱/۰۷باشد. ج) غلظت بیومس و فنل خروجی در زمان ماند هیدرولیکی ۴ روز در دمای ۲۰$^\circ$C، حجم اکسیژن مورد نیاز برحسبKg/d برای زمان هیدرولیکی ۴روز و با فرض دبی ۱۰۰ mg/L را تعیین کنید.

فاضلاب

ضریب	واحد	A	B	C
k	g فنول /g VSS.d	۰/۹	۰/۸	۰/۹
K_S	mg فنول /L	۰/۲	۰/۱۵	۰/۱۸
Y	g VSS / g فنول	۰/۴۵	۰/۴۵	۰/۴
K_d	g VSS /g VSS.d	۰/۱	۰/۰۸	۰/۰۶

۱۸-۱ راکتورهای انجام آزمایش در آزمایشگاه با زمان های ماند مختلف جامدات در حالت پایا بهره برداری می شود تا ضرایب سینتیکی بیولوژیکی برای فاضلاب حاوی تنها ترکیبات محلول بدست آید. راکتورهای اختلاط کامل همراه با برگشت لجن و زلال ساز هوادهی می شود. زمان ماند هیدرولیکی همه موارد ۰/۱۶۷ روز و مقادیر SRT برای ۵ آزمایش متفاوت است. COD محلول پساب ورودی و خروجی و غلظتهای MLVSS راکتور در زیر خلاصه شده است. با استفاده از این نتایج، ضرایب سینتیکیK_S ، k ، K_d ،Y و μ_m را تعیین کنید(جامدات تولیدی در هر زمان ماند سلولی را محاسبه کنید).

شماره آزمایش	زمان ماند سلولی ، روز	S_0 , mg COD/L	S, mg COD/L	X ,mg VSS/L
۱	۳/۱	۴۰۰	۱۰	۳۹۵۰
۲	۲/۱	۴۰۰	۱۴/۳	۲۸۶۵
۳	۱/۶	۴۰۰	۲۱	۲۱۰۰
۴	۰/۸	۴۰۰	۴۹/۵	۱۰۵۰
۵	۰/۶	۴۰۰	۱۰۱/۶	۶۶۰

۱۹-۱ داده های زیر از چهار واحد پایلوت لجن فعال با جریان پیوسته برای تصفیه لجن حاصل از فرآیندهای غذایی بدست آمده است. با استفاده از این داده ها، میزانY و K_d را محاسبه کنید.

واحد	پارامتر		
	X g MLVSS/L	r_g g MLVSS/L.d	U g BOD5/g MLVSS.d
۱	۱۸/۸۱	۰/۸۸	۰/۱۷
۲	۷/۳۵	۱/۱۹	۰/۴۱
۳	۷/۶۵	۱/۴۲	۰/۴
۴	۲/۸۹	۱/۵۶	۱/۰۹

۲۰-۱ با استفاده از داده های زیر که برای ۳ راکتور مختلف لجن فعال با اختلاط کامل می باشد (راکتور توسط مدرس انتخاب شود)تعیین کنید: الف) زماند ماند جامدات سیستم ب) در صورتیکه غلظت COD محلول خروجی برابر mg/L ۵ باشد اکسیژن مورد نیاز برحسب Kg/d چه مقدار خواهد بود؟ ج) سرعت جذب اکسیژن برحسب mg/L.h در حالت پایا در تانک هوادهی.

عنوان	واحد	راکتور		
		A	B	C
MLVSS تانک هوادهی	mg/L	۳۰۰۰	۳۰۰۰	۳۰۰۰
حجم تانک هوادهی	m^3	۱۰۰۰	۱۰۰۰	۱۰۰۰
دبی جریان ورودی	m^3/d	۵۰۰۰	۵۰۰۰	۵۰۰۰
میزان جریان لجن دفعی	m^3/d	۵۹	۴۵	۶۵
غلظت VSS لجن دفعی	mg/L	۸۰۰۰	۸۰۰۰	۸۰۰۰
غلظتCOD محلول ورودی	mg/L	۴۰۰	۴۰۰	۴۰۰

۱-۲۱ یک فرآیند لجن فعال اختلاط کامل با زلال ساز ثانویه و برگشت لجن برای تصفیه فاضلاب با دبی روزانه m^3/d ۱۰۰۰و COD قابل تجزیه ورودیmg/L ۳۰۰۰ و BOD برابرmg/L ۱۸۷۵ استفاده شده است. غلظتMLSS برابر ۲۸۰۰، ۳۳۰۰ یا ۳۵۰۰ (مقدارMLSS باید توسط مدرس انتخاب شود) و نسبت MLVSS/MLSS برابر ۰/۸ و غلظت TSS خروجی mg/L ۲۰، زمان ماند هیدرولیکی ۲۴ ساعت، غلظتMLSS برگشتی mg/L ۱۰۰۰۰ ، میزان جریان لجن دفعی از خط برگشت m^3/d ۸۵/۵ است. با استفاده از اطلاعات داده شده تعیین کنید: الف)SRT سیستم، نسبت F/M بر حسب g BOD/g MLVSS.d و سرعت بار حجمی($Kg/m^3.d$) ب) بازده مشاهده شده برحسب g TSS/BOD و g TSS/g COD و ج)بازده سنتز با فرض اینکه K_d برابر ۰/۱ g VSS/g VSS و f_d برابر g VSS/g VSS ۰/۱۵ باشد.

۱-۲۲ یک طرح لجن فعال متداول با زماند ماند سلولی ۸ ، ۱۰ یا ۱۲ روز (مقدار توسط مدرس انتخاب شود) بهره برداری می شود. حجم راکتور ۸۰۰۰ متر مکعب و غلظتMLSS برابرmg/L ۳۰۰۰ می باشد. تعیین کنید: الف)میزان لجن تولیدی ب) میزان جریان دفعی لجن هنگامی که دفع از راکتور انجام شود ج) میزان جریان دفعی لجن هنگامی که دفع از خط برگشت لجن است. فرض کنید جامدات معلق در خط برگشت لجنmg/L ۱۰۰۰۰ و افت جامدات در خروجی زلال ساز ثانویه خیلی کم و می توان آنرا نادیده گرفت.

۱-۲۳ یک فرآیند اختلاط کامل لجن فعال با یک زلال ساز و جریان برگشت لجن، فاضلابی با دبی ۲۰۰۰mg/L و غلظت ذرات ورودی ۴۰۰mgVSS/L، ۵۰۰ یا ۶۰۰ دریافت می‌کند (مقدار توسط مدرس انتخاب شود)که کاملا قابل تجزیه بیولوژیکی است. حجم راکتور لجن فعال $۵۰۰m^3$ است. ضرایب بیوسینتیکی تجزیه ذرات (رابطه ۲۰-۱)K_p برابر با ۲/۲ گرم VSS بر گرم بیومس در روز و K_x برابر با ۰/۱۵ گرم VSS بر گرم بیومس در روز می باشد. ضرایب تجزیه خودتخریبی و بازده به ترتیب g VSS/g VSS.d ۰/۱ و ۰/۵ گرم بیومس بر VSS در روز است. با استفاده از اطلاعات داده شده: الف) موازنه جرمی حذف ذرات در سیستم لجن فعال را در حالت پایا تهیه کنید ب) روابطی غلظت بیومس و ذرات تانک هوادهی بصورت تابعی از زمان ماند جامدات تعیین کنید (فرض کنید جریان خروجی حاوی ذرات قابل تجزیه نیست و ذرات فقط سیستم را از طریق لجن دفعی ترک می

کند) ج)غلظت بیومس و ذرات تانک هوادهی را در زمانهای ماند جامدات ۳، ۵ و ۱۰ روز تعیین کنید د) درصد حذف ذرات را در زمان ۳ ، ۵ و۱۰روز تعیین کنید.

۱-۲۴ ضرایب سینتیکی زیر(توسط مدرس انتخاب شود) برای تصفیه فاضلاب شهری با CODقابل تجزیه ورودی۳۰۰ mg/L و nbVSS ورودی۱۰۰ mg/L داده شده است. با استفاده از این داده ها و با فرض اینکهCOD قابل تجزیه در پساب خروجی در مقایسه با حجم COD حذف شده ناچیز است. نمودارهای الف) بازده مشاهده شده برحسب گرم VSS بازای هر گرم COD حذف شده بعنوان تابعی از زمان ماند سلولی ب)گرم اکسیژن مصرفی بازای هر گرمCOD حذف شده متناسب با زمان ماند سلولی را تهیه کنید. همچنین نسبت بازده حاصل از nbVSS ورودی و دورریز سلولی را در نمودار قسمت الف نشان دهید.

عنوان	واحد	ضریب		
		A	B	C
Y	g Vss/gCOD	۰/۴	۰/۴	۰/۳۵
K_d	g VSS/g VSS.d	۰/۱	۰/۰۸	۰/۱۲
f_d	g VSS/g VSS	۰/۱	۰/۱۵	۰/۱۵

۱-۲۵ فرآیند لجن فعال با اختلاط کامل و برگشت لجن را برای تصفیه فاضلاب صنعتی با مشخصات زیر (توسط مدرس انتخاب شود) در حالت پیک ماهانه طراحی کنید.

پارامتر	واحد	فاضلاب		
		A	B	C
دبی	m^3/d	۴۰۰۰	۴۳۰۰	۴۰۰۰
BOD	mg/L	۸۰۰	۶۰۰	۱۰۰۰
nbVSS	mg/L	۲۰۰	۲۰۰	۲۰۰
TKN	mg/L	۳۰	۳۰	۴۰
فسفر کل	mg/L	۸	۸	۶
دما	$^{\circ}C$	۱۵	۱۵	۱۵

ضرایب بیوسینتیکی مربوطه و شرایط بهره برداری به این صورت است:

$Y = 0.45$ g VSS/g COD

$K_d = 0.10$ g VSS/g VSS.d

$\mu_m = 2.5$ g VSS/g VSS.d

$K_s = 20$mg COD/L

$f_d = 0.10$ g VSS/g VSS

bCOD=1.6BOD

زمان ماند سلولی = ۱۰روز

لجن برگشتی= ۸۰۰۰mg TSS/L

MLSS تانک هوادهی = ۲۵۰۰mg/L

TSS پساب خروجی زلال ساز=۱۵ mg/L

با استفاده از اطلاعات داده شده و ضرایب بیوسینتیکی تعیین کنید: الف) حجم تانک هوادهی برحسب مترمکعب، حجم لجن دفعی تولیدی روزانه(Kg/d)، نیاز به اکسیژن(Kg/d) و سرعت جذب اکسیژن در تانک هوادهی(mg/L.h) ، غلظت BOD محلول خروجی، نسبت برگشت لجن برگشتی برای شرایط طراحی که در ادامه داده شده و نسبت MLVSS به MLSS ب) آیا نیتروژن و فسفر اضافی مورد نیاز است و اگر نیاز می باشد میزان آن برحسب mg/L چه قدر است؟ فرض کنید بیومس حاوی ۱۲ درصد نیتروژن و ۲ درصد فسفر براساس جامدات معلق فرار است و نیتریفیکاسیون انجام نمی‌شود.

۱-۲۶ برای کاربرد مشابه فاضلابهای صنعتی داده شده در مسئله ۳۳-۱ ، کربن فعال پودری به پساب ورودی با غلظت ۵۰mg/l اضافه شده است تا مواد سمی را جذب کند.SRT سیستم تا ۱۰ روز حفظ می شود. نسبت MLVSS به MLSS ، غلظتMLSS و کل تولید لجن روزانه برحسب Kg TSS/d را با کربن فعال اضافه شده محاسبه کنید؟

۱-۲۷ سیستم لجن فعال اختلاط کامل، فاضلابی با مشخصات زیر دریافت می کند(نوع فاضلاب توسط مدرس انتخاب شود):

پارامتر	واحد	فاضلاب A	فاضلاب B	فاضلاب C
دبی	m^3/d	۶۰۰۰	۶۰۰۰	۶۰۰۰
COD قابل تجزیه بیولوژیکی	mg/L	۳۰۰	۴۰۰	۵۰۰
nbVSS ورودی	mg/L	۱۰۰	۱۰۰	۱۵۰

ضوابط مرتبط با طراحی به این شرح است:

دبی =۶۰۰۰m^3/d

COD قابل تجزیه بیولوژیکی=۳۰۰mg/L

۱۰۰ mg/L= nbVSS

ضرایب بیوسینتیکی زیر بصورت فرضی می باشد:

$Y=0.4$ g Vss/g COD

$K_d = 0.1$ g VSS/g VSS.d

$\mu_m = 5.0$ g VSS/g VSS.d

$K_s= 20$mg COD/L

اگر ظرفیت انتقال اکسیژن هوادهی سیستم۵۲ Kg O_2/h باشد، ماکزیمم SRT مورد استفاده چه قدر باید باشد تا نیازهای اکسیژن بوسیله ظرفیت انتقال اکسیژن موجود، قابل دستیابی باشد؟

۱-۲۸روابط سینتیکی مصرف سوبسترا را می توان بوسیله رابطه درجه یک (۱-۱۸) (r_{su}=-Ksx) توصیف کرد الف) با استفاده از رابطه سینتیکی درجه یک داده شده بجای معادله میشایل-منتن برای مصرف سوبسترا، یک رابطه در حالت ثابت بدست آورید که برای محاسبه غلظت سوبسترای محلول خروجی از یک راکتور رشد معلق اختلاط کامل استفاده می‌شود. رابطه ۴۳-۱ را می توان برای تعیین

غلظت بیومس استفاده کرد ب) برای اطلاعات بیوسینتیکی و شرایط راکتور زیر ، زمان ماند جامدات مورد نیاز برای فراهم نمودن غلظت سوبسترای محلول خارجی۱ mg/L را تعیین کنید.

S_0=500mg/L COD
t=0.25 d
Y=0.4 g Vss/g COD
K_d=0.06 , 0.10 , 0.12 g VSS/g VSS.d
K=0.504 g/g.d

۱-۲۹ یک بیوفیلم در حال تصفیه، جریان مایع حاوی استات و اکسیژن محلول همراه با لایه مایع ثابتی در بالای بیوفیلم موجود است. الف) با استفاده از رابطه استوکیومتری بدست آمده برای تجزیه بیولوژیکی استات در مثال ۴-۱ ، ماکزیمم غلظت استات قابل اطمینان در مایع حجیم را قبل از اینکه تجزیه هوازی بوسیله سرعت فلاکس سطحی اکسیژن محدود شود، محاسبه کنید. غلظت اکسیژن محلول مایع ۲ mg/L ، ۳، ۴ می باشد(مقدار اکسیژن محلول توسط مدرس انتخاب شود) ب) این نتایج را با نتایج اکسیداسیون آمونیاک در مثال ۷-۱ مقایسه کنید. چرا غلظت آمونیاکمایع حجیم در غلظت اکسیژن محلول ۲mg/Lخیلی کمتر است؟

ضریب نفوذ اکسیژن= ۲/۶ cm^2/d

ضریب نفوذ استات = ۰/۹ cm^2/d

۱-۳۰ سیستم لجن فعالی در حال تصفیه فاضلاب شهری با زمان ماند جامدات ۱۰ روز و دمای مایع مخلوط۱۸ ˚C می باشد. نیتریفیکاسیون در اکثر هفته ها انجام می‌شود و غلظت آمونیاک خروجی آن کمتر از ۱mg/L گزارش شده است. بعد از مدتی، انجام نیتریفیکاسیون کاهش می یابد و غلظت خروجی آمونیاک به ۱۰ mg/L می رسد. از شما به عنوان مهندس درخواست شده است تا علت کاهش نیتریفیکاسیون را بررسی کنید و راههای پیشنهادی برای برگشت به کیفیت تخلیه در حد مطلوب را بیان کنید. علتهای احتمالی کاهش بازده نیتریفیکاسیون و اینکه چگونه شما مشکلات را ارزیابی می کنید توضیح دهید.

۱-۳۱ اکسیژن معادل نیتریت ($g\ O_2/g\ NO_2$-N) واکنشهای بیولوژیکی را با استفاده از واکنشهای یک طرفه جدول ۷-۱ محاسبه کنید. نیتریت بعنوان گیرنده الکترون جایگزین اکسیژن شده است.

۱-۳۲ یک راکتور رشد معلق انوکسیک در زمان ماند جامدات ۵ ، ۱۰ یا ۱۵ روز (توسط مدرس انتخاب شود) بهره برداری می شود و استات بعنوان دهنده الکترون اضافه شده است. ضرایب سینتیکی زیر برای استات تحت شرایط احیاء نیترات داده شده است؛ تعیین کنید چه مقدار استات بر حسب Kg/d برای حذف ۲۰ mg/L نیترات در دبی ۴۰۰۰m^3/d مورد نیاز است؟

Y=0.3 g Vss/g COD
K_d=0.08 g VSS/g VSS.d

۱-۳۳ دو راکتور آزمایشگاهی رشد معلق اختلاط کامل با برگشت لجن که فاضلاب مصنوعی مشابهی را دریافت می کند، در SRT هوازی مشابه بصورت موازی بهره برداری می شود. یک راکتور دارای توالی بی هوازی/ هوازی می باشد و حذف بیولوژیکی فسفر را انجام می‌دهد و راکتور بعدی فقط در شرایط هوازی بهره برداری می شود. جریان ورودی شامل ۱۰۰ mg/L ، ۲۰۰ ، ۳۰۰ استات بعنوان منبع کربن آلی می باشد (مقدار توسط مدرس انتخاب شود). محتوای فسفر و بخشی از مواد فرار هر

دو مایع مخلوط بصورت زیر است. نسبت VSS/TSS کمتر راکتور حذف بیولوژیکی فسفر برای پلی فسفات و کاتیون مرتبط با محصولات ذخیره محاسبه می شود.

راکتور	g P/g VSS	g VSS/g TSS
هوازی تنها	۰/۰۱۵	۰/۸۵
حذف بیولوژیکی فسفر	۰/۲۵	۰/۶۵

با استفاده از ضرایب سینتیکی و شرایط بهره برداری زیر، چه مقدار از فسفر از پساب ورودی هر سیستم حذف می شود و غلظت MLVSS وMLSS راکتور هوازی چه قدر است؟ (توجه: برای حل این مسئله ضرایب هر دو نوع ارگانیسم برابر فرض شده است؛ اما در عمل ممکن است متفاوت باشد).

Y = 0.4 g Vss/g COD
K_d = 0.1 g VSS/g VSS.d
f_d = 0.10 g VSS/g VSS
SRT = 5d
t = 3h

۱-۳۴ یک راکتور در مقیاس آزمایشگاهی برای مطالعه شرایط عملیاتی موثر بر حذف بیولوژیکی فسفر بهره برداری می شود. غلظت فسفر ورودیmg/L ۱۰، ۲۰، ۳۰ می باشد(توسط مدرس انتخاب شود). حداقل غلظت منیزیوم، پتاسیم و کلسیم در مایع ورودی چقدر باید باشد؟

۱-۳۵ یک فرآیند تصفیه بی هوازی برای تصفیه جریانی با دبی $۵۰۰m^3/d$ و COD محلول ورودیmg/L ۲۰۰۰ ، ۵۰۰۰ یا ۹۰۰۰ استفاده شده است (مقدار توسط مدرس انتخاب شود) بازده بیومس خالصVSS/g COD ۰/۰۴ و ۹۵ درصدCOD محلول در دمای$۳۰^{\circ}C$ حذف می شود. با فرض اینکه گاز حاوی ۶۵ درصد متان باشد کل جریان گاز را بر حسب (m^3/d)حساب کنید. میزان انرژی تولیدی از گاز (kj/d) چقدر است؟ (میزان گرمای متان در دمای $۳۰^{\circ}C$ برابر ۵۰/۱Kj/g است)

۱-۳۶ براساس مطالعه متون (حداقل دو رفرنس را معین کنید)، اهمیت رابطه همزیستی بین مخمرهای اسیدی ومتانوژنها را در یک فرآیند بی هوازی توضیح دهید. اگر اتفاقی منجر به ایجاد عدم تعادل بین متانوژنها و تخمیرکننده ها شود؛ چه اثراتی بر سرعت تولید گاز (کاهش، افزایش، ثابت)، درصد متان تولیدی، غلظت اسیدهای چرب فرار و pH می گذارد؟

۱-۳۷ روابط ۱-۱۲۷ و ۱-۱۲۸ و ۱-۱۲۹ را بر اساس سینتیک های درجه اول میزان حذف سوبسترا در برابر مدل سینتیکی رشد مونود (r_{su}=-Ksx) اصلاح کنید. مدل درجه اول اغلب برای توصیف سینتیک های تجزیه بیولوژیکی تعدادی از آلاینده های مقاوم بکار می رود.

۱-۳۸ فرض کنید یک راکتور اختلاط کامل برای تصفیه فاضلاب حاوی آلاینده درجه اول با مشخصات زیر و سایر ترکیبات آلی قابل تجزیه آسان بکار رفته است. آلاینده مقاوم خیلی فرار نیست؛ بطوریکه افت ناشی از خطا ناچیز می باشد. با استفاده از اطلاعات زیر تعیین کنید: الف)سرنوشت ترکیب را بر حسب افت های تجزیه بیولوژیکی و حذف در خروجی سیستم و لجن دفعی ب)اگر مقدار μ_m سه برابر بیشتر شود، مقادیر محاسبه شده در قسمت الف را تعیین کنید.

ضرایب و داده های طراحی:

SRT سیستم (توسط مدرس انتخاب شود)= ۵ ، ۱۰ یا ۱۵روز

MLVSS راکتور = ۲۰۰۰mg/L

t راکتور = ۰/۲۵ روز

ضرایب بیوسینتیکی و مشخصات ترکیب :

غلظت در پساب ورودی = ۵ mg/L

K_p= 0.015m^3/g

μ_m =2g VSS/g VSS.d

Y=0.6 g Vss/g COD

K_d= 0.08 g VSS/g VSS.d

Ks=0.4 g/m^3

منابع :

Ahring, B. K. (1995) "Methanogenesis in Thermophilic Biogas Reactors," Antonie van Leeuwenhoek, vol. 67, pp. 91-:-102, The Netherlands.

Ardern, E., and W. T. Lockett (1914) "Experiments on the Oxidation of Sewage without the Aid of Filters," Journal Society Chemical Industries, vol. 33, pp. 523, I 122.

Atkinson, B., I. J. Davies, and S. Y. How (1974) "The Overall Rate of Substrate Uptake by Microbial Films," parts I and II, Transactions Institute of Chemical Engineers (British).

Bailey, J. E., and D. F. Ollis (1986) Biochemical Engineering Fundamentals, 2d ed., McGrawHilI, New York.

Ballapragada, B., H. D. Stensel, J. F. Ferguson, V. S. Magar, and J. A. Puhakka (1998) Toxic Chlorinated Compounds: Fate and Biodegradation in Anaerobic Digestion, Project 9 1TFT-3. Water Environment Research Foundation, Alexandria, VA.

Barker, P. S., and P. L. Dold (1997) "General Model for Biological Nutrient Removal in Activated Sludge Systems: Model Presentation," Water Environment Research, vol. 69, no 5, pp. 969-984.

Barnard, J. L. (1984) "Activated Primary Tanks for Phosphate Removal," Water SA, vol. 10, p. 3.

Barth, E. E, R. C. Brenner, and R. E Lewis (1968) "Chemical Biological Control of Nitrogen and Phosphorus in Wastewater Effluent," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 40, p. 2040.

Bielefeldt, A. R., and H. D. Stensel (1999) "Modeling Competitive Inhibition Effects During Biodegradation of BTEX Mixtures," Water Research Journal, vol. 33.

Blum, D. 1. w., and R. E. Speece (1991) "A Database of Chemical Toxicity to Environmental Bacreria and Its Use in Interspecies Comparisons and Correlations," Research Journal, Water Pollution Control Federation, vol. 63, p. 198.

Bock, E., 1. Schmidt, R. Stuven, and D. Zart (1995) "Nitrogen Loss Caused by Denitrifying Nitrosomonas Cells Using Ammonium or Hydrogen as Electron Donors and Nitrite as Electron Acceptor," Archive Microbiology, vol. 163, pp. 16-20.

Costerton, J. W., Z. Lewandowski, D. E. Caldwell, D. R. Korber, and H. M. Lappin-Scott (1995) "Microbial Biofilms," Annual Review of Microbiology, vol. 49, pp. 711-745.

Crites, R., and G. Tchobanoglous (1998) Small and Decentralized Wastewater Management Systems, McGraw-Hili, New YOlk Dawson, R. N., and K. L. Murphy (1972) "The Temperature Dependency of Biological Denitrification," Water Research, vol. 6, p. 71.

Dobbs, R. A., L. Wang, and R. Govind (1989) "Sorption of Toxic Organic Compounds on Wastewater Solids: Correlation with Fundamental Properties," Environmental Science and Technology, vol. 23, pp. 1092-1097.

Gayle,B. P. (1989) "Biological Denitrification of Water," Journal Environmental Engineering, vol. 115, p. 930.

Grady, C. P. L. Jr., G. T. Daigger, and H. C. Lim (1999) Biological Wastewater Treatment, 2d ed., rev. and expanded, Marcel Dekker, New York.

Grady, C. P. L., Jr., B. S. Magbanua, S. Brau, and R. W. Sanders II (1997) "A Simple 'Technique for Estimating the Contribution of Abiotic Mechanisms to the Removal of SOCs by Completely Mixed Activated Sludge," Water Environment Research, vol. 69, p.1232.

Han, Y., and R. R. Dague (1997) "Laboratory Studies on the Temperature-Phased Anaerobic Digestion of Domestic Primary Sludge," Water Environment Research, vol. 69, no. 6, pp. II 39-1 143.
Hinton, S. W., and H. D. Stensel (1991) "Experimental Observation of Trickling Filter Hydraulics," Water Research, vol. 25, pp. 1389-1398.
Hockenbury, M. R., and C. P. L. Grady, Jr. (1977) "Inhibition of Nitrification-Effects of Selected Organic Compounds," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 49, p. 768.
Hoover, S. R., and N. Porges (1952) "Assimilation of Dairy Wastes by Activated Sludge II: The Equation of Synthesis and Oxygen Utilization," Sewage and Industrial Wastes, vol. 24.
Jeris, J. S., and P. L. McCarty (1963) "Biochemistry of Methane Fermentation," Proceedings 17th Purdue Industrial Waste Conference, Lafayette, IN.
Jetten, M. S. M., M. Strous, K. T. van de Pas-Schooen, J. Schalk, U. G. J. M. van Dongen, A. A. van de Graaf, S. Logemann, G. Muyzer, M. C. M. van Loosdrecht, and J. G.
Kuenen (1999) "The Anaerobic Oxidation of Ammonium," FEMS Microbiology Reviews, vol. 22, pp. 421-437.
Kissel, J. c., P. L. McCarty, and R. L. Street (1984) Numerical Simulation of Mixed-Cultures Biofilm, Journal of Environmental Engineering, vol. 110, pp. 393-411.
Kunz, B., 1. Gianelli, and H. D. Stensel (1976) "Vanadium Removal From Industrial Wastewater," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 48, p. 76.
LaGrega, M. D., P. L. Buckingham, and J. C. Evans (2001) Hazardous Waste Management, 2nd ed., McGraw-Hili, New York.
Lawrence, A. w., and P. L. McCarty (1970) "A Unified Basis for Biological Treatment Design and Operation," Journal Sanitary Engineering Division, American Society of Civil Engineers, vol. 96, no. SA3, 1970.
Lee, S. B., J. P. Patton, S. E. Strand, and H. D. Stensel (1998a) "Sustained Biodegradation of Trichloroethylene in a Suspended Grouth Gas Treatment Reactor," Proceedings, First International Conference on Bioremediation of Chlorinated Solvent and Recalcitrant Compounds, Monterey, CA.
Lee, K. C., B. E. Rittmann, J. Shi, and D. McAvoy (1998b) "Advanced Steady-State Model for the Fate of Hydrophobic and Volatile Compounds in Activated Sludge Wastewater Treatment," Water Environment Research, vol. 70, p. 1118.
Lee, S., H. D. Stensel, and S. E. Strand (2000) "Sustained Degradation of Trichloroethylene in a Suspended Growth Gas Treatment Reactor by an Actinomycetes Enrichment," Environmental Science and Technology, vol. 34, pp. 3261-3268.
Littleton, H. X., G. T. Daigger, P. F. Strom, and R. A. Cowan (2000) "Evaluation of Autotrophic Denitrification and Heterotrophic Nitrification in Simultaneous Biological Nutrient Removal Systems," Proceedings of the Research Symposium, 73rd Annual Conference, Water Environment Federation, Anaheim, CA.
Madigan, M. T., J. M. Martinko, and J. Parker (1997) Brock Biology of Microorganisms, 8th ed., Prentice-Hall, Upper Saddle River, NJ.
Madigan, M. T., J. M. Martinko, and J. Parker (2000) Brock Biology of Microorganisms, 9th ed., Prentice-Hall, Upper Saddle River, NJ.
Maier, R. M., 1. L. Pepper, and C. P. Gerba (2000) Environmental Microbiology, Academic Press, San Diego, CA.
McCarty, P. L. (1971) "Energetics and Bacterial Growth," in S. D. Faust and 1. V. Hunter (eds.), Organic Compounds in Aquatic Environments, Marcel Dekker, New York.
McCarty, P. L. (1975) "Stoichiometry of Biological Reactions," Progress in Water Technology, vol. 7, pp. 157-172.
McCarty, P. L. (1981) "One Hundred Years of Anaerobic Treatment," In D. E. Hughes et aI., ed., Anaerobic Digestion 1981, Elsevier Biomedical Press, pp. 3-32, Amsterdam.
McCarty, P. L. (1999) "Chlorinated Organics in Environmental Availability of Chlorinated Organics, Explosives, and Heavy Metals on Soils and Groundwater," in W. C. Anderson, R. C. Loerh, and B. P. Smith (eds.), American Academy of Environmental Engineers, Annapolis.
McCarty, P. L., and D. P. Smith (1986) "Anaerobic Wastewater Treatment," Environmental Science and Technology, vol. 20, pp. 1200-1226.
Mamais, D., and D. Jenkins (1992) "The Effects of MCRT and Temperature on Enhanced Biological Phosphorus Removal," Water Science and Technology, vol. 26, pp. 955-965.
Melcer, H., P. Steel, and W. K. Bedford (1995) "Removal of Polycyclic Aromatic Hydrocarbons and Heterocyclic Nitrogen Compounds in a Municipal Treatment Plant," Water Environment Research, vol. 67, p. 926.

Melcer, H., P. Steel, 1. P. Bell, D. Thompson, C. M. Yendt, and J. Kemp (1994) "Modeling Volatile Organic Contaminant's Fate in Wastewater Treatment Plants," Journal of Environmental Engineering, vol. 120, p. 588.
Metcalf, L., and H. P. Eddy (1930) Sewerage and Sewage Disposal, A Textbook, 2d. ed., McGraw-Hili, New York.
Monod, J. (1942) Recherches sur la croissance des cultures bacteriennes, Herman et Cie., Paris.
Monod, J. (1949) "The Growth of Bacterial Cultures," Annual Review of Microbiology, vol. III, pp. 371-394.
Monteith, H. D., W. 1. Parker, 1. P. Bell, and H. Melcer (1995) "Modeling the Fate of Pesticides in Municipal Wastewater Treatment," Water Environment Research, vol. 67, p. 964.
Mullen, M. D., D. C. Wolf, F. G. Ferris, T. J. Beveridge, C. A. Flemming, and G. W. Bailey (1989) "Bacterial Sorption of Heavy Metals," Applied and Environmental Microbiology, Vol. 55, p. 3143-3149.
Nelson, L.M. and R. Knowles (1978) "Effect of Oxygen and Nitrate on Nitrogen Fixation and Denitrification by Azospirillum Brasilense Grown in Continuous Culture," Canada Journal of Microbiology, vol. 24, p. 1395.
Painter, H. A. (1970) "A Review of Literature on Inorganic Nitrogen Metabolism I Microorganisms," Water Research, vol. 4, p. 393.
Parker, G. F., and W. F. Owen (1986) "Fundamentals of Anaerobic Digestion of Wastewater Sludges," Journal of Environmental Engineering, vol. 112, no. 5, pp. 867-920.
Parker, W. I., D. I. Thompson, I. P. Bell, and H. Me1cer (1993) "Fate of Volatile Organic Compounds in Municipal Activated Sludge Plants," Water Environment Research, vol.
65, p. 58.
Patureau, D., J. Davison, N. Bernet, and R. Moletta (1994) "Denitrification Under Various Aeration Conditions in Comamonas sp., Strain SGLY2," FEMS Microbiology Ecology, vol. 14, pp. 71-78.
Payne, W. 1. (1981) Denitrification, Wiley, New York.
Pitt, P., and D. Jenkins (1990) "Cause and Control of Nocardia in Activated Sludge," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 62, pp. 143-150.
Poduska, R. A. (1973) A Dynamic Model of Nitrification For the Activated Sludge Process, Ph.D. Thesis, Clemson University.
Randall, C. w., J. L. Barnard, and H. D. Stensel (1992) Design and Retrofit of Wastewater Treatment Plants for Biological Nutrient Removal, Volume 5, Water Quality Management Library, Technomic Publishing Co., Lancaster, PA.
Rittman, B. E., and W. E. Langeland (1985) "Simultaneous Denitrification with Nitrification in Single-Channel Oxidation Ditches," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 57, p.3OO.
Rittman; B. E., and P. L. McCarty (1980) "Model of Steady-State-Biofilm Kinetics," Biotechnology and Bioengineering, vol. 22, pp. 2343-2357.
Rittman, B. E., and P. L. McCarty (2001) Environmental Biotechnology: Principles and Applications, McGraw-Hill, New York.
Robertson, L. A., and 1. G. Kuenen (1990) "Combined Heterotrophic Nitrification and Aerobic Denitrification in Thiosphaera pantotropha and other Bacteria," Antonie Van Leeuwenhoek, vol. 56, pp. 289-299.
Saez, P. B., and B. E. Rittman (1992) "Accurate Pseudo-Analytical Solution for Steady-State Biofilms," Biotechnology and Bioengineering, vol. 39, pp. 790-793.
Sawyer, C. N., P. L. McCarty, and G. F. Parkin (1994) Chemistry for Environmental Engineering, 4th ed., McGraw-Hill, Inc., New York.
Schwarzenbach, R. P., P. M. Gschwend, and D. M.Imboden (1993) Environmental Organic Chemistry, Wiley, New York.
Sedlak, R. I. (1991) Phosphorus and Nitrogen Removalfrom Municipal Wastewater, 2d ed., The Soap and DetergentAssociation, Lewis Publishers, New York.
Sharma, B., and R. C. Ahlert (1977) "Nitrification and Nitrogen Removal," Water Research, vol. 11, p. 897.
Skerman, V. B. D., and J. C. MacRae (1957) "The Influence of Oxy.gen Availability on the Degree of Nitrate Reduction by Psudomonas denitrificans," Canada Journal of Microbiology, vol. 3, p. 505.
Skinner, F. A., and N. Walker (1961) "Growth of Nitrosomonas europaea in Batch and Continuous Culture," Archives Mikrobiology, vol. 38, p. 339.
Stensel, H. D., R. C. Loehr, and A.W. Lawrence (1973) "Biological Kinetics of Suspended Growth Denitrification," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 45, p. 249.
Stensel, H. D., and A. R. Bielefeldt (1997) "Anaerobic and Aerobic Degradation of Chlorinated Aliphatic Compounds," in Bioremediation of Hazardous Wastes: Principles and Practices. Kluwer Publishers, San Diego.

Stensel, H. D., and G. Horne (2000) "Evaluation of Denitrification Kinetics at Wastewater Treatment Facilities," Research Symposium Proceedings, 73rd Annual Water Environment Federation Conference, Anaheim, CA. October 14-18, 200!.
Stenstrom, M. K., and S. S. Song (1991) "Effects of Oxygen Transport Limitations on Nitrification in the Activated-Sludge Process," Research Journal, Water Pollution Control Federation, vol. 63, p. 208.
Stephens, H. L., and H. D. Stensel (1998) "Effect of Operating Conditions on Biological Phosphorus Removal," Water Environment Research Journal, vol. 68.
Strand, S. E., G. N. Harem, and H. D. Stensel (1999) "Activated Sludge Yield Reduction Using Chemical Uncoup1ers," Water Environment Research, vol. 71, p. 454--458.
Strous, M., J. A. Fuerst, E. H. M. Kramer, S, Logemann, G. Muyzert, K. T. van de PasSchoonen, R. Webb, J. G. Kuenen, and M. S. M. Jetten (1999b) "Missing Lithotroph Identified as New P1anctomycete," Nature, vol. 400.
Strous, M., J. G. Kuenen, and M. S. M. Jetten (1999a) "Key Physiology of Anaerobic Ammonium Oxidation," Applied and Environmental Microbiology, vol. 65, pp.
3248-3250.
Strous, M., E. van Gerven, P. Zheng, J. G. Kuenen, and M. S. M. Jetten (1997) "Ammonium Removal From Concentrated Waste Streams with the Anaerobic Ammonium Oxidation (ANAMMOX) Process in Different Reactor Configurations," Water Research, vol. 31, pp. 1955-1962.
Suidan, M. T., and Y. T. Wang (1985) "Unified Analysis of Biofilm Kinetics," Journal of Environmental Engineering, vol. Ill, pp. 634-646.
Tchobanoglous, G., and E. D. Schroeder (1985) Water Quality: Characteristics, Modeling, Modification, Addison-Wesley Publishing Company, Reading, MA.
Terai, H., and T. Mori (1975) "Studies on Phosphorylation Coupled with Denitrification and Aerobic Respiration in Pseudomonas denitrificans," Botany Magazine, vol. 38, p. 23!.
Teske, A, E. AIm, J. M. Regan, S. Toze, B. E. Rittman, and D. A. Stahl (1994) "Evolutionary Relationships Among Ammonia and Nitrite-Oxidizing Bacteria," Journal Bacteriology, vol. 176, pp. 6623-6630.
u.S. EPA (1993) Manual Nitrogen Control, EPA/625/R-93/01O, Office of Research and Development, U.S. Environmental Protection Agency, Washington, DC.
van Lier, J. B. (1996) "Limitations of Thermophilic Anaerobic Wastewater ~reatment and the Consequences for Process Design," Antonie van Leeuwenhoek, vol. 69, pp. 1-14, The Netherlands.
van Loosdrecht, M. C. M., and M. S. M. Jetten (1998) "Microbiological Conversions in Nitrogen Removal," International Association of Water Quality 19th Biennial International Conference Preprint Book I, Nutrient Removal, pp. 1-8.
Wagner, M., G. Rath, R. Amann, H. P. Koops, and K. H. Schleifer (1995) "In Situ Identification of Ammonia-Oxidizing Bacteria," System Applied Microbiology, vol. 18, pp. 251-264.
Wanner, 0., and W. Gujer (1986) "A Multispecies Biofilm Model," Biotechnology and Bioengineering, vol. 28, pp. 314-328.
Watts, R. 1. (1997) Hazardous Wastes: Sources, Pathways, Receptors, Wiley, New York.
"WEF (2000) Aerobic Fixed-Growth Reactors, A special publication prepared by the Aerobic Fixed-Growth Reactors Task Force, Water Environment Federation, Alexandria, VA.
Wentzel, M. c., R. E. Loewenthal, G. A. Ekama, and G. v. R. Marais (1989) "Enhanced Polyphosphate Organism Cultures in Activated Sludge Systems-Part 1: Enhanced Culture Development," Water, South African, vol. 14, pp. 81-92.
Wentzel, M. C., L. H. Lotter, G. A. Ekama, R. E. Loewenthal, and G. v. R. Marais (1991) "Evaluation of Biochemical Models for Biological Excess Phosphorus Removal," Water Science and Technology, vol. 23, pp. 567-576.
Weriernak, C. T., and J. J. Gannon (1967) "Oxygen-Nitrogen Relationships in Aurotrophic Nitrification," Applied Microbiology, vol. 15, p. 211.
Williamson, K., and P. L. McCarty (1976) "A Model of Substrate Utilization by Bacterial Films," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 48, pp. 9-24.
Winogradsky, M. S. (1891) "Recherches Sur Les Organismes de la Nitrification," Annals Institute Pasteur, vol. 5, p. 92.
Zinder, S. H., and M. Koch (1984) "Non-Aceticlastic Methanogenesis from Acetate: Acetate Oxidation by a Thermophilic Syntropic Coculture," Archival Microbiology, vol. 138, pp. 263-272.

فصل ۲ فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی رشد معلق

۲-۱ مقدمه ای بر فرآیندهای لجن فعال

توسعه تاریخی

توصیف کلی فرآیند

تکامل فرآیند لجن فعال

توسعه فرآیندهای اخیر

۲-۲ ویژگیهای فاضلاب

ترکیبات اصلی فاضلاب برای طراحی فرآیند

روشهای اندازه گیری مشخصات فاضلاب

بارگذاری و جریانهای برگشتی

۲-۳ اصول کنترل و آنالیز فرآیند

پارامترهای طراحی فرآیند

کنترل فرآیند

مشکلات بهره برداری

فرآیندهای انتخاب کننده لجن فعال

۲-۴ فرآیندهای حذف BOD و نیتریفیکاسیون

پارامترهای طراحی فرآیند

فرآیند لجن فعال با اختلاط کامل

فرآیند راکتور منقطع متوالی

فرآیند لجن فعال مرحله ای

فرآیندهای موجود برای حذف BOD و نیتریفیکاسیون

پارامترهای طراحی فرآیند

پارامترهای انتخاب فرآیند

۲-۵ فرآیندهای حذف بیولوژیکی نیتروژن

مرور فرآیندهای حذف بیولوژیکی نیتروژن

فرآیندهای حذف بیولوژیکی نیتروژن با لجن واحد

پارامترهای طراحی فرآیند

طراحی فرآیند انوکسیک/هوازی

طراحی فرآیند انوکسیک/هوازی با تغذیه مرحله ای

طراحی فرآیند هوادهی متناوب

دنیتریفیکاسیون بروش خودتخریبی انوکسیک نهایی

آنالیز فرآیند راکتور منقطع متوالی

دنیتریفیکاسیون انوکسیک متعاقب با منبع کربن خارجی

حذف نیتروژن در جریان های برگشتی هضم بی هوازی
ترتیب قرار گرفتن فرآیندهای موجود برای حذف بیولوژیکی نیتروژن
پارامترهای طراحی فرآیند
ملاحظات انتخاب فرآیند

۶-۲ حذف بیولوژیکی فسفر

فرآیندهای حذف بیولوژیکی فسفر
پارامترهای طراحی فرآیند
کنترل فرآیند
تجهیزات جداسازی جامدات
روشهای بهبود بازدهی حذف فسفر در سیستم BPR
عملکرد فرآیند حذف بیولوژیکی فسفر
فرآیندهای موجود برای حذف بیولوژیکی فسفر
پارامترهای طراحی فرآیند
ملاحظات انتخاب فرآیند

۷-۲ انتخاب و طراحی تجهیزات فیزیکی فرآیندهای لجن فعال

سیستم هوادهی
تانکهای هوادهی و متعلقات آن
جداسازی جامدات
طراحی تجهیزات جداسازی جامدات

۸-۲ لاگون های هوادهی رشد معلق

انواع لاگون های هوادهی رشد معلق
پارامترهای طراحی فرآیند برای لاگون های با جریان گذرا
سیستم لاگون با جریان گذرا دوگانه

۹-۲ تصفیه بیولوژیکی با جداسازی غشایی

مرور راکتورهای بیولوژیکی غشایی
توصیف فرآیند
کنترل گرفتگی غشاء
تواناییهای فرآیند

۱۰-۲ مدلهای شبیه سازی طراحی

واکنش ها ، اجزاء و نمونه مدل ماتریکس
کاربردهای مدل

مسائل و پرسشهای تشریحی

منابع

تئوری تصفیه بیولوژیکی فاضلاب بطور کامل در فصل ۱ بحث و ارائه شد. همانطور که در فصل ۱ اشاره شد، فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی به رشد معلق و رشد چسبیده هوازی و بی هوازی یا مجموعه های مختلف وابسته به آنها تقسیم می شود. تاکید این بخش بر فرآیندهای تصفیه رشد معلق مانند فرآیند لجن فعال برای حذفBOD و نیتریفیکاسیون و حذف نیتروژن و فسفر است. رشد چسبیده و فرآیندهای ترکیبی در بخش ۳ بحث شده است و سایر فرآیندهای بی هوازی رشد چسبیده و رشد معلق در بخش ۴ مورد توجه قرار گرفته است. این بخش شامل: ۱) توصیف کلی اساس فرآیندهای لجن فعال برای دستیابی به محدوده وسیعی از اهداف تصفیه ۲) توصیف مشخصات اصلی فاضلاب که در طراحی فرآیند لجن فعال موثر است ۳) اصول کنترل و آنالیز فرآیند ۴) فرآیندهای حذف BOD و نیتریفیکاسیون ۵) فرآیندهای حذف نیتروژن ۶) فرآیندهای حذف فسفر ۷) انتخاب و طراحی تجهیزات فیزیکی فرآیندهای لجن فعال ۸) لاگونهای هوادهی ۹) تصفیه بیولوژیکی با جداسازی غشایی۱۰) مرور روشهای مدلسازی لجن فعال. برکه های تثبیت مانند لاگون های غیر هوادهی در این متن نیامده است؛ زیرا این برکه ها عمدتاً در جوامع محلی کوچک استفاده می شود که زمین کافی در دسترس است و قوانین تخلیه به شدت نواحی شهری نباشد. برای اطلاع در مورد طراحی برکه های تثبیت کتاب متکف چاپ۱۹۹۱، رید و همکاران(۱۹۹۵), کریتس و چوبانوگلاس(۱۹۹۸) را ببینید.

۱-۲ مقدمه ای راجع به فرآیند لجن فعال

برای ارائه اصول طرحهای فرآیندی ارائه شده در قسمتهای بعدی این بخش, توجه به این موارد مفید خواهد بود: ۱) خلاصه کوتاهی از روند توسعه تاریخی فرآیند لجن فعال ۲) توصیف اصول فرآیند ۳) مرور کلی سیر تکاملی فرآیند لجن فعال ۴) مرور توسعه فرآیندهای اخیر.

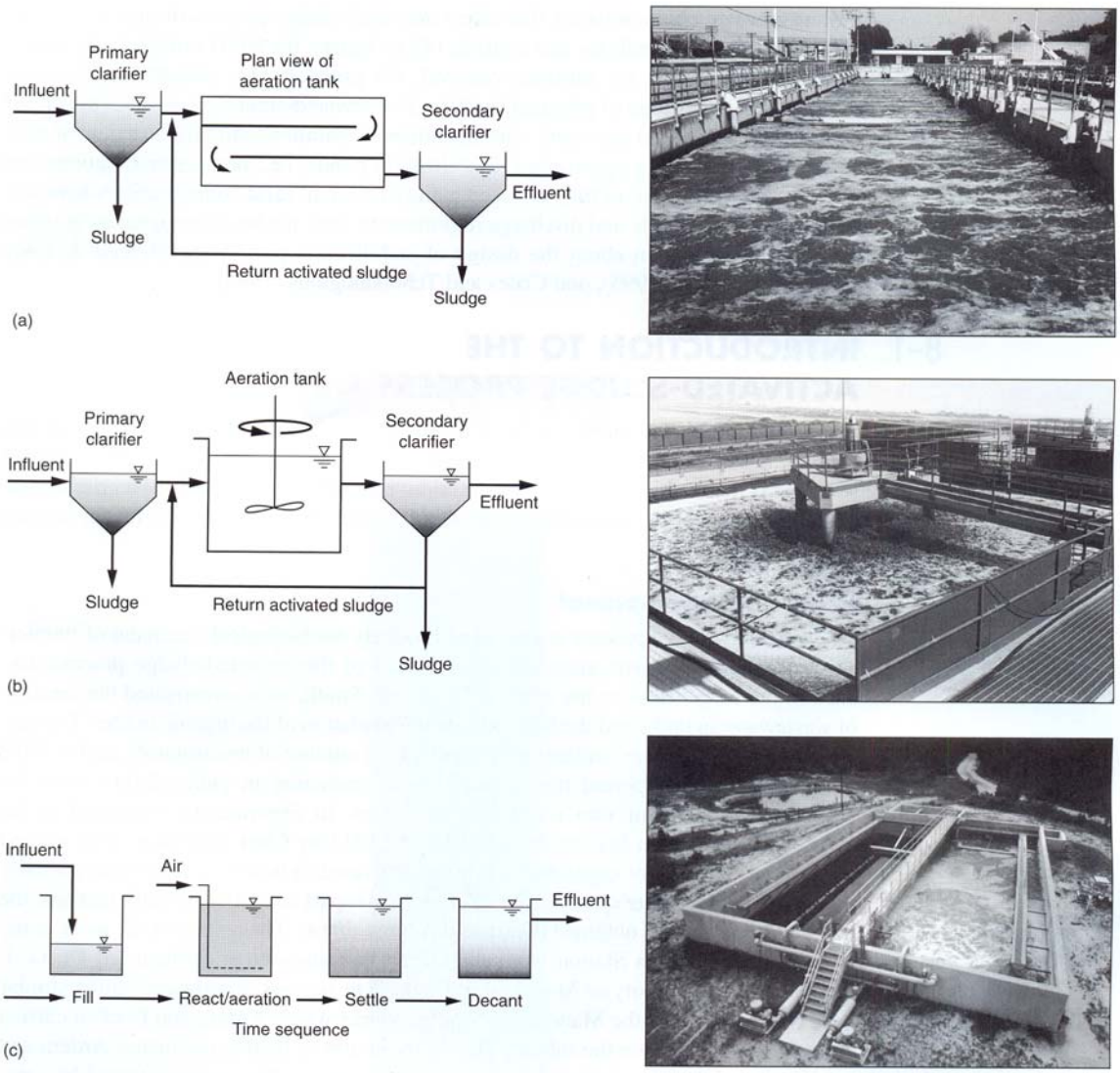
توسعه تاریخی

در حال حاضر فرآیند لجن فعال معمولاً برای تصفیه بیولوژیکی فاضلابهای صنعتی و شهری کاربرد دارد. سابقه فرآیند لجن فعال به اوایل دهه ۱۸۸۰ میلادی توسط دکتر آنگوس اسمیت بر می گردد که هوادهی فاضلاب در تانکهایی را بررسی و اکسیداسیون مواد آلی را تسریع کرد. هوادهی فاضلاب بطور پیوسته توسط تعدادی از محققین مطالعه شد و بلاک و فلپس در سال ۱۹۱۰ گزارش کردند با هوادهی مصنوعی فاضلاب داخل حوضچه ها, کاهش قابل توجهی در قابلیت تعفن بدست می آید. در تجارب انجام شده موسسه تحقیقات لاورنس در طول سالهای ۱۹۱۲ و۱۹۱۳ توسط کلارک و گیج با هوادهی فاضلاب, در داخل بطری و تانکهایی که بویژه با قطعات ساختمانی به ضخامت ۲۵ mm (۱ اینچ) پر شده بود، رشد ارگانیسم ها زیاد شد و درجه تصفیه بطور زیادی افزایش یافت (کلارک و آدامز, ۱۹۱۴). نتایج کاری موسسه تحقیقاتی لاورنس به قدری جالب توجه بود که دکتر فولر از دانشگاه منچستر انگلیس خطوط مشابهی برای تحقیقات شبکه جمع آوری فاضلاب منچستر اجرا کرد که آردن و لاکت تحقیقات با ارزشی را در این زمینه انجام داده بودند. در حین تحقیقات آنها, آردن و

لاکت همانطور که در مقاله ۳ می ۱۹۱۴ منتشر شد, متوجه شدند لجن در نتایج بدست آمده با هوادهی نقش مهمی دارد (آردن و لاکت, ۱۹۱۴). فرآیند توسط آردن و لاکت، لجن فعال نامیده شد؛ زیرا شامل تولید جرم فعالی از میکروارگانیسم ها بود که قادر به تثبیت هوازی مواد آلی در فاضلاب می باشد(متکف و ادی, ۱۹۳۰).

توصیف اساس فرآیند

مطابق با تعریف, فرآیند تصفیه لجن فعال اولیه همانطور که در شکل الف۱-۲ بیان شده است شامل۳ قسمت اصلی زیر می باشد: ۱) یک راکتور که میکروارگانیسم های مسئول تصفیه بصورت معلق نگهداری و هوادهی می شود ۲) جداسازی جامدات از مایع که معمولاً در تانک ته نشینی انجام می گیرد ۳) سیستم برگشت برای برگرداندن جامدات حذف شده از واحد جدا کننده جامدات - مایع به راکتور. ساختارهای فرآیندی متنوعی با استفاده از این اجزاء بکار گرفته شده است. یک بخش مهم فرآیند لجن فعال تشکیل جامدات قابل ته نشینی لخته شده است که با ته نشینی ثقلی در تانک ته نشینی جدا می شود. در اکثر موارد، فرآیند لجن فعال بصورت ترکیب با فرآیندهای شیمیایی و فیزیکی بکار گرفته می شود و بعنوان تصفیه مقدماتی یا اولیه فاضلاب و تصفیه نهایی شامل گندزدایی و احتمالاً فیلتراسیون استفاده می شود. از نظر تاریخی همانطور که در شکل ۱-۲الف و ب نشان داده شده است اکثر طرحهای لجن فعال، فاضلابهایی را دریافت می کنند که با ته نشینی اولیه پیش تصفیه شده است. در جایی که فرآیند تصفیه بیولوژیکی برای حذف مواد آلی (معلق) محلول ذره ای و کلوئیدی، نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون بیولوژیکی و حذف بیولوژیکی فسفر ضروری باشد، ته نشینی اولیه برای حذف جامدات قابل ته نشینی مؤثر است. در کاربردهایی مانند تصفیه فاضلاب حاصل از جوامع کوچکتر، بدلیل تاکید بیشتر بر روشهای تصفیه با سرمایه و بهره بردار کمتر و ساده تر, اغلب تصفیه اولیه استفاده نمی شود. تصفیه اولیه اغلب در مناطقی از جهان با آب و هوای گرم که مشکلات بوی تانک های اولیه و لجن اولیه اهمیت دارد، حذف شده است. در این موارد, تغییرات مختلف فرآیند لجن فعال متداول استفاده شده است که شامل راکتورهای منقطع متوالی، سیستم های نهر اکسیداسیون، لاگونهای هوادهی یا برکه های تثبیت می باشد.



شکل ۱-۲ نمونه فرآیندهای لجن فعال با انواع مختلف راکتور: الف) دیاگرام کلی فرآیند با جریان پیستونی و تصویر یک راکتور با جریان پیستونی ب) دیاگرام کلی جریان فرآیند اختلاط کامل و نمایی از راکتور لجن فعال با اختلاط کامل ج) دیاگرام کلی فرآیند راکتور منقطع متوالی و نمایی از راکتور منقطع متوالی

تکامل فرآیند لجن فعال

فرآیندهای متنوع لجن فعال و ساختارهای طراحی از طرح اولیه به دلایل زیر بوجود آمده است: ۱) ابداعات مهندسی بدلیل پاسخگویی به نیاز پسابهای با کیفیت بالاتر حاصل از طرحهای تصفیه فاضلاب ۲) پیشرفتهای تکنولوژی در کنترل فرآیند, الکترونیک و تجهیزات ۳) افزایش اطلاعات راجع به اصول و فرآیندهای میکروبی ۴) نیاز مکرر به کاهش هزینه های بهره برداری و سرمایه گذاری صنایع و شهرداری ها. امروزه بطور زیادی فرآیند لجن فعال برای نیتریفیکاسیون, حذف بیولوژیکی نیتروژن و/ یا حذف بیولوژیکی فسفر استفاده می شود. در این طرحها از راکتورهای سری استفاده می‌کنند که

تحت شرایط هوازی، انوکسیک و بی هوازی بهره برداری می شود و ممکن است از لوله ها و پمپ های برگشت داخلی استفاده شود. شکلهای مرسوم فرآیند لجن فعال (مانند جریان پیستونی، اختلاط کامل و راکتور منقطع متوالی) در شکل ۱-۲ بیان شده است.

از جمله فرآیندهایی که در اوایل دهه ۱۹۲۰ و تا اواخر دهه ۱۹۷۰ استفاده زیاد داشته است, نوعی فرآیند لجن فعال که بیشتر استفاده شده است راکتور جریان قالبی با نسبت طول به عرض زیاد (معمولاً بزرگتر از ۱:۱۰) می باشد (شکل ۱-۲الف را ببینید). در ملاحظات مربوط به تکامل فرآیند لجن فعال توجه به این نکته اهمیت دارد که از اواخر ۱۹۶۰ تخلیه فاضلابهای صنعتی به سیستم شبکه جمع آوری فاضلاب شهری افزایش یافته است. هنگامی که فاضلابهای صنعتی بدلیل اثرات سمی برخی از تخلیه ها مطرح گردید، استفاده از فرآیند قالبی مشکل ساز شد. راکتور اختلاط کامل به دلیل حجم بیشتر رقیق سازی و در نتیجه کاهش اثرات تخلیه مواد سمی توسعه پیدا کرد. نوع مرسوم تر فرآیند لجن فعال در دهه ۱۹۷۰ و اوایل دهه ۱۹۸۰ منجر به فرآیندهای تک مرحله ای، لجن فعال با اختلاط کامل[1] (CMAS) شد (شکل ۱-۲ب را ببینید) که توسط مک کینی پیشنهاد گردید(۱۹۶۲). فرآیند لجن فعال با اختلاط کامل در اروپا بطور معمول با استانداردهای آمونیاک که بطور سختگیرانه ای وضع شده بود مطابقت نداشت. در بعضی از کاربردهای نیتریفیکاسیون، سیستم های دومرحله ای (هر مرحله شامل یک تانک هوادهی و زلال ساز) مورد استفاده بود که مرحله اول برای حذف BOD و در ادامه مرحله دوم برای انجام نیتریفیکاسیون طراحی شده بود. سایر فرآیندهای لجن فعال که کاربرد پیدا کرده است با تاریخ اصلی استفاده داخل پرانتز شامل: نهر اکسیداسیون (دهه ۱۹۵۰)، تثبیت تماسی(دهه ۱۹۵۰)، فرآیند کراس(دهه ۱۹۶۰), لجن فعال با اکسیژن خالص(دهه ۱۹۷۰)، فرآیند اربال(دهه ۱۹۷۰)، هوادهی شافت عمیق(دهه ۱۹۷۰) و فرآیند راکتور منقطع متوالی (دهه ۱۹۸۰) است.

با گسترش کنترل کننده های کامپیوتری[2] ساده و ارزان و قابلیت کاربرد سنسورهای سطحی و شیرهای بهره برداری اتوماتیک، فرآیندهای راکتور منقطع متوالی بطور گسترده ای در اواخر دهه ۱۹۷۰ به ویژه برای جوامع کوچک و تأسیسات صنعتی با جریانهای منقطع استفاده شد (شکل ۱-۲ج را ببینید). با این وجود در سالهای اخیر SBR برای شهرهای بزرگ در بعضی از قسمتهای جهان بکار برده شده است. SBR یک سیستم راکتوری با جریان پر و خالی شونده شامل یک راکتور اختلاط کامل واحد می باشد که تمام مراحل لجن فعال در آن اتفاق می افتد. مایع مخلوط در تمام مراحل در راکتور باقی می ماند و بدینوسیله نیاز به تانک ته نشینی جداگانه از بین می رود. در مقایسه فرآیندهای لجن فعال با اختلاط کامل(شکل ۱-۲ب) و جریان قالبی (شکل ۱-۲الف)، رژیم اختلاط و شکل تانک نسبتاً متفاوت است. در فرآیند لجن فعال با اختلاط کامل، محتوای تانک به اندازه کافی مخلوط می شود؛ بطوریکه غلظت ترکیبات مایع مخلوط, مواد محلول(مانند COD, BOD, آمونیاک) و جامدات معلق و کلوئیدی با تغییر مکان در تانک هوادهی تغییر نمی کند. فرآیند جریان قالبی شامل

[1] .Complete mixed activated sludge
[2] .Program logic controllers

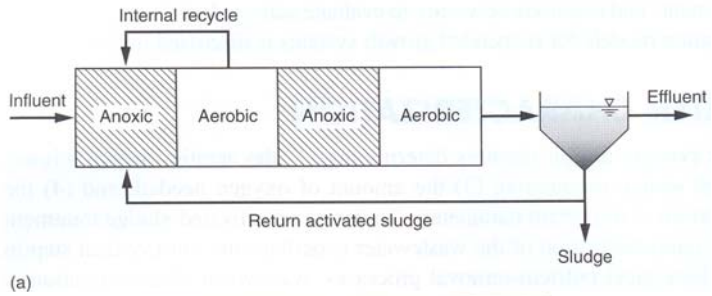
تانک هوادهی طولانی با عرض کم است؛ بطوریکه غلظت جامدات معلق و کلوئیدی و مواد محلول در امتداد طول تانک تغییر می کند. هرچند ساختارهای فرآیندی که از تانکهای طولانی با عرض کم استفاده می کند جریان قالبی نامیده می شود؛ اما در عمل جریان قالبی کامل وجود ندارد. با توجه به نوع سیستم هوادهی ممکن است اختلاط سطحی مایع مخلوط انجام شود و با توجه به نوع قرار گرفتن راکتور و سینتیکهای واکنش سیستم، جریان قالبی اسمی ممکن است بطور اختصاصی تر با یکسری از راکتورهای اختلاط کامل توصیف شود.

طرحهای فرآیند لجن فعال از قبل تا اواخر دهه۱۹۷۰ بطور معمول شامل ساختارهای نشان داده شده در شکل ۱-۲الف و ب می باشد. هر چند با توجه به حذف بیولوژیکی مواد مغذی، طرحهای راکتور مرحله ای شامل راکتور اختلاط کامل بشکل سری توسعه پیدا کرد (شکل۲-۲). تعدادی از مراحل هوادهی نمی شود(مراحل انوکسیک یا بی هوازی) و برگشت داخلی جریان ممکن است استفاده شود. همچنین برای انجام نیتریفیکاسیون ممکن است از طرح راکتور هوازی مرحله ای برای امکان استفاده موثرتر از کل حجم راکتور نسبت به فرآیند اختلاط کامل تک مرحله ای استفاده شود. تعدادی از ساختارهای حذف بیولوژیکی مواد مغذی در قسمتهای بعدی این بخش نشان داده شده است. مطالعات طرح پایلوت در بعضی مواقع برای بهینه کردن و ارزیابی فرآیندهای حذف بیولوژیکی مواد مغذی استفاده شده است. یک طرح پایلوت بزرگ در شهر نیویورک برای بررسی فرآیندهای حذف نیتروژن در شکل ۳-۲ نشان داده شده است.

گسترش فرآیندهای اخیر

مطابق با آنچه در بالا اشاره شد، بعضی از تغییرات فرآیندهای لجن فعال در ۱۰-۲۰ سال گذشته صورت گرفته است و بطور کلی به حذف مفید و موثر نیتروژن و فسفر کمک نموده است. بطور اولیه، تمام تغییرات مختلف بر اساس اصول کلی مشابه تصفیه بیولوژیکی است که در بخش ۱ توضیح داده شد. خیلی از فرآیندهایی که در بهره برداری با مقیاس کامل در قسمتهای ۴-۲ ، ۵-۲ و ۶-۲ توضیح داده شده است، مثالهای طراحی فرآیندهایی که بیشتر استفاده شده است را نیز شامل می شود.

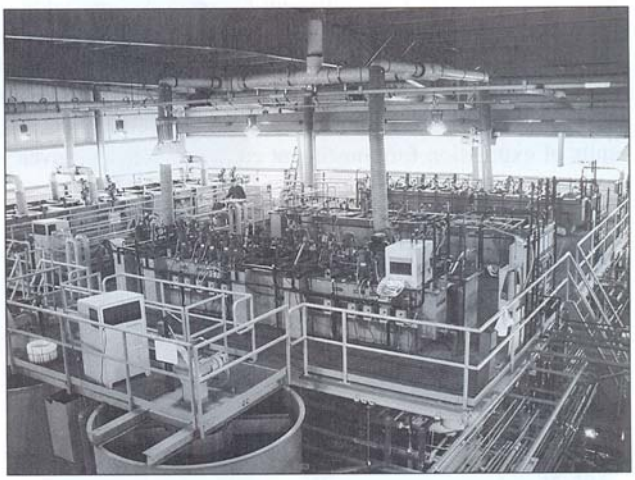
بدلیل گسترش طراحی پیشرفته غشاء , اصولاً برای کاربردهای تصفیه آب، تکنولوژی غشاء برای افزایش جداسازی جامدات در بازیافت آب و اخیراً برای استفاده در راکتورهای رشد معلق تصفیه فاضلاب استفاده زیادی پیدا کرده است. راکتورهای بیولوژیکی ممبرانی (MBRs) که ممکن است نگاه به تاسیسات تصفیه فاضلاب را در آینده تغییر دهد، در قسمت ۹-۲ بحث شده است. بدلیل پیچیده تر شدن طراحی و بهره برداری فرآیندهای لجن فعال, مدلسازی کامپیوتری ابزار مهمی برای بدست آوردن تعدادی زیادی از اجزاء و واکنشهای ضروری در ارزیابی عملکرد لجن فعال است. استفاده از مدلهای شبیه سازی سیستم های رشد معلق در بخش ۱۰-۲ بحث شده است.



(a)

(b)

شکل ۲-۲ فرآیند باردن فو با راکتورهای مرحله ای برای حذف بیولوژیکی نیتروژن الف) دیاگرام کلی فرآیند مرحله ای ب) تصویر یک طرح تصفیه مرحله ای باردن فو در پالمتو که اولین نوع آن در ایالات متحده بود (دکتر استنسل).



شکل ۳-۲ طرح پایلوت در مقیاس بزرگ برای بررسی قابلیت تصفیه فاضلاب (موسسه حفاظت محیط زیست شهر نیویورک)

۲-۳ تعیین مشخصات فاضلاب

در طراحی فرآیند لجن فعال نیاز به تعیین ۱) حجم حوض هوادهی ۲) حجم تولید لجن ۳) حجم اکسیژن مورد نیاز و ۴) غلظت پارامترهای مهم پساب خروجی است. برای طراحی مناسب فرآیند لجن فعال، تعیین مشخصات فاضلاب شاید حیاتی ترین مرحله فرآیند باشد. توصیف ویژگی های فاضلاب در فرآیندهای حذف بیولوژیکی مواد مغذی برای پیش بینی عملکرد ضروری است. تعیین مشخصات فاضلاب بخش مهمی در ارزیابی تاسیسات موجود برای بهینه سازی عملکرد و ظرفیت تصفیه قابل استفاده می باشد. همچنین تعیین مشخصات جریان شامل تغییرات جریان هوای مرطوب، فصلی و روزانه مهم است. بدون تعیین مشخصات کامل فاضلاب ممکن است تاسیسات بیش از حد و یا کمتر از حد معمول طراحی و باعث تصفیه نامناسب یا غیر مؤثر شود.

ترکیبات اصلی فاضلاب برای طراحی فرآیند

مشخصات مهم فاضلاب در طراحی فرآیند لجن فعال را می توان به گروههای زیر تقسیم کرد: مواد آلی کربناته، ترکیبات نیتروژنه، ترکیبات فسفره، جامدات معلق کل و فرار (TSS و VSS) و قلیائیت. ترکیبات متداول فاضلاب که برای استفاده در طراحی فرآیندهای تصفیه فاضلاب اندازه گیری شده است، در جدول ۱-۲ گزارش شده است. در حالیکه ترکیبات ذکر شده در جدول ۱-۲ برای تعدادی از طراحی ها کافی است؛ اطلاعات اضافی برای طراحی فرآیند حذف بیولوژیکی مواد مغذی و یا برای ارزیابی ظرفیت سیستم موجود مورد نیاز است. لیست کاملی از ترکیبات فاضلاب با علامتهای اختصاری مورد استفاده در این بخش در جدول ۲-۲ ارائه شده است. پارامترهای ارائه شده در جدول ۲-۲ در قسمتهای بعدی معرفی، بحث و بکار برده شده است. در این بخش، واحدهای بیان غلظت ترکیبات بر حسب mg/l داده شده است. هرچند در مثال ها، غلظت ترکیبات برای سهولت استفاده در محاسبات فرآیند و در نتیجه حذف یک مرحله تبدیل واحد بصورت g/m^3 (که معادل mg/l است) بیان شده است.

جدول ۱-۲ مثالی از پارامترهای معمول مشخصات فاضلاب شهری و مقادیر متوسط آن (فاضلاب با غلظت متوسط در ایالات متحده)

ترکیب	غلظت ، mg/L
COD	۴۳۰
BOD	۱۹۰
TSS	۲۱۰
VSS	۱۶۰
TKN	۴۰
آمونیاک	۲۵
نیترات	۰
فسفر کل	۷
قلیائیت	۲۰۰($CaCO_3$)

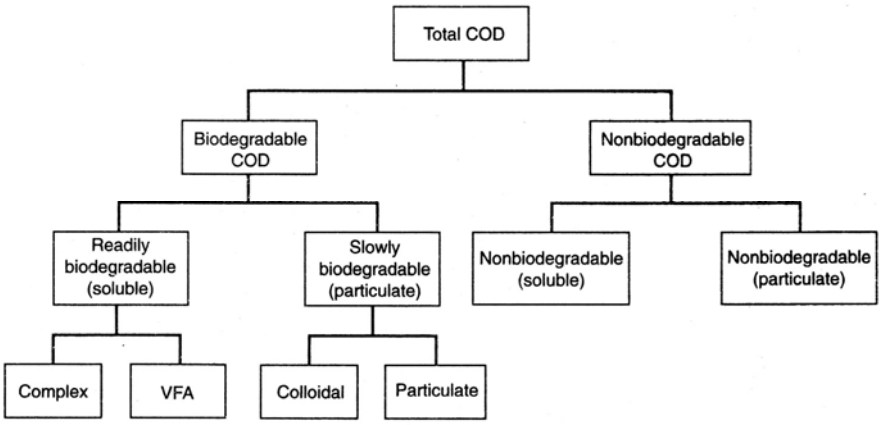
جدول ۲-۲ تعریف اصطلاحات استفاده شده برای توصیف ترکیبات مهم فاضلاب در آنالیز و طراحی فرآیندهای تـصفیه بیولوژیکی فاضلاب

ترکیب	تعریف [a,b]
BOD :	
BOD	کل حجم مورد نیاز اکسیژن بیوشیمیایی ۵ روزه
sBOD	حجم مورد نیاز اکسیژن بیوشیمیایی ۵ روزه محلول
UBOD	حجم مورد نیاز اکسیژن بیوشیمیایی نهایی
COD :	
COD	کل حجم مورد نیاز اکسیژن شیمیایی
bCOD	حجم مورد نیاز اکسیژن شیمیایی قابل تجزیه بیولوژیکی
pCOD	حجم مورد نیاز اکسیژن شیمیایی ذره ای
sCOD	حجم مورد نیاز اکسیژن شیمیایی محلول
nbCOD	حجم مورد نیاز اکسیژن شیمیایی غیر قابل تجزیه بیولوژیکی
rbCOD	حجم مورد نیاز اکسیژن شیمیایی قابل تجزیه بیولوژیکی سریع
rbsCOD	حجم مورد نیاز اکسیژن شیمیایی محلول قابل تجزیه بیولوژیکی سریع
sbCOD	حجم مورد نیاز اکسیژن شیمیایی قابل تجزیه آهسته
bpCOD	حجم مورد نیاز اکسیژن شیمیایی ذره ای قابل تجزیه بیولوژیکی
nbpCOD	حجم مورد نیاز اکسیژن شیمیایی ذره ای غیر قابل تجزیه بیولوژیکی
nbsCOD	حجم مورد نیاز اکسیژن شیمیایی محلول غیر قابل تجزیه بیولوژیکی
نیتروژن :	
TKN	کل نیتروژن کجدال
bTKN	کل نیتروژن کجدال قابل تجزیه بیولوژیکی
sTKN	کل نیتروژن کجدال محلول
ON	نیتروژن آلی
bON	نیتروژن آلی قابل تجزیه بیولوژیکی
nbON	نیتروژن آلی غیر قابل تجزیه بیولوژیکی
pON	نیتروژن آلی ذره ای
nbpON	نیتروژن آلی ذره ای غیر قابل تجزیه بیولوژیکی
sON	نیتروژن آلی محلول
nbsON	نیتروژن آلی محلول غیر قابل تجزیه بیولوژیکی
جامدات معلق :	
TSS	کل جامدات معلق
VSS	جامدات معلق فرار
nbVSS	جامدات معلق فرار غیر قابل تجزیه بیولوژیکی
iTSS	کل جامدات معلق خنثی

[a] توجه : b = قابل تجزیه بیولوژیکی ، i = خنثی ، n = غیر ، p = ذره ای ، s = محلول

[b] مقادیر ترکیب اندازه گیری شده بر اساس اصطلاحات داده شده در این جدول با توجه به تکنیک مورد استفاده برای تجزیه یک ترکیب خاص تغییر می کند.

شکل ۴-۲ اجزای COD فاضلاب. اطلاعات مربوط به اجزای COD در طراحی دقیق فرآیندهای لجن فعـال اسـتفاده می‌شود.



ترکیبات کربنه

ترکیبات کربنه که با آزمایش BOD یا COD اندازه گیری می شود، در طراحی فرآیند لجن فعال حیاتی است. غلظت های بالاتر BOD یا COD قابل تجزیه منجر به ۱) حجم بیشتر حوض هوادهی ۲) نیاز به انتقال اکسیژن بیشتر ۳) تولید لجن بیشتر می شود. با وجود این که BOD پارامتر معمول برای توصیف مواد کربنه در فاضلاب است؛ اما COD متداولتر است و پارامتر مواد کربنه اولیه مورد استفاده در اکثر مدلهای جامع طراحی شبیه سازی کامپیوتری، در حال حاضر می باشد. با استفاده از موازنه جرمی COD، سرنوشت مواد کربنه بین حجم اکسید شده و حجم تبدیل شده به جرم سلولی با سهولت بیشتری بدست می‌آید. شکلهای مختلف COD فاضلاب در نمودار ۴-۲ نشان و در جدول ۲-۲ تعریف شده است.

بر خلاف BOD، بخشی از COD، قابل تجزیه بیولوژیکی نمی باشد؛ بطوریکه COD به غلظتهای قابل تجزیه بیولوژیکی و غیر قابل تجزیه بیولوژیکی تقسیم می شود. سطح بعدی مورد نظر این است که چه مقدار از COD در هر کدام از این دو قسمت بصورت حل شده یا محلول و چه مقدار بصورت ذره ای شامل جامدات معلق و کلوئیدی است. COD محلول غیر قابل تجزیه بیولوژیکی (nbsCOD) در پسابهای خروجی فرآیند لجن فعال وجود دارد و مواد ذره ای غیر قابل تجزیه بیولوژیکی در تولید لجن کل شرکت می‌کند. بدلیل اینکه COD ذره ای غیر قابل تجزیه بیولوژیکی (nbpCOD)، ماده آلی است، در غلظت VSS فاضلاب و مایع مخلوط در فرآیند لجن فعال نیز دخیل است و در اینجا تحت عنوان جامدات معلق فرار غیر قابل تجزیه بیولوژیکی (nbVSS) بیان می شود. همچنین فاضلاب ورودی شامل جامدات معلق غیر فرار ورودی است که به غلظت MLSS در فرآیند لجن فعال اضافه می شود. این جامدات، TSS خنثی ورودی (iTSS) نام دارد و می توان بوسیله کم کردن غلظت TSS و VSS، فاضلاب ورودی را بدست آورد. برای COD قابل تجزیه بیولوژیکی، مشخص کردن بخشی که بصورت محلول شامل COD محلول قابل تجزیه سریع (rbCOD) و بصورت ذره ای اندازه گیری شده است، بطور زیادی در طراحی فرآیند لجن فعال مهم می باشد. بخشی از rbCOD بطور سریع توسط جرم سلولی جذب می شود؛ در حالیکه COD ذره

ای و کلوئیدی ابتدا باید بوسیله آنزیمهای خارج سلولی محلول شود و بنابراین با سرعتهای خیلی کمتر جذب می شوند [COD قابل تجزیه بیولوژیکی آهسته (sbCOD) در نمودار ۴-۲].

جدول ۳-۲ فرآیندهای بیولوژیکی تحت تأثیر غلظت COD قابل تجزیه بیولوژیکی سریع (rbCOD) در فاضلاب ورودی

فرآیند	تاثیر rbCOD
هوادهی لجن فعال	در مراحل هوادهی مرحله ای یا جریان پیستونی ، در ابتدای تانک که بخش بیشتری از rbCOD در COD ورودی می باشد ، مقدار تقاضای اکسیژن بالاتر خواهد بود.
حذف بیولوژیکی نیتروژن	در تانک انوکسیک اولیه ، سرعت دنیتریفیکاسیون بیشتری بدلیل نسبت بیشتر rbCOD در COD ورودی ، وجود خواهد داشت که باعث کوچکتر شدن حجم تانک انوکسیک می شود.
حذف بیولوژیکی فسفر	غلظت بیشترrbCOD در پساب ورودی باعث حذف بیولوژیکی حجم زیادی از فسفر می شود.
انتخاب کننده لجن فعال	نسبت بیشتر rbCOD در COD ورودی ، COD بیشتری را برای باکتریهای تشکیل دهنده فلاک در انتخاب کننده فراهم می کند که می تواند تاثیر زیادتری بر بهبود اندیکس حجمی لجن (SVI) داشته باشد.

روشهای فیلتراسیون مانند فیلتر ۰/۴۵ میکرومتری برای تعیین COD محلول (sbCOD)، COD صاف شده استفاده می‌شود. sCOD شامل rbCOD ، بخش کوچکی از COD کلوئیدی و COD محلول غیر قابل تجزیه بیولوژیکی (nbsCOD) می باشد. در فاضلاب شهری، nbsCOD برابر با غلظت COD محلول پساب خروجی فرآیند لجن فعال ($sCOD_e$) است که در SRT بیشتر از ۴ روز بهره برداری می شود. روشهای ویژه آزمایش که در صفحه ۶۷۲(متکف)توضیح داده شده است، برای تعیین صحیح بودن rbsCOD محلول مورد استفاده می باشد.

نسبت rbCOD حاصل از COD ، اثر مستقیمی بر سینتیکهای بیولوژیکی لجن فعال و عملکرد فرآیند دارد. کاربردهای فرآیند در جایی که غلظت rbCOD بر عملکرد و طراحی فرآیند موثر است ، در جدول ۳-۲ خلاصه شده است. در راکتوهای لجن فعال هوازی مرحله ای یا جریان قالبی متداول، بیشتر حجم اکسیژن در ابتدای تانک هوادهی مورد نیاز می باشد که غلظت rbCOD بیشتر است. غلظت rbCOD بر سرعت دنیتریفیکاسیون در منطقه انوکسیک اولیه در فرآیندهای حذف بیولوژیکی نیتروژن تاثیر مهمی دارد که قبل از ناحیه هوازی مصرف خواهد شد. در مقدار بیشتر rbCOD ، سرعت کاهش نیترات سریعتر خواهد شد. در حذف بیولوژیکی فسفر، rbCOD بطور سریع از طریق تخمیر توسط باکتریهای ذخیره کننده فسفر در ناحیه بی هوازی به استات تبدیل می شود. غلظت rbCODدر فاضلاب ورودی باید مشخص شود تا عملکرد حذف بیولوژیکی فسفر بطور دقیق تری پیش بینی شود. مرحله بعدی در توصیف COD ورودی در نمودار ۴-۲ بیان شده است. rbCOD شامل COD محلول کمپلکس است که می تواند به اسیدهای چرب فرار(VFA) در فاضلاب ورودی

تخمیر شود. برای مثال فاضلابهایی با تعفن بیشتر حاصل از سیستم های شبکه جمع آوری با شیب کم در مناطق با شرایط آب و هوایی گرم ، دارای غلظت بالایی از VFA می باشد.

اطلاعات آزمایش BOD برای بدست آوردن کل COD قابل تجزیه بیولوژیکی (bCOD) ضروری است. گرادی و همکارانش (۱۹۹۹) مشخص کردند که نسبت bCOD/BOD بزرگتر از نسبت BOD نهایی به BOD (UBOD/BOD) می باشد؛ زیرا همه bCOD در آزمایش BOD اکسید نمی شود. مقداری از bCOD به جرم سلولی تبدیل می شود که می تواند بصورت دورریز سلولی و جرم سلولی فعال در زمان طولانی انکوباسیون برای تعیین UBOD باقی بماند. در فاضلاب شهری با نسبت UBOD/BOD برابر با ۱/۵ ، نسبت bCOD/BOD برابر ۱/۶ تا ۱/۷ می باشد که به نسبت ضایعات سلولی و بازده جرم سلولی بستگی دارد. نسبت bCOD/BOD را می توان با استفاده از رابطه زیر تخمین زد که براساس این واقعیت است که bCOD مصرفی در آزمایش BOD برابر با اکسیژن مصرفی (UBOD) بعلاوه اکسیژن معادل دورریز سلولی باقیمانده $[bCOD = UBOD + 1.42 f_d(Y_H) bCOD]$ بعد از انکوباسیون طولانی است.

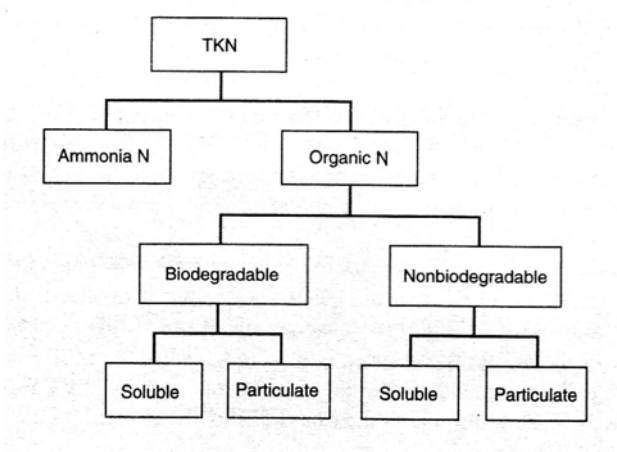
$$\frac{bCOD}{BOD} = \frac{UBOD/BOD}{1.0 - 1.42 f_d(Y_H)} \qquad (2-1)$$

f_d = نسبت جرم سلولی باقیمانده بصورت دورریز سلولی, g/g

Y_H = ضریب بازده سنتز باکتری هتروتروفیک, گرم VSS بر گرم COD مورد استفاده

برای مثال با استفاده از مقادیر معمول فاضلاب شهری $(UBOD / BOD = 1.5 \ , \ f_d = 0.15 \ , Y_H = 0.4)$, نسبت bCOD/BOD برابر ۱/۶۴ است.

نمودار ۵-۲ تقسیم بندی نسبت نیتروژن در فاضلاب . اطلاعات مربوط به نسبتهای نیتروژن در طراحی تفصیلی فرآیندهای نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون استفاده می شود.



ترکیبات نیتروژنه: ترکیب نیتروژن در فاضلاب در نمودار ۵-۲ بیان شده است. کل نیتروژن کجدال (TKN)، اندازه گیری مجموع نیتروژن آلی و آمونیاکی می باشد. تقریباً ۶۰-۷۰ درصد غلظت TKN ورودی بصورت آمونیاک است که بطور سریع برای سنتز باکتری و نیتریفیکاسیون قابل استفاده است.

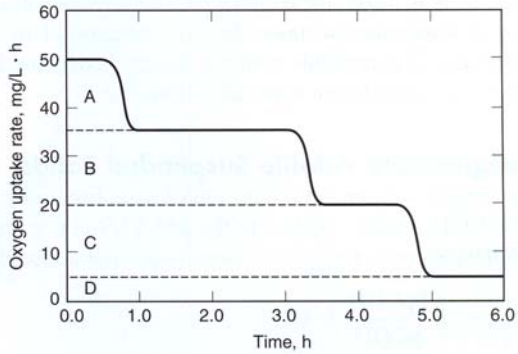
نیتروژن آلی به هر دو شکل محلول و ذره ای می باشد که مقداری از هر کدام از اینها، غیر قابل تجزیه بیولوژیکی می باشد. نیتروژن آلی قابل تجزیه ذره ای نسبت به نیتروژن آلی قابل تجزیه محلول، آهسته تر حذف می شود؛ زیرا ابتدا یک واکنش هیدرولیز نیاز است. نیتروژن آلی غیر قابل تجزیه تقریباً ۶ درصد VSS غیر قابل تجزیه بر حسب COD فاضلاب ورودی در نظر گرفته می شود (گرادی و همکاران، ۱۹۹۹). نیتروژن ذره ای غیر قابل تجزیه در فلاک لجن فعال به دام می افتد و در لجن دفعی وجود دارد؛ اما نیتروژن غیر قابل تجزیه محلول در پساب خروجی زلال ساز ثانویه یافت می شود. نیتروژن محلول غیر قابل تجزیه در غلظت نیتروژن کل خروجی حضور دارد و نسبت کوچکی از غلظت TKN فاضلاب ورودی را شامل می شود (بیشتر از ۳ درصد). غلظت نیتروژن آلی غیر قابل تجزیه در فاضلاب شهری معمولاً محدوده ای از ۲mg/l-۱ برحسب نیتروژن است(پارکین و مک کارتی، ۱۹۸۱). همچنین این امکان وجود دارد که بخشی از نیتروژن آلی غیر قابل تجزیه محلول از تنفس خودتخریبی تولید شود. تحقیق بیشتر برای فهم کامل منابع و عوامل موثر بر نیتروژن آلی غیر قابل تجزیه مورد نیاز است.

قلیائیت: مقدار قلیائیت یک مشخصه مهم فاضلاب می باشد که بر عملکرد فرآیندهای بیولوژیکی نیتریفیکاسیون موثر است. قلیائیت کافی برای دستیابی به نیتریفیکاسیون کامل مورد نیاز است. در بعضی موارد که نمونه فاضلاب در دسترس نیست، قلیائیت کل فاضلاب از طریق اطلاعات مربوط به قلیائیت آب آشامیدنی بعلاوه قلیائیت حاصل از مصارف شهری تخمین زده می شود.

روشهای اندازه گیری مشخصات فاضلاب

روشهای مخصوصی برای اندازه گیری rbCOD ، nbVSS و نیتروژن آلی محلول[1] (sON) و نیتروژن آلی غیر قابل تجزیه بیولوژیکی (nbON) در فاضلاب مورد استفاده است. بعضی از روشها و تکنیکهای مورد استفاده برای اندازه گیری این ترکیبات در زیر بحث شده است.

نمودار ۶-۲ سرعت فرضی جذب اکسیژن (OUR) در آزمایش منقطع هوازی برای مخلوطی از فاضلاب ورودی و مایع مخلوط لجن فعال. سطح A بیانگر مقدار اکسیژن rbCOD است (بارکر و دولد، ۱۹۹۷)



[1] .nonbiodegredable organic nitrogen

COD قابل تجزیه بیولوژیکی سریع : غلظت rbCOD از طریق یک واکنش بیولوژیکی تعیین و یا بوسیله یک تکنیک جداسازی فیزیکی برآورد می شود. در روش واکنش بیولوژیکی، سرعت جذب اکسیژن[1] با گذشت زمان بعد از اختلاط نمونه فاضلاب با یک نمونه لجن فعال آداپته شده پیگیری و ثبت می شود. فاضلاب ممکن است پیش هوادهی شود؛ بطوریکه غلظت بالای اکسیژن در مجاورت لجن فعال برای اندازه گیری سریع OUR موجود باشد. نمونه فاضلاب و لجن فعال در یک راکتور منقطع با اختلاط و هوادهی جداگانه مخلوط می شود. در حین اختلاط بدون هوادهی، غلظت اکسیژن کاهش می یابد و با یک الکترود کالیبره شده DO اندازه گیری می شود و با گذشت زمان سنجش می گردد تا میزان جذب اکسیژن OUR برحسب mg/l.h مشاهده شود. هنگامیکه غلظت اکسیژن محلول به حدود ۳mg/l کاهش می یابد، هوادهی شدیدی برای رساندن غلظت به ۶mg/l-۵ استفاده می شود؛ بطوریکه اندازه گیری OUR دیگری را می توان شروع کرد. یک مثال فرضی از واکنش OUR برای نمونه فاضلاب با استفاده از لجن فعال حاوی باکتریهای نیتریفایر در نمودار ۶-۲ نشان داده شده است. میزان جذب اکسیژن در مقایسه با زمان به چهار ناحیه تقسیم می شود که می توان برای تعیین اکسیژن مصرفی واکنش مشخص در سطح استفاده کرد. سطح A، اکسیژن مصرفی برای تجزیه rbCOD ، سطح B برای نیترفیکاسیون درجه صفر، سطح C برای تجزیه COD ذره ای و سطح D برای تجزیه خودتخریبی می باشد (اکاما و همکاران، ۱۹۸۶). غلظت rbCOD بر اساس حجم اکسیژن مورد استفاده در منطقه A است و با در نظر گرفتن این واقعیت که مقداری از rbCOD در سنتز سلولی مصرف می شود، بصورت زیر محاسبه می گردد:

$$rbCOD = \frac{Q_A}{1 - Y_{H.COD}} \left(\frac{V_{AS} + V_{WW}}{V_{WW}} \right) \qquad (2-2)$$

Q_A = اکسیژن مصرفی در سطح A , mg/l

$Y_{H.COD}$ = ضریب بازده سنتز باکتری هتروتروف, گرم COD سلولی بر گرم COD مصرفی

V_{AS} = حجم لجن فعال مورد استفاده در آزمایش, میلی لیتر

V_{WW} = حجم نمونه فاضلاب, میلی لیتر

مقدار Y_H توسط اکاما و همکارانش ۰/۶۷ پیشنهاد شده است(۱۹۸۶).

حجم لجن فعال و فاضلاب ممکن است با آزمایشات مکرر انتخاب شود تا در واکنش بدست آمده، اندازه گیری دقیقی برای تجزیه rbCOD فراهم شود. یک روش معمول برای تخمین غلظت rbCOD، روش فلاک/فلیتراسیون[2] می باشد که توسط مامیس و همکارانش(۱۹۹۳) در تلاش برای جداسازیCOD کاملاً محلول نمونه فاضلاب ارائه شده است. در این شیوه، کاربرد روش فلاک/فلیتراسیون برای هر دو نمونه فاضلاب و نمونه پساب ثانویه یا نمونه سوپرناتانت ته نشین شده بعد از هوادهی و تماس کافی نمونه فاضلاب با لجن فعال مورد نیاز است. COD محلول اندازه گیری شده در نمونه پساب ثانویه، COD محلول غیر قابل تجزیه بیولوژیکی (nbsCOD)[3] خواهد بود؛ زیرا rbsCOD در فرآیند لجن فعال حذف شده است. این روش بر اساس این فرض است که مواد

[1] .Oxygen uptake rate
[2] .floc/filtration procedure
[3] .nonbiodegredable soluble COD

کلوئیدی و جامدات معلق بطور مؤثری جدا و بوسیله فلوکولاسیون با هیدروکسید روی رسوب می کنند تا بعد از فیلتراسیون ، تنها مواد آلی کاملاً محلول عبور کند. مراحل این روش برای هر نمونه به صورت زیر است: ۱) ۱ میلی لیتر محلول سولفات روی ۱۰۰mg/l به ۱۰۰ میلی لیتر نمونه با اختلاط شدید به مدت ۱ دقیقه اضافه می شود ۲) pH با استفاده از NaOH ۶ مولار به حدود ۱۰/۵ افزایش داده می شود و برای تشکیل فلاک ۱۰-۵ دقیقه به آرامی مخلوط می شود ۳) نمونه ۱۰-۲۰ دقیقه ته نشین و سوپرناتانت با استفاده از فیلتر ۰/۴۵ میکرونی صاف می شود و ۴) فیلتر برای غلظت COD آنالیز می شود. تفاوت غلظت COD بین نمونه لجن فعال تصفیه شده و فاضلاب، rbCOD است.

روش فلاک/فیلتراسیون ممکن است نتایج دقیقی برای تعیین غلظت rbCOD از طریق تنفسی نداشته باشد؛ اما تخمین قابل قبولی را فراهم می کند. روش فلاک/فیلتراسیون بطور گسترده ای در تأسیسات تصفیه فاضلاب بدلیل سادگی استفاده می شود. تا زمانی که روش انتخاب شده با مدلهای طراحی مورد استفاده در فرآیند لجن فعال سازگار باشد، یک روش طراحی مفید امکان پذیر است.

جامدات معلق فرار غیر قابل تجزیه بیولوژیکی: غلظت جامدات معلق فرار غیر قابل تجزیه بیولوژیکی nbVSS فاضلاب را می توان از طریق آنالیز COD، sCOD، BOD، sBOD و VSS و با فرض ثابت بودن نسبت COD/VSS برای VSS قابل تجزیه و غیر قابل تجزیه بیولوژیکی برآورد نمود:

$$\mathrm{nbVSS} = \left[1 - \left(\frac{\mathrm{bpCOD}}{\mathrm{pCOD}}\right)\right]\mathrm{VSS} \qquad (2-3)$$

$$\frac{\mathrm{bpCOD}}{\mathrm{pCOD}} = \frac{(\mathrm{bCOD/BOD})(\mathrm{BOD} - \mathrm{sBOD})}{\mathrm{COD} - \mathrm{sCOD}} \qquad (2-4)$$

bpCOD = غلظت COD ذره ای قابل تجزیه بیولوژیکی, mg/l

pCOD = غلظت COD ذره ای, mg/l

sCOD = غلظت COD محلول در پساب خروجی لجن فعال, mg/l

در کار کردن و آزمایش نمونه باید دقت شود تا اطلاعات قابل اعتمادی در رابطه با غلظت nbVSS بدست آید. برای اطمینان از اینکه نتایج بیانگر مشخصات فاضلاب است، تعداد کافی از نمونه های مرکب باید برداشت شود. هنگامیکه نمونه ها برای آنالیز برده می شود، باید به خوبی مخلوط شود و برای حجم نمونه های کوچک، پیپتها باید دهانه پهن تری در توک داشته باشند تا جامدات جامدات بهتر جدا شود. برای مثال در آزمایش HACH COD هنگامیکه حجم نمونه کمی مورد استفاده است، ابتدا تصفیه نمونه در یک همزن با سرعت زیاد انجام می شود. فیلتراسیون از طریق فیلترهای ممبرانی ۰/۴۵ میکرونی برای دستیابی به نمونه های محلول در آنالیز COD و BOD توصیه می شود.

ترکیبات نیتروژنه: برای ترکیبات نیتروژنه، غلظت نیتروژن آلی محلول از نظر اثر آن بر غلظت نیتروژن کل پساب خروجی مورد توجه است. نمونه صاف شده پساب خروجی طرح یا از راکتور تصفیه در مقیاس آزمایشگاهی را می توان برای تعیین غلظت نیتروژن آلی محلول پساب خروجی استفاده کرد که بوسیله تفاوت بین غلظت TKN نمونه صاف شده و غلظت آمونیاک خروجی انجام می شود. نیتروژن آلی محلول غیر قابل تجزیه بیولوژیکی (nbsON) را نمی توان بطور مستقیم بدست آورد؛ اما از نقطه نظر عملی و با توجه به غلظت نیتروژن آلی محلول خروجی، کل غلظت نیتروژن آلی محلول خروجی معمولاً اطلاعات کافی را فراهم می کند. نیتروژن آلی ذره ای غیر قابل تجزیه بیولوژیکی (nbpON) را می توان بوسیله آزمایش VSS ورودی برای نیتروژن آلی برآورد کرد و میزان nbVSS را تخمین زد. نسبت نیتروژن موجود در VSS بصورت زیر است:

$$f_N = \frac{(TKN - sON - NH_4 \text{ as } N)}{VSS} \qquad (2-5)$$

$$nbpON = f_N (nbVSS) \qquad (2-6)$$

f_N = نسبت نیتروژن آلی موجود در VSS , g N/g VSS

TKN = غلظت کل TKN, mg/l

sON = غلظت نیتروژن آلی (فیلتر شده) محلول, g/m^3

nbpON = غلظت نیتروژن آلی ذره ای غیر قابل تجزیه بیولوژیکی, g/m^3

پارامترهای دیگر قبلاً تعریف شده است.

تنظیم خلاصه

بطور خلاصه، COD و ترکیبات نیتروژنه فاضلاب را می توان بصورت زیر تنظیم کرد:

$$COD = bCOD + nbCOD \qquad (2-7)$$

$$bCOD = \approx 1.6(BOD) \qquad (2-8)$$

$$nbCOD = sCODe + nbpCOD \qquad (2-9)$$

$$bCOD = sbCOD + rbCOD \qquad (2-10)$$

$$TKN = NH_4 - N + ON \qquad (2-11)$$

$$ON = bON + nbON \qquad (2-12)$$

$$nbON = nbsON + nbpON \qquad (2-13)$$

پارامترها در جدول ۲-۲ توصیف شده است. کاربرد روابط بالا در تعیین مشخصات فاضلاب در مثال ۱-۲ بیان شده است.

مثال ۱-۲ تعیین ویژگیهای فاضلاب: نتایج مشخصات فاضلابی در زیر داده شده است. غلظت پارامترهای زیر را تعیین کنید:

مشخصات فاضلاب ورودی:

ترکیب	غلظت ، mg/L

BOD	۱۹۵
sBOD	۹۴
COD	۴۶۵
sCOD	۱۷۰
rbCOD	۸۰
TSS	۲۲۰
VSS	۲۰۰
TKN	۴۰
آمونیاک	۲۶
قلیائیت	۲۰۰($CaCO_3$)

پساب خروجی لجن فعال:

ترکیب	غلظت، mg/L
$sCOD_e$	۳۰
sON	۱/۲

راه حل:

۱) با استفاده از رابطه ۸-۲، مقدار(bCOD)قابل تجزیه بیولوژیکی را تعیین کنید.

$$bCOD = \approx 1.6(BOD) = 1.6(195\,mg/l) = 312\,mg/l$$

۲) nbpCOD را تعیین کنید.

الف) مقدار nbCOD را با استفاده از رابطه ۷-۲ تعیین کنید.

$$nbCOD = COD - bCOD$$

$$nbCOD = (465 - 312)\,mg/l = 153\,mg/l$$

ب) مقدار nbpCOD را با استفاده از رابطه ۹-۲ تعیین کنید.

$$nbpCOD = nbCOD - sCOD_e = (153 - 30)\,mg/l = 123\,mg/l$$

۳) با استفاده از رابطه ۱۰-۲ ، sbCOD را تعیین کنید .

$$sbCOD = bCOD - rbCOD = (312 - 80)\,mg/l = 232\,mg/l$$

۴) nbVSS را تعیین کنید .

الف) با استفاده از رابطه ۴-۲ ، نسبت bpCOD/pCOD را تعیین کنید.

$$\frac{bpCOD}{pCOD} = \frac{(bCOD/BOD)(BOD - sBOD)}{COD - sCOD}$$

$$\frac{bpCOD}{pCOD} = \frac{1.6(195 - 94)\,mg/l}{(465 - 170)\,mg/l} = 0.55$$

ب) با استفاده از رابطه ۳-۲ ، nbVSS را تعیین کنید.

$$nbVSS = \left[1 - \left(\frac{bpCOD}{pCOD}\right)\right]VSS = (1 - 0.55)(200\,mg/l) = 90\,mg/l$$

۵) TSS خنثی را تعیین کنید.

$$iTSS = TSS - VSS = (220 - 200)\,mg/l = 20\,mg/l$$

۶) nbpON را تعیین کنید.

الف) مقدار نیتروژن آلی موجود در VSS را با استفاده از رابطه ۵-۲ تعیین کنید.

$$f_N = \frac{(TKN - sON - NH_4\text{-}N)}{VSS} = \frac{(40 - 1.2 - 26)\,mg/l}{(200\,mg/l)} = 0.064$$

ب) با استفاده از رابطه ۶-۲ ، nbpON را تعیین کنید.

$$nbpON = f_N\,(nbVSS) = 0.064\,(90\,mg/l) = 5.8\,mg/l$$

۷) کل TKN قابل تجزیه را تعیین کنید.

$$bTKN = TKN - nbpON - sON = (40 - 5.8 - 1.2)\,mg/l = 33\,mg/l$$

بارگذاری و جریانهای برگشتی:

تاثیر جریانهای برگشتی نیز باید اندازه گیری و در فهرست مشخصات فاضلاب برای فرآیند لجن فعال در نظر گرفته شود. منابع احتمالی جریانهای برگشتی شامل جریانهای سوپرناتانت هاضم (اگر ته نشینی و تخلیه در بهره برداری هاضم انجام شود)، جریان برگشتی حاصل از فیلترشدن یا تغلیظ در تجهیزات آبگیری جامدات، آب حاصل از شستشوی معکوس فرآیندهای فیلتراسیون پساب خروجی و آب حاصل از اسکرابرهای کنترل بو است. با توجه به نوع منبع ممکن است بار BOD ، TSS و آمونیاک قابل توجهی به فاضلاب ورودی اضافه شود. مقادیر مجاز غلظتهای TSS و BOD برای بهره برداری واحد پردازش جامدات مختلف در جدول ۴۹-۱۴ در بخش ۱۴(متکف) داده شده است. در مقایسه با فاضلاب خام یا پساب خروجی ته نشینی اولیه، نسبت BOD/VSS جریانهای برگشتی، اغلب خیلی کم است. بعلاوه بار آمونیاک زیادی از طریق فرآیندهای مرتبط با هضم بی هوازی به فاضلاب ورودی برگشت داده می شود. غلظت آمونیاک در محدوده ای از ۱۰۰۰ تا ۲۰۰۰mg/l برای فیلتر شدن یا تغلیظ شدن حاصل از آبگیری جامدات هضم شده بی هوازی امکان پذیر است. بنابراین بار آمونیاک حاصل از جریان برگشتی حدود ۰/۵ درصد جریان ورودی می تواند بار TKN ورودی به فرآیند لجن فعال را ۲۰-۱۰ درصد افزایش دهد. بار جامدات برگشتی از فیلترهای زلال ساز خروجی را می توان با موازنه جرمی جامدات حذف شده در فرآیند فیلتراسیون تخمین زد که در جریان شستشوی معکوس آزاد می شود. در تمام موارد، موازنه جرمی جریان و ترکیبات اصلی مانند BOD ، TSS/VSS ، نیتروژن و فسفر باید انجام شود تا همه جریانها و بارهای مؤثر در فرآیند لجن فعال محاسبه شود.

۳-۲ اصول کنترل و آنالیز فرآیند

هدف از این قسمت معرفی ۱) پارامترهای کلی موثر در طراحی فرآیند ۲) تدابیر کنترل فرآیند ۳) مشکلات بهره برداری مرتبط با فرآیند لجن فعال و ۴) فرآیندهای انتخاب کننده لجن فعال می باشد. اطلاعات حاضر در این بخش برای آنالیز و طراحی فرآیندهای لجن فعال موجود در ادامه این بخش

است. خیلی از روابط موجود در این بخش، قبلاً در بخش ۱ بیان شده و در این قسمت برای سهولت بطور خلاصه بیان شده است.

پارامترهای طراحی فرآیند

در طراحی فرآیند لجن فعال ، به این موارد باید توجه شود: ۱) انتخاب نوع راکتور ۲) روابط سینتیکی قابل کاربرد ۳) زمان ماند جامدات و ضوابط بارگذاری مورد استفاده ۴) تولید لجن ۵) انتقال و نیازمندیهای اکسیژن ۶) نیاز به مواد مغذی ۷) سایر نیازهای مواد شیمیایی ۸) مشخصات ته نشینی جامدات بیولوژیکی ۹) استفاده از انتخاب کننده ها ۱۰) مشخصات پساب خروجی.

انتخاب نوع راکتور : فاکتورهای مهمی که باید در انتخاب نوع راکتور فرآیند لجن فعال مورد توجه قرار گیرد شامل: ۱) اثر سینتیک های واکنش ۲) نیازهای انتقال اکسیژن ۳) کیفیت فاضلاب ۴) شرایط محیطی محل ۵) حضور مواد سمی یا بازدارنده در فاضلاب ورودی ۶) هزینه ها و ۷) گسترش طرح برای دستیابی به نیازهای تصفیه در آینده. اطلاعات مربوط به این فاکتورها در جدول ۴-۲ خلاصه شده است.

روابط سینتیکی: همانند آنچه در بخش ۱ بیان شد، روابط سینتیکی برای تعیین رشد بیومس و مصرف سوبسترا و تعریف عملکرد فرآیند استفاده می شود. روابط مهم سینتیکی در جدول ۵-۲ خلاصه شده است. مشتقات حاصل از این روابط ممکن است در بخش ۱ پیدا شود.

انتخاب ضوابط بارگذاری و زمان ماند جامدات: پارامترهای خاص بهره برداری و طراحی، فرآیند لجن را از فرآیندهای دیگر متمایز می کند. پارامترهای معمول مورد استفاده عبارتند از : زمان ماند جامدات(SRT)، نسبت (F/M) غذا به جرم سلولی (همچنین بعنوان نسبت غذا به میکروارگانیسم نیز شناخته شده است) و بارگذاری آلی حجمی. در حالیکه SRT ، پارامتر اصلی طراحی و بهره برداری می باشد، نسبت F/M و سرعت بارگذاری حجمی مقادیری را فراهم می کند که برای مقایسه شرایط بهره برداری مشاهده شده معمول و اطلاعات گذشته مفید است.

زمان ماند جامدات: SRT در واقع دوره متوسط زمانی است که لجن در سیستم باقی می ماند. همانطور که قبلاً در بخش ۱ بیان شد، SRT مهمترین پارامتر طراحی لجن فعال است؛ زیرا SRT بر عملکرد فرآیند تصفیه، حجم تانک هوادهی، تولید لجن و نیازهای اکسیژن موثر است. برای حذف BOD ، مقادیرSRT ممکن است محدوده ای از ۳ تا ۵ روز باشد که به دمای مایع مخلوط بستگی دارد. در دمای $18-25^{\circ}C$، اگر فقط حذف BOD مورد نیاز باشد و نیتریفیکاسیون و اکسیژن مرتبط با آن صرفنظر شود، مقدار SRT نزدیک به ۳ روز مطلوب است. برای محدود شدن نیتریفیکاسیون، تعدادی از طرحهای لجن فعال در SRT برابر ۱ روز یا کمتر بهره برداری می شود. در دمای $10^{\circ}C$،

مقادیر SRT برابر ۵-۶ روز برای حذف BOD تنها، متداول است . دما و فاکتورهای دیگر که بر SRT در کاربردهای مختلف تصفیه اثر می گذارد، در جدول ۶-۲ خلاصه شده است.

بدلیل اینکه نیتریفیکاسیون به درجه حرارت وابسته است، SRT طراحی نیتریفیکاسیون باید با احتیاط انتخاب شود؛ بطوریکه سرعتهای متفاوت نیتریفیکاسیون در نقاط مختلف مشاهده شده است و احتمالاً ناشی از حضور مواد بازدارنده می باشد (بارکر و دولد، ۱۹۹۷؛ فیلوس و همکاران، ۲۰۰۰). برای طراحی نیترفیکاسیون، یک ضریب اطمینان برای افزایش SRT استفاده شده است که براساس سینتیک های نیتریفیکاسیون و غلظت آمونیاک پساب خروجی محاسبه می شود. ضریب اطمنیان به دو علت مورد استفاده است: ۱) انعطاف پذیری در نوسانات بهره برداری برای کنترل SRT ۲) فراهم کردن باکتریهای نیتریفایر اضافی برای کنترل بارگذاری در حالت پیک. غلظت TKN ورودی و بارگذاری جرمی در طول روز متفاوت است (بارگذاری TKN متوسط به حداکثر با توجه به اندازه طرح بین ۱/۳ تا ۱/۵ غیر معمول نیست) و تحت تأثیر جریان های برگشتی حاصل از پردازش لجن آبگیری شده و هضم شده می باشد. با افزایش SRT طراحی، باکتریهای نیتریفایر موجود برای تماس با غلظت آمونیاک در بارگذاری پیک افزایش می یابد؛ بطوریکه غلظت آمونیاک خروجی مورد نیاز قابل دستیابی باشد. معمولاً مقدار ضریب اطمینان برابر با نسبت بار TKN حداکثر به متوسط است. بدلیل اینکه استفاده از نسبت TKN حداکثر به متوسط محتاطانه است، غلظت آمونیاک در طول دوره بارگذاری متوسط کمتر خواهد شد و در جهت تاثیر مثبت بر غلظت آمونیاکترکیبی پساب خروجی است که تا حدودی پایین تر از هدف طراحی می باشد. مدلهای شبیه سازی دینامیکی می تواند برای بهینه کردن مقدار SRT طراحی مورد استفاده قرار گیرد و غلظتهای آمونیاک خروجی مورد نظر همزمان با تغییر غلظتهای TKN و جریان ورودی بدست آید (بارکر و دولد، ۱۹۹۷). در قسمت ۱۰-۲ ، روشی برای حالت پایدار بیان شده که باعث طراحی های قابل قبولی شده است.

جدول ۴-۲ پارامترهای معمول برای انتخاب نوع راکتور رشد معلق

فاکتور	تعریف
اثر سینتیک های واکنش	دو نوع راکتوری متداول مورد استفاده شامل راکتور جریان پیستونی و اختلاط کامل است . از دیدگاه عملی ، زمان ماند هیدرولیکی اکثر راکتورهای اختلاط کامل و جریان پیستونی در واقع مشابه یکدیگر است . علت اینکه طراحی ها برای حذف BOD معمولاً با در نظر گرفتن SRT کافی انجام می شود، به دلیل اطمینان از مشخصات ته نشینی خوب و زمان طولانی تر نسبت به آنچه برای حذف BOD مورد نیاز است، می باشد . در نیتریفیکاسیون- مزایای سینتیکی احتمالی واکنش در استفاده از سیستم راکتور مرحله ای یا جریان پیستونی ممکن است مورد بهره برداری قرار گیرد - تجهیزات هوادهی ، سرعت انتقال اکسیژن بالایی در مرحله اول یا در ابتدای تانک جریان پیستونی دارند که باعث اطمینان از سرعتهای بیشتر حذف BOD و نیتریفیکاسیون می شود .
تجهیزات انتقال اکسیژن	از نظر تاریخی ، سیستم های معمول هوادهی جریان قالبی ، اغلب اکسیژن کافی در ابتدای راکتور متناسب با مقدار مورد نیاز فراهم نمی شود . عدم توانایی در تهیه اکسیژن کافی، منجر به گسترش تغییرات زیر در فرآیندهای لجن فعال شد : ۱) هوادهی مرحله ای که تلاش بر این بوده است که هوای مورد نیاز متناسب با اکسیژن مورد تقاضا باشد ۲) فرآیند تغذیه مرحله ای که فاضلاب در امتداد طول تانک توزیع می شود (معمولاً در چهار نقطه) و ۳) فرآیند اختلاط کامل که هوای فراهم شده ، بطور یکنواخت یا بیش از حد مورد نیاز ، است . بیشتر محدودیتهای انتقال اکسیژن در گذشته بوسیله انتخاب بهتر پارامترهای بهره برداری فرآیند و بهبود طراحی و کاربرد تجهیزات هوادهی برطرف شده است .
کیفیت	کیفیت فاضلاب شامل مشخصات کلی فاضلاب است که تحت تاثیر فاضلاب شهری ، تخلیه های صنعتی و جریان

فاضلاب	نفوذی/ ورودی است . قلیاییت و pH بویژه در بهره برداری فرآیندهای نیتریفیکاسیون مهم می باشد (بخش ۷ را ببینید) . بدلیل اینکه pH پایین مانع از رشد میکروارگانیسم های نیتریفایر می شود (و باعث رشد باکتریهای رشته ای می شود) تنظیم pH ممکن است مورد نیاز باشد . تخلیه فاضلابهای صنعتی نیز ممکن است باعث تغییر pH در فاضلابهای با قلیائیت پایین شو .
شرایط محیطی منطقه	دما یک پارامتر محیطی مهم است که عملکرد تصفیه را تحت تاثیر قرار می دهد؛ زیرا تغییر دمای فاضلاب بر سرعت واکنش های بیولوژیکی موثر است. دما بویژه در طراحی نیتریفیکاسیون مهم می باشد ؛ زیرا دمای مایع مخلوط پیش بینی شده بر SRT طراحی تاثیر می گذارد. اثرات بارش و نفوذهای های زیرمینی ، عوامل محلی است که می تواند بر غلظت ترکیبات و هم بر میزان جریان تاثیرگذار باشد . سرعتهای پیک جریان می توان باعث شستشوی جامدات در راکتورهای بیولوژیکی شود.
مواد بازدارنده یا سمی	در سیستم های تصفیه فاضلاب شهری با تعداد زیادی انشعابهای صنعتی، پتانسیل دریافت مواد بازدارنده وجود دارد که می تواند سرعتهای نیتریفیکاسیون بیولوژیکی را کاهش دهد . در جایی که چنین احتمالی وجود دارد، مطالعات آزمایشگاهی مربوط به قابلیت تصفیه برای ارزیابی سینتیک های نیتریفیکاسیون پیشنهاد می شود. اگر تخلیه مواد سمی یا شوکهای بارگذاری یک پارامتر طراحی باشد، راکتور اختلاط کامل بهتر می تواند نوسانهای مشخصات فاضلاب را تحمل کند؛ زیرا فاضلاب ورودی در مقایسه با راکتور جریان قالبی بیشتر در محتویات راکتور پراکنده می شود و یکنواختی کمتری دارد. فرآیند اختلاط کامل در تعدادی از تأسیسات به کار برده شده است تا اثرات ناشی از شوکها و بارهای سمی را بویژه در تأسیسات صنعتی کاهش دهد.
هزینه	هزینه های ساختمانی و بهره برداری پارامتر خیلی مهم در انتخاب نوع و اندازه راکتور است. بدلیل اینکه تجهیزات ته نشینی مربوطه ، بخش تفکیک ناپذیر فرآیند لجن فعال می باشند ، انتخاب راکتور و تجهیزات جداسازی جامدات باید بصورت واحد مورد توجه قرار گیرد.
نیازهای تصفیه در آینده	نیازهای تصفیه بالقوه در آینده می تواند بر انتخاب فرآیند موجود ، تاثیرگذار باشد . برای مثال اگر بازیافت آب در آینده پیش بینی شود ، انتخاب فرآیند باید طوری باشد که به راحتی حذف نیترات و فیلتراسیون پساب خروجی انجام شود.

جدول ۵-۲ خلاصه روابط مورد استفاده در آنالیز فرآیندهای رشد معلق (گرادی و همکاران ، ۱۹۹۹) :

رابطه	شماره رابطه	تعریف پارامترها
$K_T = K_{20}\theta^{(T-20)}$	۲-۲۵	DO = اکسیژن محلول ، ML^{-3} F/M = نسبت غذا به میکروارگانیسم K = ماکزیمم سرعت مصرف سوبسترا ، T^{-1}
$r_{su} = -\frac{kXS}{K_S + S}$	۱-۱۲	K_d = ضریب تجزیه خودتخریبی ، T^{-1} K_{dn} = ضریب تجزیه خودتخریبی برای ارگانیسمهای نیتریفایر ، T^{-1}
$\mu_m = kY$	۱-۱۳	K_T = ضریب سرعت واکنش در دمای T
$r_{su} = \frac{\mu_m XS}{Y(k_s + S)}$	۱-۱۵	K_{20}= ضریب سرعت واکنش در دمای ۲۰°C K_n = ثابت نیم سرعت ، ML^{-3} K_0 = ضریب بازدارندگی اکسیژن ، ML^{-3} K_S = ثابت نیم سرعت ، ML^{-3}
$r_g = Y\frac{kXS}{K_S + S} - K_d X$	۱-۲۲	$K_{S,NO3}$ = ثابت نیم سرعت برای واکنش محدودشده نیترات ML^{-3} L_{org} = سرعت بارگذاری آلی حجمی ، $ML^{-3}T^{-1}$ μ= سرعت رشد ویژه ، T^{-1}
$\mu = \frac{r_g}{X}$	۱-۲۳	μ_m = ماکزیمم سرعت رشد ویژه ، T^{-1} μ_n = سرعت رشد ویژه نیتریفیکاسیون ، T^{-1} μ_{nm} = ماکزیمم سرعت رشد ویژه باکتری نیتریفایر ، T^{-1} N = غلظت نیتروژن ، ML^{-3}
$SRT = \frac{VX}{(Q - Q_W)X_e + Q_W X_R}$	۱-۳۵	η = نسبت سرعت مصرف سوبسترا با نیترات در برابر اکسیژن بعنوان گیرنده الکترون . P_X = جامدات ، MT^{-1} Q = دبی ، L^3T^{-1} Q_W = دبی لجن دفعی ، L^3T^{-1}

$SRT = \frac{1}{\mu}$	۱-۳۷	R_0 = اکسیژن ، MT^{-1} r_g = سرعت تولید جرم سلولی خالص ، $ML^{-3}T^{-1}$ r_{su} = سرعت مصرف سوبسترای محلول ، $ML^{-3}T^{-1}$
$\frac{1}{SRT} = -\frac{YKS}{K_S + S} - K_d$	۱-۳۹	S = غلظت سوبسترای محدود کننده رشد در محلول ، ML^{-3}
$S = \frac{K_S\left[1 + (K_d)SRT\right]}{SRT(YK - K_d) - 1}$	۱-۴۰	SF = ضریب اطمینان S_0 = غلظت پساب ورودی ، ML^{-3} SRT = زمان ماند جامدات ، T TSS = کل جامدات معلق ، M
$X = \left(\frac{SRT}{t}\right)\left[\frac{Y(S_0 - S)}{1 + (K_d)SRT}\right]$	۱-۴۳	t = زمان ماند هیدرولیکی ، (V/Q) ، T
$(X_{VSS})(V) = (P_{X,VSS})SRT$	۱-۵۴	θ = ضریب فعالیت دمایی
$(X_{TSS})(V) = (P_{X,TSS})TSS$	۱-۵۵	U = سرعت مصرف سوبسترا ، T^{-1}
$R_0 = Q(S_0 - S) - 1.42P_{X.bio}$	۱-۵۹	V = حجم ، L^3
$F/M = \frac{QS_0}{VX}$	۱-۶۰	VSS = جامدات معلق فرار ، M
$L_{org} = \frac{(Q)(S_0)}{(V)}$	۱-۶۷	X = غلظت جرم سلولی ، ML^{-3}
$SF = SRT_{des} / SRT_{min}$	۱-۷۱	X_e = غلظت جرم سلولی در خروجی ، ML^{-3}
$\mu_n = \left(\frac{\mu_{nm}N}{K_n + N}\right)\left(\frac{DO}{K_0 + DO}\right) - K_{dn}$	۱-۹۳	X_R = غلظت جرم سلولی درخط برگشتی از زلال ساز ، ML^{-3}
$r_{su} = -\left(\frac{kXS}{K_S + S}\right)\left(\frac{NO_3}{K_{S.NO_3} + NO_3}\right)\left(\frac{K_0}{K_0 + DO}\right)\eta$	۱-۱۱۰	Y = بازده جرم سلولی ، جرم سلولی تشکیل شده بازای سوبسترای مصرفی .

توجه : در عبارات مربوط به واحد M= جرم ، L = طول ، T = زمان .

جدول ۶-۲ محدوده حداقل SRT متداول در تصفیه لجن فعال

هدف تصفیه	محدوده SRT ، روز	عوامل موثر بر SRT
حذف BOD محلول در فاضلاب شهری	۱-۲	درجه حرارت
تبدیل مواد آلی ذره ای در فاضلاب شهری	۲-۴	درجه حرارت
تشکیل جرم سلولی لخته شده برای تصفیه فاضلاب شهری	۱-۳	درجه حرارت
تشکیل جرم سلولی لخته شده برای تصفیه فاضلاب صنعتی	۳-۵	درجه حرارت/ ترکیبات
فراهم نمودن نیتریفیکاسیون کامل	۳-۱۸	درجه حرارت/ ترکیبات
حذف بیولوژیکی فسفر	۲-۴	درجه حرارت
تثبیت لجن فعال	۲۰-۴۰	درجه حرارت

تجزیه ترکیبات مقاوم	۵۰-۵	درجه حرارت/ ترکیبات/ باکتری خاص

نسبت غذا به میکروارگانیسم

یک پارامتر فرآیندی که بطور معمول برای مشخص کردن شرایط بهره برداری و طراحی مورد استفاده قرار می گیرد، نسبت غذا به میکروارگانیسم (جرم سلولی) است (F/M). مقادیر معمول F/M برحسب BOD که در متون علمی گزارش شده است، از ۰/۰۴ برای فرآیندهای هوادهی گسترده تا ۱ (گرم سوبسترا بر گرم جرم سلولی در روز) برای فرآیندهای با سرعت بالا می باشد. نسبت F/M بر حسب BOD معمولاً برای سیستمهایی که بر اساس SRT طراحی شده است، ارزیابی می شود و نقطه ثابتی برای فعالیت بهره برداری و طراحی لجن فعال فراهم می کند.

سرعت بارگذاری آلی حجمی

سرعت بارگذاری آلی حجمی بصورت مقدار COD یا BOD مورد استفاده به حجم تانک هوادهی در روز تعریف شده است. بارگذاری آلی که برحسب kg BOD یا $COD/m^3.d$ بیان می شود از ۰/۳ تا بیش از ۳ متفاوت است. در حالیکه غلظت مایع مخلوط، نسبت F/M و SRT (که ممکن است در شرایط مختلف بهره برداری بعنوان یک پارامتر طراحی مورد توجه باشد) هنگام استفاده از چنین روابط تجربی، صرفنظر می شود. این روابط مقدار لازم حداقل حجم تانک دهی را که برای تصفیه فاضلاب شهری مناسب می باشد، مشخص می کند. این پارامترهای تجربی برای تعیین کیفیت پساب خروجی مناسب نیست؛ در حالی که این روابط برای طراحی تجهیزات تصفیه فاضلاب حاوی پسماندهای صنعتی یا فرآیندهای حذف بیولوژیکی فسفر و نیتروژن مورد استفاده است. بارگذاری آلی حجمی بالاتر، معمولاً باعث سرعت انتقال اکسیژن بالاتری بازای هر واحد حجم در سیستم هوادهی می شود.

تولید لجن: طراحی تاسیسات بازیافت / دفع و کنترل لجن به پیش بینی میزان لجن تولیدی در فرآیند لجن فعال بستگی دارد. اگر تاسیسات کنترل بیش از حد اندازه باشد، در نتیجه ممکن است عملکرد فرآیند تصفیه با مشکل مواجه شود. اگر لجن در تاسیسات بزرگ کنترل لجن با سرعت مناسب پردازش نشود، در فرآیند لجن فعال تجمع می یابد. سرانجام، ظرفیت موجود لجن در سیستم لجن فعال بیش از اندازه خواهد شود و جامدات اضافی در خروجی زلال ساز حضور خواهند یافت که از حد استاندارد تخلیه تجاوز می کند. لجن تولیدی متناسب با BOD حذف شده نیز، بر اندازه تانک هوادهی موثر است.

دو روش برای تعیین میزان تولید لجن استفاده شده است. روش اول براساس تخمین بازده تولید لجن قابل مشاهده از طریق اطلاعات منتشر شده از تاسیسات مشابه می باشد و روش دوم بر این اساس است که در طراحی لجن فعال بطور واقعی، تعیین مشخصات فاضلاب انجام و منابع مختلف تولید لجن مورد توجه و محاسبه شده است. روش اول ممکن است برای تعیین طرح اولیه فرآیند لجن فعال و

لجن تولیدی برآورد شده در یک فرآیند ویژه لجن فعال مورد اطمینان باشد. بـا اسـتفاده از روش اول، کمیت لجن تولیدی بصورت روزانه (و در نتیجه مفدار لجن دفعی روزانه) را مـی تـوان از رابطـه ۱۴-۲ برآورد کرد. برای یک فاضلاب داده شده، بازده قابل مشاهده بـا توجـه بـه اینکـه سوبـسترا بـر حـسب BOD ، bCOD یا COD تعریف شده باشد، متفاوت است.

$$P_{X.VSS} = Y_{obs}(Q)(S_0 - S)(1kg/10^3 g) \qquad (2-14)$$

$P_{X.VSS}$ = لجن فعال خالص دفعی تولیدی بصورت روزانه ، kg VSS/d

Y_{obs}= بازده مشاهده شده برحسب گرم VSS به گرم سوبسترای حذف شده

Q = جریان ورودی، m^3/d

S_0 = غلظت سوبسترای ورودی، mg/l

S = غلظت سوبسترای خروجی، mg/l

مقدار بازده جامـدات معلـق فـرار مـشاهده شـده براسـاس BOD در نمـودار ۷-۲ ارائـه شـده اسـت. هنگامیکه SRT افزایش می یابد، بازده مشاهده شده به علت کاهش جرم سلولی ناشی از تنفس خـود تخریبی کم می شود. بازده با افزایش دمـا کـاهش مـی یابـد؛ چـون در دمـای بـالاتر، سـرعت تـنفس خودتخریبی بیشتر است. هنگامی که از تصفیه اولیه استفاده نشود، بازده بـالاتر اسـت؛ زیـرا nbVSS بیشتری در فاضلاب ورودی باقی می ماند. مقدار ضریب تصحیح دمایی θ برای تـنفس خـود تخریبـی (رابطه ۲۵-۲ در جدول ۵-۲ را ببینید) ۱/۰۴ در دمای ۲۰-۳۰°C و ۱/۱۲ در دمای ۱۰-۲۰˚C اسـت. مقدار θ برای تاثیر دما بر تنفس خودتخریبی در این متن برابـر ۱/۰۴ در نظـر گرفتـه شـده اسـت. بـا تعیین مشخصات کامل فاضلاب می توان تخمین دقیق تری از تولید لجن بدست آورد. رابطـه زیـر بـر اساس رابطه ۵۲-۱ در بخش ۱ برای محاسبه رشد جرم سلولی هتروتروف و ضـایعات سـلولی ناشـی از تنفس خودتخریبی، جرم سلولی باکتریهای نیتریفایر و جامدات معلق فرار غیر قابل تجزیـه بیولـوژیکی است و می توان برای تخمین تولید لجن استفاده کرد.

$$P_{X.VSS} = \underbrace{\frac{QY(S_0 - S)(1kg/10^3 g)}{1+(k_d)SRT}}_{\substack{(A)\\ Heterotrophic\ biomass}} + \underbrace{\frac{(f_d)(k_d)QY(S_0 - S)SRT(1kg/10^3 g)}{1+(k_d)SRT}}_{\substack{(B)\\ Cell\ debris}}$$

$$+ \underbrace{\frac{QY_n(NO_X)(1kg/10^3 g)}{1+(k_d)SRT}}_{\substack{(C)\\ Nitrifying\ bactria\ biomass}} + \underbrace{Q(nbVSS)(1kg/10^3 g)}_{\substack{(D)\\ Nonbio\deg redable\ VSS\ in\inf luent}} \qquad (8-15)$$

NO_X = غلظت آمونیاک در جریان ورودی که نیترات سازی شده است، mg/l

k_{dn} = ضریب تجزیه خودتخریبی برای ارگانیسم های نیتریفایر، g VSS/g VSS.d

سایر پارامترها، قبلاً تعریف شده است.

جرم کل جامدات خشک دفع شده روزانه شامل TSS است و تنها VSS نمی باشد. TSS شامل VSS بعلاوه جامدات غیر آلی است. جامدات غیر آلی فاضلاب ورودی (TSS_0-VSS_0) در مقدار جامدات غیرآلی موثر می باشد و یک پارامتر تولید لجن اضافی است که باید به رابطه ۱۵-۲ اضافه شود. پارامترهای جرم سلولی (A ، B و C) در رابطه ۱۵-۲ شامل جامدات غیرآلی است و نسبت VSS جرم سلولی کل حدود ۰/۸۵ می باشد که براساس ترکیب سلولی داده شده در جدول ۴-۱ است. بنابراین، رابطه ۱۵-۲ برای محاسبه مقدار تولید جامدات برحسب TSS بصورت زیر اصلاح شده است:

$$P_{X.TSS} = \frac{A}{0.85} + \frac{B}{0.85} + \frac{C}{0.85} + D + Q(TSS_0 - VSS_0) \qquad (2-16)$$

(E)

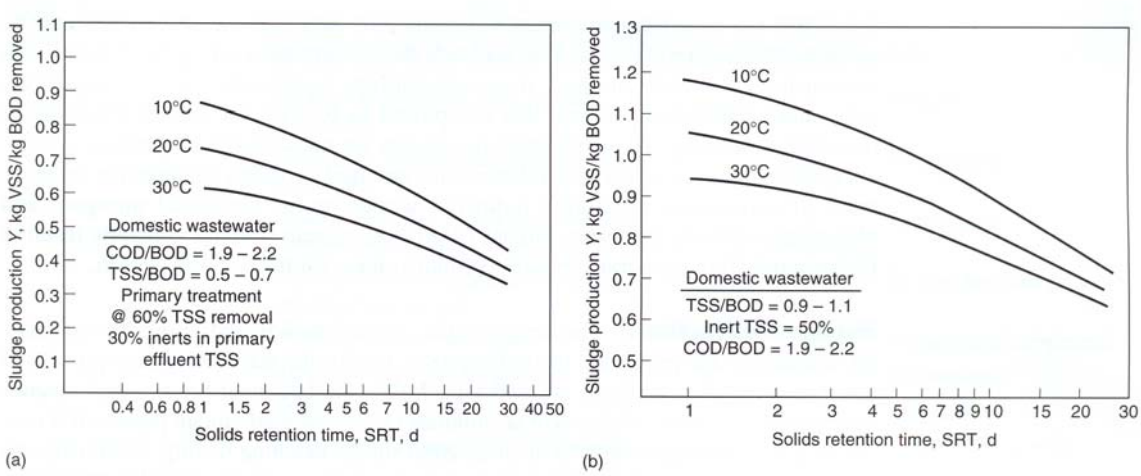
Inert TSS

in influent

TSS_0 = غلظت TSS فاضلاب ورودی، mg/l

VSS_0 = غلظت فاضلاب ورودی، mg/l

جرم جامدات روزانه تانکهای هوادهی از طریق SRT تعیین شده است. لجن تولیدشده در روز را می توان با استفاده از روابط ۵۴-۱ و ۵۵-۱ جدول ۵-۲ محاسبه کرد. با انتخاب غلظت MLSS مناسب، حجم هوادهی را می توان با استفاده از رابطه ۵۵-۱ در جدول ۵-۲ تعیین کرد. بطور معمول، غلظت MLSS ممکن است در محدوده mg/l ۴۰۰۰-۱۲۰۰ انتخاب شود؛ اما همانطور که بعداً در این بخش و در قسمت ۷-۲ بحث شده است، باید متناسب با مشخصات ته نشینی لجن و طراحی زلال ساز باشد.



نمودار ۷-۲ تولید لجن خالص، زمان ماند جامدات (SRT) و دما: الف) با تصفیه اولیه ب) بدون تصفیه اولیه

نیازمندیهای اکسیژن: اکسیژن مورد نیاز برای تجزیه بیولوژیکی مواد کربنه، از طریق موازنه جرمی با استفاده از غلظت bCOD فاضلاب تصفیه شده و حجم جرم سلولی دفع شده سیستم بصورت روزانه تعیین می شود. اگر همه bCOD به CO_2 ، H_2O و NH_3 اکسید شود، حجم تقاضای اکسیژن برابر با غلظت bCOD خواهد بود. هر چند باکتریها بخشی ازbCOD را برای تأمین انرژی اکسید و از قسمت باقیمانده bCOD برای رشد سلولی استفاده می کنند. همچنین اکسیژن برای تنفس خودتخریبی استفاده می شود و حجم آن به SRT سیستم بستگی دارد. برای یک SRT مشخص، موازنه جرمی سیستم را می توان انجام داد که در آن حذف bCOD برابر با اکسیژن مصرفی بعلاوه VSS جرم سلولی باقیمانده بر حسب اکسیژن معادل است. نیازمندیهای اکسیژن برای حذف BOD بدون نیتریفیکاسیون را می توان با استفاده از رابطه ۵۹-۱ در جدول ۵-۲ محاسبه کرد. بصورت تقریبی، برای حذفBOD تنها ، اکسیژن مورد نیاز از ۰/۹ تا ۱/۳ کیلوگرم اکسیژن بازای هر کیلوگرم BOD حذف شده با زمان ماند جامدات به ترتیب ۵-۲۰ روز متفاوت خواهد بود(WEF,۱۹۹۸). هنگامیکه نیتریفیکاسیون در سیستم انجام می شود، میزان کل اکسیژن شامل اکسیژن مورد نیاز برای حذف ترکیبات کربنه بعلاوه اکسیژن مورد نیاز برای اکسیداسیون آمونیاک و نیتریت به نیترات بصورت زیرخواهد بود:

$$R_0 = Q(S_0 - S) - 1.42\,P_{x.bio} + 4.33\,Q(NO_X) \qquad (2-17)$$

R_0 = کل اکسیژن مورد نیاز، g/d

$P_{x.bio}$ = جرم سلولی برحسب VSS دفعی، g/d (بخش های A ، B و C در رابطه ۱۵-۲)

سایر پارامترها قبلاً تعریف شده است.

همانطور که در رابطه ۱۷-۲ نشان داده شد، NO_X حجم TKN اکسید شده به نیترات است. موازنه جرمی نیتروژن در یک سیستم که برای محاسبه TKN ورودی، نیتروژن حذف شده در سنتز جرم سلولی و نیتروژن خروجی اکسید نشده است، برای تعیین NO_X انجام می شود. در غیر این صورت، مطالعه مشخصات دقیق فاضلاب برای تعین نیتروژن محلول و ذره ای غیر قابل تجزیه بیولوژیکی (nbsON و nbpON) باید انجام گیرد، این ترکیبات صرفنظر شده است. نادیده گرفتن این پارامترها باعث می شود که غلظت NO_X (حدود ۱۵-۵ درصد) نسبتاً بیشتری در نظر گرفته شود و حجم اکسیژن مورد نیاز بیشتری از رابطه ۱۷-۲ برآورد شود. موازنه جرمی نیتروژن بر اساس مصرف ۰/۱۲ گرم نیتروژن بازای هر گرم جرم سلولی($C_5H_7O_2N$ جرم سلولی) بصورت زیر است:

نیتروژن بافت سلولی - نیتروژن پساب خروجی - نیتروژن پساب ورودی = نیتروژن اکسید شده

$$Q(NO_X) = Q(TKN_0) - QN_e - 0.12P_{X.bio}$$

$$NO_X = TKN - N_e - 0.12\,P_{x.bio}/Q \qquad (2-18)$$

NO_X = نیتروژن اکسید شده، mg/l

TKN_0 = غلظت TKN ورودی، mg/l

N_e = غلظت آمونیاک خروجی، mg/l

سایر پارامترها قبلاً تعریف شده است.

رابطه ۱۸-۲ را می توان برای بدست آوردن غلظتNO_X استفاده کرد که با تخمین غلظت آمونیاک طرح فرآیند نیتریفیکاسیون انجام می شود.

نیازمندیهای مواد مغذی

برای عملکرد مناسب یک سیستم بیولوژیکی، باید مواد مغذی به مقدار کافی در دسترس باشد. مواد مغذی اصلی شامل نیتروژن و فسفر است. با استفاده از فرمول $C_5H_7O_2N$ برای ترکیب جرم سلولی، تقریباً ۱۲/۴ درصد وزنی، نیتروژن مورد نیاز می باشد. میزان فسفر مورد نیاز معمولاً یک پنجم مقدار نیتروژن مصرف شده است. این مقادیر متداول می باشد و مقدار ثابت نیست؛ زیرا نشان داده شده است که درصد توزیع نیتروژن و فسفر در بافت سلولی با SRT و شرایط محیطی سیستم متفاوت می باشد. حجم مواد مغذی مورد نیاز را می توان بر اساس سرعت تولید جرم سلولی بصورت روزانه تخمین زد (بخش های A ، B و C در رابطه ۱۵-۲). باید توجه کرد که هرگاه غلظت نیتروژن و فسفر به ۰/۱-۰/۳ کاهش یابد، محدودیت مواد مغذی در سیستم اتفاق می افتد. بعنوان یک قانون کلی برای مقادیر SRT بزرگتر از ۷ روز، تقریباً ۵ گرم نیتروژن و ۱ گرم فسفر به ازای هر ۱۰۰ گرم BOD مورد نیاز می باشد تا مواد مغذی اضافی فراهم شود.

سایر نیازمندیهای مواد شیمیایی : علاوه بر نیاز به مواد مغذی، قلیائیت یک نیاز شیمیایی مهم برای نیتریفیکاسیون است. حجم قلیائیت مورد نیاز برای نیتریفیکاسیون که تحت تأثیر رشد سلولی است، تقریباً ۷/۰۷ گرم $CaCO_3$ بازای هر گرم نیتروژن آمونیاکی می باشد. علاوه بر قلیائیت مورد نیاز برای نیترفیکاسیون باید مقداری قلیائیت اضافی برای نکهداری pH در محدوده ۷/۴-۶/۸ فراهم شود. معمولاً حجم قلیائیت اضافی مورد نیاز برای نگهداری pH در محدوده خنثی (مانند pH=۷) بین ۷۰-۸۰ mg/l برحسب $CaCO_3$ می باشد.

مشخصات ته نشینی مایع مخلوط : ویژگیهای ته نشینی جامدات مایع مخلوط باید هنگام طراحی زلال ساز ثانویه برای جداسازی جامدات از مایع مورد توجه قرار گیرد. طراحی زلال ساز باید زلال سازی مناسب پساب خروجی و تغلیظ جامدات فرآیند لجن فعال را فراهم نماید. در طراحی تأسیساتی که مشخصات لجن معلوم نیست، اطلاعات حاصل از سایر تأسیسات باید در نظر گرفته شود یا تجربه طراح در فرآیندهای رشد معلق مشابه بکار برده شود.

آزمایشاتی برای ارزیابی مشخصات تغلیظ یا ته نشینی لجن(همانطور که در ادامه بحث شده است) قابل استفاده است و تکنیک هایی برای کاربرد این مشخصات اصلی طراحی زلال ساز توسعه پیدا کرده است.

دو روش اصلی که معمولاً برای اندازه گیری مشخصات ته نشینی لجن فعال استفاده شده است شامل اندیکس حجمی لجن (SVI) و سرعت ته نشینی ناحیه ای می باشد (WEF,۱۹۹۸). SVI حجم یک گرم لجن بعد از ۳۰ دقیقه ته نشینی است. SVI بوسیله قرار دادن یک نمونه مایع مخلوط در

استوانه ۲-۱ لیتری و اندازه گیری حجم ته نشینی بعد از ۳۰ دقیقه و غلظت متناسب MLSS نمونه می باشد. مقدار تئوری با استفاده از رابطه زیر محاسبه می شود:

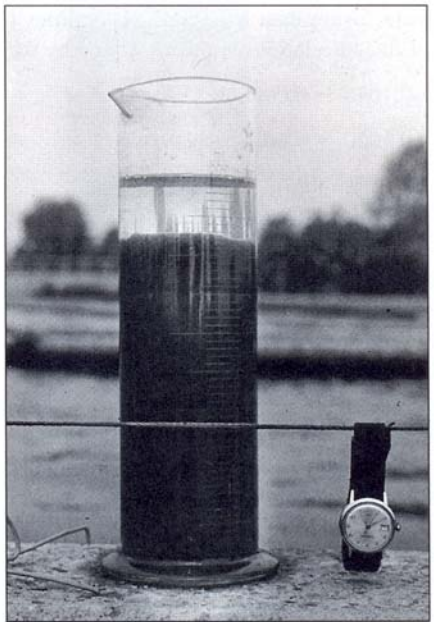
SVI = (ml/l ، حجم لجن ته نشین شده)(10^3mg/g)/ mg/l ، جامدات معلق= mL/g

برای مثال یک نمونه مایع مخلوط با غلظت TSS برابر ۳۰۰۰ mg/l که در حجم ۳۰۰ میلی لیتر بعد از ۳۰ دقیقه در یک سیلندر ۱ لیتری ته نشین می شود، دارای SVI برابر ۱۰۰ml/g می باشد. مقدار ۱۰۰ml/g بعنوان یک لجن با ته نشینی خوب است (مقادیر SVI کمتر از ۱۰۰ مطلوب می باشد) مقادیر SVI بالاتر از ۱۵۰ معمولاً نشانه رشد باکتریهای رشته ای می باشد (پارکر و همکاران، ۲۰۰۱). بدلیل تجربی بودن آزمایش SVI، اشتباهات زیادی دارد. برای مثال اگر لجن با غلظت mg/l ۱۰۰۰۰ بعد از ۳۰ دقیقه بطور کامل ته نشین نشود مقدار SVI برابر ۱۰۰ خواهد بود. به منظور اجتناب از نتایج اشتباه و مقایسه معنی دار نتایج SVI برای لجن های مختلف، آزمایش SVI رقیق شده (DSVI) مورد استفاده است(جنکین و همکاران، ۱۹۹۳). در آزمایش «جنیکن» نمونه لجن با پساب خروجی فرآیند رقیق می شود تا حجم ته نشینی بعد از ۳۰ دقیقه به ۲۵۰mL/l یا کمتر برسد. بعد از آن آزمایش استاندارد با این نمونه ادامه می یابد.

اکثر آزمایشات SVI طرحهای تصفیه فاضلاب در یک ظرف ته نشینی ۲ لیتری انجام می شود که قطر بزرگتری از سلیندر درجه بندی شده ۱-۲ لیتری دارد (شکل ۸-۲ را ببینید). به منظور حذف اثرات چاله ای[1] در سیلندر با قطر کوچک ، استفاده از تجهیزات اختلاط با سرعت کم انجام می شود (والبرگ و کینات، ۱۹۹۸). هنگامیکه از تجهیزات اختلاط استفاده می شود، آزمایش SVI مخلوط نامیده می شود (استاندارد متد، WEF,1998 را مشاهده کنید). آزمایش SVI مخلوط در اروپا بصورت دوره ای استفاده می شود.

شکل ۸-۲ آزمایش میدانی برای تعیین اندیکس حجمی لجن (SVI)

[1] .well effects



طراحی زلال ساز ثانویه با سرعت ته نشینی ناحیه ای مورد انتظار (ZSV)[1] نیز مرتبط است. ZSV را می توان در حین آزمایشات SVI مشاهده نمود یا در سیلندرهای بلندترتر و بزرگتر اندازه گیری کـرد. ZSV سرعت ته نشینی بین سطح لجن/مایع در شروع آزمایش قابلیت ته نشنی لجن (V_i) می باشـد و روش آن در استاندارد متد توضیح داده شده است (WEF,۱۹۹۸). سرعت سرریز سطحی بر اسـاس سرعت ته نشینی ناحیه ای با استفاده از رابطه زیر تعیین شده است:

$$OR = \frac{(V_i)(24)}{SF} \qquad (2-20)$$

OR = سرعت سررریز شدن سطحی، $m^3/m^2.d$

V_i = سرعت ته نشینی سطح میانی، m/h

۲۴ = ضریب تبدیل m/h به m/d

SF = ضریب اطمینان معمولاً ۲/۵-۱/۷۵

مزیت این روش در این است که مقدار ZSV را می توان برای محاسبه اثر غلظت های MLSS بالاتر انتخاب نمود. در غلظت های بالاتر MLSS ، مقدار V_i کاهش و در نتیجه مـساحت سـطح زلال سـاز افزایش می یابد. مقدار V_i را می توان با استفاده از رابطه زیر برآورد کرد:

$$V_i = V_{\max} \exp(-K \times 10^{-6}) X \qquad (2-21)$$

V_i = سرعت ته نشینی سطح میانی، m/h

V_{max} = سرعت ته نشینی ماکزیمم سطح میانی معمولاً 7m/h

K = ضریب ثابت که معمولاً برای یک مایع مخلوط لجن فعال با SVI =150 ، برابر ۶۰۰ L/mg می باشد.

X = غلظت MLSS متوسط ، mg/l

[1] .zone settling velocity

رابطه های بین V_i و غلظت MLSS با SVI بعنوان یک پارامتر اضافی با استفاده از اطلاعات حاصل از تأسیسات مختلف گسترش یافته است (دایگر، ۱۹۹۵؛ والبرگ ،۱۹۹۵). نتایج این ارتباط بوسیله معادله های زیر خلاصه شده است:

$$\ln(V_i) = 1.871 - (0.1646 + 0.001586SVI)X_T \qquad (2-22)$$

$$\ln(V_i) = 2.028 - (0.1030 + 0.0025555DSVI)X_T \qquad (2-23)$$

DSVI = SVI رقیق شده، mL/g

X_T = غلظت MLSS ، g/L

زلال ساز ثانویه: چند روش در طراحی تأسیسات زلال ساز ثانویه مورد استفاده است. روشی که بیشتر بطور معمول استفاده می شود، بر اساس پارامتر سرعت سرریز سطحی و سرعت بارگذاری جامدات می باشد. چون بهره برداری در حالت ثابت بدلیل نوسانات جریان فاضلاب به ندرت اتفاق می افتد، بنابراین میزان لجن فعال برگشتی و غلظتهای MLSS باید در حالتهای پیک جریان محاسبه شود و استفاده از ضرایب اطمینان از جمله پارامترهای مهم طراحی(رابطه ۲۰-۲) می باشد. سرعتهای متداول سرریز سطحی در جدول ۷-۲ داده شده است. سرعتهای سرریز بر اساس دبی فاضلاب بجای میزان جریان مایع مخلوط است؛ زیرا سرعت سرریز معادل سرعت جریان رو به بالا می باشد. جریان لجن برگشتی در ته تانک جمع می شود و در میزان سرعت رو به بالا موثر نیست. انتخاب سرعت سرریز سطحی تحت تأثیر نیازمندیهای مورد نظر پساب خروجی است و به فراهم کردن عملکرد ثابت فرآیند نیاز دارد.

جدول۷-۲ نمونه اطلاعات طراحی برای زلال سازهای ثانویه در فرآیند لجن فعال [الف]

نوع تصفیه	سرعت سرریز				بارگذاری جامدات				عمق ، متر[ب]
	$gal/ft^2.d$		$m^3/m^2.d$		$Lb/ft^2.h$		$Kg/m^2.h$		
	نمونه	پیک	نمونه	پیک	نمونه	پیک	نمونه	پیک	
ته نشینی بعد از هوادهی لجن فعال (بـه غیـر از هوادهی گسترده)	۴۰۰-۷۰۰	۱۰۰۰-۱۶۰۰	۱۶-۲۸	۴۰-۶۴	۰/۸-۱/۲	۱/۶	۴-۶	۸	۳/۵-۶
انتخاب کننده ، حذف بیولوژیکی مواد مغذی	۴۰۰-۷۰۰	۱۰۰۰-۱۶۰۰	۱۶-۲۸	۴۰-۶۴	۱-۱/۵	۱/۸	۵-۸	۹	۳/۵-۶
ته نشینی بعد از لجن فعال با اکسیژن	۴۰۰-۷۰۰	۱۰۰۰-۱۶۰۰	۱۶-۲۸	۴۰-۶۴	۱-۱/۴	۱/۸	۵-۷	۹	۳/۵-۶
ته نشینی بعد از هوادهی گسترده	۲۰۰-۴۰۰	۶۰۰-۸۰۰	۸-۱۶	۲۴-۳۲	۰/۲-۱	۱/۴	۱-۵	۷	۳/۵-۶
ته نشینی برای حذف فسفر :									۳/۵-۶
غلظت پساب خروجی ، mg/L									
P=۲	۶۰۰-۸۰۰		۲۴-۳۲						
P=۱[ج]	۴۰۰-۶۰۰		۱۶-۲۴						
P=۰/۲-۰/۵[د]	۳۰۰-۵۰۰		۱۲-۲۰						

الف: (کانگ، ۱۹۸۷ و WEF, ۱۹۹۸)

ب : m×3.2808=ft

ج : اضافه کردن دوره ای مواد شیمیایی مورد نیاز است .

د : اضافه کردن پیوسته مواد شیمیایی یرای زلال کردن پساب خروجی مورد نیاز می باشد .

توجه : جریان پیک برای یک پیک قابل تحمل دو ساعت می باشد .

سرعت بارگذاری جامدات در تانک ته نشینی لجن فعال با تقسیم کل جامدات بر مساحت سطح تانک محاسبه می شود .

$$\text{SLR}\ SLR = \frac{(Q+QR)(X)}{A} \qquad (2-24)$$

= سرعت بارگذاری جامدات

Q = دبی جریان ورودی ، m^3/d

Q_R = دبی لجن فعال برگشتی، m^3/d

X = غلظت MLSS، mg/l

A = سطح مقطع عرضی زلال ساز، m^2

واحدهایی که بطور معمول برای SLR مورد استفاده است، کیلوگرم به متر مربع به ساعت (kg/m2.h) می باشد [پوند به فوت مربع به ساعت ($lb/ft^2.h$)]. اگر دوره زمانی میزان جریان پیک کوتاه باشد، مقادیر متوسط ۲۴ ساعته تعیین می شود و اگر دوره پیک طولانی باشد، مقادیر پیک باید در نظر گرفته شود تا از خروج جامدات در تانک جلوگیری به عمل آید. در واقع ، سرعت بارگذاری جامدات ، بیانگر مقدار مشخصی از سوسپانسیون مورد توجه است . در یک تانک ته نشینی با مساحت سطح ثابت، اگر میزان بارگذاری جامدات بدون مقدار مشخصی از سوسپانسیون افزایش یابد، کیفیت پساب خروجی کاهش می یابد. مقادیر بارگذاری جامدات که بطور معمول برای طراحی سیستم های بیولوژیکی بکار می رود در جدول ۷-۲ داده شده است. بدون تحقیقات تجربی گسترده برای پوشش همه فصول و تغییرات بهره برداری، سرعتهای بالاتر نباید در طراحی استفاده شود.

در حالیکه سرعت سرریز سطحی، پارامتر طراحی زلال ساز از قدیم مرسوم بوده است، سرعت بارگذاری جامدات توسط برخی از افراد بعنوان پارامتر محدودکننده ای که بر غلظت پساب خروجی تأثیر می گذارد، مورد توجه قرار گرفته است. پارکر و همکاران(۲۰۰۱) نشان دادند که با طراحی هیدرولیکی مناسب و کنترل جامدات در تانک ته نشینی، سرعت سرریز دارای تاثیر کم و یا بدون اثر بر کیفیت پساب خروجی در محدوده وسیعی از سرعتهای سرریز است و طراحی را می توان بر اساس سرعت بارگذاری جامدات انجام داد. والبرگ (۱۹۹۵) کارهای پارکر را تأیید کرد و بر اساس ارزیابی فعالیت زلال ساز ثانویه در تعدادی از تأسیسات، هیچگونه اثر ناشی از سرعت سرریز سطحی بالاتر از ۳/۴ m/h را پیدا نکرد. اطلاعات اضافی برای طراحی فیزیکی تجهیزات جداسازی جامدات در قسمت ۷-۲ داده شده است.

استفاده از انتخاب کننده ها : بدلیل اینکه جداسازی جامدات مهمترین بخش تصفیه بیولوژیکی فاضلاب است، اغلب یک انتخاب کننده بیولوژیکی (یک تانک تماس کوچک) در طراحی ضمیمه می شود تا رشد ارگانیسم هایی را که دارای ته نشینی خوبی نیستند، محدود کند. انتخاب کننده ها بطور طبیعی ، به فرآیندهای توصیف شده حذف فسفر و نیتروژن الحاق می شود. برای حذف BOD تنها یا حذف BOD به همراه نیتریفیکاسیون ، طرح مناسب انتخاب کننده را می توان قبل از تانک هوادهی

لجن فعال اضافه کرد . طراحی و مفاهیم طراحی انتخاب کننده ها در انتهای این قسمت بحث شده است.

مشخصات پساب خروجی : پارامترهای مهم مورد توجه که کیفیت پساب خروجی فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی را تعیین می کند؛ شامل ترکیبات آلی، جامدات معلق و مواد مغذی است که بوسیله چهار عامل زیر مشخص می گردد:

۱- مواد آلی قابل تجزیه بیولوژیکی محلول

الف) مواد آلی رهاشده از تصفیه بیولوژیکی

ب) مواد آلی تشکیل شده بعنوان محصولات میانی در تجزیه بیولوژیکی لجن

ج) ترکیبات سلولی (ناشی از مرگ سلولی یا لیز شدن)

۲- مود آلی معلق

الف) جرم سلولی تولیدی در حین تصفیه که در تانک ته نشینی نهایی رها شده است

ب) جامدات آلی کلوئیدی در ورودی طرح که در تصفیه و جداسازی رها شده است

۳- نیتروژن و فسفر

الف) ترکیبات موجود در جرم سلولی در جامدات معلق پساب خروجی

ب) نیتروژن محلول برحسب نیتروژن آمونیاکی ، نیتراته ، نیتریت و ازت آلی

ج) اورتوفسفاتهای محلول

۳- مواد آلی غیر قابل تجزیه بیولوژیکی

الف) بطور اولیه در پساب ورودی وجود دارند .

ب) محصولات جانبی ناشی از تجزیه بیولوژیکی

در یک فرآیند لجن فعال با بهره برداری خوب برای تصفیه فاضلاب شهری با زمان ماند جامدات بیشتر از ۴ روز ، BOD کربناته محلول یک نمونه فیلتر شده معمولاً کمتر از ۳ mg/l می باشد. هر چند استفاده از رابطه ۴۰-۷ ممکن است باعث پیش بینی غلظت BOD محلول کمتر از 1mg/l شود؛ اما اندازه گیری BOD محلول بطور عملی، مقدار ۴-۲ mg/l را نشان می دهد. با طراحی مناسب زلال ساز ثانویه و لجن با ته نشینی خوب، جامدات معلق خروجی بین ۱۵-۵ mg/l است. با فرض BOD محلول برابر ۳ mg/l ، نسبت VSS/TSS =۰/۸۵ و TSS خروجی ۱۰mg/l، غلظت BOD نهایی پساب خروجی بصورت زیر تعیین می شود:

$$BOD_e = sBOD + \left(\frac{1\,g\,BOD}{1.42\,g\,VSS}\right)\left(\frac{0.85\,g\,VSS}{g\,TSS}\right)(TSS, mg/l) \qquad (2-25)$$

$$BOD_e = 3\,mg/l + (0.70)(0.85)(10\,mg/l) = 8.6\,mg/l$$

کنترل فرآیند

برای نگهداری سطوح بالای عملکرد تصفیه در فرآیند لجن فعال که با محدوده وسیعی از شرایط بهره برداری می باشد، باید به کنترل فرآیند توجه ویژه شود. روشهای کلی برای کنترل فرآیند عبارتند از: ۱) نگهداری سطوح اکسیژن محلول در تانکهای هوادهی ۲) تنظیم حجم لجن فعال برگشتی (RAS) ۳) کنترل لجن فعال دفعی(WAS). SRT پارامتری است که معمولاً برای کنترل لجن فعال استفاده می شود. غلظت جامدات معلق مایع مخلوط (MLSS) نیز ممکن است بعنوان پارامترهای کنترلی استفاده شود. لجن فعال برگشتی در نگهداری غلظت MLSS و کنترل سطح لایه لجن در زلال ساز ثانویه مهم است. جریان لجن فعال دفعی از خط برگشتی معمولاً برای نگهداری SRT مطلوب در نظر گرفته می شود. سرعت جذب اکسیژن (OUR) نیز ، بعنوان وسیله ای برای پایش و کنترل فرآیند لجن فعال اندازه گیری می شود. مشاهدات میکروسکوپی دائمی برای پایش مشخصات میکروبی و تعیین تغییراتی که ممکن است اثر منفی بر ته نشینی لجن و عملکرد فرآیند داشته باشد، اهمیت دارد.

کنترل اکسیژن محول: به لحاظ تئوری، حجم اکسیژنی که باید به تانکهای هوادهی انتقال داده شود، برابر حجم اکسیژن مورد نیاز میکروارگانیسم ها در فرآیند لجن فعال می باشد که مواد آلی را اکسید می کنند. در عمل، بازده انتقال اکسیژن بصورت گاز به داخل مایع، نسبتاً پایین است؛ بطوریکه تنها حجم کمی از اکسیژن تهیه شده توسط میکروارگانیسم ها استفاده می شود. هنگامیکه اکسیژن، رشد میکروارگانیسم ها را محدود می کند، ممکن است میکروارگانیسم های رشته ای غالب شوند و قابلیت ته نشینی و کیفیت لجن فعال کاهش یابد. بطور معمول، غلظت اکسیژن محلول در تانک هوادهی باید بین ۲-۱/۵ mg/l در تمام نواحی تانک هوادهی نگهداری شود. غلظت های بالاتر اکسیژن محلول (>۲mg/l) ممکن است در راکتورهای با بار BOD زیاد، سرعت نیتریفیکاسیون را افزایش دهد. مقادیر بالاتر از ۴mg/l ، بهره برداری را خیلی بهبود نمی دهد؛ اما هزینه های هوادهی بطور زیادی افزایش می یابد.

کنترل لجن فعال برگشتی: هدف از برگشت لجن فعال، نگهداری غلظت مناسب لجن فعال در تانک هوادهی است؛ بطوریکه مقدار تصفیه مورد نیاز در فاصله زمانی تعیین شده ایجاد شود. برگشت لجن فعال از زلال ساز نهایی به ورودی تانک هوادهی، امری ضروری در فرآیند می باشد. ظرفیت کافی پمپاژ لجن برگشتی باید فراهم شود و برای جلوگیری از رفتن جامدات لجن به پساب خروجی اهمیت دارد. جامدات ، یک لایه لجن در کف زلال ساز تشکیل می دهند که در عمق با تغییر جریان و بارگذاری جامدات به زلال ساز، متفاوت است. در جریانهای حداکثر لحظه ای، زمان کمی برای تغلیظ لجن در دسترس است و در نتیجه ضخامت بستر لجن زیاد می شود. ظرفیت کافی پمپاژ لجن برگشتی همراه با عمق مناسب زلال ساز (۵/۵-۳/۷ متر)مورد نیاز است تا سطح بستر لجن در پایین سرریز خروجی حفظ شود. سرعتهای پمپاژ لجن برگشتی ۵۰-۷۵ درصد دبی متوسط طراحی فاضلاب، متداول می باشد و ظرفیت متوسط طراحی معمولاً ۱۵۰-۱۰۰ درصد دبی متوسط طراحی است.

غلظت لجن برگشتی از زلال سازهای ثانویه معمولاً mg/l ۴۰۰۰ تا ۱۲۰۰۰ می باشد (WEF, ۱۹۹۸). چند روش برای محاسبه دبی مطلوب لجن برگشتی مورد استفاده است. استراتژی های معمول کنترل برای تعیین دبی لجن برگشتی بر اساس نگهداری مقدار مورد نیاز MLSS در تانکهای هوادهی یا عمق لایه لجن داده شده در زلال ساز نهایی می باشد. متداول ترین روشهای مورد استفاده برای تعیین لجن برگشتی عبارتند از: ۱) قابلیت ته نشینی ۲) کنترل سطح لایه لجن ۳) موازنه جرمی زلال ساز ثانویه و ۴) موازنه جرمی تانک هوادهی

قابلیت ته نشینی: با استفاده از آزمایش قابلیت ته نشینی، سرعت پمپاژ لجن برگشتی تعیین می شود؛ بطوریکه دبی جریان برابر با نسبت درصد حجم اشغال شده توسط جامدات ته نشینی خروجی از تانک هوادهی به حجم مایع زلال ساز (سوپرناتانت) بعد از ۳۰ دقیقه ته نشینی در استوانه مدرج ۱۰۰۰ میلی لیتری است. این نسبت نباید کمتر از ۱۵ درصد در هر زمانی باشد. برای مثال اگر جامدات قابل ته نشینی بعد از ۳۰ دقیقه ، ۲۷۵ میلی لیتر حجم داشته باشد، درصد حجمی حدود ۳۸ درصد [(275ml/725ml)×100] می شود. اگر جریان طرح $۲m^3/s$ باشد، سرعت لجن برگشتی باید $۰/۳۸ \times ۲m^3/s = ۰/۷۶\ m^3/s$ باشد.

آزمایش دیگر قابلیت ته نشینی که اغلب برای کنترل سرعت پمپاژ لجن برگشتی استفاده شده است، براساس اندیکس حجمی لجن (SVI) می باشد. اگر SVI مشخص باشد، درصد لجن برگشتی بصورت نسبت برگشت مجدد (Q_r/Q) مورد نیاز برای نگهداری درصد مشخص جامدات مایع مخلوط در تانک هوادهی عبارت است از:

$$Q_r = 100/[(100/P_W SVI)-1] \qquad (2-26)$$

Q_r = میزان جریان لجن فعال برگشتی، درصد میزان جریان ورودی

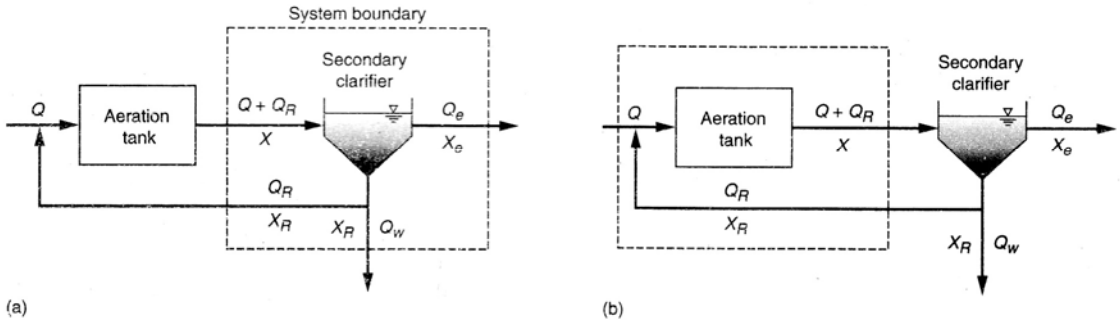
P_W = MLSS بصورت درصد

SVI = در رابطه ۱۹-۲ تعریف شده است

برای مثال، برای نگهداری غلظت جامدات مایع مخلوط۰/۳ درصد (۳۰۰۰mg/l)، هنگامیکه اندیکس حجمی لجن ۱۰۰ باشد، درصد لجنی که باید برگشت داده شود برابر[۱-(۱۰۰×۰/۳/۱۰۰)]۱۰۰ یا ۴۳ درصد است.

سطح لایه لجن: در روش کنترل سطح لایه لجن، میزان بهینه لایه لجن در زلال ساز ایجاد می شود. سطح بهینه با تجربه حاصل می شود و تعادل بین عمق ته نشینی و ذخیره لجن می باشد. عمق بهینه بستر لجن معمولاً بین ۰/۳-۰/۹ متر (۳-۱ فوت) است. روش کنترل بستر لجن به دلیل نوسانهای تولید لجن و جریان روزانه و تغییر مشخصات ته نشینی لجن نیاز به توجه ویژه بهره بردار دارد. چندین روش برای تعیین سطح بستر لجن قابل استفاده است که شامل نمونه های برداشتی با استفاده از پمپ های حبابی (هوا)، لوله های جریان ثقلی، پمپهای نمونه برداری دستی، نمونه برداریهای یا استفاده از دتکتورهای سطح لجن- مایع است.

شکل ۹-۲ تعریف کلی موازنه جرمی جامدات معلق برای کنترل لجن برگشتی: الف) موازنه جرمی زلال ساز ثانویـه ب) موازنه جرمی تانک هوادهی



آنالیز موازنه جرمی: سرعت پمپاژ لجن برگشتی ممکن است از طریق موازنه جرمی در محدوده تانک ته نشینی یا تانک هوادهی نیز تعیین شود. محدوده های مناسب برای آنالیز موازنه جرمی هر دو حالت در شکل ۹-۲ بیان شده است. با فرض اینکه سطح بستر لجن در تانک ته نشینی ثابت است و جامدات خروجی از تانک ته نشینی قابل صرفنظر باشد، موازنه جرمی در محدوده تانک تـه نـشینی نـشان داده شده در شکل الف۹-۲ بصورت زیر است:

مجموع = جریان ورودی - جریان خروجی

$$0 = X(Q+Q_R) - Q_R X_R - Q_W X_R - Q_e X_e \qquad (2-27)$$

X = جامدات معلق مایع مخلوط، mg/l

Q = دبی ورودی ثانویه، m^3/s

Q_R = دبی لجن برگشتی، m^3/s

X_R = جامدات معلق لجن فعال برگشتی، mg/l

Q_W = دبی لجن فعال دفعی، m^3/s

Q_e = دبی پساب خروجی، m^3/s

X_e = جامدات معلق خروجی، mg/l

با فرض اینکه X_e نادیده گرفته شود و $Q_W X_R$ مرتبط با SRT باشد (رابطه ۳۵-۱)، Q_R با حل رابطه ۲۷-۲ بدست می آید:

$$Q_R = \frac{[XQ - (XV/SRT)]}{X_R - X} \qquad (2-28)$$

بنابراین نسبت برگشت ($Q_R/Q = R$) برابر است با:

$$R = \frac{1-(t/SRT)}{(X_R/X)-1} \qquad (2-29)$$

سرعت پمپاژ RAS مورد نیاز را می توان با انجام موازنه جرمی در محدوده تانک هوادهی برآورد کـرد (شکل ۹b-۲ را ببینید). اگر رشد سلولی جدید قابل صرفنظر کردن باشـد، جامـدات ورودی بـه تانـک هوادهی معادل جامدات خروجی از تانک است. تحت شرایطی ماننـد بارگـذاری آلـی بـالا، ایـن فـرض ممکن است غلط باشد. جامدات از طریق لجن برگشتی و پساب ورودی فرآیند ثانویه به تانک هوادهی

وارد می شود؛ اما اگر جامدات ورودی در مقایسه با MLSS صرفنظر شود، موازنه جرمی تانک هوادهی مطابق رابطه زیر می شود:

مجموع = جریان ورودی - جریان خروجی

$$0 = X_R Q_R - X(Q + Q_R) \qquad (2-30)$$

با حل کردن نسبت لجن فعال برگشتی R، رابطه زیر بدست می آید:

$$QR/Q = R = \frac{X}{XR - X} \qquad (2-31)$$

دفع لجن: به منظور نگهداری SRT مورد نظر باید لجن فعال اضافی تولیدی بصورت روزانه دفع شود. معمول ترین روش، دفع لجن از خط برگشت لجن می باشد؛ زیرا RAS بیشتر تغلیظ شده است و نیاز به پمپاژ حجم کمتری از لجن می باشد. لجن دفعی را برای تغلیظ می توان به تانکهای ته نشینی اولیه یا به سایر تأسیسات تغلیظ سازی لجن تخلیه کرد . یک روش دفع که بعضی مواقع استفاده می‌شود ، برداشت مستقیم مایع مخلوط از تانک هوادهی یا لوله خروجی تانک هوادهی است که در آن جامدات بصورت یکنواخت می باشد. مایع مخلوط اضافی را می توان به تانک تغلیظ لجن تخلیه نمود و یا به تانک ته نشینی اولیه فرستاد تا با لجن اولیه تصفیه نشده مخلوط و ته نشین شود. حجم واقعی مایعی که باید برای کنترل فرآیند پمپاژ شود، به روش مورد استفاده و محلی که از آنجا دفع می شود، بستگی دارد. همچنین بدلیل اینکه تمام جامدات در پردازش لجن ، ۱۰۰درصد گرفته نمی شود و مقداری از جامدات برگشت داده می شود، سرعت واقعی دفع لجن بیشتر از میزان تئوری تعیین شده می شود. برای مثال، اگر SRT برای کنترل فرآیند مورد استفاده قرار گیرد و دفع لجن از خط برگشت لجن انجام گیرد، میزان دفع لجن را می توان با اصلاح پارامترهای رابطه ۳۲-۱ محاسبه کرد (جدول ۵-۲ را ببینید).

$$SRT = \frac{VX}{(Q_W X_R + Q_e X_e)} \qquad (2-32)$$

V = حجم راکتور، m^3

X= غلظت لجن تانک هوادهی، mg/l

Q_W = دبی لجن دفعی از خط برگشتی لجن، m^3/d

X_R = غلظت لجن در خط برگشت لجن، mg/l

Q_e = دبی پساب خروجی از زلال ساز ثانویه، m^3/d

X_e = غلظت TSS خروجی، mg/l

با فرض اینکه غلظت جامدات خروجی از تانک ته نشینی کم است، بنابراین رابطه ۳۲-۲ خلاصه می شود:

$$SRT \approx \frac{VX}{Q_W X_R} \qquad (2-33)$$

و

$$Q_W \approx \frac{VX}{(X_R)SRT} \qquad (2-34)$$

برای تعیین دبی لجن دفعی با استفاده از رابطه ۳۴-۲ ، غلظت جامدات در تانک هوادهی و خط برگشت لجن باید اندازه گیری شود. اگر دفع لجن از تانک هوادهی انجام شود و جامدات موجود در پساب خروجی ته نشین شده، نادیده گرفته شود، سرعت پمپاژ را می توان با استفاده از رابطه زیر برآورد کرد:

$$SRT = \frac{V}{Q_W} \qquad (2-35)$$

یا

$$QW = \frac{V}{SRT} \qquad (2-36)$$

Q_W = دبی لجن دفعی از تانک هوادهی، m^3/d

بنابراین، فرآیند ممکن است بوسیله دفع روزانه مقداری از جریان کنترل شود که معادل حجم تانک هوادهی تقسیم بر SRT است.

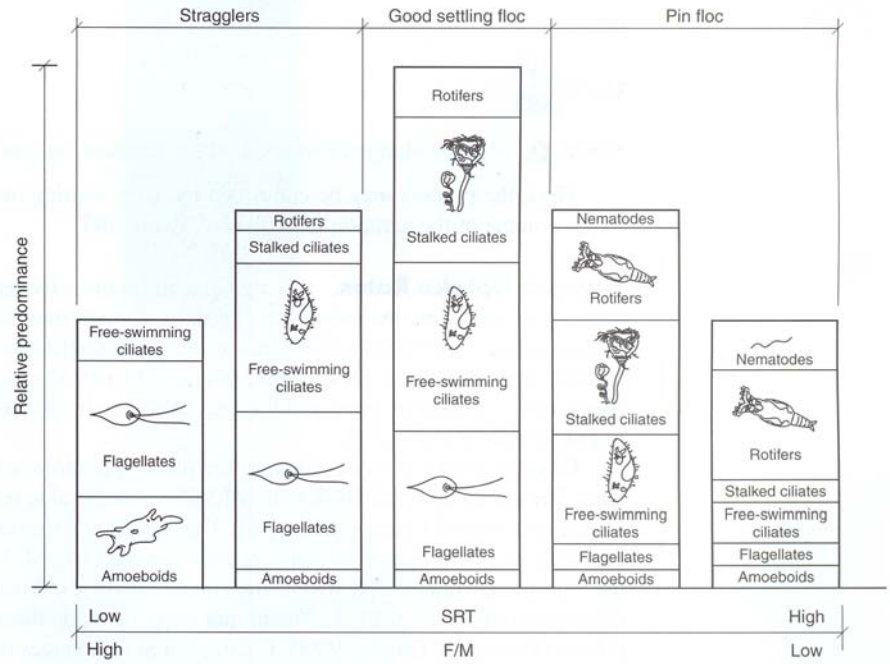
سرعتهای جذب اکسیژن: میکروارگانیسم ها در فرآیند لجن فعال، اکسیژن را همزمان با مصرف سوبسترا استفاده می کنند. سرعتی که آنها اکسیژن را مصرف می کنند، بعنوان سرعت جذب اکسیژن (OUR) شناخته شده است و ابزاری برای فعالیت بیولوژیکی و بارگذاری در تانک هوادهی است. مقادیرOUR با استفاده از یکسری اندازه گیریهای اکسیژن محلول در یک دوره زمانی بدست می آید و معمولاً نتایج اندازه گیری شده بصورت $mg\ O_2/L.min$ یا $mg\ O_2/L.h$ گزارش می شود.
جذب اکسیژن هنگامیکه با اطلاعات مربوط به VSS همراه شود، برای بهره برداری طرح ارزش بیشتری دارد. با ترکیب کردن OUR با MLVSS پارامتری تحت عنوان سرعت جذب ویژه اکسیژن (SOUR)[1] یا سرعت تنفس بدست می آید. SOUR مقداری از حجم اکسیژن مصرفی توسط میکروارگانیسم ها است و برحسب $mg\ O_2/g\ MLVSS.h$ گزارش می شود. ثابت شده است که SOUR مایع مخلوط با COD پساب نهایی رابطه دارد که بوسیله آن می توان کیفیت نهایی پساب خروجی را در شرایط بارگذاری موقت، پیش بینی کرد (هانگ و چنگ، ۱۹۸۴). تغییر در مقادیر SOUR ممکن است برای ارزیابی حضور مواد سمی یا بازدارنده در فاضلاب ورودی نیز، استفاده شود.

مشاهدات میکروسکوپی: مشاهدات میکروسکوپی بصورت دوره ای ، اطلاعات پایشی با ارزشی راجع به وضعیت جمعیت میکروبی در فرآیند لجن فعال فراهم می کند. اطلاعات ویژه جمع آوری شده شامل تغییر در اندازه و دانسیته فلاک، حالتهای رشد ارگانیسم رشته ای در فلاک، حضور باکتری

[1] .specific oxygen uptake rate

نوکاردیا و نوع و فراوانی شکل های تکمیل یافته تر مانند پروتوزوئرها و روتیفر می باشد. تغییر در این مشخصات می تواند بیانگر تغییر در ویژگیهای فاضلاب یا ایجاد مشکلات بهره برداری باشد. نمونه تغییرات فراوانی میکروارگانیسم ها در مقایسه با نسبت F/M وSRT در شکل ۱۰-۲ نشان داده شده است. کاهش جمعیت پروتوزوئرها ممکن است نشانه کم بودن اکسیژن محلول، بهره برداری در SRT کمتر یا مواد بازدارنده در فاضلاب باشد. تعیین اولیه رشد ارگانیسم های رشته ای یا نوکاردیا باعث ایجاد زمان برای اعمال اصلاحی جهت کاهش مشکلات احتمالی مرتبط با رشد اضافی این ارگانیسم ها می شود. روشهایی برای تشخیص نوع خاصی از ارگانیسم های رشته ای پیگیری می شود که ممکن است به تعیین شرایط طراحی یا بهره برداری که رشد آنها را بیشتر می کند، کمک کند.

شکل ۱۰-۲ فراوانی نسبی میکروارگانیسم ها در مقایسه با نسبت غذا به میکروارگانیسم (F/M) و زمان ماند جامدات (SRT) ، (WEF,۱۹۹۶)



مشکلات بهره برداری

متداول ترین مشکلاتی که در بهره برداری فرآیند لجن فعال اتفاق می افتد عبارتند از : حجیم شدن لجن، بالا آمدن لجن و کف حاصل از نوکاردیا. به دلیل اینکه تعداد کمی از طرحها، فاقد مشکلات مذکور می باشند، بهتر است تا در مورد ویژگی و روشهای کنترل آن بحث شود.

بالکینگ لجن: در اکثر موارد، MLSS با مشخصات ته نشینی ضعیف تحت عنوان بالکینگ لجن شناخته شده است که به شرایطی در زلال ساز لجن فعال اطلاق می شود که می تواند باعث غلظت

بالای جامدات معلق در پساب خروجی و عملکرد تصفیه ضعیف فاضلاب شود. در حالت حجیم شدن لجن، فلاک MLSS فشرده نمی شود و یا به خوبی ته نشین نمی شود و ذرات فلاک به پساب خروجی زلال ساز تخلیه می شوند. در حضور لجن با ته نشینی مناسب، سطح لجن در کف زلال ساز ، کم و حدود ۳۰-۱۰ سانتیمتر است. در شرایط حجیم شدن بیش از حد لجن ، لایه لجن داخل زلال ساز نمی ماند و مقدار زیادی MLSS به داخل خروجی زلال ساز می رود که بطور بالقوه باعث تجاوز از حد استاندارد، گندزدایی نامناسب و گرفتگی صافیهای خروجی می شود. دو نوع اصلی مشکل بالکینگ لجن تشخیص داده شده است. یک نوع حجیم شدن رشته ای که در اثر رشد ارگانیسم های رشته ای و یا ارگانیسم هایی که به شکل رشته ای در شرایط نامساعد رشد می کنند و بیشترین شکل بالکینگ لجن می باشد. نوع دیگر بالکینگ، از نوع بالکینگ لزج مانند است که با حجم زیادی از بیوپلی مرهای خارج سلولی بوجود می آید و لجنی با حالت لزج و ژل مانند تولید می کند (وانر، ۱۹۹۴). بدلیل اینکه بیوپلی مرها، آبدوست هستند، لجن فعال بطور زیادی آب را در خود نگه می دارد و این شرایط تحت عنوان بالکینگ آبدار نامیده می شود. لجن حاصله دارای چگالی پایین و فشردگی ضعیف همراه با سرعت ته نشینی کم است. بالکینگ لزج مانند معمولاً در سیستم هایی پیدا می شود که مواد مغذی محدود می باشد و یا در شرایط بارگذاری خیلی زیاد با فاضلاب حاوی حجم زیادی rbCOD وجود دارد. مشکلات لجن حجیم ناشی از رشد باکتریهای رشته ای بیشتر مرسوم است. باکتری در رشد رشته ای، رشته هایی از ارگانیسمهای تک سلولی تشکیل می دهد که از انتها به یکدیگر می چسبد و رشته ها بطور معمول باعث حجیم شدن فلاک لجن می شود. این ساختار در مقایسه با فلاکهای سنگین در حالت ته نشینی خوب، باعث افزایش نسبت مساحت سطح به جرم می شود که ته نشینی ضعیف لجن را بدنبال دارد. در شکل ۱۱-۲ ، یک ته نشینی خوب با فلاکهای غیر رشته ای سنگین، با فلاک حاوی رشد رشته ای مقایسه شده است. انواع زیادی از باکتریهای رشته ای وجود دارد و تجهیزاتی برای تشخیص و طبقه بندی باکتریهای رشته ای که معمولاً در فرآیند لجن فعال پیدا می شود، گسترش پیدا نموده است (ایکلبوم، ۲۰۰۰). سیستم طبقه بندی بر اساس مرفولوژی (اندازه و شکل سلول، طول و شکل رشته ها)، رنگ آمیزی و دیواره سلولی می باشد. ارگانیسم های رشته ای معمول با شرایط بهره برداری مناسب رشد آنها در جدول ۸-۲ خلاصه شده است. بالکینگ می تواند ناشی از عوامل متعددی باشد که شامل ویژگیهای فاضلاب، محدودیت های طراحی و پیامدهای بهره برداری است. عوامل مجزای مرتبط با هر کدام از این عناوین در جدول ۹-۲ تعریف شده است. شرایط بهره برداری راکتور لجن فعال (DO پایین ، F/M پایین و بهره برداری با اختلاط کامل) بطور مشخص بر گسترش جمعیت باکتری های رشته ای تأثیرگذار می باشد. یکی از حالتهای سینتیکی ارگانیسمهای رشته ای که مرتبط با این شرایط می باشد، این است که در غلظت سوبسترای کم اعم از سوبسترای آلی ، DO یا مواد مغذی کم، حالت رقابتی وجود دارد. بنابراین در سیستم های لجن فعال اختلاط کامل با شرایط بهره برداری در بارگذاری کم یا غلظت اکسیژن محلول پایین (<۰/۵mg/l)، محیطی ایجاد می شود که برای باکتریهای رشته ای نسبت به باکتری های تشکیل دهنده فلاک مناسب تر است.

باکتریهای رشته ای مانند بگژیوتا و تیوتریکس که در فاضلابهای سپتیک یافت می شود، به ترتیب در حضور سولفید هیدروژن و سوبسترای احیاء شده رشد می کند(وانر، ۱۹۹۲). هنگامی که فاضلاب ورودی حاوی محصولات تخمیری مانند اسیدهای چرب فرار و ترکیبات احیاء شده سولفور می باشد (سولفیدها و تیوسولفات ها)، تیوتریکسها می توانند تکثیر پیدا کنند. پیش کلرزنی فاضلاب در بعضی موارد برای جلوگیری از رشد آنها انجام می گیرد. علاوه بر مشکلات بالکینگ در فرآیند لجن فعال، بگژیوتا و تیوتریکس می توانند باعث مشکلاتی در سیستم رشد چسبیده شامل صافی های چکنده و تماس دهنده های بیولوژیکی چرخان شوند.

جدول ۸-۲ ارگانیسمهای رشته ای یافت شده در لجن فعال و شرایط مرتبط با فرآیند (ایکلبوم، ۱۹۷۵)

نوع (ارگانیسم) رشته ای مشخص شده	علت رشد(ارگانیسم) رشته ای
اسفارتیلوس ناتاس ، هالسیکومنوباکتر هیدروزیسیس ، میکروتیکس پارویسلا نوع ۱۷۰۱	غلظت پایین اکسیژن محلول
میکروتریکس پارویسلا نوع۱۸۵۱، ۰۰۴۱، ۰۰۹۲و ۰۰۴۱	نسبت F/M پایین
هالسیکومنوباکتر هیدروزیسیس ، نوکاردیا ، نوستوکویدا لیمیکولا ، اسفارتیلوس ناتاس ، تیوتریکس نوع ۰۲۱Nو ۰۹۱۴	شرایط راکتور اختلاط کامل
بگژیوتا ، تیوتریکس نوع ۰۲۱Nو ۰۹۱۴	فاضلاب سپتیک / در دسترس بودن سولفید
اسفارتیلوس ناتاس ، تیوتریکس نوع نوع ۰۲۱Nو هالسیکومنوباکتر هیدروزیسیس نوع ۰۶۷۵ و ۰۰۴۱	کمبود مواد مغذی
قارچ	pH پایین ، کمبود مواد مغذی

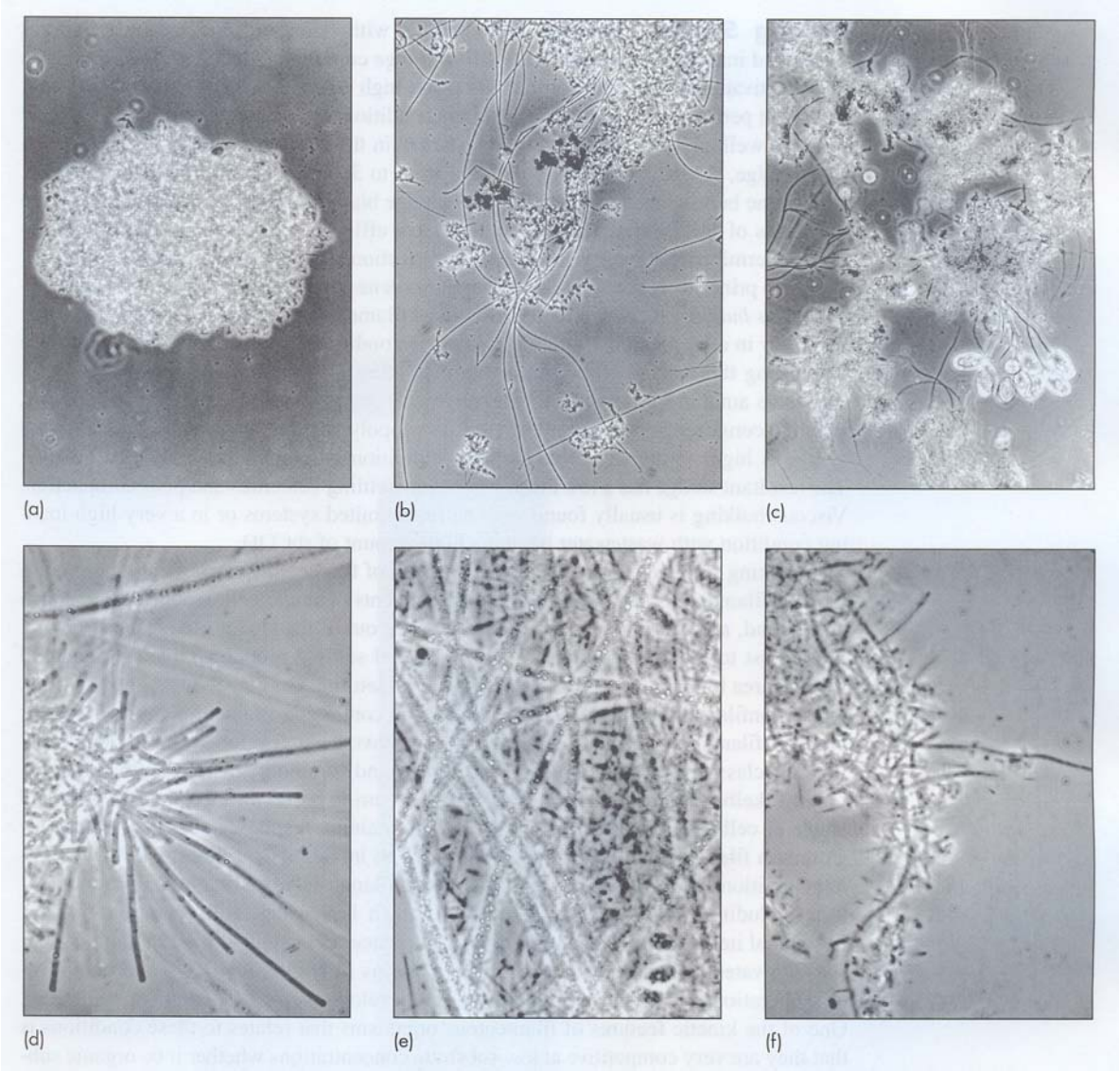
جدول ۹-۲ عوامل موثر بر بالکینگ لجن

عامل	توصیف
مشخصات فاضلاب	نوسانات دبی
	نوسانات ترکیب
	pH
	دما
	سپتیک شدن
	محتوای مواد مغذی
	نوع ترکیبات دفعی
محدودیت های طراحی	محدودیت تهیه هوا
	اختلاط ضعیف
	اتصال کوتاه (تانکهای هوادهی و زلال سازها)
	طراحی زلال ساز (حذف و جمع آوری لجن)
	محدودیت ظرفیت پمپاژ لجن برگشتی
مشکلات بهره برداری	اکسیژن محلول کم
	مواد مغذی کم
	F/M پایین

BOD محلول کم

در کنترل بالکینگ، مواقعی که عوامل متعددی دخیل هستند، چک لیست عواملی که باید بررسی شوند، اهمیت دارد. پارامترهای زیر [برای این کار] پیشنهاد شده است: ۱) مشخصات فاضلاب ۲) مقدار اکسیژن محلول ۳) بارگذاری فرآیند ۴) سرعت پمپاژ لجن دفعی و برگشتی۵) بارگذاری مازاد داخلی طرح ۶) بهره برداری زلال ساز. یکی از اولین مراحلی که هنگام تغییر ویژگیهای ته نشینی لجن باید انجام داد، این است که مایع مخلوط را برای تعیین تغییرات نوع رشد میکروبی یا تغییرات ساختار فلاک که مرتبط با گسترش لجن بالکینگ است زیر میکروسکوپ مشاهده نمود. میکروسکوپهای تشخیص طیفی با کیفیت قابل قبول و بزرگنمایی بیش از ۱۰۰۰ برابر برای دیدن ساختار و اندازه باکتریهای رشته ای، ضروری است.

شکل ۱۱-۲ نمونه هایی از ذرات فلاک با ته نشینی خوب و ضعیف: الف) فلاک های غیر رشته ای با ته نشینی خوب ب) ذرات فلاک متصل شده با میکروارگانیسمهای رشته ای ج) ذرات فلاک با میکروارگانیسم های رشته ای محدود و شکل ثانویه د) گسترش ارگانیسمهای رشته ای بر روی فلاک که باعث ته نشینی ضعیف می شود ه) ارگانیسم های رشته های تیوتریکس با دانه های سولفوره و) میکروارگاینسم رشته ای نوع ۱۷۰۱ مشاهده شده تحت شرایط اکسیژن محلول کم (دیوید جنکین، دانشگاه برکلی کالیفرنیا).



مشخصات فاضلاب: ویژگی ترکیبات موجود در فاضلاب و یا عدم حضور بعضی ترکیبات خاص مانند عناصر جزئی می تواند منجر به گسترش پدیده بالکینگ لجن شود (وود و چوبانوگلاس، ۱۹۷۵). اگر معلوم شود که زائدات صنعتی بصورت متناوب یا پیوسته وارد سیستم شده است، ابتدا باید مقدار فسفر و نیتروژن فاضلاب اندازه گیری شود؛ زیرا محدودیت این دو و یا هر کدام از آنها برای ایجاد بالکینگ مطلوب شناخته شده است. کمبود مواد مغذی، مشکل اساسی در تصفیه فاضلابهای صنعتی حاوی مقدار زیاد BOD کربنه است. تغییرات گسترده در pH نیز در طرحهای متداول ، مضر شناخته شده است. تغییر در بارهای مواد زائد آلی ناشی از بهره برداری منقطع می تواند باعث بالکینگ شود و باید کنترل شود.

غلظت اکسیژن محلول: اکسیژن محلول محدود نسبت به عوامل دیگر بالکینگ، بصورت دوره ای بیشتر مورد توجه قرار گرفته است. اگر مشکل ناشی از کمبود اکسیژن است، می توان بوسیله بهره برداری تجهیزات هوادهی با ظرفیت کامل یا در صورت امکان، کاهش SRT سیستم که میزان حجم مورد تقاضای اکسیژن را کم می کند، مشکل را برطرف کرد. تجهیزات هوادهی باید ظرفیت مناسب برای نگهداری اکسیژن حداقل mg/l ۲ در تانک هوادهی تحت شرایط بارگذاری متوسط داشته باشند. اگر mg/l ۲ اکسیژن تأمین نشود، انجام بهبود سیستم هوادهی موجود ممکن است مورد نیاز باشد.

بارگذاری فرآیند/ ساختار راکتور: برای اطمینان از قرار داشتن SRT در محدوده مقادیر مجاز، باید SRT هوادهی کنترل شود. در خیلی از موارد، سیستم های اختلاط کامل با SRT طولانی و نسبت های F/M متوالی پایین، رشد ارگانیسم های رشته ای تجربه شده است. در چنین سیستم هایی، ارگانیسمهای رشته ای برای حذف سوبسترا بیشتر رقابت می کنند. تحقیقات آزمایشگاهی و بررسی های با مقیاس کامل منجر به ساختار طراحی لجن فعال شده است که شرایط مناسبی را برای باکتریهای تشکیل دهنده فلاک نسبت به باکتریهای رشته ای فراهم می کند(جنکین و همکاران، ۱۹۹۳). راکتورهای سری با انواع مختلف شرایط محیطی مانند هوازی، انوکسیک و بی هوازی بطور معمول برای جایگزینی راکتور اختلاط کامل استفاده می شود. ساختارهای سری، فرآیندهای انتخاب کننده نامیده می شود؛ زیرا آنها شرایطی را فراهم می کنند که باعث انتخاب باکتری تشکیل دهنده فلاک نسبت به ارگانیسم های رشته ای بصورت غالب می شود. فرآیندهای انتخاب کننده با جزئیات بیشتر بعداً در این بخش بحث خواهد شد.

بارهای مازاد داخلی طرح: برای جلوگیری از بارگذاری مازاد داخلی طرح، بارهای برگشتی باید کنترل شود؛ بطوریکه این بارها در حالت بارگذاری آلی و هیدرولیکی پیک ، به سیستم برگشت داده نشود. مثالهایی از بارهای برگشتی شامل فیلتر کردن یا تغلیظ حاصل از بهره برداری آبگیری لجن و مایع بالاسری هاضم های لجن می باشد.

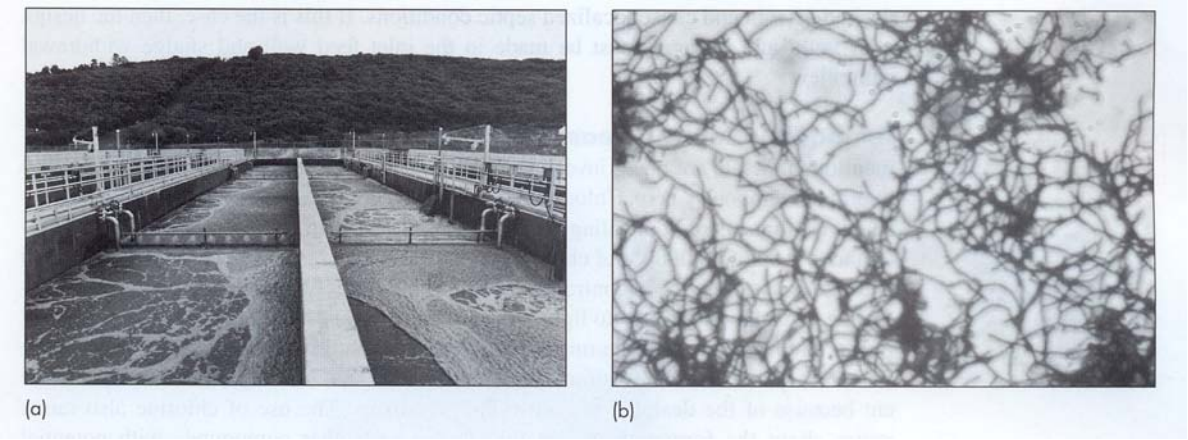
بهره برداری زلال ساز: مشخصات بهره برداری زلال ساز ممکن است بر ویژگیهای ته نشینی لجن نیز تاثیرگذار باشد. ته شنینی ضعیف، اغلب یک مشکل در تانک های دایره ای با تغذیه مرکزی است که در آن لجن بطور مستقیم در زیر نقطه ورودی مایع مخلوط حذف می شود. لجن ممکن است در واقع ساعتهای زیادی نسبت به زمان مطلوب ۳۰ دقیقه ای در تانک باقی بماند و باعث شرایط سپتیک محلی شود. اگر این مورد وجود داشته باشد، طراحی ناقص است و باید در چاه تغذیه ورودی و تجهیزات مکش لجن تغییر ایجاد کرد.

ابزارهای کنترل موقت[1]: در موقعیت اضطراری یا در مواقعی که عوامل مذکور بررسی شده است، ممکن است کلر و پراکسید هیدرون برای کمک بصورت موقت استفاده شود. کلرزنی لجن برگشتی بطور نسبتاً گسترده ای بعنوان ابزاری برای کنترل بالکینگ بکار گرفته شده است. در یک طراحی معمول برای سیستمی با زمان ماند هیدرولیکی (۵-۱۰ ساعت) کم، ۰/۰۰۲-۰/۰۰۸ کیلوگرم کلر به ازای هر کیلوگرم MLSS بصورت روزانه استفاده می شود(جنکین و همکاران، ۱۹۹۳). هر چند کلر در کنترل بالکینگ ایجاد شده با ارگانیسم های رشته ای موثر است، اما هنگامی که بالکینگ در اثر لخته های سبک حاوی آب باشد، غیر مؤثر است. بطور معمول، کلرزنی تا زمانی که لجن عاری از ارگانیسم های رشته ای شود، باعث تولید یک پساب کدر می شود. کلرزنی لجن نیتریفایر شده نیز بدلیل مرگ ارگانیسم های نیتریفایر، پساب کدر تولید می کند. همچنین استفاده از کلر باعث افزایش تری هالومتان ها و ترکیبات دیگر می شود که بطور بالقوه اثرات بهداشتی و محیطی دارد. هیدروژن پراکسید نیز، برای کنترل ارگانیسم های رشته ای در لجن حجیم استفاده می شود. مقدار مصرف پراکسید هیدروژن و زمان تصفیه به مقدار گسترش ارگانیسم های رشته ای بستگی دارد.

بالا آمدن لجن: بصورت دوره ای مشاهده شده است لجنی که دارای ته نشینی خوب می باشد، بعد از یک دوره ته نشینی نسبتاً کوتاه در سطح بالا آمده یا بصورت معلق باقی می ماند. اصلی ترین علت این پدیده، دنیتریفکاسیون است که نیتریت و نیترات موجود در فاضلاب تبدیل به گاز نیتروژن می شود. همزمان با تشکیل گاز نیتروژن در لایه لجن، بیشتر آن در جرم لجن به دام می افتد. اگر گاز کافی تشکیل شود، جرم لجن شناور می شود و در سطح بالا می آید یا بصورت معلق باقی می ماند. بالا آمدن لجن را می توان با توجه به حضور حبابهای گازی کوچک چسبیده به لجن و لجن های شناور بیشتر در سطح زلال ساز ثانویه از بالکینگ لجن تشخیص داد. بالا آمدن لجن در سیستم هایی با زمان ماند جامدات کم که دما به شروع نیتریفیکاسیون کمک می کند و مایع مخلوط به دلیل سن کم لجن، خیلی فعال است ، متداول می باشد. مشکلات بالا آمدن لجن ممکن است به این صورت برطرف شود : ۱) افزایش سرعت پمپاژ لجن برگشتی از زلال ساز برای کاهش زمان ماند لجن در زلال ساز ۲) کاهش سرعت جریان مایع هوادهی به داخل زلال ساز در مواقعی که عمق لجن را نمی توان با افزایش پمپاژ لجن برگشتی کاهش داد ۳) در صورت امکان، افزایش سرعت جمع آوری لجن در تانک ته نشینی ۴) کاهشSRT برای خارج کردن لجن فعال از حالت نیتریفیکاسیون . در شرایط آب و هوایی گرم که بهره برداری در SRT کم برای محدود کردن نیتریفیکاسیون، خیلی مشکل است، فرآیند انوکسیک/هوازی ترجیح داده می شود تا از بالا آمدن لجن در اثر دنیتریفیکاسیون جلوگیری شود و مشخصات ته نشینی لجن بهبود یابد.

شکل ۱۲-۲ کف نوکاردیایی: الف) نمونه ای از کف موجود در تانک هوادهی ب) مشاهده میکروسکوپی رشته های نوکارد با رنگ آمیزی گرم (دکتر دیوید جنکین از دانشگاه برکلی کالیفرنیا).

[1] .temporary control measures



کف حاصل از نوکاردیا: دو نوع باکتری نوکاردیا و میکروتریکس پارویسلا با ایجاد کف گسترده در فرآیندهای لجن فعال مرتبط می باشند. این ارگانیسم ها دارای سطح سلولی آبدوست هستند و به حبابهای هوا می چسبند و با تثبیت کردن حبابها ایجاد کف می کنند. این ارگانیسم ها با غلظت زیاد در کف بالای مایع مخلوط یافت می شوند. هر دو نوع باکتری را می توان در آزمایشات میکروسکوپی تشخیص داد. نوکاردیا دارای ساختار رشته ای است و رشته ها خیلی کوتاه می باشد و در محدوده ذرات فلاک هستند. میکروتریکس پارویسلا دارای رشته های نازکی در امتداد ذرات فلاک است. تشکیل کف روی تانک لجن فعال و تصویر میکروسکوپی حاصل از نوکاردیا در شکل ۱۲-۲ نشان داده شده است. کف حاصله ضخیم و رنگ قهوه ای دارد و ضخامت آن به ۱-۰/۵ متر هم می رسد.

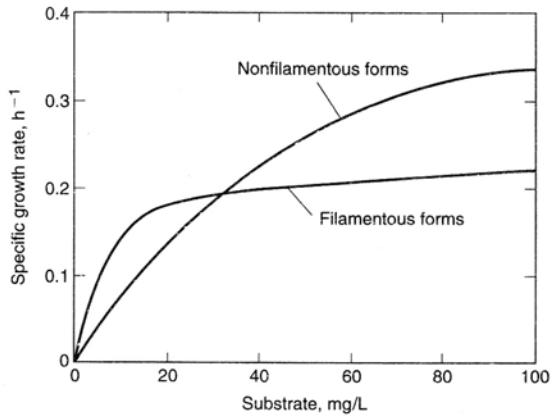
تولید کف هم در هوادهی مکانیکی و هم در هوادهی دیفیوزری ایجاد می شود؛ اما بیشتر در حالت هوادهی دیفیوزی و با سرعتهای هوای بالاتر، مشخص است. همچنین، مشکلات کف نوکاردیایی می تواند منجر به ایجاد کف در هاضم های هوازی و بی هوازی شود که لجن فعال دفعی را دریافت می کنند. رشد نوکاردیا معمولاً در کف ایجاد شده در سطح است که در حوض هوادهی یا زلال ساز ثانویه به دام افتاده است. حوض های هوادهی که انتقال جریان در حین رفتن از یک قسمت به مرحله بعد، بجای سرریز از بالا، توسط بافل انجام می شود؛ به جمع آوری کف و رشد نوکاردیایی کمک می کند. روشهایی که می توان برای کنترل نوکاردیا مورد استفاده قرار داد شامل: ۱) جلوگیری از به دام افتادن کف در فرآیندهای تصفیه ثانویه ۲) جلوگیری از برگشت کف به فرآیندهای تصفیه ثانویه ۳) استفاده از اسپری کلر روی سطح کف حاصل از نوکاردیا. در استفاده از یک طرح انتخاب کننده می توان به از بین بردن کف نوکاردیایی کمک کرد؛ اما کف زیادی با فرآیندهای انوکسیک/هوازی مشاهده شده است. اضافه کردن غلظت کمی از پلی مرهای کاتیونی برای کنترل کف نوکاردیا موفقیت کمی داشته است (شاوو و همکاران، ۱۹۹۷). حضور نوکاردیا و نوکاردیا-میکروتریکس نیز ، با روغن های خوراکی و چربی ها در فاضلاب مرتبط می باشد. کاهش مقدار روغن و گریس حاصل از تخلیه سیستم جمع آوری رستوران، ایستگاههای حمل و نقل و تأسیسات بسته بندی گوشت با استفاده از فرآیندهای چربی زدایی مؤثر می تواند به کنترل مشکلات حاصل از نوکاردیا کمک کند.

فرآیندهای انتخاب کننده[1] لجن فعال

در مباحث بالا ، مشکلات ناشی از میکروارگانیسم های مزاحم در فرآیند لجن فعال بیان شد که شامل تأثیر باکتری های رشته ای بر مشخصات ته نشینی لجن و احتمال حجیم شدن لجن هنگام حضور تعداد زیادی باکتریهای رشته ای بود . بالکینگ رشته ای قبل از دهه ۱۹۷۰ میلادی، نتیجه اجتناب ناپذیر تصفیه لجن فعال محسوب می شد؛ اما تحقیق چودوبا و همکارانش (۱۹۷۳) با استفاده از راکتورهای مرحله ای در مقایسه با راکتورهای لجن فعال اختلاط کامل ، منجر به فهم طراحی ساختار راکتور شد که هم اکنون تحت عنوان انتخاب کننده می باشد و برای کنترل بالکینگ رشته ای و بهبود مشخصات ته نشینی لجن استفاده می شود. رنسینک (۱۹۷۴) نیز ، ارتباط بین ساختار راکتور و کنترل بالکینگ را نشان داد. مفهوم انتخاب کننده این است که بیوراکتور مخصوصی طراحی می شود که برای رشد باکتریهای تشکیل دهنده فلاک نسبت به باکتری رشته ای مناسب است و لجن فعال با خصوصیات تغلیظ و ته نشینی بهتر ، فراهم می‌شود . غلظت زیاد سوبسترا در انتخاب کننده برای رشد ارگانیسم های غیر رشته ای مناسب است (نمودار ۱۳-۲ را مشاهده کنید) . انتخاب کننده یک تانک کوچک (با زمان تماس ۲۰-۶۰ دقیقه) یا تعدادی از تانک بصورت سری می باشد که فاضلاب ورودی با لجن برگشتی تحت شرایط هوازی ، انوکسیک یا بی هوازی مخلوط می شود . انواع مختلف انتخاب کننده در شکل ۱۴-۲ نشان داده است . راکتور انتخاب کننده قبل از تانک هوادهی لجن فعال قرار دارد و ممکن است بصورت یک مرحله واکنش جداگانه برای راکتور اختلاط کامل (شکل ۱۴-۲الف را ببینید) یا بصورت یک حوض منفرد در سیستم جریان قالبی طراحی شود (شکل ۱۴-۲ ب و ج را مشاهده کنید) . راکتورهای منقطع متوالی نیز ممکن است بعنوان انتخاب کننده بکار برده شود . هدف از انتخاب کننده این است که بیشتر rbCOD توسط باکتریهای تشکیل دهنده فلاک مصرف شود . بدلیل اینکه COD قابل تجزیه ذره ای ، دارای سرعت تجزیه خیلی کم است و در تانک هوادهی وجود دارد ، باید rbCOD بدلیل مزیت باکتریهای تشکیل دهنده فلاک مصرف شود . انتخاب کننده ها هم براساس مکانیسم های متابولیکی و هم مکانیسهای سینتیکی طراحی می شوند (آلبرتسون، ۱۹۸۷؛ جنکینز و همکاران، ۱۹۹۳ و وانر، ۱۹۹۴) و در پاراگراف های بعدی توضیح داده می شود . طرحهای انتخاب کننده سینتیکی ، انتخاب کننده با F/M بالا نامیده می شود و انتخاب کننده متابولیکی بصورت انوکسیک یا بی هوازی است .

شکل ۱۳-۲ منحنی معمول رشد برای ارگانیسم های رشته ای و غیر رشته ای بصورت تابعی از غلظت سوبسترا

[1] selector



انتخاب کننده سینتیکی[1]

طرح های انتخاب کننده بر اساس مکانیسمهای بیوسینتیکی در غلظت های سوبسترای راکتور طراحی می شود که باعث می شود جذب سوبسترا توسط باکتریهای تشکیل دهنده فلاک سریعتر انجام شود . در حالیکه باکتریهای رشته ای یرای مصرف سوبسترا در غلظت کم سوبسترا ، بازده بیشتری دارند ؛ باکتریهای تشکیل دهنده فلاک دارای سرعت رشد بالاتری در غلظت زیاد سوبسترای محلول می باشند . یکسری از راکتورها با زمان ماند هیدرولیکی نسبتاً پایین (چند دقیقه) برای فراهم کردن غلظت سوبسترای محلول زیاد استفاده شده است و در مقایسه ، زمان ماند هیدرولیکی فاضلاب ورودی به تانک هوادهی ، چند ساعت است . برای سه راکتور بصورت سری نسبت F/M برحسب COD بصورت زیر می باشد که براساس میزان جریان ورودی و غلظت COD پیشنهاد شده است (جنکینز و همکاران ، ۱۹۹۳) .

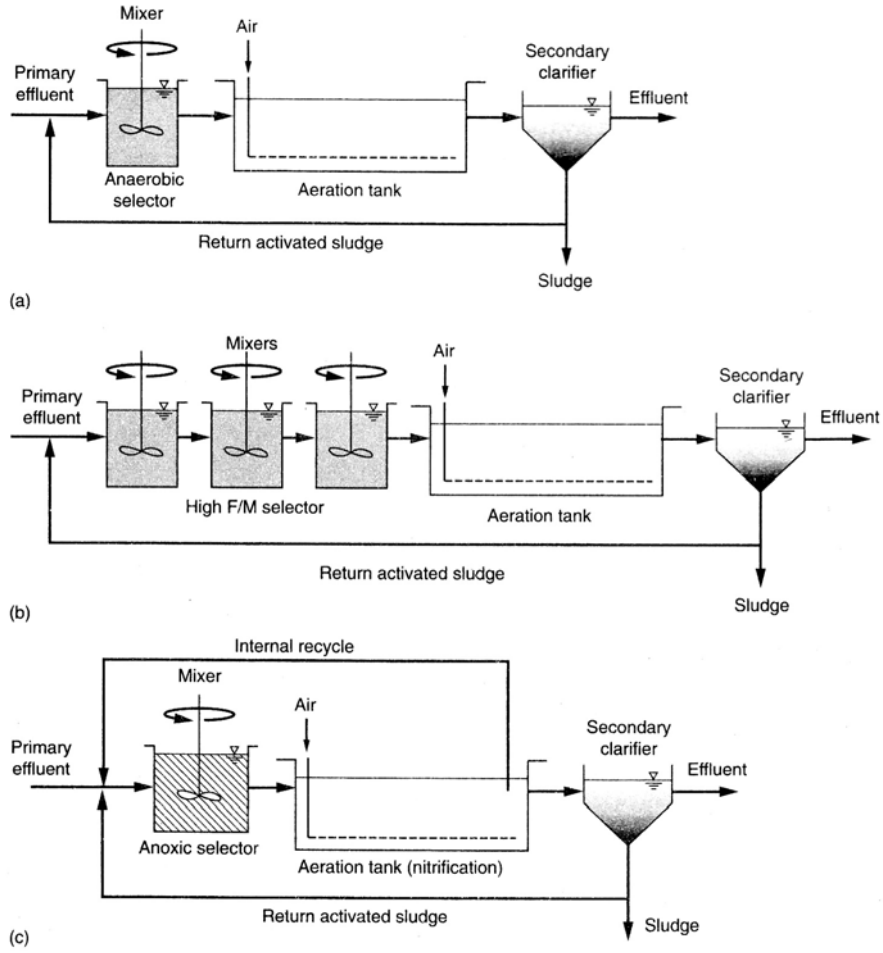
- راکتور اول، ۱۲ g COD/g MLSS.d
- راکتور دوم، ۶ g COD/g MLSS.d
- راکتور سوم، ۳g COD/g MLSS.d

نسبت F/M راکتور اول با استفاده از حجم و غلظت MLSS راکتور و دبی فاضلاب ورودی و غلظت COD محاسبه شده است. مقدار F/M راکتور دوم شامل حجم راکتور اول و دوم می باشد و بارگذاری براساس غلظت COD و دبی پساب ورودی بکار برده شده است. آلبرتسون (۱۹۸۷) روش مشابهی را براساس بارگذاری F/M برحسب BOD پیشنهاد نموده است که 3-5g BOD/g MLSS در راکتور اول می باشد و راکتور دوم و سوم بطور مشابه دو برابر حجم راکتور اول است. آلبرتسون متوجه شد که اگر بارگذاری راکتور اول خیلی بالا باشد (F/M >8 g BOD/g MLSS) ، بالکینگ غیر رشته ای لزج مانند ایجاد می شود . در مفهوم سینتیکی یک انتخاب کننده با نسبت F/M زیاد ، شرایط هوازی پیشنهاد می شود و غلظت اکسیژن محلول بالایی برای نگهداری فلاک هوازی مورد نیاز است. در خیلی از موارد، غلظت اکسیژن محلول بالا عملی نیست یا فراهم نمی شود و

[1].kinetics-based selector

طرح انتخاب کننده مرحله ای (که در بالا توضیح داده شد) با غلظت اکسیژن محلول کم تا صفر بهره برداری می شود؛ بطوریکه مکانیسم انتخاب کننده متابولیکی بوجود می آید . راکتور منقطع متوالی (SBR) نیز می تواند بصورت یک انتخاب کننده با نسبت F/M زیاد، موثر عمل کند که به نحوه تغذیه و قدرت فاضلاب بستگی دارد. برای فاضلابهای قوی که حجم نسبتاً زیادی از SBR بوسیله فاضلاب ورودی اشغال شده است، نسبت F/M اولیه زیادی بوجود می آید . واکنش بعدی بوسیله فرآیند منقطع همانند راکتور جریان قالبی است.

شکل ۱۴-۲ ساختارهای متداول انتخاب کننده: الف) بی هوازی/هوازی ب) F/M بالا ج) انتخاب کننده انوکسیک



انتخاب کننده براساس مکانیسم متابولیکی[1]

در فرآیندهای حذف بیولوژیکی مواد مغذی، بهبود مشخصات ته نشینی لجن و در خیلی از موارد، رشد کمی از باکتریهای رشته ای مشاهده شده است. شرایط متابولیکی انوکسیک یا بی هوازی مورد استفاده در این فرآیندها برای رشد باکتریهای تشکیل دهنده فلاک مناسب است. باکتری های رشته ای نمی توانند از نیترات یا نیتریت بعنوان گیرنده الکترون استفاده کنند. بنابراین، یک مزیت مهم

[1] .metabolic-based selector

برای باکترهای دنیتریفایر تشکیل دهنده فلاک محسوب می شود. بطور مشابه باکتریهای رشته ای نمی توانند پلی فسفات ها را ذخیره کنند و در نتیجه نمی توانند استات را در منطقه تماس بی هوازی در سیستم های حذف بیولوژیکی فسفر مصرف کنند که این یک مزیت برای جذب سوبسترا و رشد باکتریهای ذخیره کننده فسفر است . در بعضی از تأسیسات تصفیه فاضلاب (برای مثال سیتل و سانسفراسیسکو) حتی اگر حذف فسفر مورد نیاز نباشد، قبل از تانک هوادهی سیستم های لجن فعال با SRT کم که برای حذف BOD می باشد ، یک انتخاب کننده بی هوازی استفاده شده است.

در جایی که حذف فسفر مورد نیاز نیست و نیتریفیکاسیون استفاده می شود ، انتخاب کننده انوکسیک (بصورت طرحهای تک مرحله ای یا تغییر تدریجی F/M زیاد بصورت مرحله ای) استفاده شده است. برای انتخاب کننده های بی هوازی یا انوکسیک با نسبت F/M بالا، SVI مایع مخلوط ممکن است بین mL/g ۹۰-۶۵ باشد و برای انتخاب کننده انوکسیک با تانک منفرد ، معمولاً مقدار SVI بین mL/g ۱۲۰-۱۰۰ بدست می آید .

استفاده از طرحهای انتخاب کننده در لجن فعال متداولتر است؛ زیرا با سرمایه گذاری کم و حجم راکتور نسبتاً کوچک، مزایای زیادی بدست می آید. با بهبود ته نشینی لجن ممکن است ظرفیت تصفیه لجن فعال افزایش داده شود و غلظت های MLSS بیشتری معمولاً امکان پذیر است. همچنین ظرفیت هیدرولیکی زلال ساز ثانویه افزایش می یابد.

۲-۴ فرآیندهای حذف BOD و نیتریفیکاسیون

پارامترهای مهم طراحی فرآیندهای لجن فعال در قسمت ۳-۲ بیان شد. هدف از این قسمت، بیان جزئیات روش طراحی سه فرآیند متفاوت لجن فعال است. در ادامه مثالهای طراحی، اطلاعات مبسوط راجع به فرآیندهای موجود برای حذف BOD و نیتریفیکاسیون، پارامترهای متداول طراحی فرآیند و ملاحظات انتخاب فرآیند بیان می شود. حذف بیولوژیکی نیتروژن و فسفر را می توان به اکثر فرآیندهای مورد استفاده برای حذف BOD و نیتریفیکاسیون ضمیمه کرد؛ اما بدلیل فاکتورهای اضافی طراحی ، فرآیندهای حذف فسفر و نیتروژن بطور جداگانه ، به ترتیب در قسمتهای ۵-۲ و ۶-۲ بیان می شود. در قسمت ۷-۲ اطلاعات مربوط به انتخاب و طراحی تجهیزات فیزیکی پیگیری می شود.

پارامترهای طراحی فرآیند

اصول کلی توصیف مشخصات فاضلاب ، تصفیه بیولوژیکی و آنالیز فرآیند در بخش ۱ و در قسمت های ۲-۲ و ۳-۲ ارائه شد. در توصیف مشخصات فاضلاب, rbCOD و nbVSS مهمترین عامل در طراحی فرآیند است. در فرآیندهای حذف BOD و نیتریفیکاسیون ، غلظت rbCOD برای ارزیابی حجم اکسیژن مورد نیاز در فرآیندهای جریان قالبی, تغذیه منقطع و مرحله ای اهمیت دارد. تأثیر غلظت nbVSS پساب ورودی برای حجم هوادهی مورد نیاز و تولید لجن فرآیند مهم است. در ادامه بحث، سه مثال طراحی فرآیند لجن فعال آمده است که کاربرد اصول کلی فرآیندهای حذف BOD و

نیتریفیکاسیون را نشان می‌دهد. این مثالها عبارتند از: ۱) فرآیند لجن فعال اختلاط کامل با لجن تک مرحله ای بدون نیتریفیکاسیون و یا با نیتریفیکاسیون ۲) راکتور منقطع متوالی (SBR) با نیتریفیکاسیون ۳) فرآیند نیتریفیکاسیون مرحله ای . انواع محاسبات بیان شده معمولاً برای این سه نوع فرآیند استفاده شده است. همه عوامل نشان داده شده برای طراحی فرآیند حذف BOD و نیتریفیکاسیون را می توان برای حذف BOD تنها بکار برد که با تغییر SRT و حذف پارامترهای مرتبط با نیتریفیکاسیون انجام می شود. اصولاً روش طراحی بر اساس استفاده از SRT می باشد و بنابراین می توان برای محدوده وسیعی از فرآیندهای توصیف شده در انتهای این قسمت بکار برد.

به منظور اهداف عمومی طراحی، روابط سینتیکی مورد استفاده برای طراحی در جدول ۵-۲ خلاصه شده است . ضرایب سینتکی برای حذف مواد کربنه (برحسب bCOD) توسط باکتریهای هتروتروف در جدول ۱۰-۲ داده شده است. مقادیر μ_m و K_s داده شده در جدول ۱۰-۲, مقادیر فرضی پیشنهادی در مدل LAWPRC ASM 1 است (هنز و همکاران, ۱۹۸۷الف) . ضرایب سینتیکی مورد استفاده برای طراحی لجن فعال با نیتریفیکاسیون در جدول ۱۱-۲ داده شده است. بدلیل اینکه سینتیکهای گزارش شده نیتریفیکاسیون محدوده وسیعی را پوشش می دهند, برای ارزیابی مقادیر سینتیکی نیتریفیکاسیون خاص هر محل باید آزمایشات در مقیاس آزمایشگاهی یا در طرح انجام شود. سرعتهای رشد ویژه ماکزیمم بالاتری از مقادیر داده شده در جدول ۱۱-۲ وجود دارد یا با انجام آزمایش می توان سرعتهای واکنش کمتر و مشکل اصلی بازدارنده نیتریفیکاسیون را مشخص کرد. اقدامات مربوط به کنترل منبع ممکن است برای کاهش عوامل بازدارنده نیتریفیکاسیون مورد نیاز باشد. مقادیر SRT و نیازهای حجم تانک هوادهی , بطور مستقیم با مقادیر μ_m نیتریفیکاسیون مرتبط می باشد.

جدول ۱۰-۲ ضرایب سینتیکی لجن فعال برای باکتری هتروتروف در دمای ۲۰˚C

ضریب	واحد	محدوده	مقدار نمونه
μ_m	g VSS/g VSS.d	۳-۱۳/۲	۶
K_s	g bCOD/m^3	۵-۴۰	۲۰
Y	g VSS/g bCOD.d	۰/۳-۰/۵	۰/۴
K_d	g VSS/g VSS.d	۰/۰۶-۰/۲	۰/۱۲
f_d	بدون واحد	۰/۰۸-۰/۲	۰/۱۵
مقادیر θ			
μ_m	بدون واحد	۱/۰۳-۱/۰۸	۱/۰۷
K_d	بدون واحد	۱/۰۳-۱/۰۸	۱/۰۴
K_s	بدون واحد	۱	۱

جدول ۱۱-۲ ضرایب سینتیکی لجن فعال با نیتریفیکاسیون در دمای ۲۰˚C

ضریب	واحد	محدوده	مقدار نمونه

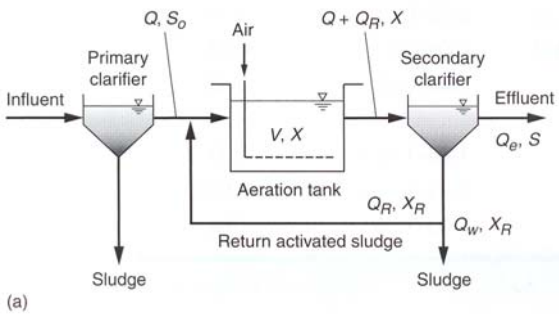
μ_{mn}	g VSS/g VSS.d	۰/۲-۰/۹	۰/۷۵
K_n	g NH_4-N/m^3	۰/۵-۱	۰/۷۴
Y_n	g VSS/g NH_4-N	۰/۱-۰/۱۵	۰/۱۲
K_{dn}	g VSS/g VSS.d	۰/۰۵-۰/۱۵	۰/۰۸
K_0	g/m^3	۰/۴-۰/۶	۰/۵
مقادیر θ			
μ_n	بدون واحد	۱/۰۶-۱/۱۲۳	۱/۰۷
Kn	بدون واحد	۱/۰۳-۱/۱۲۳	۱/۰۵۳
K_{dn}	بدون واحد	۱/۰۳-۱/۰۸	۱/۰۴

فرآیندهای لجن فعال با اختلاط کامل

فرآیند لجن فعال متداول با اختلاط کامل (CMAS) در شکل ۱۵-۲ نشان داده شده است. پساب خروجی تانک ته نشینی اولیه و لجن فعال برگشتی معمولاً از چند نقطه وارد راکتور می شود. بدلیل اینکه محتوای تانک کاملاً مخلوط می گردد، بار آلی، مقدار اکسیژن و غلظت سوبسترا در سراسر تانک هوادهی یکنواخت می باشد و نسبت F/M پایین است. باید توجه نمود که راکتور CMAS بخوبی مخلوط شود و نقاط ورودی و خروجی پساب طوری انتخاب شود که از اتصال کوتاه فاضلاب تصفیه نشده یا فاضلابی که بصورت جزئی تصفیه شده, جلوگیری شود. راکتور اختلاط کامل معمولاً به شکل دایره ، مستطیل و مربع ساخته می شود. ابعاد تانک ، عمدتاً به نوع، اندازه و الگوی اختلاط تجهیزات هوادهی بستگی دارد. روش محاسباتی مورد استفاده در طراحی فرآیند لجن فعال در جدول ۱۲-۲ داده شده است و از روابط طراحی ارائه شده در بخش ۱ و قسمتهای ۲-۲ و ۳-۲ استفاده شده است. کاربرد روش طراحی در مثال ۲-۲ بیان شده است .

پارامترهای اصلی طراحی شامل انتخاب SRT طراحی, انتخاب ضرایب سینتیکی و استوکیومتری و کاربرد موازنه جرمی مناسب می باشد.

شکل ۱۵-۲ فرآیند اختلاط کامل لجن فعال الف) دیاگرام کلی ب) تصویر راکتور اختلاط کامل متداول



جدول ۱۲-۲ روش محاسبه طراحی فرآیند لجن فعال برای حذف BOD و نیتریفیکاسیون

۱- اطلاعات مربوط به ویژگیهای فاضلاب ورودی را بدست آورید.
۲- غلظتهای مورد نیاز در پساب خروجی بر حسب آمونیاک ، TSS و BOD را تعیین کنید.
۳- ضریب اطمینان مناسب نیتریفیکاسیون برای طراحی SRT را براساس بارگذاری TKN پیک به متوسط انتخاب کنید . ضرایب اطمینان ممکن است از ۱/۳ تا ۲ متغیر باشد.
۴- حداقل غلظت اکسیژن محلول را در مایع مخلوط حوض هوادهی انتخاب کنید. حداقل غلظت DO برای نیتریفیکاسیون ، 2mg/l پیشنهاد شده است.
۵- سرعت رشد ویژه ماکزیمم نیتریفیکاسیون (μ_m) را براساس غلظت DO و دمای حوض هوادهی تعیین و K_n را بدست آورید.
۶- سرعت رشد ویژه خالص μ و SRT متناسب با این سرعت رشد برای دستیابی به غلظت آمونیاک خروجی را تعیین کنید .
۷- SRT طراحی را با استفاده از ضرایب اطمینان مرحله ۶ بدست آورید .
۸- جرم سلولی تولیدی را تعیین کنید.
۹- موازنه نیتروژن را برای تعیین NO_X و غلظت آمونیاک اکسید شده انجام دهید.
۱۰- جرم TSS و VSS را در تانک هوادهی محاسبه کنید.
۱۱- غلظت MLSS طراحی را انتخاب و حجم تانک هوادهی و زمان ماند هیدرولیکی را تعیین کنید.
۱۲- بازده قابل مشاهده و کل لجن تولیدی را تعیین کنید.
۱۳- حجم اکسیژن را محاسبه کنید.
۱۴- قلیائیت اضافی را در صورت نیاز تعیین کنید.
۱۵- زلال ساز ثانویه را طراحی کنید.
۱۶- سیستم انتقال اکسیژن هوادهی را طراحی کنید.
۱۷- کیفیت پساب خروجی نهایی را بصورت خلاصه بنویسید.
۱۸- جدول خلاصه طراحی را آماده کنید.

مثال ۲-۲ طراحی فرآیند اختلاط کامل لجن فعال برای حذف BOD به تنهایی و حذف BOD همراه با نیتریفیکاسیون : یک فرآیند لجن فعال اختلاط کامل (CMAS) برای تصفیه ۲۲۴۶۴ m^3/d پساب خروجی اولیه طراحی کنید تا الف) غلظت BOD خروجی کمتر از ۳۰mg/l بدست آید ب) حذف BOD و نیتریفیکاسیون با غلظت آمونیاک خروجی ۰/۵mg/l و BOD و TSS خروجی کمتر از ۱۵g/m^3 بطور همزمان انجام شود. هر دو حالت طراحی را در یک جدول خلاصه مقایسه کنید. دمای مایع مخلوط تانک هوادهی ۱۲˚C است.

توجه: مراحل ۲ تا ۸ الف) حذف BOD به تنهایی و مراحل ۹ تا ۲۰ ب) حذف BOD و نیتریفیکاسیون را تحت پوشش قرار می دهد. طراحی زلال ساز در مرحله ۲۱ بحث شده است.

ویژگیهای فاضلاب و شرایط طراحی زیر قابل کاربرد است.

مشخصات فاضلاب:

ترکیب	غلظت ، mg/L
BOD	۱۴۰
sBOD	۷۰
COD	۳۰۰
sCOD	۱۳۲
rbCOD	۸۰
TSS	۷۰
VSS	۶۰
TKN	۳۵
آمونیاک	۲۵
TP	۶
قلیائیت	۱۴۰($CaCO_3$)
نسبت bCOD/BOD	۱/۶

توجه : g/m^3=mg/l

فرضیات و شرایط طراحی :

۱- دیفیوزرهای سرامیکی حباب ریز با بازده انتقال اکسیژن آب تمییز ۳۵ درصد .

۲- عمق مایع در تانک هوادهی = ۴/۹ متر

۳- محل آزاد شدن هوا در دیفیوزرهای سرامیکی ۰/۵ متر بالاتر از کف تانک است .

۴- اکسیژن محلول در تانک هوادهی = ۲mg/l

۵- ارتفاع محل = ۵۰۰ متر (فشار = ۹۵/۶ کیلوپاسکال)

۶- ضریب α هوادهی برای حذف BOD تنها ۰/۵ و برای نیتریفیکاسیون ۰/۶۵ است؛ β در هر دو حالت ۰/۹۵ و ضریب گرفتگی دیفیوزرها F=۰/۹ است .

۷- از ضرایب سینتیکی داده شده در جدول ۱۰-۲ و ۱۱-۲ استفاده کنید .

۸- SRT برای حذف BOD = ۵ روز

۹- غلظت MLSS X_{TSS} طراحی = $3000\ g/m^3$ ؛ مقـادیر $2000-3000\ g/m^3$ را مـی تـوان مـورد استفاده قرار داد.

۱۰- ضریب TKN پیک به متوسط برای فاکتور اطمینان = ۱/۵

حل : قسمت A، حذف BOD بدون نیتریفیکاسیون

۱- ویژگیهای مورد نیاز فاضلاب را برای طراحی تعیین کنید.

الف) bCOD را با استفاده از رابطه ۸-۲ بدست آورید.

$$bCOD = 1.6(BOD) = 1.6(140\ g/m^3) = 224\ g/m^3$$

ب) nbCOD را با استفاده از رابطه ۷-۲ بدست آورید.

$$nbCOD = COD - bCOD = (3000 - 224)\ g/m^3 = 76\ g/m^3$$

ج) $sCOD_e$ خروجی را تعیین کنید (با فرض اینکه غیر قابل تجزیه بیولوژیکی باشد) .

$$sCODe = sCOD - 1.6\,sBOD$$
$$= (132\ g/m^3) - (1.6)(70\ g/m^3) = 20\ g/m^3$$

د) nbVSS را با استفاده از رابطه ۴-۲ بدست آورید.

$$nbVSS = (1 - bpCOD/pCOD)VSS$$
$$\frac{bpCOD}{pCOD} = \frac{(bCOD/BOD)(BOD - sBOD)}{COD - sCOD}$$
$$\frac{bpCOD}{pCOD} = \frac{1.6(BOD - sBOD)}{COD - sCOD} = \frac{1.6\left[(140-70)\ g/m^3\right]}{\left[(300-132)\ g/m^3\right]} = 0.67$$
$$nbVSS = (1 - 0.67)(60\ g\,VSS/m^3) = 20\ g/m^3$$

ه) iTSS را تعیین کنید.

$$iTSS = TSS - VSS$$
$$= (70 - 60)\ g/m^3 = 10\ g/m^3$$

۲- سیستم رشد معلق را برای حذف BOD تنها طراحی کنید.

الف. جرم سلولی تولیدی را با استفاده از بخش های A و B رابطه ۱۵-۲ محاسبه کنید .

$$P_{X.VSS} = \frac{QY(S_0 - S)}{1 + (k_d)SRT} + \frac{(f_d)(k_d)QY(S_0 - S)SRT}{1 + (k_d)SRT}$$

اطلاعات ورودی برای رابطه بالا را تعیین کنید.

$Q = 22464\ m^3/d$

$Y = 0.40\ g\,VSS/g\,bCOD$ (جدول ۱۰-۲ را ببینید)

$S_0 = 224\ g\,bCOD/m^3$ (مرحله ۱ را ببینید)

از طریق رابطه ۴۰-۷ جدول ۵-۲ ، S را تعیین کنید. توجه: $YK = \mu_m$

$$S = \frac{K_s\left[1 + (k_d)SRT\right]}{SRT(\mu_m - k_d) - 1}$$

از مقادیر μ_m و k_d جدول ۱۰-۲ استفاده کنید.

$$K_S = 20\,g/m^3$$
$$\mu_{m,T} = \mu_m \theta^{T-20}$$
$$\mu_{m,12^0C} = 6.0\,g/g.d(1.07)^{12-20} = 3.5\,g/g.d$$
$$k_{d,T} = k_{20}\theta^{(T-20)} \qquad (2-25)$$
$$k_{d,12^0C} = (0.12\,g/g.d(1.04)^{12-20} = 0.088\,g/g.d$$
$$S = \frac{(20\,g/m^3)[1+(0.088\,g/g.d)(5d)]}{(5d)[(3.5-0.088)g/g.d-1]} = 1.8\,g\,bCOD/m^3$$

ب) مقادیر بالا را در رابطه داده شده جایگزین و $P_{X.VSS}$ را بدست آورید.

$$P_{X.VSS} = \frac{(22464m^3/d)(0.40\,g/g)[(224-1.8)\,g/m^3](1kg/10^3g)}{[1+(0.088g/g.d)(5d)]}$$
$$+\frac{(0.15g/g)(0.088g/g.d)(0.40g/g)(22464m^3/d)[(224-1.8)\,g/m^3](5d)(1kg/10^3g)}{[1+(0.088g/g.d)(5d)]}$$
$$P_{X.VSS} = (1386.5+91.5)\,kg/d = 1478\,kg\,VSS/d$$

۳- جرم VSS و TSS داخل تانک هوادهی را تعیین کنید. جرم VSS و TSS را می توان با استفاده از روابط ۵۴-۷ و ۵۵-۷ در جدول ۵-۲ تعیین کرد.

جرم = $P_X(SRT)$

الف) $P_{X.VSS}$ و $P_{X.TSS}$ را با استفاده از روابط ۱۵-۲ و ۱۶-۲ شامل قسمتهای A ، B و D تعیین کنید. قسمت C =0 زیرا نیتریفیکاسیون وجود ندارد.

از طریق رابطه ۱۶-۲ ، $P_{X.VSS}$ برابر است با:

$$P_{X.VSS} = 1478\,kg/d + Q(nbVSS)$$
$$= 1478\,kg/d + (22464\,m^3/d)(20\,g/m^3)(1kg/10^3g)$$
$$= (1478+449.3)\,kg/d = 1927.3\,kg/d$$

از رابطه ۱۶-۲ ، $P_{X.TSS}$ برابر است با:

$$P_{X.TSS} = [(1478\,kg/d)/0.85] + (449.3\,kg/d) + Q(TSS_0 - VSS_0)$$
$$1738.8\,kg/d + 449.3\,kg/d + (22464\,m^3/d)(10\,g/m^3)(1kg/10^3g)$$
$$= 2412.7\,kg/d$$

ب) جرم VSS و TSS را در تانک هوادهی محاسبه کنید.

- جرم MLVSS با استفاده از رابطه ۵۴-۷ جدول ۵-۲

$$(X_{VSS})(V) = (P_{X.VSS})SRT = (1927.3\,kg/d)(5\,d) = 9637\,kg$$

- جرم MLSS با استفاده از رابطه ۵۵-۷ جدول ۵-۲

$$(X_{TSS})(V) = (P_{X.TSS})SRT = (2412.7\,kg/d)(5\,d) = 12064\,kg$$

۴- غلظت جرمی MLSS طراحی را انتخاب کنید و حجم تانک هوادهی و زمان ماند را با استفاده از جرم TSS محاسبه شده در مرحله ۳ تعیین کنید.

الف) حجم تانک هوادهی را با استفاده از رابطه حاصل از مرحله ۳ب تعیین کنید.

$$(V)(X_{TSS}) = 25405\,kg$$

$$X_{TSS} = 3000\,g/m^3$$

$$V = \frac{(12064\,kg)(103\,g/kg)}{(3000\,g/m^3)} = 4021\,m^3$$

ب) زمان ماند تانک هوادهی را تعیین کنید.

از سه تانک به حجم هر کدام m^3 ۱۳۴۰استفاده کنید؛ بطوریکه یکی از تانکها در یک دوره زمانی کوتاه مدت هنگامی که تعمیر سیستم هوادهی لازم باشد، از خط خارج می شود.

$$t = \frac{V}{Q} = \frac{(4021\,m^3)(24\,h/d)}{(22464\,m^3/d)} = 4.3\,h$$

ج) MLVSS را تعیین کنید.

$$\text{نسبت VSS} = \frac{9637\,kg\,VSS}{12064\,kg\,TSS} = 0.80$$

$$MLVSS = 0.80(3000\,g/m^3) = 2400\,g/m^3$$

۵- بارگذاری حجمی BOD و نسبت F/M را تعیین کنید.

الف) نسبت F/M را با استفاده از رابطه ۶۰-۷ جدول ۵-۲ تعیین کنید.

$$F/M = \frac{QS_0}{XV} = \frac{kg\,BOD}{kg\,MLVSS.d}$$

$$= \frac{(22464\,m^3/d)(140\,g/m^3)}{(2400\,g/m^3)(4021\,m^3)} = 0.33\,g/g.d = 0.33\,kg/kg.d$$

ب) بارگذاری حجمی BOD را تعیین کنید.

$$\text{بارگذاری BOD} = \frac{QS_0}{V} = \frac{kg\,BOD}{m^3.d}$$

$$= \frac{(22464\,m^3/d)(140\,g/m^3)}{(4021\,m^3)(10^3\,g/kg)} = 0.78\,kg/m^3.d$$

۶- بازده مشاهده شده را بر اساس TSS و VSS تعیین کنید.

الف) بازده مشاهده شده بر اساس TSS

$$\text{بازده مشاهده شده} = g\,TSS/g\,bCOD = kg\,TSS/kg\,bCOD$$

$$P_{X.TSS} = 2412.7\,kg/d$$

$$\text{bCOD حذف شده} = Q(S_0 - S)$$

$$= (22464\,m^3/d)\left[(224-1.8)\,g/m^3\right](1\,kg/10^3\,g) = 4991.5\,kg/d$$

$$Y_{obs.TSS} = \frac{(2412.7\,kg/d)}{(4991.5\,kg/d)} = \frac{0.48\,kg\,TSS}{kg\,bCOD} = \frac{0.48\,g\,TSS}{g\,bCOD}$$

$$= \left(\frac{0.48\,g\,TSS}{g\,bCOD}\right)\left(\frac{1.6\,g\,bCOD}{g\,BOD}\right) = 0.77\,g\,TSS/g\,BOD$$

ب) بازده مشاهده شده بر اساس VSS

$Y_{obs.VSS}$: $VSS/TSS = 0.80$ (مرحله ۴ج را ببینید)

$$=\left(\frac{0.48\,g\,TSS}{g\,bCOD}\right)\left(\frac{0.80\,g\,VSS}{g\,TSS}\right)=0.38\,g\,VSS/g\,bCOD$$

$$=\left(\frac{0.38\,g\,VSS}{g\,bCOD}\right)\left(\frac{1.6\,g\,bCOD}{g\,BOD}\right)=0.61\,g\,VSS/g\,BOD$$

۷- حجم O_2 را با استفاده از رابطه ۵۹-۱ جدول ۵-۲ تعیین کنید.

$$R_0=Q(S_0-S)-1.42\,P_{X.bio}$$
$$=(22464\,m^3/d)\left[(224-1.8)g/m^3\right](1\,kg/10^3\,g)-1.42(1478\,kg/d)$$
$$R_0=4991.5\,kg/d-2098.8\,kg/d=2892.7\,kg/d=120.5\,kg/h$$

۸- طراحی هوادهی با حباب ریز: سرعت جریان هوا در دبی متوسط طراحی را با استفاده از رابطه ۵۵-۵(متکف) تعیین کنید.

$$AOTR=SOTR\left(\frac{\beta C_{\bar{S}.T.H}-C_L)}{C_{S.20}}\right)(1.024^{T-20})(\alpha)(F)$$

AOTR = سرعت واقعی انتقال اکسیژندر شرایط عملی، kg O_2/h

SOTR = سرعت استاندارد انتقال اکسیژن در آب شیر در دمای ۲۰°C و اکسیژن محلول صفر، kg O_2/h

سایر پارامترها قبلاً در بخش ۵(متکف) تعریف شده بود.

الف) متوسط غلظت اشباع اکسیژن محلول در آب تمیز در تانک هوادهی $C_{\bar{S}.T.H}$ در دمای T و ارتفاع H را با استفاده از رابطه زیر حاصل از رابطه ۵۵-۵ تعیین کنید.

$$C_{\bar{S}.T.H}=(C_{S.T.H})\frac{1}{2}\left(\frac{P_d}{P_{aim}}+\frac{O_1}{21}\right)$$

- از جدول D-۱ (ضمیمه D) ، $C_{12}=10.77\,mg/l$ و $C_{20}=9.08\,mg/l$

- فشار نسبی را در ارتفاع ۵۰۰ متر برای تصحیح غلظت اکسیژن محلول در ارتفاع تعیین کنید.

از ضمیمه B :

$$\frac{P_a}{P_b}=\exp\left[-\frac{g\,M(z_b-z_a)}{RT}\right]$$
$$=\exp\left\{-\frac{(9.81\,m/s^2)(2897\,kg/kg.mole)\left[(500-0)\,m\right]}{(8314\,kg.m^2/s^2.kg.mole.K)\left[(273.15+12)\,K\right]}\right\}=0.94$$

غلظت اکسیژن محلول در دمای ۱۲°C و ارتفاع ۵۰۰ متر برابر است با :

$$C_{S.T.H}=10.77\,mg/l\times0.94=10.12\,mg/l$$

- فشار هوا را بر حسب متر آب در ارتفاع ۵۰۰ متر و دمای ۱۲°C تعیین کنید.

$$P_{atm.H}=\frac{(P_{atm.H}\,kN/m^3)}{(\gamma kN/m^3)}=\frac{(0.94)(101.325\,kN/m^2)}{(9.802\,kN/m^3)}=9.72\,m$$

- با فرض اینکه درصد غلظت اکسیژن رها شده از تانک هوادهی ۱۹ درصد باشد، غلظت اکسیژن را تعیین کنید.

$$C_{\bar{S}.T.H} = (C_{S.T.H)} = \left(\frac{1}{2}\right)\left[\frac{P_{atm.H} + P_{W.eff\ depth}}{9.72\,m} + \frac{O_1}{21}\right]$$

$$= 10.12\,mg/l\left(\frac{1}{2}\right)\left[\frac{9.72\,m + (4.9-0.5)\,m}{9.72\,m} + \frac{19}{21}\right] = 11.93\,mg/l$$

ب) SOTR را با استفاده از $\alpha =$ ۰/۵ و $\beta =$ ۰/۹۵ و ضریب گرفتگی دیفیوزر $F =$ ۰/۹ تعیین کنید.

$$SOTR = AOTR\left[\frac{C_{S.20}}{\alpha F(\beta C_{\bar{S}.T.H} - C)}\right](1.024^{20-T})$$

$$= \frac{(120.5\,kg/h)(9.08\,g/m^3)(1.024)^{20-12}}{(0.50)(0.9)\left[(0.95)(11.93\,g/m^3) - 2.0\,g/m^3\right]} = 315\,kg/h$$

ج) سرعت جریان هوا را تعیین کنید.

$$\text{سرعت جریان هوا ، kg/min} = \frac{(SOTR\,kg/h)}{\left[(E)(60\,\min/h)(kg\,O_2/m^3\,air)\right]}$$

با استفاده از اطلاعات داده شده در ضمیمه B ، چگالی هوا در دمای ۱۲°C و فشار ۹۵/۲ کیلوپاسکال (۰/۲۳۱۸× ۱۰۱/۳۲۵kPa)، برابر با ۱/۱۶۳۳kg/m^3 می باشد. حجم اکسیژن معادل از نظر وزنی ۰/۲۷ (۰/۲۳۱۸×۱/۱۶۳۳kg/m^3) است. بنابراین میزان جریان هوا برابر است با :

$$\text{مقدار جریان هوا ، m}^3\text{/min} = \frac{(315\,kg/h)}{\left[(0.35)(60\,\min/h)(0.27\,kg\,O_2/m^3\,air\right]} = 55.5\,m^3/\min$$

توجه : در ادامه طراحی تاسیسات زلال ساز ثانویه برای فرآیند حذف BOD ، به مرحله ۲۱ بروید و برای طراحی نیتریفیکاسیون مرحله ۹ را ادامه دهید.

قسمت B ، حذف BOD و نیتریفیکاسیون

۹) طراحی نیتریفیکاسیون را بصورت زیر مشابه مراحل حذف BOD انجام دهید ؛ به استثنای اینکه SRT طراحی باید در مرحله اول تعیین شود. سرعت رشد ویژه μ_n را برای ارگانیسم های نیتریفایر با استفاده از رابطه ۹۳-۷ تعیین کنید. سرعت نیتریفیکاسیون ، طراحی را کنترل خواهد کرد ؛ زیرا ارگانیسم های نیتریفایر خیلی آهسته تر از ارگانیسم های هتروتروف که کربن آلی را حذف می کنند ، رشد می کنند.

$$\mu_n = \left(\frac{\mu_{n.m}N}{K_n + N}\right)\left(\frac{DO}{K_0 + DO}\right) - k_{dn}$$

الف) مقدار $\mu_{n.m}$ را در دمای ۱۲°C بدست آورید .

$$\mu_{n.m..12^0C} = (0.75\,g/g.d)(1.07)^{12-20} = 0.44\,g/g.d$$

ب) مقدار K_n را در دمای ۱۲°C بدست آورید .

$$K_{n.12^0C} = (0.74\,g/m^3)(1.053)^{12-20} = 0.49\,g/m^3$$

ج) مقدار K_{dn} را در دمای ۱۲°C بدست آورید .

$$K_{dn.12^0C} = (0.08\,g/g.d)(1.04)^{12-20} = 0.06\,g/g.d$$

د) مقادیر بالا و مقادیر داده شده را در رابطه ۹۳-۱ جایگزین و μ_n را بدست آورید .

$N = 0.50\, g/m^3\ , DO = 2.0\, g/m^3\ , K_0 = 0.50\, g/m^3$

$$\mu_n = \left\{\frac{(0.44\, g/g.d)(0.50\, g/m^3)}{\left[(0.49+0.50)\, g/m^3\right]}\right\}\left\{\frac{(2.0\, g/m^3)}{\left[(0.50+2.0)\, g/m^3\right]}\right\} - (0.06\, g/g.d)$$
$$= 0.12\, g/g.d$$

۱۰- SRT طراحی و تئوری را حساب کنید.

الف) SRT تئوری را با استفاده از رابطه ۳۷-۱ جدول ۵-۲ تعیین کنید.

$$SRT = \frac{1}{\mu_n} = \frac{1}{(0.12\, g/g.d)} = 8.33\, d$$

ب) SRT طراحی را با استفاده از رابطه ۷۱-۱ تعیین کنید.

FSپیک =TKN متوسط/ = 1.5 TKN

طراحیSRT=)(FS) تئوری (SRT $= 1.5(8.33\, d) = 12.5\, d$

۱۱- جرم سلولی تولیدی را با استفاده از بخشهای A ، B و C رابطه ۱۵-۲ تعیین کنید.

$$P_{x.bio} = \frac{QY(S_0 - S)}{1+(k_d)SRT} + \frac{(f_d)(k_d)Q(Y)(S_0 - S)SRT}{1+(k_d)SRT} + \frac{QY_n(NO_x)}{1+(k_{dn})SRT}$$

الف) اطلاعات ورودی برای رابطه بالا را مشخص کنید.

$Q = 22464\, m^3/d \qquad Y = 0.40 VSS/g\, bCOD$

$S_0 = 224\, g\, bCOD/m^3$ (مرحله ۱)

$k_d = 0.088\, g/g.d$ (مرحله الف۲)

$\mu_m = 3.5\, g/g.d$ (مرحله الف۲)

S را با استفاده از رابطه ۴۰-۱ جدول ۵-۲ تعیین کنید.

$$S = \frac{K_s\left[1+(k_d)SRT\right]}{SRT(\mu_m - k_d) - 1}$$

$$S = \frac{(20 g/m^3)\left[1+(0.088\, g/g.d)(12.5\, d)\right]}{(12.5 d)\left[(3.5-0.088) g/g.d\right] - 1} = 1.0\, g\, bCOD/m^3$$

$Y_n = 0.12\, g\, VSS/g\, NO_x$ (جدول ۱۱-۲)

$k_{dn,12^0 C} = 0.06\, g/g.d$ (مرحله ۹e)

بدلیل اینکه تاکنون موازنه نیتروژن نمی توانست انجام شود، (TKN)٪۸۰= NO_x را فرض کنید. خطای ناشی از این فرض که (TKN)٪۸۰= NO_x کم است ؛ زیرا بازده VSS نیتریفایر نسبت کوچکی از غلظت کل MLVSS می باشد.

$NO_x = 0.80(35\, g/m^3) = 28\, g/m^3$

ب) مقادیر بالا را در رابطه داده شده جایگزین کنید و $P_{x.bio}$ را بدست آورید .

$$P_{x.bio} = \frac{(22464\,m^3/d)(0.40\,g/g)\left[(224-1.0)g/m^3\right](1kg/10^3\,g)}{\left[1+(0.088\,g/g.d)(12.5\,d)\right]}$$
$$+\frac{(0.15\,g/g)(0.088\,g/g.d)(0.4\,g/g)(22464\,m^3/d)\left[(224-1)g/m^3\right](12.5\,d)(1kg/10^3\,g)}{\left[1+(0.088\,g/g.d)(12.5\,d)\right]}$$
$$+\frac{(22464\,m^3/d)(0.12\,g/g)\left[28g/m^3\right](1kg/10^3\,g)}{\left[1+(0.06\,g/g.d)(12.5\,d)\right]}$$
$$=954.2\,kg/d+157.4\,kg/d+43.1\,kg/d=1154.7\,kg\,VSS/d$$

۱۲- مقدار نیتروژن اکسیدشده به نیترات را تعیین کنید. مقدار نیتروژن اکسیدشده به نیترات را می توان با انجام موازنه نیتروژن و با استفاده از رابطه ۱۸-۲ مشخص کرد.

$$NO_x = TKN - N_e - 0.12\,P_{x.bio}/Q$$
$$=35\,g/m^3-0.5\,g/m^3$$
$$-(0.12\,g\,N/g\,VSS)(1154.7\,kg\,VSS/d)(10^3\,g/kg)/(22464\,m^3/d)$$
$$=(35-0.5-6.2)g/m^3=28.3\,g/m^3$$

۱۳- غلظت و جرم VSS و TSS را در تانک هوادهی تعیین کنید.

$$\text{جرم}=P_X(SRT)$$

الف) غلظت VSS و TSS را در تانک هوادهی محاسبه کنید.

- با استفاده از رابطه ۱۵-۲ ، مقدار $P_{X.VSS}$ را تعیین کنید. بخشهای A ، B و C قبلاً همزمان با $P_{x.bio}$ در بالا محاسبه شد. بخش D باید برای تعیین $P_{X.VSS}$ اضافه شود.

$$P_{X.VSS}=1154.7kg/d+Q(nbVSS)$$
$$=1154.7\,kg/d+(22464\,m^3/d)(20\,g/m^3)(1kg/10^3\,g)$$
$$=(1154.7+449.3)kg/d=1604\,kg/d$$

- با استفاده از رابطه ۱۶-۲ مقدار $P_{X.TSS}$ را تعیین کنید. بخش E برای محاسبه TSS ورودی خنثی اضافه شده است.

$$P_{X.TSS}=\left[(1154\,kg/d)/0.85\right]+(449.3\,kg/d)+Q(TSS_0-VSS_0)$$
$$=1358.5\,kg/d+449.3\,kg/d+(22464\,m^3/d)(10\,g/m^3)(1kg/10^3\,g)$$
$$=2032.4\,kg/d$$

ب) جرم VSS و TSS را در تانک هوادهی با استفاده از روابط ۵۴-۷ و ۵۵-۷ جدول ۵-۲ محاسبه کنید.

- جرم MLVSS

$$(X_{VSS})(V)=(P_{X.VSS})SRT=(1604\,kg/d)(12.5)=20050\,kg$$

- جرم MLSS

$$(X_{TSS})(V)=(P_{X.TSS})SRT=(2032.4\,kg/d)(12.5\,d)=25405\,kg$$

۱۴- غلظت جرمی MLSS طراحی را انتخاب و حجم تانک هوادهی و زمان ماند را با استفاده از TSS محاسبه شده در مرحله ۶ تعیین کنید.

الف) حجم تانک هوادهی را با استفاده از رابطه حاصل از مرحله ۶ب تعیین کنید.

$$(V)(X_{TSS}) = 25405\,kg$$

$$MLSS = 3000\,g/m^3$$

$$V = \frac{(24405\,kg)(10^3\,g/kg)}{(3000\,g/m^3)} = 8468\,m^3$$

ب) زمان ماند تانک هوادهی را تعیین کنید.

از سه تانک هوادهی استفاده کنید که حجم هر کدام ۲۸۲۲ متر مکعب است ؛ بطوریکه می تـوان ۱/۳ حجم را هنگامی که تعمیرات سیستم هوادهی ضروری است، از خط خارج کرد.

$$t = \frac{V}{Q} = \frac{(8466\,m^3)(24\,h/d)}{(22464\,m^3/d)} = 9\,h$$

ج) MLVSS را تعیین کنید.

$$\text{نسبت VSS} = \frac{20050\,kg\,VSS}{25405\,kg\,TSS} = 0.79$$

$$MLVSS = 0.79(3000\,g/m^3) = 2370\,g/m^3$$

۱۵- بارگذاری حجمی BOD و نسبت F/M را تعیین کنید .

الف) نسبت F/M را با استفاده از رابطه ۶۰-۱ تعیین کنید.

$$F/M = \frac{QS_0}{XV} = \frac{g\,BOD}{g\,MLVSS.d} = \frac{(22464\,m^3/d)(140\,g/m^3)}{(2370\,g/m^3)(8466\,m^3)} = 0.16\,g/g.d$$

ب) بارگذاری حجمی BOD را با استفاده از رابطه ۶۱-۱ تعیین کنید.

$$L_{org} = \frac{QS_0}{V} = \frac{kg\,BOD}{m^3.d} = \frac{(22464\,m^3/d)(140\,g/m^3)}{(10^3\,g/kg)(8466\,m^3)}$$

توجه : هر دو نسبت F/M و L_{org} در محدوده پایین تا متوسط پارامترهای طراحی داده شده در ادامـه این بخش در جدول ۱۶-۲ می باشند.

۱۶- بازده مشاهده شده بر حسب VSS و TSS را تعیین کنید.

$$\text{بازده مشاهده شده} = g\,TSS/g\,bCOD = kg\,TSS/kg\,bCOD$$

$$P_{X.TSS} = 2032.4\,kg/d$$

$$\text{حذف شده bCOD} = Q(S_0 - S)$$

$$= (22464\,m^3/d)\left[(224-1)\,g/m^3\right](1\,kg/10^3\,g = 5009.5\,kg/d$$

الف) بازده مشاهده شده بر حسب TSS.

$$Y_{obs.TSS} = \frac{(2032\,kg/d)}{(5009\,kg/d)} = \frac{0.41\,kg\,TSS}{kg\,bCOD} = \frac{0.41\,g\,TSS}{g\,bCOD}$$

$$= \left(\frac{0.41\,g\,TSS}{g\,bCOD}\right)\left(\frac{1.6\,g\,bCOD}{g\,BOD}\right) = 0.65\,g\,TSS/g\,BOD$$

ب) بازده مشاهده شده بر حسب VSS .

$Y_{obs.VSS} : VSS/TSS = 0.80$ (مرحله ۴ج را ببینید)

$$=\left(\frac{0.41\,g\,TSS}{g\,bCOD}\right)\left(\frac{0.80\,g\,VSS}{g\,TSS}\right)=0.328\,g\,VSS/g\,bCOD$$

$$=\left(\frac{(0.328\,g\,VSS}{g\,bCOD}\right)\left(\frac{1.6\,g\,bCOD}{g\,BOD}\right)=0.52\,g\,VSS/g\,BOD$$

۱۷- حجم اکسیژن را با استفاده از رابطه ۱۷-۲ تعیین کنید.

$$R_0=Q(S_0-S)-1.42\,P_{X.bio}+4.33\,Q(NO_x)$$

$$=(22464\,m^3/d)\left[(224-1)\,g/m^3\right](1\,kg/10^3\,g)-1.42(1154.7\,kg/d)$$

$$+(4.33\,g\,O_2/g\,N)(22464\,m^3/d)(28.3\,g/m^3)(1\,kg/10^3\,g)$$

$$R_0=5009.5\,kg/d-1639.7\,kg/d+2752.7\,kg/d=6122.5\,kg/d=255.1\,kg/h$$

۱۸- طراحی هوادهی با حباب ریز _ مقدار جریان هوا را در حالت دبی متوسط طراحی، تعیین کنید.

الف) SOTR را با استفاده از مقادیر داده شده در بیان مسئله تعیین کنید.

$$\alpha=0.65\ ,\ \beta=0.95\ ,\ F=0.9$$

$$SOTR=AOTR\left[\frac{C_{S,20}}{\alpha F(\beta C_{\bar{S}.T.H}-C)}(1.024^{20-T})\right]$$

$$=\frac{(255.1\,kg/h)(9.08\,g/m^3)(1.024)^{20-12}}{(0.65)(0.9)\left[(0.95)(11.93\,g/m^3)-2\,g/m^3\right]}=512.9\,kg/h$$

ب) مقدار جریان هوا را تعیین کنید.

مقدار جریان هوا ، m^3/min $=\dfrac{(512.9\,kg/h)}{\left[(0.35)(60\,\min/h)(0.27\,kg\,O_2/m^3\,air\right]}=90.5\,m^3/\min$

۱۹- قلیائیت را کنترل کنید.

الف)

قلیائیتی که باید اضافه شود + قلیائیت ورودی = قلیائیت مورد نیاز برای حفظ pH برابر ۷

قلیائیت ورودی : $140\,g/m^3\ as\ CaCO_3$

مقدار نیتروژن تبدیل شده به نیترات : $NO_X=28.3\,g/m^3$ (مرحله ۵ را ببینید)

قلیائیت مورد استفاده برای نیتریفیکاسیون = $(7.14\,g\,CaCO_3/g\,NH_4-N)(28.3\,g/m^3)$

$=202.6\,g/m^3$ $CaCO_3$ استفاده شده بر حسب

ب) مقادیر مشخص شده را جایگزین کنید و قلیائیت مورد نیاز را بدست آورید.

مقدار قلیائیت اضافی مورد نیاز برای نگهداری pH در محدوده ۶/۸ تا ۷ برابر است با :

$=70-80\,g/m^3\ as\ CaCO_3$

قلیائیت اضافه شده + قلیائیت مورد استفاده - قلیائیت ورودی = $80\,g/m^3$

قلیائیت اضافه شده + $80\,g/m^3=140\,g/m^3-202.6\,g/m^3$

قلیائیت مورد نیاز $=142.6\,g/m^3\ as\ CaCO_3$

$$=(22464\,m^3/d)(142.6\,g/m^3)(1\,kg/10^3\,g)=3203\,kg/d(CaCO_3)$$

ج) قلیائیت مورد نیاز را بر حسب بی کربنات سدیم تعیین کنید.

بی کربنات سدیم ممکن است برای افزایش قلیائیت بر آهک ترجیح داده شود ؛ زیرا کنترل آسان و مشکلات مقیاس گذاری کمتری در مقایسه با آهک دارد. حجم $Na(HCO_3)$ مورد نیاز بصورت زیر است:

اکی والان وزنی CaCO3 = ۵۰ گرم بر اکی والان

اکی والان وزنی $Na(HCO_3)$ = ۸۴ گرم بر اکی والان

$$\text{مورد نیاز } Na(HCO_3) = \frac{(3203\,kg/d\,CaCO_3)(84\,g\,NaHCO_3/eq)}{(50\,g\,CaCO_3/eq)}$$

$$= 5380\,kg/d\,NaHCO_3$$

۲۰- BOD خروجی را با استفاده از رابطه ۲۵-۲ برآورد کنید.

$$BOD = sBOD_e + \left(\frac{g\,BOD}{1.42\,g\,VSS}\right)\left(\frac{0.85\,g\,VSS}{g\,TSS}\right)(TSS, g/m^3)$$

$sBOD_e$ را $3g/m^3$ و TSS را $10g/m^3$ در نظر بگیرید.

$$BOD = 3\,g/m^3 + (0.7)(0.85)(10\,g/m^3) = 8.95\,g/m^3$$

۲۱- طراحی زلال ساز ثانویه (برای حذف BOD تنها و حذف BOD با نیتریفیکاسیون)

الف) نسبت لجن فعال برگشتی را مشخص کنید (نمودار ۹-۲ را ببینید)

$Q_r X_r = (Q + Q_r)X$ (فرض کنید جرم لجن دفعی ناچیز است)

$Q_r = RAS\ ,\ m^3/d$

X_r = غلظت جرمی لجن برگشتی ، g/m^3

نسبت برگشت $Q_r/Q = R = RAS$

$$RX_r = (1+R)X$$

$$R = \frac{X}{X_r - x}$$

ب) اندازه زلال ساز را تعیین کنید.

فرض کنید $X_r=8000g/m^3$ (ته نشینی مناسب / تغلیظ لجن ؛ مطابق بخش ۳-۲ محدوده ای از ۴۰۰۰ تا ۱۲۰۰۰ میلیگرم در لیتر دارد) .

$$R = \frac{(3000\,g/m^3)}{\left[(8000-3000)g/m^3\right]} = 0.60$$

مقدار بار هیدرولیکی $22m^3/m^2.d$ در دبی متوسط برای زلال ساز ثانویه فرض کنید (جدول ۷-۲ را ببینید). محدوده آن از ۱۶ تا ۲۸ $m^3/m^2.d$ است.

$$\text{مساحت} = \frac{(22464\,m^3/d)}{(22\,m^3/m^2.d)} = 1021\,m^3$$

از سه زلال ساز استفاده کنید (هر کدام برای یک تانک هوادهی)

مساحت هر زلال ساز = $۳۱۲m^2$

قطر زلال ساز = ۲۰/۸ متر ؛ از قطر ۲۰ متر استفاده کنید.

ج) بارگذاری جامدات را کنترل کنید.

$$\text{بارگذاری جامدات} = \frac{kg\,TSS}{m^2\,A.h}$$

$$= \frac{(Q+Q_r)(MLSS)}{A} = \frac{(1+R)Q(MLSS)}{A}$$

$$\text{سطح زلال ساز}\ A = (\pi/4)(20\,m)^2 \times 3 = 942\,m^2$$

$$\text{بارگذاری جامدات} = \frac{(1+0.6)(22464\,m^3/d)(3000\,g/m^3)(1\,kg/10^3\,g)}{(942\,m^2)(24\,h/d)}$$

$$= 4.8\,kg\,MLSS/m^2.h$$

۲۲- خلاصه پارامترهای طراحی را تهیه کنید.

پارامتر طراحی	واحد	حذف BOD تنها قسمت (A)	حذف BOD و نیتریفیکاسیون قسمت (B)
جریان متوسط فاضلاب	m^3/d	۲۲۴۶۴	۲۲۴۶۴
بار BOD متوسط	Kg/d	۳۱۴۵	۳۱۴۵
بار TKN متوسط	Kg/d	۷۸۶	۷۸۶
SRT هوازی	روز	۵	۱۲/۵
تاتکهای هوادهی	تعداد	۳	۳
حجم تانک هوادهی	متر مکعب	۱۳۴۰	۲۸۲۲
زمان ماند هیدرولیکی ، t	ساعت	۴/۳	۹
MLSS	g/m^3	۳۰۰۰	۳۰۰۰
MLVSS	g/m^3	۲۴۰۰	۲۳۷۰
F/M	g/g.d	۰/۳۳	۰/۱۶
بارگذاری BOD	$Kg\ BOD/m^3.d$	۰/۷۸	۰/۳۷
تولید لجن	Kg/d	۲۴۱۳	۲۰۳۲
بازده مشاهده شده	Kg TSS/kg bCOD	۰/۷۷	۰/۶۵
	Kg VSS/ kg BOD	۰/۶۱	۰/۵۲
اکسیژن مورد نیاز	Kg/h	۱۲۰/۵	۲۵۵/۱
میزان جریان هوا در جریان متوسط فاضلاب	sm^3/min	۵۵/۵	۹۰/۵
نسبت RAS	بدون واحد	۰/۶	۰/۶
میزان بار هیدرولیکی زلال ساز	$m^3/m^2.d$	۲۴	۲۴
زلال ساز	تعداد	۳	۳
	قطر ، متر	۲۰	۲۰
اضافه کردن قلیائیت ($NaHCO_3$)	Kg/d	-	۵۳۸۰
BOD خروجی	g/m^3	<۳۰	۸/۹۵
TSS خروجی	g/m^3	<۳۰	۱۰
آمونیاک خروجی	g/m^3	۲۸/۸	<۰/۵

توضیح: آزمایش ترکیبات جرم سلولی تولیدی در طراحی نیتریفیکاسیون نشان داده است که حجم باکتریهای نیتریفایر و دورریز سلولی بیانگر بخش کوچکی از کل جرم سلولی است (به ترتیب ۳/۷ و ۱۳/۶ درصد) در مرحله ۱۳ سهم nbVSS مهم می باشد که ۲۲ درصد TSS تولیدی است. در این مثال، روش طراحی برای دبی متوسط فاضلاب بیان شده است. در طراحی واقعی، محاسبات باید برای شرایط دبی و بار حداکثر انجام شود.

فرآیند راکتور منقطع متوالی

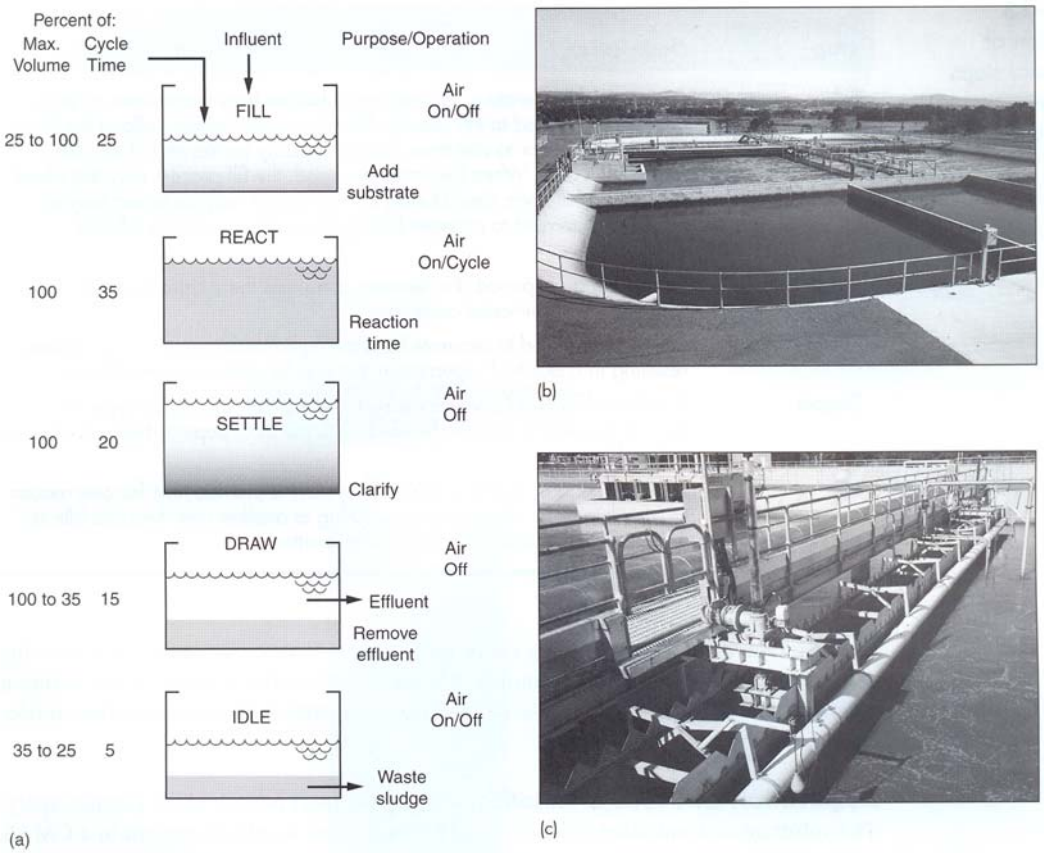
فرآیند راکتور منقطع متوالی(SBR) بصورت یک راکتور پر و خالی شونده با اختلاط کامل در حین مرحله واکنش منقطع (بعد از پر شدن) بکار برده می شود و مراحل متوالی هوادهی و زلال سازی در یک تانک انجام می شود. همه سیستم های SBR بطور معمول دارای ۵ مرحله می باشند که بصورت متوالی همانند مراحل زیر است: ۱)پر شدن ۲)واکنش (هوادهی) ۳) ته نشین شدن (ته نشینی/زلال سازی) ۴) تخلیه (بیرون ریختن) و ۵) سکون. هر کدام از این مراحل در شکل ۱۶-۲ بیان و در جدول ۱۳-۲ توضیح داده شده است.

برای استفاده در حالتهای جریان پیوسته، حداقل دو تانک SBR باید فراهم شود؛ بطوریکه یک تانک ، جریان فاضلاب را دریافت می کند؛ در حالیکه تانک دیگر، چرخه تصفیه را کامل می کند. برای دستیابی به حذف فسفر و نیتروژن، تغییرات فرآیندی مختلفی در رابطه با زمان هر مرحله انجام شده است.

دفع لجن اضافی در SBR

دفع لجن مرحله مهم دیگری در بهره برداری SBR می باشد که تأثیر زیادی بر عملکرد آن دارد . دفع لجن یکی از پنج مرحله اصلی فرآیند نیست؛ زیرا هیچ زمان مشخصی در چرخه برای تخلیه لجن وجود ندارد. همانند سیستم متعارف جریان پیوسته ، شرایط کاری سیستم، حجم و دفعات تخلیه لجن را تعیین می کند. در بهره برداری SBR ، تخلیه لجن معمولاً در حین مرحله واکنش انجام می شود ؛ بطوریکه تخلیه یکنواخت جامدات انجام می گیرد (شامل مواد ریز و ذرات فلاک درشت). یک ویژگی خاص سیستم SBR این است که نیاز به سیستم برگشت لجن فعال (RAS) ندارد. بدلیل اینکه هر دو مرحله هوادهی و ته نشینی در یک تانک اتفاق می افتد ، در مرحله واکنش، هیچ لجنی دفع نمی شود و نیاز به برگشت لجن برای ثابت نگهداشتن جامدات در تانک هوادهی نیست. فرآیند SBR را می توان برای بهره برداری با جریان پیوسته, تغییر داد که در ادامه این بخش، بحث خواهد شد.

شکل ۱۶-۲ فرآیند لجن فعال (SBR) راکتور منقطع متوالی : الف) نمودار کلی و ب) تصویر یک راکتور SBR ج) تصویر سرریز متحرک مورد استفاده برای تخلیه محتوای راکتور SBR . سرریز بر روی کناره دیوار تقسیم کننده دوم در شکل ب قرار دارد . تصاویر در استرالیا گرفته شده بود.



جدول ۱۳-۲ توصیف مراحل بهره برداری راکتور منقطع متوالی (SBR)

مرحله بهره برداری	توصیف
پر شدن	در حین پر شدن , مایع و سوبسترا (فاضلاب خام یا پساب خروجی اولیه)به راکتور اضافه می شود . معمولاً مرحله پر شدن امکان بالا آمدن سطح مایع راکتور را از ۷۵ تا ۱۰۰درصد ظرفیت (در پایان مرحله سکون) فراهم می کند. هنگامیکه دو تانک استفاده می شود, مرحله تغذیه ممکن است حدود ۵۰ درصد زمان چرخه پر شدن باشد. در حین پر شدن, راکتور ممکن است فقط مخلوط شود یا برای انجام واکنشهای بیولوژیکی با فاضلاب ورودی , اختلاط و هوادهی انجام شود.
واکنش	جرم سلولی در حین دوره واکنش، سوبسترا را تحت شرایط کنترل شده محیطی مصرف می کند.
ته نشینی	امکان جداسازی جامدات از مایع تحت شرایط سکون فراهم می شود و در نتیجه مایع زلال شده را می توان بعنوان پساب خروجی تخلیه کرد.
تخلیه	پساب خروجی زلال شده ، در حین مرحله تخلیه حذف می شود. انواع مختلف مکانیسم های تخلیه استفاده شده است که رایج ترین آن سرریزهای قابل تنظیم یا شناور می باشد.
سکون	دوره سکون در سیستم هایی به کار می رود که چند تانک در آن وجود دارد تا زمان را برای تکمیل چرخه تغذیه قبل از انتقال به واحد دیگر فراهم کند . بدلیل اینکه مرحله

سکون، فاز ضروری نیست, بعضی مواقع حذف می شود.

کاربرد سینتیک های فرآیند

در حین مرحله واکنش، سینتیک های منقطع کاربرد دارد. در واقع غلظت سوبسترا نسبت به مقدار موجود در سیستم CMAS خیلی بالاتر است و سوبسترا به تدریج کاهش می یابد؛ زیرا توسط جرم سلولی مصرف می شود. تغییر غلظت سوبسترا در طول زمان را می توان با نوشتن موازنه جرمی سوبسترا در بخش ۱ (رابطه ۴۱-۱) برای یک راکتور اختلاط کامل با جریان پیوسته تعیین کرد:

$$\frac{d_s}{d_t}V = QS_0 - QS + r_{su}V \qquad (1-41)$$

$$r_{su} = -\frac{\mu_m XS}{Y(K_s + S)} \qquad (1-15)$$

پارامترهای دیگر قبلاً تعریف شده است.

چون در واکنش ناپیوسته Q برابر صفر است، غلظت سوبسترا برابر است با :

$$\frac{d_s}{d_t} = -\frac{\mu_m XS}{Y(K_s + S)} \qquad (2-37)$$

با گرفتن انتگرال رابطه ۳۷-۲ نسبت به زمان , [رابطه زیر] بدست می آید :

$$K_S \ln\frac{S_0}{S_t} + (S_0 - S_t) = X\left(\frac{\mu_m}{Y}\right)t \qquad (2-38)$$

S_0 = غلظت اولیه سوبسترا در $t = 0$, mg/l

t = زمان , روز

S_t = غلظت سوبسترا در زمان t , mg/l

در جایی که $X=X_n$ و تعداد باکتریهای نیتریفایر N=S برابر غلظت آمونیاک باشد, رابطه سینتیکی مشابهی برای نیتریفیکاسیون کاربرد دارد و ضرایب سینتیکی مدل مونود بدین صورت جایگزین شده است:

$$K_n \ln\frac{N_0}{N_t} + (N_0 - N_t) = X_n\left(\frac{\mu_{mn}}{Y_n}\right)t \qquad (2-39)$$

N_0 = غلظت آمونیاک در $t =$۰ , mg/l

N_t = غلظت آمونیاک در زمان t , mg/l

X_n = غلظت باکتری های نیتریفایر , mg/l

ماکزیمم سرعت رشد ویژه برای باکتریهای نیتریفایر، تحت تأثیر غلظت اکسیژن محلول می باشد (رابطه ۹۳-۷)؛ بطوریکه این تأثیر در رابطه ۴۰-۲ به صورت زیر در نظر گرفته شده است:

$$K_n \ln\frac{N_0}{N_t} + (N_0 - N_t) = Xn\left(\frac{\mu_{mn}}{Y_n}\right)\left(\frac{DO}{K_0 + DO}\right)t \qquad (2-40)$$

برای تعیین اینکه زمان هوادهی مرحله واکنش در طراحی SBR برای ایجاد مقدار مطلوب تجزیه کافی است می توان از روابط سینتیکی ناپیوسته بالا استفاده کرد. در تعیین غلظت بیومس (X و X_n)

برای استفاده در روابط ، می توان ابتدا موازنه جرم کلی را با فرض حذف مقدار مشخصی از سوبسترا انجام داد. بدلیل سینتیک های منقطع فاضلاب شهری در حال تصفیه و غلظت BOD محلول اولیه نسبتاً پایین فاضلاب شهری , زمان لازم برای حذف BOD محلول نسبتاً کوتاه می باشد (کمتر از ۱ ساعت). برای انجام نیتریفیکاسیون , زمان واکنش هوازی SBR ممکن است ۱-۳ ساعت باشد (WEF, ۱۹۹۸) . باید توجه نمود که زمان ماند جامدات SRT برای SBR و لجن فعال با جریان پیوسته قابل مقایسه نیست. در SRT مشابه ، انتظار می رود که SBR به دلیل سینتیک های منقطع ، بازده بیشتری داشته باشد. اما بیومس نمی تواند در یک دوره زمانی مشخص، تحت شرایط هوادهی باشد ؛ در نتیجه SRT موثر، کمتر می شود.

بدلیل تغییر غلظت سوبسترا با گذشت زمان، مصرف سوبسترا و مقدار مورد نیاز اکسیژن از سطوح بالا تا پایین تغییر می کند. سیستم هوادهی باید طوری طراحی شود که تغییر در نیازهای اکسیژن را پاسخگو باشد . توضیح بیشتر راجع به فرآیند SBR در قسمت بعدی این بخش داده شده است.

طراحی فرآیند SBR

در مثال طراحی زیر , انتخاب شرایط مهم طراحی و ارزیابی نتایج برای تعیین مناسب بودن طراحی, مورد نیاز است. بدلیل وجود متغیرهای زیاد در طراحی SBR ، یک روش تکرار لازم است؛ بطوریکه ابتدا پارامترهای اصلی طراحی راکتور بصورت فرضی در نظر گرفته می‌شود. یکسری شرایط مختلف طراحی را می توان با استفاده از آنالیز صفحات گسترده ارزیابی کرد تا بهترین گزینه انتخاب شود . شرایط مهم طراحی انتخاب شده , عبارتند از: ۱) نسبت محتویات تانک که در مرحله تخلیه حذف می شود و ۲) زمان هوادهی, ته نشینی و تخلیه. بدلیل برابر بودن حجم پر با حجم تخلیه, نسبت حجم تخلیه معادل نسبت حجم تانک SBR مورد استفاده برای حجم پر بازای هر چرخه است. روش طراحی سیستم SBR در جدول ۱۴-۲ ارائه و در مثال ۳-۲ توضیح داده شده است.

جدول ۱۴-۲ روش محاسبه طراحی یک راکتور منقطع متوالی :

مرحله	توصیف
۱-	اطلاعات مربوط به مشخصات فاضلاب ورودی را بدست آورید ، ویژگی های موردنظر پساب خروجی و ضرایب ایمنی را تعریف کنید .
۲-	تعداد تانک های SBR را انتخاب کنید .
۳-	زمان تخلیه ، ته نشینی ، هوادهی/ واکنش را انتخاب کنید . زمان کل چرخه و زمان پر شدن را در هر چرخه تعیین نمایید . تعداد چرخه ها را بازای هر روز مشخص کنید .
۴-	با استفاده از تعداد کل چرخه ها در هر روز ، حجم پر در هر چرخه را تعیین کنید .
۵-	غلظت MLSS را انتخاب کنید و نسبت حجم پر به حجم کل را مشخص نمایید . عمق تخلیه را تعیین کنید . با استفاده از عمق محاسبه شده ، حجم تانک SBR را تعیین کنید .
۶-	زمان ماند جامدات را برای طراحی فرآیند SBR در آینده تعیین کنید .
۷-	حجم TKN اضافه شده که به نیترات تبدیل شده است را مشخص کنید .
۸-	غلظت بیومس نیتریفایر را تعیین کنید و تعیین کنید آیا زمان هوادهی انتخاب شده برای بازدهی مورد

نیاز نیتریفیکاسیون کافی می باشد .

۹- طراحی را تا جای ممکن تنظیم کنید – تکرارهای اضافی ممکن است انجام شود .

۱۰- سرعت پمپاژ تخلیه را تعیین کنید .

۱۱- اکسیژن مورد نیاز و سرعت متوسط انتقال را تعیین کنید .

۱۲- حجم تولید لجن را تعیین کنید .

۱۳- بارگذاری حجمی BOD و نسبت F/M را محاسبه کنید .

۱۴- قلیائیت مورد نیاز را برآورد نمایید .

۱۵- جدول خلاصه نتایج را آماده کنید .

مثال ۳-۲ طراحی فرآیند راکتور منقطع متوالی: یک راکتور منقطع متوالی برای تصفیه فاضلاب شهری با جریان $۷۵۷۰m^3/d$ و مشخصات فاضلاب زیر طراحی کنید. غلظت مایع مخلوط راکتور در حجم پر mg/l ۳۵۰۰ و دما $۱۲^{\circ}C$ است. غلظت آمونیاک مورد نیاز در پساب خروجی ۰/۵mg/l است. تصفیه اولیه مورد استفاده نمی باشد.

مشخصات فاضلاب :

ترکیب	غلظت ، mg/L
BOD	۲۲۰
sBOD	۸۰
COD	۴۸۵
sCOD	۱۶۰
rbCOD	۸۰
TSS	۲۴۰
VSS	۲۲۰
TKN	۳۵
آمونیاک	۲۵
TP	۶
قلیائیت	۲۰۰ ($CaCO_3$)
نسبت bCOD/BOD	۱/۶

توجه : $g/m^3 = mg/l$

فرضیات و شرایط طراحی:

۱. دو تانک مورد استفاده قرار گیرد .

۲. عمق کل مایع در حالت پر= ۶ متر

۳. عمق تخلیه = ۳۰ درصد عمق تانک

۴. SVI =۱۵۰mg/l

۵. NO_x=۸۰٪TKN

۶. ضرایب سینتیکی جدول ۱۰-۲ و ۱۱-۲ را مورد استفاده قرار دهید .

راه حل :

۱- ویژگیهای فاضلاب که برای طراحی فرآیند مورد نیاز است را پیدا کنید.

الف) با استفاده از رابطه ۸-۲ مقدار bCOD را تعیین کنید.

$$bCOD = 1.6(220\ g/m^3) = 352\ g/m^3$$

ب) با استفاده از رابطه (۴-۲) غلظت nbVSS را تعیین نمایید.

$$\frac{bpCOD}{pCOD} = \frac{1.6\left[(220-80)g/m^3\right]}{\left[(485-160)g/m^3\right]} = 0.69$$

$$nbVSS = (1-0.69)(220g/m^3) = 68g/m^3$$

ج) iTSS را تعیین کنید .

$$iTSS = TSS0 - VSS0 = (240-220)g/m^3 = 20g/m^3$$

۲- چرخه بهره برداری SBR را تعیین کنید.

کل زمان چرخه (T_c) شامل زمان پر (t_F) ، زمان واکنش/ هوادهی (t_A) ، زمان ته نشینی (t_S) و زمان تخلیه (t_D) است زمان سکون (t_i) را نیز می توان اضافه نمود . بنابراین کل چرخه $T_C = t_F + t_A + t_S + t_D + t_i$ است . حداقل ۲ تانک مورد نیاز می باشد بطوریکه وقتی یک تانک در دوره پر شدن قرار دارد ، ادامه چرخه شامل دوره های هوادهی t_A , ته نشینی t_S و تخلیه t_D در تانک دیگر اتفاق می افتد. بنابراین :

$$t_F = t_A + t_S + t_D$$

زمان هر دوره را انتخاب کنید:

فرض کنید:

$$t_A = 2.0h$$
$$t_S = 0.50h$$
$$t_D = 0.50h$$
$$t_i = 0$$

بنابراین برای هر تانک $t_F = 2.0 + 0.50 + 0.50 = 3.0$ می باشد (توجه : همچنین ممکن است مقداری هوادهی در مرحله پر شدن انجام گیرد).

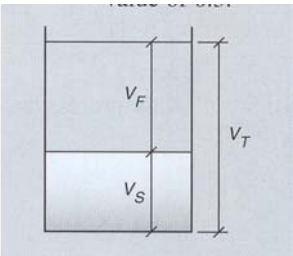
کل زمان چرخه $T_c = t_F + t_A + t_S + t_D = 6.0\,h$

تعداد چرخه/تانک.روز $= \dfrac{(24h/d)}{(6\,h/cycle)} = 4$

کل تعداد چرخه در روز $= (2tanks)\left[\dfrac{(4cycle/d)}{tank}\right] = 8\,cycle/d$

حجم پر در هر چرخه $= \dfrac{(7570\,m^3/d)}{(8\,cycle/d)} = 946.3\,m^3/fill$

۳- نسبت مجاز حالت پر در هر چرخه را تعیین و با حجم طراحی انتخاب شده ۰/۳ مقایسه کنید.



الف) موازنه جرمی را براساس جامدات راکتور انجام دهید.

جرم جامدات ته نشین شده = جرم جامدات در حالت پر

$$V_T X = V_S X_S$$

V_T= حجم کل , m^3

X = غلظت MLSS در حجم پر , g/m^3

V_S = حجم ته نشینی بعد از تخلیه , m^3

X_S = غلظت MLSS در بخش ته نشین شده , g/m^3

ب) موازنه جرمی را انجام دهید و نسبت حالت پر را در هر چرخه تعیین کنید.

- X_S را با فرض اینکه اندیکس حجمی لجن برابر ۱۵۰ می باشد برآورد نمایید.

$$X_S = \frac{(10^3\, mg/g)(10^3\, ml/l)}{(SVI, ml/g)} = \frac{(10^3\, mg/g)(10^3\, ml/l)}{(150\, ml/g)} = 6666\ g/m^3$$

$X = 3500 g/m^3$ (بیان مسئله را ببینید)

- نسبت بخش ته نشین شده را تعیین کنید.

$$\frac{V_S}{V_T} = \frac{X}{X_S} = \frac{(3500\ g/m^3)}{(6666\ g/m^3)} = 0.525$$

روی لایه لجن ۲۰ درصد مایع در نظر بگیرید؛ بطوریکه جامدات با مکانیسم تخلیه حذف نشود.

$$\frac{V_S}{V_T} = 1.2(0.525) = 0.63$$

- نسبت حالت پر را تعیین کنید.

$$V_F + V_S = V_T$$

V_F = حجم حالت پر, m^3

$$\frac{V_F}{V_T} + \frac{V_S}{V_T} = 1.0$$

$$\frac{V_F}{V_T} = 1.0 - 0.63 = 0.37$$

نسبت انتخاب شده $V_F/V_T = 0.3$ قابل قبول است.

۴- زمان ماند هیدرولیکی کل t را تعیین کنید.

عمق مایع در حالت پر = ۶ متر

عمق در حالت تخلیه $= 0.3(6.0m) = 1.80m$

$$V_T = \frac{V_F/tank}{0.30} = \frac{(946.3\,m^3/tank)}{0.30} = 3154\,m^3/tank$$

$$t = \frac{2tanks(3154m^3/tank)(24h/d)}{(7570m^3/d)} = 20h$$

۵- SRT را تعیین کنید.

الف) از روابط ۱۵-۲ , ۱۶-۲ و ۵۸-۱ استفاده کنید تا رابطه ای که برای بدست آوردن SRT($P_{X.TSS}$) بکار می رود بدست آید.

$$(P_{X.TSS})SRT = \frac{QY(S_0 - S)SRT}{[1+(K_d)SRT](0.85)} + Q(nbVSS)SRT + \frac{QY_n(NO_X)SRT}{[1+(K_{dn})SRT](0.85)}$$

$$+\frac{(f_d)(K_d)Q(Y)(S_0 - S)SRT^2}{[1+(K_d)SRT](0.85)} + Q(TSS_0 - VSS_0)SRT$$

$$(P_{X.TSS})SRT = (V)(X_{MLSS}) = (3154m^3)(3500g/m^3) = 11039000\,g$$

ب) اطلاعات ورودی برای حل SRT در رابطه بالا را تعیین کنید.

$nbVSS = 68\,g/m^3$ (بدست آمده از مرحله ۱ب)

فرض کنید $S_0 \approx S_0 - S$

$S_0 = bCOD = 352\,g/m^3$ (step 1b)

$Q = (7570\,m^3/d)/2\,tanks = 3785\,m^3/tank.d$

$iTSS_0 = TSS_0 - VSS_0 = (240-220)\,g/m^3 = 20g/m^3$ (step 1c)

$NO_x = (0.80)(35\,g\,TKN/m^3) = 28\,g/m^3$

ضرایب سینتیکی حاصل از جدول ۱۰-۲ و ۱۱-۲ :

$Y = 0.40g\,VSS/g\,bCOD$

$K_{d.12^0C} = 0.12\,g/g.d(1.04)^{12-20} = 0.088\,g/g.d$

$Y_n = 0.12\,g\,VSS/g\,NO_X$

$K_{dn.12^0C} = 0.08g/g.d(1.04)^{12-20} = 0.06\,g/g.d$

$f_d = 0.15\,g/g$

برای بدست آوردن رابطه بالا , مقادیر را جایگزین کنید:

$$11039000\,g = \frac{(3785\,m^3/d)(0.40\,g\,VSS/g\,bCOD)(352\,g/m^3)(SRT)}{[1+(0.088\,g/g.d)(SRT)](0.85)}$$

$$+(3785m^3/d)(68\,g/m^3)(SRT) + \frac{(3758\,m^3/d)(0.12\,g/g)(28g/m3)(SRT)}{[1+(0.088g/g.d)(SRT)](0.85)}$$

$$+\frac{(0.15\,g/g)(0.088\,g/g.d)(0.40\,g\,VSS/g\,bCOD)(3785\,m^3/d)(352\,g/m^3)(SRT)^2}{[1+(0.088\,g/g.d)(SRT)](0.85)}$$

$$+(3785\,m^3/d)(20\,g/m^3)(SRT)$$

SRT را بدست آورید(از صفحات گسترده با کامپیوتر یا حل کردن با تکرارهای متوالی استفاده کنید).

$SRT = 17.0\,d$

۶- غلظت MLVSS را تعیین کنید.

الف) رابطه ۵۴-۱ را حل کنید $(S_0 \approx S_0 - S)\,(SRT = 17.0\,d)$

$$(P_{X.VSS})SRT = (V_T)(X_{MLSS})$$

$$(P_{X.VSS})SRT = \frac{QY(S_0 - S)SRT}{[1+(K_d)SRT](0.85)} + Q(nbVSS)SRT$$

$$+\frac{QY_n(NO_X)SRT}{[1+(K_{dn})SRT]} + \frac{(f_d)(K_d)Q(Y)(S_0 - S)SRT^2}{[1+(K_d)SRT]}$$

$$= \frac{(3785\,m^3/d)(0.40\,g\,VSS/g\,COD)(352\,g/m^3)(17\,d)}{[1+(0.088\,g/g.d)(17\,d)]}$$

$$+(3785\,m^3/d)(68\,g/m^3)(17\,d)$$

$$+\frac{(3785\,m^3/d)(0.12\,g\,VSS/g\,NO_x)(28\,g/m^3)(17\,d)}{[1+(0.06\,g/g.d)(17\,d)]}$$

$$+\frac{(0.15\,g/g)(0.088\,g/g.d)(0.40\,g\,VSS/g\,COD)(3785\,m^3/d)(352\,g/m^3)(17\,d)^2}{[1+(0.088\,g/g.d)(17\,d)]}$$

$$= V_T(X_{MLVSS})$$

$$V_T(X_{MLVSS}) = 8926716(m^3.g/m^3)$$

$V_T = 3154\,m^3$ (مرحله ۴)

$$V_T(X_{MLVSS}) = (3154\,m^3)(X_{MLVSS})$$

$$8926716\,(m^3.g/m^3) = (3154\,m^3)(X_{MLVSS})$$

$$X_{MLVSS} = 2830\,g/m^3$$

ب) نسبت MLVSS را تعیین کنید.

$$\frac{X_{MLVSS}}{X_{MLSS}} = \frac{(2830\ g/m3)}{(3500\ g/m3)} = 0.81$$

۷- مقدار آمونیاک اکسید شده (NO_x) را تعیین کنید.

موازنه نیتروژن (رابطه ۱۸-۲) :

$$NO_x = TKN_0 - N_e - 0.12\,P_{X.bio}/Q$$

$P_{X.bio}$ = [A+B+C(رابطه ۱۵-۲)]

$$P_{X.bio} = \frac{QY(S_0 - S)}{1+(k_d)SRT} + \frac{QY_n(NO_X)}{1+(k_d)SRT} + \frac{(f_d)(k_d)QY(S_0 - S)SRT}{1+(k_d)SRT}$$

$$= \frac{(3785\,m^3/d)(0.40\,g\,VSS/g\,COD)(352\,g/m^3)}{[1+(0.088\,g/g.d)(17\,d)]}$$

$$+ \frac{(3785\,m^3/d)(0.12\,g\,VSS/g\,NO_x)(28\,g/m^3)}{[1+(0.06\,g/g.d)(17\,d)]}$$

$$+ \frac{(0.15\,g/g)(0.088\,g/g.d)(3785\,m^3/d)(0.40\,g\,VSS/g\,COD)(352\,g/m^3)(17\,d)}{[1+(0.088\,g/g.d)(17\,d)]}$$

$$= 267720\,g/d = 267.7\,kg/d$$

$$NO_X = 35 - 0.5 - \frac{(0.12)(267.7\,kg/d)(10^3\,g/kg)}{(3785\,m^3/d)}$$

$$= (35 - 0.5 - 8.5)\,g/m^3 = 26\,g/m^3$$

۸- برای تعیین اینکه آیا آمونیاک در زمان هوادهی ۲ ساعت تا مقدار ۰/۵mg/l حذف می شود, مقدار نیتریفیکاسیون را کنترل کنید.

الف) مقدار نیتروژن در دسترس قابل اکسیداسیون را تعیین کنید.

آمونیاک قابل اکسیداسیون در جریان ورودی = $NO_X = 26\ g/m^3$

آمونیاک قابل اکسیداسیون اضافه شده در هر چرخه:

$$V_F(NO_X) = 946.3\,m^3/cycle(26\,g/m^3) = 24604\,g/\,fill$$

آمونیاک باقیمانده قبل از پر شدن $= V_S(N_e)$

$$N_e = 0.5\,g/m^3\ NH_4 - N$$

$$V_S(N_e) = N_e(V - V_F) = (0.5\,g/m^3)[(3154 - 946.3)\,m^3] = 1104\,g$$

کل نیتروژن قابل اکسیداسیون در شروع هر چرخه $= (24604 + 1104)\,g = 25708\,g$

غلظت اولیه $= \frac{25708\,g}{V_T} = \frac{25708\,g}{3154\,m^3} = 8.15\,g/m^3 = N_0$

ب) زمان واکنش را تعیین کنید.

با استفاده از رابطه ۴۰-۲ , زمان واکنش (هوادهی) بعد از پر شدن را می توان برای دستیابی به غلظت مطلوب آمونیاک محاسبه کرد . ابتدا غلظت نیترفایر ها باید مشخص شود.

$$K_n \ln\frac{N_0}{N_t} + (N_0 - N_t) = X_n\left(\frac{\mu_{mn}}{Y_n}\right)\left(\frac{DO}{K_0 + DO}\right)t$$

- غلظت نیتریفایر ها :

$$X_n = \frac{Q(Y_n)(NO_X)SRT}{\left[1+(k_d)SRT\right]V}$$

$$= \frac{(3785\,m^3/d)(0.12\,g\,VSS/g\,NH_4 - N)(26\,g/m^3)(17\,d)}{\left[1+(0.06\,g/g.d)(17\,d)\right](3154\,m^3)} = 31.5\,g/m^3$$

$$\mu_{m,12^0C} = 0.75\,g/g.d\,(1.07)^{12-20} = 0.44\,g/g.d$$

$$k_{n,12^0C} = 0.74\,g/m^3\,(1.053)^{12-20} = 0.49\,g/m^3$$

$$K_0 = 0.5\,g/m^3$$

- زمان واکنش را تعیین کنید.

زمان را برای $N_0 = 8.15\,g/m^3$, $N_e = 0.5\,g/m^3$ بدست آورید:

$$0.49\ln\left[\frac{(8.15\,g/m^3)}{(0.5\,g/m^3)}\right]\left[(8.15-0.5)\,g/m^3\right]$$

$$= (31.5\,g/m^3)\left[\frac{(0.44\,g/g.d)}{(0.12\,g/g)}\right]\left(\frac{2}{0.5+2}\right)t$$

$$t = 0.113\,d = 2.7\,h$$

ج) زمان هوادهی را تعیین کنید.

زمان مورد نیاز هوادهی = ۲/۷ ساعت

زمان هوادهی انتخاب شده ۲ ساعت بود؛ بنابراین در حین قسمتی از مرحله پر شدن ، هوادهی مورد نیاز است.

زمان پر شدن = ۳ ساعت

حداقل یک دوم زمان پر شدن باید برای اختلاط بدون هوادهی استفاده شود تا حالت انتخاب کننده برای کنترل SVI فراهم شود.

$$\text{کل زمان هوادهی} = \frac{3}{2} + 2 = 3.5\,h$$

بنابراین, زمان کافی برای نیتریفیکاسیون وجود دارد . بدلیل پایین بودن ضریب ایمنی طراحی در این فرآیند, تکرارهای دیگری را می توان برای طراحی کامل تر انجام داد که باعث SRT طولانی تر و حجم V_T بزرگتر می شود. با ایجاد V_F/V_T کوچکتر یا با افزایش زمان دوره واکنش, حجم افزایش می یابد.

۹- سرعت پمپاژ تخلیه را تعیین کنید .

حجم تخلیه = حجم پر

$$V_F = 946.3\,m^3$$

زمان تخلیه = ۳۰ دقیقه

$$\text{سرعت پمپاژ} = \frac{946.3\,m^3}{30\,\min} = 31.5\,m^3/\min$$

۱۰ – اکسیژن مورد نیاز هر تانک را با استفاده از رابطه ۱۷-۲ تعیین کنید.

$$R_0 = Q(S_0 - S) - 1.42\,P_{x.bio} + 4.33\,Q(NO_X)$$
$$= (3785\,m^3/d)(352\,g/m^3)(1\,kg/10^3\,g) - 1.42(267.7\,kg/d)$$
$$+ 4.33(26\,g/m^3)(93785\,m^3/d)(1\,kg/10^3\,g) = (1332 - 380 + 426)\,kg/d = 1378\,kg/d$$

زمان هوادهی در هر تانک:

زمان هوادهی در هر چرخه = ۳/۵ ساعت

تعداد چرخه در روز = ۴

کل زمان هوادهی = ۱۴ h/d

$$\text{سرعت متوسط انتقال اکسیژن} = \frac{(1378\,kg\,O_2/d)}{(14\,h/d)} = 98.4\,kg/h$$

توجه: مقدار مورد نیاز اکسیژن در ابتدای دوره هوادهی بیشتر است ؛ بنابراین ظرفیت انتقال اکسیژن سیستم باید بیشتر از سرعت متوسط انتقال باشد. برای فراهم کردن سرعت انتقال اکسیژن کافی در ابتدای چرخه و کنترل بارهای پیک ، سرعت متوسط انتقال اکسیژن باید در یک ضریب ۱/۵ تا ۲ ضرب شود.

۱۱- لجن تولید شده را با استفاده از رابطه ۵۵-۷ تعیین کنید ($MLSS=X_{TSS}$) .

$$P_{X.TSS} = \frac{(V)(MLSS)}{SRT}$$
$$= \frac{(2\tan ks)(3154\,m^3/\tan k)(3500\,g/m^3)(1\,kg/10^3\,g)}{17\,d} = 1299\,kg/d$$

$$\text{حذف شده bCOD} = (7570\,m^3/d)(352\,g/m^3)(1\,kg/10^3\,g) = 2664\,kg/d$$

$$\text{حذف شده BOD} = \frac{(2664\,kg\,bCOD/d)}{(1.6\,kg\,bCOD/kg\,BOD)} = 1665\,kg/d$$

$$\text{بازده مشاهده شده } g\,TSS/g\,BOD = \frac{1299}{1665} = \left(\frac{0.78\,g\,TSS}{g\,BOD}\right)$$

$$\text{بازده مشاهده شده } g\,VSS/g\,BOD = \left(\frac{0.78\,g\,TSS}{g\,BOD}\right)\left(\frac{0.81\,g\,VSS}{g\,TSS}\right) = \frac{0.63\,g\,VSS}{g\,BOD}$$

$$\text{بازده مشاهده شده } g\,TSS/g\,bCOD = \frac{1299}{2664} = 0.49\,g\,TSS/g\,bCOD$$

توجه: حتی با وجود بیشتر بودن SRT در این طراحی ، بازده مشاهده شده بیشتر از بازده مشاهده شده در مثال طراحی CMAS است (مثال ۲-۲) . بدلیل عدم استفاده از تصفیه اولیه، فاضلاب دارای غلظت nbVSS بیشتری است. همچنین توجه کنید صرفنظر از اینکه جرم سلولی تحت شرایط هوازی یا بی هوازی باشد، ضریب تجزیه خودتخریبی بصورت یک مقدار ثابت فرض شده است . در بخش بزرگی از دوره غیر هوادهی ، نیترات وجود دارد و ضریب تجزیه خودتخریبی نمی تواند کمتر باشد. با فرض اینکه ضریب تجزیه اثر کمی بر قابلیت اعتماد طراحی دارد، خطا بوجود می آید.

۱۲- بارگذاری حجمی BOD و نسبت F/M را تعیین کنید.

الف) نسبت F/M .

$$F/M = \frac{kg\ BOD}{kg\ MLVSS.d} = \frac{QS_0}{XV} = \frac{(3785\,m^3/d)(220\,g/m^3)}{(2830\,g/m^3)(3154\,m^3)} = 0.09\,g/g.d$$

ب) بارگذاری حجمی BOD .

$$L_{org} = \frac{kg\ BOD}{m^3.d} = \frac{QS_0}{V} = \frac{(7570\,m^3/d)(220\,g/m^3)}{(3154\,g/m^3)(103g/kg)} = 0.53\,kg/m^3.d$$

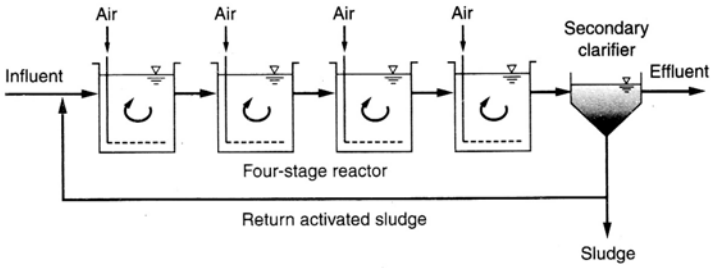
۱۳- خلاصه طراحی را برای شرایط متوسط تهیه کنید.

پارامتر طراحی	واحد	مقدار
جریان متوسط	m^3/d	۷۵۷۰
بار BOD متوسط	Kg/d	۱۶۶۵
بار TKN متوسط	Kg/d	۲۶۵
تعداد تانک	تعداد	۲
زمان پر شدن	ساعت	۳
زمان واکنش	ساعت	۲
کل زمان هوادهی	ساعت	۳/۵
زمان ته نشینی	ساعت	۰/۵
زمان تخلیه	ساعت	۰/۵
زمان چرخه	ساعت	۶
SRT کل	روز	۱۷
حجم تانک	متر مکعب	۳۱۵۴
حجم پر در هر چرخه	متر مکعب	۹۴۶/۳
حجم تانک/ حجم پر	نسبت	۰/۳
عمق سرریز	متر	۱/۸
عمق تانک	متر	۶
MLSS	g/m^3	۳۵۰۰
MLVSS	g/m^3	۲۸۳۰
F/M	g/m^3	۰/۰۹
بار BOD حجمی	$kg/m^3.d$	۰/۵۳
میزان پمپاژ تخلیه	m^3/min	۳۱/۵
تولید لجن	kg/d	۱۲۹۹
بازده مشاهده شده	kg VSS/ kg BOD	۰/۶۳
	kg TSS/kg bCOD	۰/۴۹
متوسط اکسیژن مورد نیاز/تانک	kg/d	۱۳۷۸
کل زمان هوادهی / تانک ، روز	ساعت	۱۴
سرعت متوسط انتقال اکسیژن	kg/h	۹۸/۴

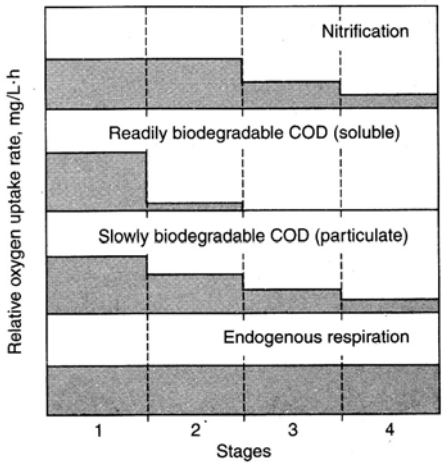
فرآیند لجن فعال مرحله ای

در سیستم لجن فعال متداول با جریان قالبی ، رژیم اختلاط و هیدرولیکی تانک ممکن است به دو تا چهار مرحله موثر از نظر سینتیک های بیولوژیکی منجر شود . فرآیند لجن فعال را می توان با دیواره های بافلی طراحی کرد تا بطور دلخواه چند منطقه لجن فعال اختلاط کامل که بصورت سری بهره برداری می شود ، بوجود آید (شکل ۱۷-۲ را ببینید). در حجم مساوی راکتور ، راکتورهای سری نسبت به راکتورهای اختلاط کامل منفرد ، بازده تصفیه بیشتری دارند یا ظرفیت تصفیه بیشتری را فراهم می کنند؛ در نتیجه، ساختار فرآیند لجن فعال مرحله ای در تاسیسات مختلف با مقیاس کامل استفاده شده است.

شکل ۱۷-۲ نمودار کلی فرآیند لجن فعال مرحله ای



شکل ۱۸-۲ تغییرات سرعت جذب اکسیژن در فرآیند لجن فعال مرحله ای



حجم اکسیژن در طراحی مرحله ای: در طرح های راکتور اختلاط کامل مرحله ای ، مقدار مورد نیاز اکسیژن متغیر است و در مرحله اول، به قدری زیاد است که قابلیت انتقال حجمی اکسیژن تجهیزات هوادهی را با مشکل مواجه می کند . با استفاده از دیفیوزرهای هوادهی با حباب ریز و تراکم بالا مانند پانل های هوادهی غشایی ، سرعت انتقال اکسیژن ۱۰۰-۱۵۰ mg/L.h امکان پذیر است که بعضی از سازنده ها مدعی سرعت بالاتر می باشند . تغییرات سرعت جذب اکسیژن (OUR_s) در هر یک از مراحل چهارگانه فرآیند لجن فعال (بصورت تابعی از اکسیژن مورد نیاز برای نیتریفیکاسیون ، حذف rbCOD ، COD قابل تجزیه ذره ای و تنفس خود تخریبی تعریف شده است) در شکل ۱۸-

۲ نشان داده شده است. بیشتر مقدار rbCOD در مرحله اول مصرف می شود و سرعت جذب اکسیژن (OUR) برای تجزیه pCOD ، مرحله به مرحله کاهش می یابد که تابعی از سینتیک های تجزیه است . سرعتهای نیتریفیکاسیون ممکن است در ابتدای مراحل یک تا سه ، ماکزیمم سرعت سینتیکی درجه صفر باشد که ناشی از غلظت بالاتر آمونیاک در مراحل اولیه است . حجم اکسیژن مورد نیاز برای تنفس خود تخریبی ، مرحله به مرحله نسبتاً ثابت است . توزیع حجم مورد نیاز اکسیژن برای تعیین طراحی هوادهی در فرآیندهای مرحله ای برآورد می‌شود. درصد مصرف کل اکسیژن در یک سیستم چهار مرحله ای ممکن است به ترتیب ۴۰ ، ۳۰ ، ۲۰ و ۱۰ درصد باشد. یک روش طراحی که می توان برای برآورد مقدار مورد نیاز اکسیژن در سیستم مرحله ای استفاده کرد ، محاسبه کل حجم اکسیژن مورد نیاز است که برای فرآیند CMAS انجام شد و سپس توزیع حجم اکسیژن مورد نیاز با توجه به پارامترهای مختلف بیان شده در بالا تخمین زده می شود. با انتخاب مناسب نوع و مکان دیفیوزرها و با تدارک یک سیستم تهیه هوا که DO را در هر قسمت سیستم کنترل می کند ، می توان هوا را در مکان مورد نیاز فراهم کرد. بطور معمول، روشی که در بالا بیان شد ، مورد اطمینان است؛ زیرا در حین چرخه فرآیند، حجم اکسیژن مورد نیاز متناسب با تغییرات بار در طول تانک متغیر خواهد بود.

استفاده از مدلهای شبیه سازی : روش دیگر ، استفاده از مدلهای شبیه سازی است که سینتیک ها و تغییرات غلظت ترکیبات در هر مرحله مورد توجه قرار می گیرد . این روش بطور معمول طراحی بهتری را به دنبال دارد و می توان برای ارزیابی ظرفیت واقعی طرح لجن فعال استفاده کرد . روش شبیه سازی شامل حل یکسری از روابط در هر مرحله برای هر ترکیب می باشد که شامل rbCOD ، pCOD ، آمونیاک ، تنفس خود تخریبی و غلظت جرم سلولی است. مدلها همچنین شامل فسفر و اثر حذف بیولوژیکی فسفر بر طراحی و عملکرد می باشد. یک مثال از مدل کامل شبیه سازی در پایان این بخش ارائه شده است. تاثیر استفاده از یک سیستم چند مرحله ای در مقایسه با یک تانک لجن فعال اختلاط کامل تک مرحله ای برای نیتریفیکاسیون در مثال ۴-۲ توضیح داده شده است.

مثال ۴-۲ ارزیابی راکتورهای مرحله ای برای نیتریفیکاسیون : عملکرد یک سیستم لجن فعال اختلاط کامل چهار مرحله ای با حجم مساوی در هر مرحله را با یک سیستم تک مرحله ای برای انجام عمل نیتریفیکاسیون مقایسه کنید. زمان ماند هیدرولیکی برای هر دو سیستم ۸ ساعت است و SRT مشابه استفاده می شود. سیستم تک مرحله ای برای رساندن غلظت ازت آمونیاکی به mg/l ۰/۵ در پساب خروجی با شرایط زیر و استفاده از ضرایب سینتیکی جدول ۱۱-۲ طراحی شده است.

فرضیات و شرایط طراحی:

پارامتر	واحد	مقدار
دما	$^{\circ}C$	۱۸
μ_m	g /g .d	۰/۶۵۵
K_n	g NH_4-N/m^3	۰/۶۷

Y_n	g VSS/g NH_4-N.d	۰/۱۲
K_{dn}	g /g .d	۰/۰۷۴
آمونیاک ورودی	g/m^3	۳۰
آمونیاک خروجی	g/m^3	۰/۵
DO	g/m^3	۲
K_0	g/m^3	۰/۵
نسبت برگشت RAS	بدون واحد	۰/۵

توجه : $g/m^3 = mg/l$

راه حل:

۱- مقدار SRT و غلظت باکتریهای نیتریفایر را برای یک سیستم تک مرحله ای با $t = 8h = 0.33d$, $N = 0.5 g/m^3$ تعیین کنید.

الف) سرعت رشد ویژه را با استفاده از رابطه ۹۳-۱ جدول ۵-۲ حل کنید.

$$\mu_n = \left(\frac{\mu_{nm} N}{K_n + N}\right)\left(\frac{DO}{K_0 + DO}\right) - k_{dn}$$

$$= \left\{\frac{(0.655\, g/g.d)(0.5\, g/m^3)}{\left[(0.67+0.5)\, g/m^3\right]}\right\}\left\{\frac{(2\, g/m^3)}{\left[(0.5+2) g/m^3\right]}\right\} = 0.074\, g/g.d$$

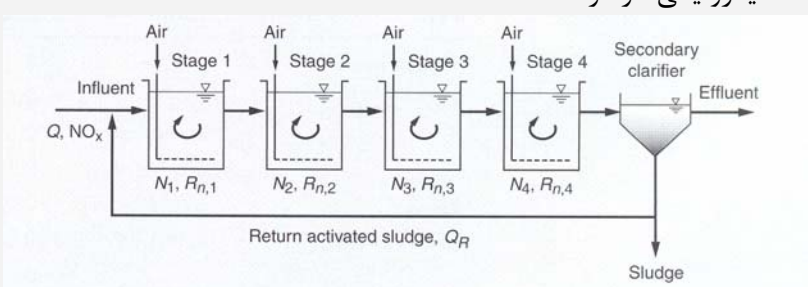
ب) مقدار SRT را با استفاده از رابطه۳۷-۱ بدست آورید.

$$SRT = \frac{1}{\mu_n} = \frac{1}{0.15\, g/g.d} = 6.7\, d$$

ج) با استفاده از رابطه اصلاح شده ۴۳-۱ ، غلظت باکتریهای نیتریفایر را بدست آورید.

$$X_n = \frac{(SRT) Y_n (NO_x)}{t\left[1 + (k_d) SRT\right]} = \frac{(96.7\, d)(0.12\, g/g)(30\, g/m^3)}{(0.33\, d)\left[1 + (0.074\, g/g.d)(6.7\, d)\right]} = 48.9\, g/m^3$$

۲- موازنه جرمی نیتروژن را در سیستم چهار مرحله ای انجام دهید که حجم هر مرحله برابر و در شکل زیر نشان داده شده است. حجم کل سیستم چهار مرحله ای با حجم سیستم CMAS برابر می باشد. زمان ماند هیدرولیکی هر مرحله = $0.333\, d / 4 = 0.0833\, d$



الف) مرحله اول:

تولید + خروجی - ورودی = مجموع

$$\frac{dN_t}{dt}V = Q(NO_x) + Q_R N_4 - (Q+Q_R)N_1 - R_{n,1}V$$

معادله سرعت نیتریفیکاسیون، از رابطه ۱۵-۱ گرفته شده است که شامل تصحیح غلظت DO می باشد و بصورت زیر داده شده است:

$$R_{n.1} = \left(\frac{\mu_m}{Y_n}\right)\left(\frac{N_1}{K_n + N_1}\right)\left(\frac{DO}{K_0 + DO}\right)X_n$$

Q = دبی فاضلاب ، $m^3.d$

NO_x = ازت آمونیاکی قابل دسترس در پساب ورودی = ۳۰ g/m^3

Q_R = دبی جریان برگشتی از مرحله ۴ ، $m^3.d$

Q/Q_R = ۰/۵

N_4 = غلظت ازت آمونیاکی مرحله ۴ ، g/m^3

N_1 = غلظت ازت آمونیاکی مرحله ۱ ، g/m^3

$R_{n.1}$ = سرعت نیتریفیکاسیون مرحله ۱ ، $g/m^3.d$

X_n = غلظت باکتری نیتریفایر ، g/m^3

غلظت باکتری نیتریفایر مشابه مقدار محاسبه شده برای سیستم CMAS است ؛ زیرا حجم مشابهی از ازت آمونیاکی حذف شده است و سیستم دارای SRT مشابهی می باشد.

در حالت ثابت $dN_t / dt = 0$

$$NO_x + Q_R / QN_4 - (1 + Q_R / Q) / N_1 - R_{n.1}V / Q = 0$$

$$NO_x + 0.5\,N_4 = 1.5\,N_1 + R_{n.1}(t)$$

t = ۰/۰۸۳۳ روز ، زمان ماند مرحله ۱

NO_x = ۳۰ g/m^3

ب) برای مرحله دوم، از روش مشابه مرحله اول استفاده کنید .

$$V\frac{dN_2}{dt} = (Q+Q_R)N_1 - (Q+Q_R)N_2 - R_{n,2}V$$

$$1.5\,N_1 = 1.5\,N_2 + R_{n.2}(t)$$

ج) مرحله ۳ :

$$1.5N_2 = 1.5N_3 + R_{n.3}(t)$$

د) مرحله ۴ :

$$1.5N_3 = 1.5N_4 + R_{n.4}(t)$$

۳- $R_{n.i(i=1-4)}$ تابعی از غلظت ازت آمونیاکی در هر مرحله است:

برای مرحله ۱ :

$$R_{n.1} = \left[\frac{(0.655\,g/g.d)}{90.12\,g\,VSS/g\,NH_4 - N)}\right]\left\{\frac{N_1}{[(0.67+N_1)g/m^3]}\right\}\left\{\frac{(2\,g/m^3)}{[(0.5+2)g/m^3]}\right\}(48.9\,g/m^3)$$

۴- روابط بالا برای چهار مرحله با برنامه صفحات گسترده حل شده است که با مرحله یک شروع می

شود . مقدار N_4 بصورت فرضی در نظر گرفته شده و براساس محاسبات مکـرر ، تنظـیم شـده اسـت . غلظت ازت آمونیاکی خروجی برای هر مرحله محاسبه شده است :

مرحله	غلظت آمونیاک ، g/m^3
۱	۱۲/۲
۲	۴/۷
۳	۰/۵
۴	۰/۰۳

۵- براساس نتایج بالا ، مقدار مشابه نیتریفیکاسیون که بصورت تئوری با مرحله ای کردن بدسـت مـی آید، ۷۵ درصد حجم تانک هوادهی مورد نیاز در طراحی CMAS است.

شکل ۱۹-۲ تصویر راکتورهای جریان قالبی طرح تصفیه فاضلاب Owls Heod ، نیویورک(سازمان حفاظـت محـیط زیست شهر نیویورک)

فرآیندهای حذف BOD و نیتریفیکاسیون

در ۳۰ سال گذشته فرآیندهای لجن فعال اختلاط کامل متعددی بـرای حـذف مـواد آلـی (BOD) و نیتریفیکاسیون گسترش پیدا کرده است. تعدادی از فرآیندها تغییر یا اصلاح فرآیند اصلی می باشد که برای دستیابی به اهداف مختلف عملیاتی بوجـود آمـده اسـت . توصـیف و نمـودار جریـان بـرای بیـان فرآیندهای مورد استفاده در حذف BOD و نیتریفیکاسیون در جدول ۱۵-۲ ارائه شده است. فرآیندها بر اساس ساختار اصلی راکتور تقسیم بندی شده اسـت کـه شـامل جریـان قـالبی ، اخـتلاط کامـل و سیستم هایی که بصورت متوالی بهره برداری می شود. نمایی از طرح بزرگ تصفیه فاضلاب با اسـتفاده از راکتورهای جریان قالبی در شکل ۱۹-۲ نشان داده شده است. فرآینـدها از نظـر سـاختار هـوادهی،

طراحی تجهیزات هوادهی، زمان ماند جامدات، نحوه بهره برداری و توانایی حذف نیتروژن متفاوت می باشد و برخی اختصاصی است.

فرآیندهای هوادهی با سرعت بالا ، تثبیت تماسی و فرآیندهای اکسیژن با خلوص زیاد که اصولاً برای حذف BOD تنها ، استفاده شده است، در زمان ماند جامدات کوتاه طراحی شده و نسبت به سایر فرآیندها به مکان کمتری نیاز دارند. در جایی که نیتریفیکاسیون برای دستیابی به استانداردهای تخلیه مورد نیاز نیست، سه فرآیند بیان شده در بالا بویژه برای شهرهای بزرگ که محدودیت زمین دارند، مناسب است. فرآیندهای اختلاط کامل ، تغذیه مرحله ای و جریان قالبی متداول برای حذف BOD و نیتریفیکاسیون استفاده می‌شود و با توجه به دمای فاضلاب و مقدار تصفیه مورد نیاز، محدوده گسترده ای از SRT بکار برده شده است. فرآیند کراس به ندرت استفاده شده است؛ اما این فرآیند برای نشان دادن این موضوع بیان شده است که چگونه نیتروژن اکسیده شده برای کمک به تجزیه BOD در عبور اولیه از تانک هوادهی جریان قالبی استفاده می شود.

در برابر فرآیندهای بیان شده در بالا ، فرآیندهای هوادهی گسترده متداول، نهرهای اکسیداسیون و فرآیندهای اربال[1] و بیولاک[2] بیانگر روش متفاوتی در تصفیه بیولوژیکی فاضلاب می باشد(هر سه نوع اخیر را در شکل ۲۰-۲ ببینید). این فرآیندها معمولاً با حذف تصفیه اولیه و هضم بی هوازی از سیستم کلی، سیستمهای بسیار ساده تری را بکار می گیرند. تانکهای هوادهی بزرگتر با SRT طولانی تر معمولا بیش از ۲۰ روز استفاده شده است . این روش برای جوامع کوچکتر که زمین در آنجا مسئله جدی نمی باشد و بهره برداری ساده تر ترجیح داده می شود، مناسب است . حجم زیاد تانک هوادهی باعث متعادل شدن مناسب بارها و جریانهای زیاد می‌شود و پساب خروجی با کیفیت بالا تولید می کند . به استثنای فرآیند هوادهی گسترده ، معمولاً این سیستم ها برای انجام دنیتریفیکاسیون همراه با نیتریفیکاسیون بهره برداری می شود. در هوادهی و اختلاط فرآیندهای با جریان کانالی (نهرهای اکسیداسیون و فرآیندهای اربال و CCAS) ، انرژی کمتری برای اختلاط نسبت به هوادهی مورد نیاز است؛ بطوریکه طراحی تجهیزات هوادهی، بجای اختلاط براساس دستیابی به اکسیژن مورد نیاز است. در مقایسه با فرآیندهای هوادهی گسترده متداول، انرژی کمتری مورد نیاز است. در گذشته تصور می شد که فرآیندهای هوادهی گسترده و نهر اکسیداسیون برای تثبیت مناسب لجن بیولوژیکی در بازیافت ، نیاز به زمان ماند جامدات طولانی دارند. هرچند با وضع قوانین دقیق تر تثبیت لجن بیولوژیکی (بخش ۱۴ را ببینید)، تاسیسات جداگانه هضم هوازی برای رسیدن به نیازهای مورد نظر در بازیافت استفاده شده است. تعدادی فرآیند لجن فعال که بصورت متوالی بهره برداری می شود و از تانک های مجزا برای جداسازی مایع مخلوط استفاده نمی کند در جدول ۱۵- ۲ توصیف شده است. این فرآیندها شامل راکتور منقطع متوالی، راکتور با تخلیه منقطع و سیستم با لجن برگشتی است. بهره برداری معمولاً براساس زمان ماند جامدات و هیدرولیکی طولانی می باشد. این فرآیندها بدلیل

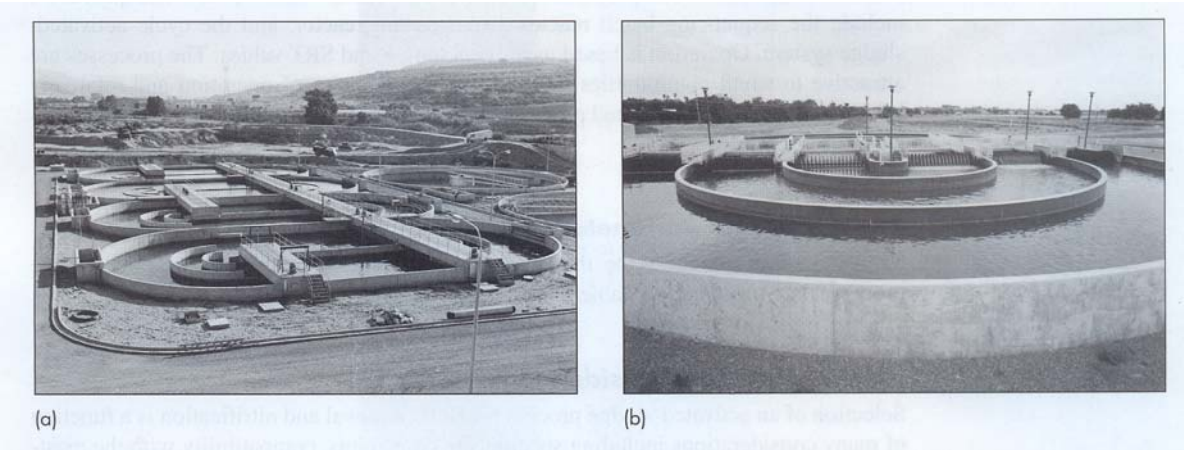
[1] .orbal= كروي
[2] .biolac

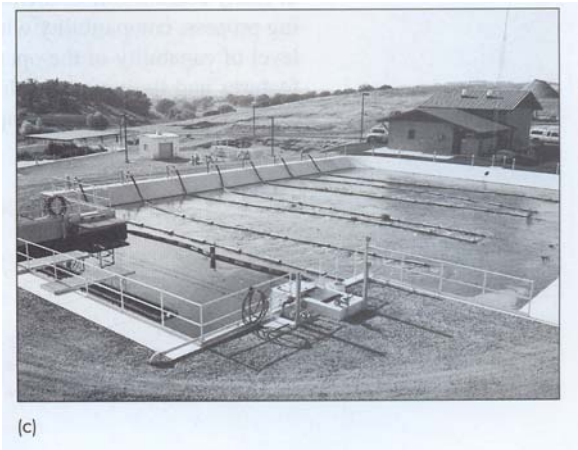
ساده بودن بهره برداری و هزینه نسبتاً پایین برای جوامع کوچک مناسب است. همچنین فرآیندهای با بهره برداری متوالی همانطور که در بخش ۵-۲ بحث شد، برای حذف نیتروژن مطلوب می باشد.

پارامترهای طراحی فرآیند

پارامترهای متداول مورد استفاده برای طراحی و بهره برداری فرآیندهای مختلف لجن فعال در جدول ۱۶-۲ ارائه شده است.

شکل ۲۰-۲ تصویر فرآیندهای لجن فعال الف) نهر اکسیداسیون با هواده های برسی ب) فرآیند اربال با هواده های دیسکی ج) فرآیند بیولاک با زلال ساز مربوط



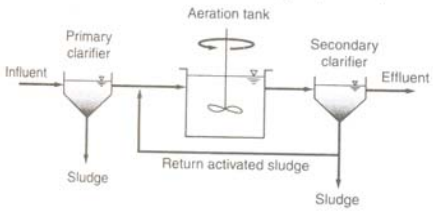
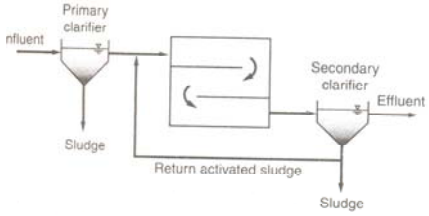


ملاحظات انتخاب فرآیند

انتخاب فرآیند لجن فعال برای حذف BOD و نیتریفیکاسیون تابعی از پارامترهای متعدد شامل محدودیتهای ویژه مکانی، سازگاری با فرآیندهای موجود، سازگاری با تجهیزات موجود، نیازهای تصفیه در حال و آینده، سطح قابلیت ایمنی در بهره برداری، هزینه های سرمایه گذاری و هزینه های بهره

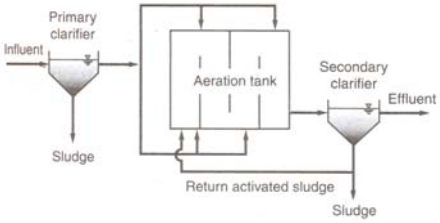
برداری است. محدودیتها و شکلهای مهم گزینه های مختلف فرآیندی لجن فعال در جدول ۱۷-۲ خلاصه شده است که بر انتخاب فرآیند در کاربردهای خاص، موثر می باشد.

جدول ۱۵-۲ توصیف فرآیندهای لجن فعال برای حذف BOD و نیتریفیکاسیون

فرآیند	توصیف
اختلاط کامل	
الف) لجن فعال با اختلاط کامل (CMAS) 	فرآیند CMAS ، شکلی از رژیم جریان در یک راکتور مخلوط شده با جریان پیوسته می باشد . فاضلاب ته نشین شده و لجن فعال برگشتی معمولاً در چند نقطه تانک هوادهی وارد می شوند. بار آلی در تانک هوادهی ، غلظت MLSS و حجم اکسیژن مورد نیاز در تانک بصورت یکنواخت است. مزیت فرآیند CMAS این است که بارهای ناگهانی که در تصفیه فاضلابهای صنعتی اتفاق می افتد ، ترقیق می کند. فرآیند CMAS از نظر بهره برداری نسبتاً ساده است ؛ اما غلظت کم سوبسترای آلی (به عبارتی نسبت F/M پایین) رشد باکتریهای رشته ای را تشویق می کند که باعث مشکلات حجیم شدن لجن می شود.
جریان قالبی	
ب)جریان قالبی متداول 	فاضلاب ته نشین شده و لجن فعال برگشتی (RAS) وارد انتهای جلویی تانک هوادهی می شود و با هوادهی مکانیکی یا دیفیوزری مخلوط می شود . معمولاً ۵-۳ کانال (مسیر) مورد استفاده است . در طرحهای اولیه ، معمولا کاربرد هوا در طول تانک بصورت یکنواخت بود ؛ بر این اساس معمولا غلظت اکسیژن محلول در ابتدای مسیر تانک کم بود . در طراحی های پیشرفته ، سیستم هوادهی طوری طراحی می شود که اکسیژن مورد نیاز را در طول تانک بصورت هوادهی مرحله ای تامین کند ؛ برای مثال در ابتدا سرعت تزریق بالاتر و در نزدیک انتهای تانک ، مقدار آن کمتر است . در طول دوره هوادهی ، جذب ، لخته سازی و اکسیداسیون مواد آلی اتفاق می افتد . جامدات لجن فعال در تانک ته نشینی ثانویه جدا می شود .
ج)هوادهی با سرعت بالا(جریان قالبی متداول را ببینید)	هوادهی با سرعت بالا ، فرآیندی تغییر شکل یافته است که در آن مقدار کم MLSS با بارگذاری حجمی BOD

زیاد ترکیب می شود . سیستم با سرعت بالا به وسیله زمان ماند هیدرولیکی کوتاه ، نسبت زیاد برگشت لجن ، بارگذاری F/M زیاد ، غلظت MLSS نسبتاً کم ، متمایز شده است . سیستم های با سرعت بالا در مقایسه با سیستمهای اختلاط کامل یا جریان متداول قالبی ، پسابی با کیفیت پایین تر از نظر TSS و BOD تولید می کند ، زیرا در بارگذاری بالا باید توجه بیشتری برای در حفظ بهره برداری ثابت انجام شود . اختلاط کامل و هوادهی خیلی مهم است .

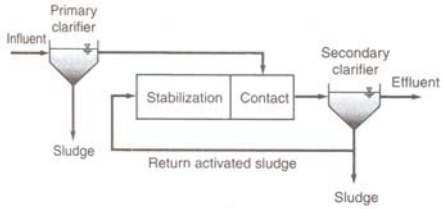
د)تغذیه مرحله ای



تغذیه مرحله ای شکل تغییر یافته ای از فرآیند جریان قالبی متداول است که فاضلاب ته نشین شده برای ایجاد F/M یکنواخت ، از ۳-۴ نقطه وارد تانک هوادهی می شود ؛ بنابراین اکسیژن مورد نیاز در حالت پیک ، کمتر خواهد شد . معمولاً سه یا تعدادی بیشتر کانال موازی استفاده می شود . انعطاف در بهره برداری یکی از مهمترین مزیت های این فرآیند است ؛ زیرا توزیع فاضلاب ورودی متناسب با شرایط بهره برداری تغییر می کند . غلظت MLSS ممکن است در ابتدا زیاد باشد که مقدار آن mg/l ۹۰۰۰-۵۰۰۰ است و در مراحل بعدی که جریان ورودی اضافه می شود ، غلظت پایین تر است . فرآیند تغذیه مرحله ای توانایی دریافت جامدات بیشتری دارد و بنابراین همانند فرآیند جریان قالبی متداول ، در حجم برابر دارای SRT بالاتر است . همچنین فرآیند تغذیه مرحله ای را می توان بصورت تثبیت تماسی بهره برداری کرد که تنها با وارد کردن در مرحله پایانی انجام می گیرد. و جریانهای زیاد در آب و هوای مرطوب را می توان در مرحله آخر بصورت کنارگذر عبور داد ؛ بطوریکه بار جامدات در زلال ساز ثانویه حداقل باشد .

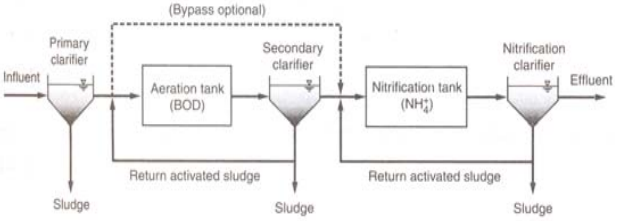
ه) تثبیت تماسی

در فرآیند تثبیت تماسی ، دو تانک هوادهی مجزا یا تانک دو قسمتی برای تصفیه فاضلاب و تثبیت لجن فعال استفاده می شود . لجن فعال تثبیت شده با فاضلاب ورودی (خام یا ته نشین شده) در منطقه تماس مخلوط شده است . زمان ماند منطقه تماس، نسبتاً کوتاه (۶۰-۳۰ دقیقه) و غلظت MLSS در منطقه تماس نسبت به منطقه تثبیت، کمتر است . حذف سریع BOD محلول در منطقه تماس اتفاق می افتد و مواد آلی ذره ای و کلوئیدی برای تجزیه بعدی در منطقه تثبیت، داخل لخته های لجن فعال به دام می افتد. در منطقه تثبیت، لجن فعال



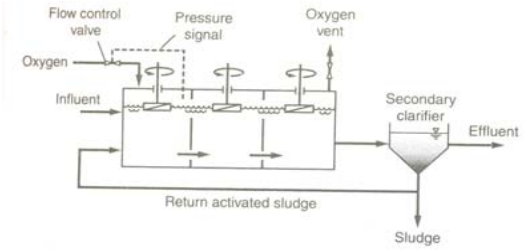
برگشتی (RAS) هوادهی می شود و زمان ماند حدود ۲-۱ ساعت می باشد تا زمان ماند محلولی کافی برای تثبیت لجن فراهم شود . بدلیل اینکه غلظت MLSS در منطقه تثبیت خیلی بالاتر است ، فرآیند تثبیت تماسی نیاز به مقدار هوادهی کمتری نسبت به فرآیندهای جریان قالبی متداول یا اختلاط کامل با SRT مشابه دارد. فرآیند برای حذف BOD گسترش یافته است و زمان تماس کوتاه ، حجم BOD محلول تجزیه شده و اکسیداسیون آمونیاک را محدود می کند.

و) لجن دومرحله ای



فرآیند لجن دوگانه ، یک سیستم دو مرحله ای برای حذف BOD با استفاده از لجن فعال سرعت بالا است و در مرحله دوم برای انجام نیتریفیکاسیون ادامه می یابد که در SRT طولانی تری بهره برداری می شود . بخشی از فاضلاب ورودی از مرحله اول ممکن است بصورت کنارگذر عبور داده شود تا BOD و جامدات معلق را برای فرآیند نیتریفیکاسیون فراهم کند و لخته سازی و به دام افتادن جامدات را در زلال ساز ثانویه انجام دهد . علت اصلی جدا کردن مرحله حذف BOD از مرحله حذف نیتروژن این است که مواد سمی در مرحله اول تصفیه شود و بدین ترتیب باکتریهای حساس نیتریفایر حفاظت شود . با داشتن برنامه برای پیش تصفیه بهتر فاضلاب های صنعتی ، حذف BOD و نیتریفیکاسیون ، معمولاً در یک فرآیند لجن واحد انجام می شود .

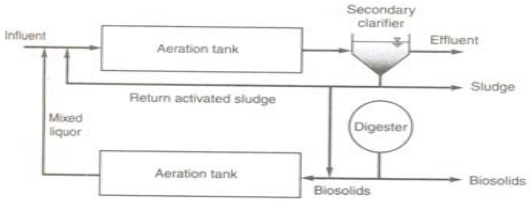
ز)اکسیژن با خلوص بالا



یک راکتور سر پوشیده مرحله ای در فرآیند لجن فعال با اکسیژن خالص بالا استفاده می شود (مک ویتر، ۱۹۷۸). بطور معمول، سه یا چهار مرحله استفاده شده و فاضلاب ورودی ، لجن فعال برگشتی و اکسیژن با خلوص بالا به مرحله اول اضافه می شود. مایع مخلوط و گاز بطور همزمان مرحله به مرحله عبور می کنند. فشار جزئی اکسیژن در طول تانک ممکن است از ۶۰-۴۰ درصد در مرحله اول تا ۲۰ درصد در مرحله آخر باشد. در فشار جزئی زیاد اکسیژن ، سرعت حجمی انتقال بیشتر اکسیژن امکان پذیر است؛ بطوریکه سیستمهای اکسیژن خالص نسبت به فرآیندهای متداول می تواند غلظت MLSS بیشتری داشته باشد و در زمان ماند هیدرولیکی کوتاهتر و بارگذاری حجمی آلی بیشتر بهره برداری شود .مقدار اکسیژن اضافه شده ، ۳-۲ برابر بیشتر از سیستم های هوادهی متداول است. برای فراهم کردن اکسیژن خالص در فرآیند، به تجهیزات تولید اکسیژن در محل نیاز می باشد که این امر ،

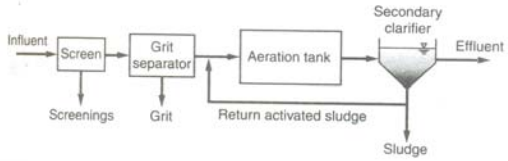
باعث بهره برداری پیچیده نسبت به فرآیندهای لجن فعال متداول می شود . بـدلیل تجمـع دی اکـسید کـربن در گاز و کم کردن pH مایع مخلوط (کمتر از ۶/۵) ، امکان انجام نیتریفیکاسیون در فرآیند اکسیژن با خلـوص بـالا ، محدود می شود . مزایای مهم سیستم اکسیژن خالص شامل نیاز به مکان کم و اگـر نیـاز بـه کنتـرل VOC و بـو باشد، گازهای خروجی را بطور زیادی کاهش می دهد.

ح)فرآیند کراس



فرآیند کراس شکل تغییر یافته فرآیند هوادهی مرحله ای می باشد و در تصفیه فاضلاب صنعتی که کمبود نیتروژن دارند ، استفاده شده است . مایع بالایی هاضم بعنوان یک منبع غذایی به بخـشی از لجـن برگـشتی در یـک تانـک هوادهی جداگانه که برای نیتریفایرها طراحی شده است ، اضافه می شود . مایع مخلوط حاصـل از ایـن عمـل ، بـه سیستم هوادهی اصلی با جریان قالبی اضافه می شود . علاوه بر فراهم شدن نیتروژن ، نیترات قابل استفاده است و حتی در مواقع کمبود اکسیژن، بعنوان گیرنده الکترون مصرف می شود.

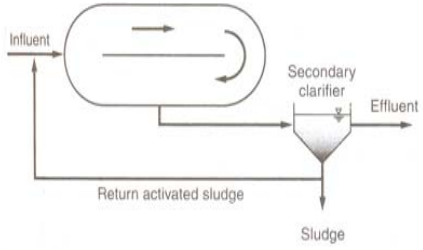
ط) هوادهی گسترده متداول



فرآیند هوادهی گسترده مشابه فرآیند جریان قالبی متداول می باشد؛ با این تفاوت که در فاز تنفس خـود تخریبـی منحنی رشد بهره برداری می شود که نیاز به بارگذاری آلی کم و زمان هوادهی طولانی دارد . بدلیل SRT طولانی (۳۰-۲۰ روز) و زمان ماند هیدرولیکی حدود ۲۴ ساعت ، طراحی تجهیزات هوادهی بـر اسـاس نیازهـای اخـتلاط کنترل می شود و بوسیله مقدار اکسیژن کنترل نمی گردد . فرآیند بطور گسترده برای طرحهای پیش سـاخته در جوامع کوچک استفاده شده است . معمولاً زلال ساز اولیه استفاده نمـی شـود . زلال سـاز ثانویـه نـسبت بـه زلال سازهای ثانویه متداول، در سرعت بارگذاری هیدرولیکی کمتری طراحی می شود تا تغییرات زیاد دبی فاضـلاب در جوامع کوچک را بهتر، کنترل کند. اگرچه جامدات بیولوژیکی بـه خـوبی تثبیـت شـده اسـت، امـا تثبیـت اضـافی جامدات بیولوژیکی برای بازیافت بهتر، مورد نیاز است.

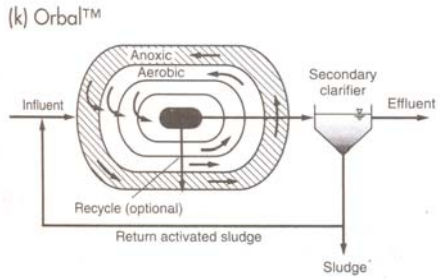
هوادهی گسترده

ی) نهر اکسیداسیون



نهر اکسیداسیون شامل یک کانال دایره ای یا بیضی شکل مجهز به تجهیزات اختلاط و هوادهی مکانیکی است . فاضلاب عبوری از آشغالگیر ، وارد کانال می شود و با لجن فعال برگشتی ترکیب می شود . ترتیب قرار گرفتن تانک و تجهیزات اختلاط و هوادهی باعث می شود جریان در کانال بصورت مخالف یکدیگر باشد ؛ بطوریکه انرژی مصرفی هوادهی در یک سیستم با زمان ماند هیدرولیکی نسبتاً طولانی، برای فراهم کردن اختلاط کافی است . روش اختلاط / هوادهی مورد استفاده ، سرعتی معادل ۰/۲۵-۰/۳ m/s (۰/۸-۱ft/s) در کانال ایجاد می کند که برای معلق نگه داشتن لجن فعال ، کافی است . در این سرعت کانال ، مایع مخلوط ، چرخه تانک را در زمان ۱۵-۵ دقیقه کامل می کند و اهمیت جریان کانال در این است که می تواند فاضلاب ورودی را ۳۰-۲۰ برابر رقیق سازد . در نتیجه ، سینتیکهای فرآیند ، برای راکتور اختلاط کامل و نوع جریان کانال ، قالبی است . هنگامیکه فاضلاب ، منطقه هوادهی را ترک می کند ، غلظت اکسیژن محلول کاهش می یابد و ممکن است دنیتریفیکاسیون رخ دهد . هواده های مکانیکی سطحی یا برسی برای اختلاط و هوادهی استفاده می شود. در اکثر کاربردها ، تانکهای ته نشینی ثانویه مورد استفاده است و در بعضی موارد ، زلال سازهای درون کانالی استفاده شده است.

ک) اربال

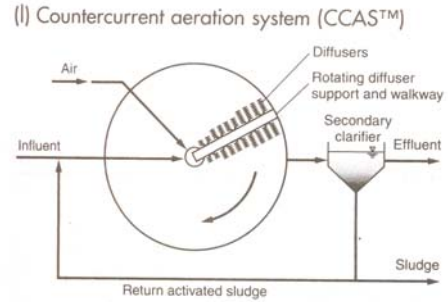


فرآیندهای اربال (Orbal)، شکل تغییر یافته نهرهای اکسیداسیون است که در آن از یکسری کانالهای متحدالمرکز با ساختار مشابه استفاده می شود . فاضلاب وارد کانال بزرگتر بیرونی می شود و مایع مخلوط معمولاً در جهت مرکز ساختار جریان می یابد که قبل از ورود به سیستم زلال ساز داخلی یاحوض توزیع ، از طریق حداقل بیش از دو کانال انجام می گیرد . هواده های دیسکی نصب شده بر شافت افقی ، هوادهی را انجام می دهد. عمق کانال در محدوده ای بیش از ۴/۳ متر (۱۴ فوت) است. در نوعی از طراحی سیستم اربال (Bionutre)، نسبت هوادهی در ابتدای کانال محدود می شود؛ بطوریکه هر دو عمل نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون (شرایط انوکسیک) اتفاق می افتد.

ل)سیستم هوادهی با جریان مخالف

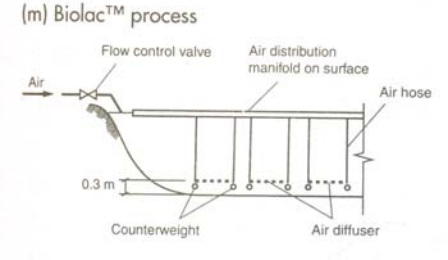
در فرآیند (CCAS) ، یک سیستم اختصاصی هوادهی بکار گرفته شده است که دیفیورزهای هوا در کف یک پل

چرخان در تانک هوادهی دایره ای قرار گرفته است . به دلیل حرکت چرخشی پل که نسبت به محتوای تانک هوادهی دارای سرعت بیشتری است ، حبابهای ریز در یک حرکت جاروبی ، در جلو پل شناور پخش می شود . هنگامیکه هوا قطع می شود ، حرکت دیفیوزرها ، انرژی اختلاط کافی را برای معلق نگه داشتن محتویات داخل تانک فراهم می کند . فرآیند در غلظت اکسیژن mg/l ۱-۰/۷ بهره برداری می شود . غلظت کم اکسیژن محلول ، برای انجام نیتریفیکاسیون در زمان ماند جامدات طولانی ، کافی است ؛ در حالیکه اگر شرایط انوکسیک گسترش یابد، دنیتریفیکاسیون ایجاد می شود . سیستم معمولاً با SRT هوادهی گسترده طراحی می شود.



م)فرآیند بیولاک

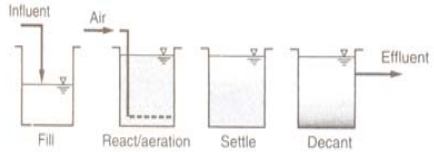
بیولاک یک فرآیند انحصاری می باشد که ترکیبی از زمان ماند جامدات طولانی همراه با هوادهی مستغرق داخل حوضهای خاکی است. دیفیوزرهای غشایی با حباب ریز به زنجیرهای هوادهی معلق متصل شده است که بوسیله هوای آزاد شده از دیفیوزرها ، در عرض تانک حرکت می کند . عمق حوض های هوادهی معمولا ۴/۶-۲/۴ متر (۱۵-۸ فوت) می باشد. فرآیند برای نیتریفیکاسیون با زمان ماند جامدات از ۷۰-۴۰ روز طراحی می شود . نسبت F/M بین ۰/۱-۰/۰۴ و غلظت MLSS بین mg/l ۵۰۰۰-۱۵۰۰ است. تغییر فرآیند استاندارد ، تحت عنوان اکسیداسیون موجی شناخته شده است که باعث می شود نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون بیولوژیکی بطور همزمان با استفاده از زمان بندی کردن سرعت جریان هوا در هر زنجیر هوادهی اتفاق می افتد. ممکن است از زلال ساز داخلی یا خارجی استفاده شود.



سیستمهای با بهره برداری متناوب

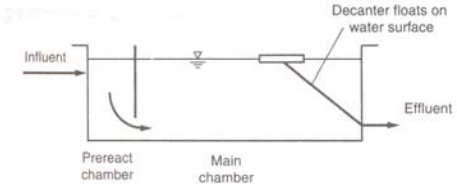
راکتور منقطع متوالی (SBR)

SBR یک نوع سیستم راکتور پر و خالی شونده است که دارای راکتور اختلاط کامل منفرد می باشد؛ بطوریکه تمام مراحل فرآیندهای لجن فعال در آن اتفاق می افتد. برای تصفیه فاضلاب شهری با جریان پیوسته، حداقل دو تانک مورد استفاده است؛ بطوریکه یک تانک در حال پر شدن است و تانک دیگر در مرحله واکنش، ته نشینی جامدات و تخلیه پساب می باشد. SBR دارای چند سیکل در روز است ، یک سیکل معمول ممکن است شامل ۳ ساعت پر شدن، ۲ ساعت هوادهی، ۰/۵ ساعت ته نشینی و ۰/۵ ساعت تخلیه مایع صاف شده باشد. مرحله سکون



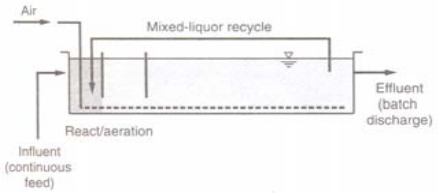
نیز ممکن است برای انعطاف پذیری در جریانهای زیاد ، در نظر گرفته شود . مـایع مخلـوط در تمـام چرخـه هـا ، داخل راکتور باقی می ماند ؛ در نتیجه به تانک ته نشینی ثانویه جداگانه نیاز نیست . تخلیه مایع صاف شده بوسیله مکانیسم های تخلیه کننده ثابت یا شناور انجام می شود . معمولاً زمان مانـد هیـدرولیکی در SBR بـین ۳۰-۱۸ ساعت است که بر اساس دبی ورودی و حجم تانک مورد استفاده می باشد . هوادهی ممکن است با هواده های جت یا دیفیورزهای حباب درشت با اختلاط دهنده های مستغرق انجام شود. اختلاط جداگانـه باعـث انعطـاف در بهـره برداری می شود و برای بهره برداری انوکسیک در حین دوره پر شدن، مفید است. دفع لجن معمولاً در حین دوره هوادهی اتفاق می افتد.

سیستم هوادهی گسترده با سیکل متناوب ، راکتـور تخلیـه منقطـع (ICEAS)



فرآیند ICEAS که در استرالیا توسعه یافته است ، نوعی دیگری از فرآیند SBR می باشد و برای تصفیه فاضلاب هایی با دبی بیش از m^3/d ۵۰۰۰۰۰ مورد استفاده است . فاضلاب ورودی بصورت پیوسته از طریـق چرخـه هـای مشابه SBR شامل واکنش ، ته نشینی و تخلیه وارد می شود . پساب ورودی از یک طرف وارد مخزن بافل دار می شود (یک منطقه واکنش اولیه)؛ بطوریکه جریان در حین دوره ته نشینی و تخلیـه ، مـتلاطم نمـی شـود . جریـان فاضلاب بصورت پیوسته از قسمت باز پایین بافل خارج و وارد منطقه اصلی واکنش می شـود کـه حـذف BOD و نیتریفیکاسیون اتفاق می افتد . بعد از هوادهی و ته نشینی ، بصورت اتوماتیک ، مایع جـدا شـده توسـط مکانیـسم تخلیه کنترل شده زمانی حذف می شود . دفع لجن نیز در این فاز انجام می گیرد .

سیستم لجن فعال گردشی (CAAS)



در فرآیند CAAS از سه منطقه بافل گذاری شده با نسبت حجمی حدود ۱ : ۲ : ۲۰ اسـتفاده مـی شـود و مـایع مخلوط از منطقه ۳ به منطقه ۱ برگشت داده می شود . بدلیل استفاده از SRT طولانی ، نیتریفیکاسیون نیز اتفاق می افتد . احیاء نیترات علاوه بر دوره هوادهی در بهره برداری با غلظت DO کم ، به میزان خیلی زیاد در لایه لجن حین دوره ته نشینی و تخلیه اتفاق می افتد . همانند فرآیند ICEAS ، فاضلاب ورودی بصورت پیوسته وارد مـی شود ، در حالیکه پساب خروجی بصورت منقطع حذف می گردد.

جدول ۱۶-۲ نمونه پارامترهای متداول طراحی مورد استفاده برای فرآیندهای لجن فعال[الف]

نام فرآیند	نوع راکتور	SRT,d	F/M,kg BOD/kg MLVSS.d	بارگذاری حجمی lb BOD/1000ft^3.d	بارگذاری حجمی Kg BOD/m^3.d	MLSS,mg/L	کل t ، ساعت	درصد RAS ورودی[ه]
هوادهی سرعت بالا	جریان پیستونی	۰/۵-۲	۱/۵-۲	۷۵-۱۵۰	۱/۲-۲/۴	۱۰۰۰-۲۰۰	۱/۵-۳	۱۰۰-۱۵۰
تثبیت تماسی	جریان پیستونی	۵-۱۰	۰/۲-۰/۶	۶۰-۷۵	۱-۱/۳	۱۰۰۰-۳۰۰۰[ب] ۶۰۰۰-۱۰۰۰۰[ج]	۰/۵-۱[ب] ۲-۴[ج]	۵۰-۱۵۰
اکسیژن با خلوص بالا	جریان پیستونی	۱-۴	۰/۵-۱	۸۰-۲۰۰	۱/۳-۳/۲	۲۰۰۰-۵۰۰۰	۱-۳	۲۵-۵۰
جریان پیستونی متداول	جریان پیستونی	۳-۱۵	۰/۲-۰/۴	۲۰-۴۰	۰/۳-۰/۷	۱۰۰۰-۳۰۰۰	۴-۸	۲۵-۷۵[و]
تغذیه مرحله ای	جریان پیستونی	۳-۱۵	۰/۲-۰/۴	۴۰-۶۰	۰/۷-۱	۱۵۰۰-۴۰۰۰	۳-۵	۲۵-۷۵
اختلاط کامل	CMAS	۳-۱۵	۰/۲-۰/۶	۲۰-۱۰۰	۰/۳-۱/۶	۱۵۰۰-۴۰۰۰	۳-۵	۲۵-۱۰۰[و]
هوادهی گسترده	جریان پیستونی	۲۰-۴۰	۰/۰۴-۰/۱	۵-۱۵	۰/۱-۰/۳	۲۰۰۰-۵۰۰۰	۲۰-۳۰	۵۰-۱۵۰
نهر اکسیداسیون	جریان پیستونی	۱۵-۳۰	۰/۰۴-۰/۱	۵-۱۵	۰/۱-۰/۳	۳۰۰۰-۵۰۰۰	۱۵-۳۰	۷۵-۱۵۰
تخلیه منقطع	منقطع	۱۲-۲۵	۰/۰۴-۰/۱	۵-۱۵	۰/۱-۰/۳	۲۰۰۰-۵۰۰۰[د]	۲۰-۴۰	NA
راکتور منقطع متوالی	منقطع	۱۰-۳۰	۰/۰۴-۰/۱	۵-۱۵	۰/۱-۰/۳	۲۰۰۰-۵۰۰۰[د]	۱۵-۴۰	NA
سیستم هوادهی جریان متقابل (CCAS)	جریان پیستونی	۱۰-۳۰	۰/۰۴-۰/۱	۵-۱۰	۰/۱-۰/۳	۲۰۰۰-۴۰۰۰	۱۵-۴۰	۲۵-۷۵[و]

الف: (۱۹۹۸)WEF ؛ کریتس و چوبانوگلاس(۱۹۹۸)

ب: MLSS و زمان ماند در تانک تماس

ج: MLSS و زمان ماند در تانک تثبیت

د: در SRT متوسط نیز مورد استفاده است.

ه: براساس جریان متوسط

و: این مقدار برای نیتریفیکاسیون ممکن است افزایش 50-25 درصدی داشته باشد.
NA : قابل کاربرد نمی باشد.

جدول ۱۷-۲ مزایا و معایب فرآیندهای لجن فعال برای حذف BOD و نیتریفیکاسیون

فرآیند	مزایا	معایب
اختلاط کامل	فرآیندی متداول و به اثبات رسیده مناسب برای انواع مختلف فاضلاب ظرفیت رقیق سازی زیاد نسبت به بارهای ناگهانی و سمی مقدار اکسیژن مورد تقاضای یکنواخت طراحی نسبتاً ساده مناسب برای تمام انواع تجهیزات هوادهی	حساس به بالکینگ رشته ای لجن
جریان قالبی متداول	فرآیند اثبات شده دستیابی به مقادیر بالاتر حذف آمونیاک نسبت به فرآیند اختلاط کامل مناسب بودن برای خیلی از حالتهای بهره برداری شامل تغذیه مرحله ای ، طراحی انتخاب کننده و فرآیندهای انوکسیک/هوازی	طراحی و بهره برداری برای هوادهی مرحله ای خیلی پیچیده است . تناسب اکسیژن مورد نیاز در مرحله اول با اکسیژن فراهم شده مشکل است .
سرعت بالا	نسبت به جریان قالبی متداول ، به حجم تانک کمتری نیاز دارد . استفاده از انرژی هوادهی کمتر	بهره برداری با ثبات کمتر ، تولید پساب خروجی با کیفیت پایین تر مناسب نبودن برای نیتریفیکاسیون تولید لجن بیشتر جریانهای ناگهانی زیاد می تواند با خارج کردن MLSS باعث مختل شدن بهره برداری شود .
تثبیت تماسی	نیاز به حجم هوادهی کمتر کنترل جریانهای هوای مرطوب بدون افت MLSS	نیتریفیکاسیون کم یا عدم انجام نیتریفیکاسیون بهره برداری تقریباً پیچیده
تغذیه مرحله ای	توزیع بار برای فراهم کردن مقدار اکسیژن مورد نیاز بصورت یکنواخت جریانهای هوای مرطوب را می توان بصورت کنارگذر به مرحله آخر انتقال داد تا بارهای زیاد جامدات کاهش یابد . قابلیت انعطاف در بهره برداری مناسب بودن برای خیلی از حالتهاب بهره برداری شامل فرآیندهای انوکسیک/ هوازی	بهره برداری خیلی پیچیده معمولاً تقسیم جریان مشخص نیست و یا به درستی انجام نمی شود . طراحی خیلی پیچیده برای فرآیند و سیستم هوادهی
هوادهی گسترده	امکان پساب خروجی با کیفیت بالا بهره برداری و طراحی نسبتاً ساده توانایی تصفیه بارهای سمی و ناگهانی لجن تثبیت شده خوب ، نولید جرم سلولی کم	انرژی هوادهی مورد استفاده زیاد است . تانکهای هوادهی نسبتاً بزرگ بیشتر برای طرحهای کوچک مناسب است .
اکسیژن با خلوص بالا	نیاز به حجم نسبتاً کوچک تانک هوادهی انتشار کمتر گازهای خروجی و VOC معمولاً لجن با ته نشینی خوب تولید می شود. بهره برداری و کنترل DO نسبتاً ساده است	توانایی نیتریفیکاسیون محدود نصب ، بهره برداری و نگهداری خیلی پیچیده تجهیزات تشکیل کف نوکاردیایی جریانهای ناگهانی حداکثر با خارج کردن MLSS ، باعث مختل شدن بهره برداری می شوند .

	مناسب برای انواع مختلف فاضلاب	
نهر اکسیداسیون	قابلیت اعتماد زیاد فرآیند ، بهره برداری ساده	ساختار بزرگ ، نیاز به زمین بیشتر
	توانایی تصفیه بارهای سمی و ناگهانی بدون تاثیر بر کیفیت پساب خروجی	احتمال بالکینگ در نسبت F/M کم
	اقتصادی بودن برای جوامع کوچک	تعدادی از اصلاحات فرآیند نهر اکسیداسیون انحصاری است و ممکن است پرداخت حق مجوز نیاز باشد .
	استفاده از انرژی کمتر نسبت به هوادهی گسترده	نیاز به انرژی هوادهی بیشتر نسبت به تصفیه جریان قالبی و اختلاط کامل متداول .
	مناسب برای حذف مواد مغذی	گسترش ظرفیت طرح مشکل است .
	امکان تولید پساب خروجی با کیفیت بالا	
	لجن تثبیت شده خوب ، تولید جرم سلولی کم	
راکتور منقطع متوالی	فرآیند ساده است . نیاز به زلال ساز نهایی و پمپاژ RAS نمی باشد .	کنترل فرآیند خیلی پیچیده است .
	تاسیسات فشرده ، قابلیت انعطاف در بهره برداری ، حذف مواد مغذی را می توان با تغییرات بهره برداری انجام داد .	جریانهای ناگهانی زیاد می تواند بهره برداری را مختل کند ، مگر اینکه در طراحی محاسبه شده باشد .
		در تخلیه منقطع ممکن است نیاز به یکنواخت سازی قبل از فیلتراسیون و گندزدایی باشد .
	برای کاهش احتمال بالکینگ لجن می توان بصورت یک فرآیند انتخاب کننده بهره برداری کرد	نیاز به مهارت بیشتر در نگهداری ابزارات ، تجهیزات پایش و شیرهای خودکار مورد .
	ته نشینی آرام جداسازی جامدات را افزایش می دهد (SS خروجی کم)	بعضی طرحها از تجهیزات هوادهی با بازدهی کم استفاده می کنند .
	قابلیت کاربرد برای اندازه های مختلف طرح	
هوادهی با جریان مخالف	امکان تولید پساب خروجی با کیفیت بالا ، ضریب انتقال اکسیژن نسبت به سیستمهای هوادهی متداول بیشتر است .	آشغالگیر ریز برای جلوگیری از گرفتگی دیفیوزر مورد نیاز است .
		فرآیند اختصاصی است .
	لجن تثبیت شده خوب	زمان زیاد خارج از خط واحد هوادهی برای نگهداری بر عملکرد فرآیند تاثیر می گذارد .
	تولید جرم سلولی کم	
	طراحی فرآیند را می توان برای انجام حذف مواد مغذی اصلاح کرد .	مهارت زیاد بهره بردار نیاز است

۵-۲ فرآیندهای حذف بیولوژیکی نیتروژن

حذف نیتروژن قبل از تخلیه فاضلاب تصفیه شده به جریان آبهای حساس(برای جلوگیری از اوتریفیکاسیون) یا برای تغذیه آبهای زیرزمینی و یا کاربردهای دیگر بازیافت، اغلب مورد نیاز است. حذف نیتروژن می تواند در یک قسمت مشترک با سیستم تصفیه بیولوژیکی انجام گیرد و یا بصورت یک فرآیند ضمیمه به طرح موجود تصفیه صورت گیرد. هدف از این قسمت همانند قسمت قبل، بیان جزئیات روش طراحی فرآیندهای مورد استفاده برای حذف بیولوژیکی نیتروژن از فاضلاب است. هر چند قبل از توجه به مثالهای طراحی، توصیف اجمالی فرآیند

حذف بیولوژیکی نیتروژن و مسائل طراحی فرآیندهای هوازی/ انوکسیک مناسب است. در ادامه بحث مربوطه به نتایج طراحی ، مثالهای طراحی مربوط به این موارد ارائه شده است: ۱) فرآیند هوازی / انوکسیک ۲) فرآیندهای هوازی / انوکسیک تغذیه مرحله ای ۳) هوادهی متناوب ۴) راکتور منقطع متوالی و ۵) دنیتریفیکاسیون انوکسیک متعاقب با اضافه کردن متانول. به دنبال مثالهای طراحی ، دیاگرام جریان و توصیف تعدادی از فرآیندهای مورد نظر برای حذف نیتروژن ، پارامترهای معمول طراحی فرآیند و پارامترهای انتخاب فرآیند بیان شده است.

مرور فرآیندهای حذف بیولوژیکی نیتروژن

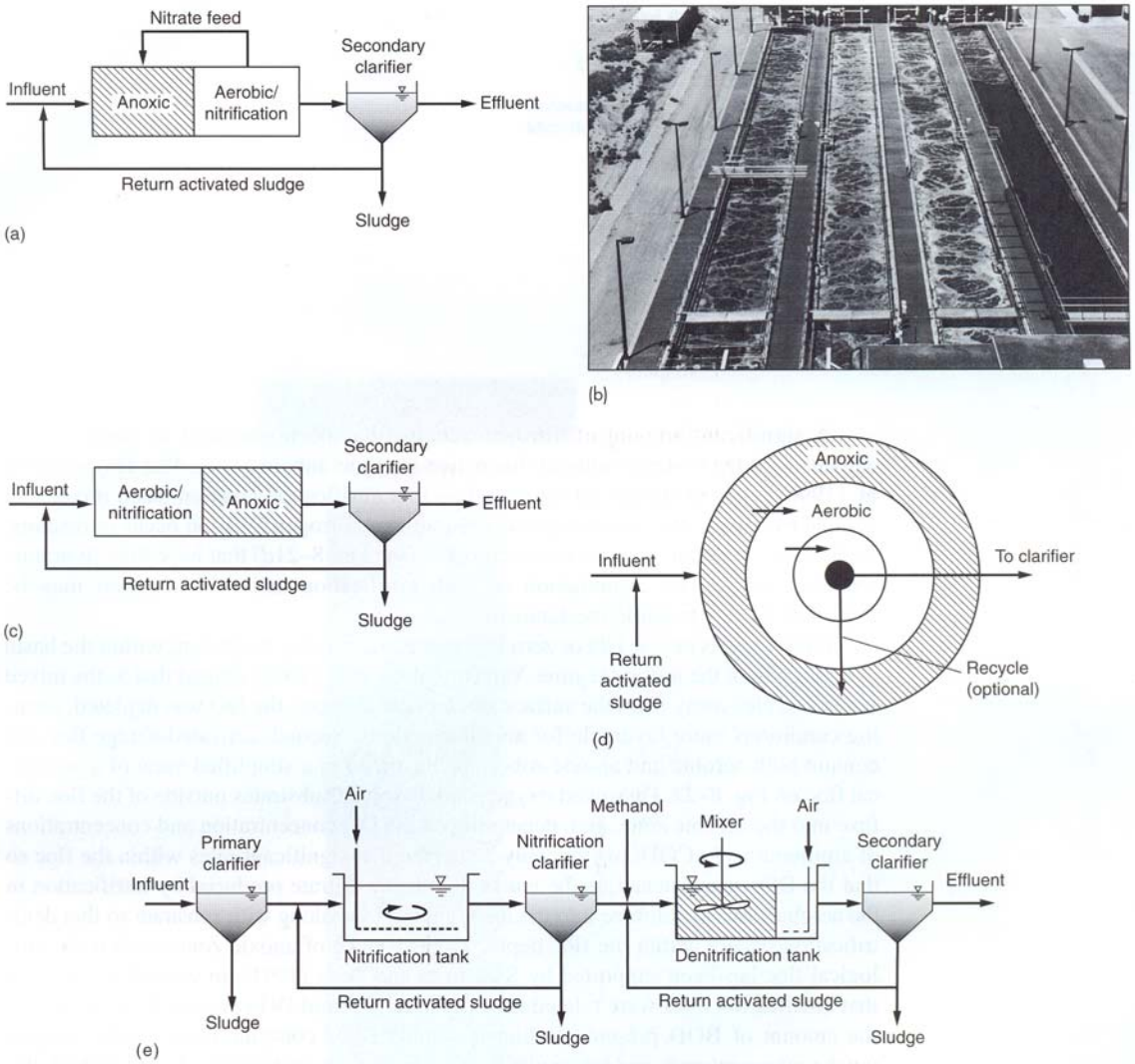
همه فرآیندهای بیولوژیکی حذف نیتروژن دارای یک منطقه هوازی هستند که در آن نیتریفیکاسیون بیولوژیکی اتفاق می افتد. همچنین مقداری حجم یا زمان انوکسیک باید برای انجام دنیتریفیکاسیون بیولوژیکی فراهم شود تا حذف کامل نیتروژن با انجام دو عمل اکسیداسیون ازت آمونیاکی و احیای نیتریت و نیترات به گاز نیتروژن تکمیل شود . همانطور که در پاراگراف ۷-۴ در فصل ۴ بحث شد، احیای نیترات نیاز به دهنده الکترون دارد که می توان به شکل BOD فاضلاب ورودی، تنفس خود تخریبی یا یک منبع کربن خارجی تهیه کرد. انواع فرآیندهای بیولوژیکی حذف نیتروژن رشد معلق را می توان به این صورت طبقه بندی کرد : ۱) لجن منفرد یا ۲) لجن دوگانه . عبارت لجن منفرد به این معنی است که فقط یک واحد جداسازی جامدات در فرآیند مورد استفاده است (معمولاً زلال ساز ثانویه) (شکل الف، ب، ج۲۱-۲ را ببینید). تانک لجن فعال ممکن است به مناطق مختلف با شرایط انوکسیک و هوازی تقسیم شود و مایع مخلوط از یک منطقه به منطقه دیگر پمپ می شود (چرخش داخلی)؛ اما جداسازی جامدات از مایع فقط یک بار اتفاق می افتد . در سیستم لجن دو مرحله ای ، متداول ترین سیستم شامل یک فرآیند هوازی (برای نیتریفیکاسیون) است که در ادامه ، یک فرآیند انوکسیک (برای دنیتریفیکاسیون) می باشد و هر کدام زلال ساز اختصاصی دارند ، بنابراین دو نوع لجن تولید می شود (شکل ۲۱ه-۲ را ببینید). در دنیتریفیکاسیون انوکسیک نهایی ، یک ماده آلی که معمولاً متانول است باید برای تامین نیازهای بیولوژیکی نیترات اضافه شود. بدلیل اینکه سیستم های لجن منفرد، بیشتر مورد استفاده است، در ادامه مطلب بیشتر مورد بحث قرار می گیرد. سپس سیستم لجن دوگانه بطور خلاصه در این بخش بررسی خواهد شد.

فرآیندهای بیولوژیکی حذف نیتروژن با لجن منفرد

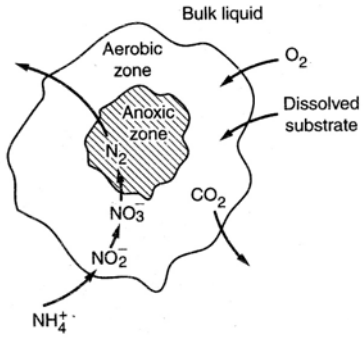
فرآیندهای بیولوژیکی حذف نیتروژن با لجن منفرد براساس اینکه ناحیه انوکسیک، قبل، بعد یا در محدوده ناحیه هوازی نیتریفیکاسیون قرار دارد، تقسیم بندی می شود. این سه حالت که در شکل های الف، ب،ج۲۱-۲ بیان شده است تحت عنوان ۱) انوکسیک اولیه که تماس اولیه فاضلاب و لجن برگشتی در ناحیه انوکسیک می باشد ۲) انوکسیک نهایی که ناحیه انوکسیک

بعـد از منطقـه هـوازی قـرار دارد ۳) فرآینـدهای نیتریفیکاسـیون و دنتریفیکاسـیون همزمـان (SNdN) که هر دو عمل نیتریفیکاسیون و دنتیریفیکاسیون در یک تانک مشابه اتفاق می افتد . در ساختار انوکسیک اولیه (شکل الف۲۱-۲ را ببینید)، نیترات تولیـدی در منطقـه هـوازی بـه قسمت انوکسیک اولیه برگـشت داده مـی‌شـود. سـرعت دنیتریفیکاسـیون تحـت تـاثیر غلظـت rbCOD فاضلاب ورودی ، غلظت MLSS و دما اسـت . طرحهـای انوکـسیک نهـایی (شـکل ج۲۱-۲) ممکن است با یک منبع کربن خارجی یا بدون منبع کربن خارجی بهره برداری شود . فرآیندهای انوکسیک نهایی بدون منبع خارجی کربن ، به تنفس خودتخریبی لجن فعال وابسته اسـت و بـا مـصرف نیتـرات بجـای اکـسیژن ، دهنـده الکتـرون را فـراهم مـی کنـد. سـرعت دنیتریفیکاسیون در مقایسه با روش انوکسیک اولیه که از BOD فاضلاب ورودی بعنوان دهنده الکترون استفاده می کند ۳ تا ۸ برابر کندتر است . در این نوع از تانک انوکـسیک نهـایی بـرای دستیابی به بازده حذف نیترات به مقدار زیـاد ، زمـان مانـد طـولانی مـورد نیـاز خواهـد بـود . همچنین طرحهای لجن منفرد برای نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون همزمـان اسـتفاده شـده است. روشهای نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون همزمـان (SNdN) بـرای اطمینـان از انجـام نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون همزمان در یک تانک به کنترل DO یا سایر روشهای کنترل نیاز دارد.

شکل ۲۱-۲ دیاگرام کلی ساختار چهار فرآیند اساسی حـذف نیتـروژن و تـصویر یـک راکتـور متـداول : الـف) انوکسیک اولیه ب) تصویر راکتور لجن فعال جریان قالبی مورد استفاده بـرای حـذف نیتـروژن (کانـال سـمت راست که بدون هوادهی است قسمت انوکسیک فرآیند می باشـد) ج) انوکـسیک نهـایی د) نیتریفیکاسـیون و دنیتریفیکاسیون همزمان ه) نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون دو مرحله ای (تحت عنـوان لجـن دو گانـه نیـز شناخته شده است).



شکل ۲۲-۲ تصویر یک ذره لجن فعال با توصیف مناطق هوازی و انوکسیک



در سیستم های لجن فعال با لجن منفرد که فاقد منطقه جداگانه انوکسیک می باشد، مقدار زیادی حذف نیتروژن مشاهده شده است. «وان هیستن» و همکاران (۱۹۹۰) کاهش حجم زیادی نیتروژن را در حوض هوادهی نیتریفیکاسیون مختلط و هوادهی شده با هواده های مکانیکی سطحی گزارش نمودند. کاهش زیاد نیتروژن می تواند در راکتورهایی مانند نهر اکسیداسیون یا فرآیندهای مشابه (شکل د۲۱-۲ را ببینید) انجام شود که زمان ماند هیدرولیکی کوتاهی دارد. ترکیب دو عمل نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون ممکن است توسط دو مکانیسم موجود، توجیه شود. ابتدا مناطقی با غلظت اکسیژن محلول کم یا صفر ممکن است در محدوده حوض بصورت تابعی از رژیم اختلاط صورت گیرد . «وان هیستن» و همکاران (۱۹۹۰) بیان کردند که همزمان با دور شدن مایع مخلوط از هواده های مکانیکی سطحی ، DO کاهش می یابد و شرایط مناسب تری برای واکنش های انوکسیک بوجود می آید . دوم ، فلاک لجن فعال می تواند شامل هر دو منطقه هوازی و انوکسیک باشد که نمای ساده ای از فلاک بیولوژیکی در شکل ۲۲-۲ توصیف شد. اکسیژن محلول و سوبسترای محلول در بیرون از فلاک به درون منطقه هوازی نفوذ می کنند و با توجه به غلظت اکسیژن محلول و غلظت آمونیاک و bCOD ممکن است اکسیژن به مقدار زیادی در اطراف فلاک کاهش یابد؛ بطوریکه اکسیژن محلول نمی تواند در تمام عمق فلاک نفوذ کند. نیترات حاصل از فرآیند نیتریفیکاسیون که در منطقه هوازی تولید شده است همراه با سوبسترا به داخل منطقه انوکسیک نفوذ می کند و دنیتریفیکاسیون در عمق فلاک انجام می شود . وجود منطقه انوکسیک در محدوده فلاک بیولوژیکی توسط استنتسروم و سونگ (۱۹۹۱) تایید شد؛ آنها نشان دادند که سرعت نیتریفیکاسیون نه تنها با غلظت DO مایع مخلوط مرتبط است؛ بلکه به مقدار BOD موجود نیز بستگی دارد. در غلظت BOD محلول بیشتر، جذب اکسیژن بیشتر انجام می شود و سرعت نیتریفیکاسیون کمتری در غلظت مشابه اکسیژن محلول مایع مخلوط، مشاهده می شود که بدلیل کاهش منطقه هوازی لخته لجن فعال است.

سرعت نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون در فرآیندهای نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون همزمان (SNdN) باید کمتر از سطح اپتیمم باشد. تنها بخشی از جرم بیولوژیکی برای هر کدام از این واکنشها استفاده شده است. علاوه بر این، بدلیل پایین بودن غلظت اکسیژن محلول ، سرعت نیتریفیکاسیون کمتر می باشد و سرعت دنیتریفیکاسیون بدلیل مصرف مواد آلی در قسمت هوازی فلاک، پایین است . هرچند سیستم هایی با زمان ماند خیلی طولانی مانند نهرهای اکسیداسیون برای انجام سرعت های کمتر نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون دارای حجم کافی می باشند. از بین سه ساختار کلی فرآیند ، فرآیند نیتریفیکاسیون/ دنیتریفیکاسیون با منطقه انوکسیک اولیه (شکل الف۲۱-۲) به دلایل زیر بیشتر مورد استفاده است: ۱) سهولت نسبی در تطابق با طرحهای موجود ۲) مزیت های مربوطه به بهره برداری انتخاب کننده برای کنترل بالکینگ لجن ۳) تولید قلیائیت قبل از مرحله نیتریفیکاسیون و ۴) امکان تبدیل سیستم

تصفیه بیولوژیکی موجود برای حذف نیتروژن در زمانهای ماند نسبتاً کم تا متوسط حوض . همانطور که در قسمت ۶-۲ بحث شد اکثر فرآیندهای حذف نیتروژن می تواند برای حذف بیولوژیکی فسفر استفاده شود . مطالب مربوط به طراحی و مثالهای طراحی مورد استفاده در فرآیندهای حذف بیولوژیکی نیتروژن در زیر بیان شده است. مفاهیم اساسی طراحی را که با مثال نشان داده شد، در ارزیابی سایر فرآیندهای رشد معلق حذف بیولوژیکی نیتروژن استفاده می‌شود.

پارامترهای طراحی فرآیند

در قسمت ۴-۲ ، طراحی فرآیند براساس اصول کلی ارائه شده در فصل ۱ و قسمت های ۲-۲ و ۳-۲ برای حذف BOD و نیتریفیکاسیون بود. در این قسمت ، یک مرحله تصفیه اضافی مانند دنیتریفیکاسیون مورد توجه است و اطلاعات بیان شده مخصوص فرآیند حذف نیتروژن می باشد.

پارامترهای طراحی راکتور انوکسیک / هوازی

نیترات در فرآیندهای انوکسیک/ هوازی (شکل الف۲۱-۲)، از طریق لجن فعال برگشتی و پمپاژ مایع مخلوط از منطقه هوازی وارد راکتور انوکسیک می شود. نیترات در فرآیندهای انوکسیک/ هوازی بروش تغذیه مرحله ای، از طریق جریان مایع مخلوط حاصل از مرحله نیتریفیکاسیون اولیه وارد منطقه انوکسیک می شود . دهنده الکترون بوسیله فاضلاب ورودی به این مناطق انوکسیک اولیه فراهم می شود. پارامترهای اصلی طراحی که بر حذف نیتروژن موثر است عبارتند از : ۱) زمان ماند منطقه انوکسیک ۲) غلظت جامدات معلق فرار مایع مخلوط (MLVSS) ۳) مقدار جریان برگشت داخلی و جریان لجن برگشتی ۴) غلظتBOD ورودی یا COD قابل تجزیه بیولوژیکی (bCOD) ۵) نسبت (rbCOD) COD قابل تجزیه سریع بیولوژیکی و ۶) دما (راندال و همکاران، ۱۹۹۲). غلظت rbCOD ورودی اثر زیادی بر سرعت دنیتریفیکاسیون در منطقه انوکسیک دارد. فاضلابهایی باbCOD ورودی مشابه و نسبت rbCOD بیشتر ، دارای سرعت دنیتریفیکاسیون بیشتری در منطقه انوکسیک می باشد . مناطق انوکسیک بصورت یک مرحله واحد و یا بصورت یکسری از تانکهای اختلاط کامل با زمانهای ماند مختلف یا مساوی طراحی می شود . نیازمندیهای معمول انرژی برای اختلاط مکانیکی در منطقه انوکسیک، محدوده ای از ۸ تا ۱۳ $kW/10^3m^3$ ($hp/10^3ft^3$ ۰/۵ – ۰/۳) می باشد.

دو روش برای طراحی حجم منطقه انوکسیک و تعیین مقدار حذف نیتروژن استفاده می شود . یک روش اصلی طراحی بکارگیری موازنه جرمی نیتروژن است و معمولاً پارامتر طراحی مورد استفاده ، سرعت ویژه دنیتریفیکاسیون (SDNR) بر حسب نیترات احیا شده به g

MLVSS.d می باشد. اخیراً ، مدلهای شبیه سازی مکانیکی کاملی توسعه پیدا نموده است که سرعتهای دنیتریفیکاسیون را با سینتیک های بیولوژیکی اصلی ، مشخصات فاضلاب ، ساختار و حجم تانک هوادهی لجن فعال و SRT مرتبط می سازد .

اکثر مدلهای شبیه سازی براساس مدل ASM1 است که توسط کمیته ای زیر نظر موسسه بین المللی تحقیقات کنترل آلودگی آب (LAWPRC) گسترش یافته است . در حال حاضر مدل ASM1 بدلیل تغییر نام سازمان ، به عنوان مدل IWA (موسسه بین المللی آب) نامبرده می شود. این مدل پیرامون یک مدل اصلی لجن فعال گسترش یافته است که می توان برای توصیف سرعت رشد جرم سلولی و در نتیجه مقدار COD قابل تجزیه و نیتروژن (به هر دو شکل محلول و ذره ای) در سیستم هایی که هر دو منطقه تصفیه هوازی و انوکسیک را دارند استفاده کرد.

ویرایش این مدل، ASM2، برای حذف مشترک فسفر همراه با حذف نیتروژن است (بارکر و دولد، ۱۹۹۷) . در این مدلها ، نیترات توسط جرم سلولی هتروتروف و تحت شرایط انوکسیک در حین مصرف rbCOD یا اسیدهای چرب فرار با زنجیره کوتاه مصرف می شود. سوبسترای rbCOD مصرف شده در واکنش انوکسیک، از طریق فاضلاب ورودی و مقدار تولید شده از هیدرولیز pCOD ورودی در راکتور و آزاد شدن مواد داخلی جرم سلولی ناشی از پدیده لیز شدن (متلاشی شدن) است. توصیف کلی مدل ASM1 در قسمت ۱۰-۲ آورده شده است.

طراحی تانک انوکسیک با استفاده از سرعت ویژه دنیتریفیکاسیون

روش اصلی طراحی براساس استفاده از سرعت ویژه دنیتریفیکاسیون (SDNR) است که برابر با سرعت احیای نیترات به غلظت MLSS در تانک انوکسیک می باشد. مقدار نیترات حذف شده در تانک انوکسیک با رابطه ۴۱-۲ توصیف شده است.

$$NO_r = (V_{nox})(SDNR)(MLVSS) \qquad (2-41)$$

NO_x = نیترات حذف شده ، g/d

V_{nox} = حجم تانک انوکسیک ، m^3

SDNR = سرعت ویژه دنیتریفیکاسیون ، g NO_3-N/g MLVSS.d

MLVSS = غلظت جامدات معلق فرار مایع مخلوط ، mg/l

مقادیر SDNR مشاهده شده برای تانکهای انوکسیک در تاسیسات با مقیاس کامل محدوده ای از g NO_3-N/g MLVSS.d ۰/۰۴-۰/۴۲ دارد (باردیک و همکاران، ۱۹۸۲؛ هنز، ۱۹۹۱؛ برادستریت و جانسو ، ۱۹۹۴؛ ریردون و همکارا ، ۱۹۹۶؛ هونگ و همکاران، ۱۹۹۷؛ موراکامی و بابکوک، ۱۹۹۸). مقدار SDNR مشاهده شده برای دنیتریفیکاسیون انوکسیک نهایی بدون منبع کربن خارجی محدوده ای از g NO_3-N/g MLVSS.d ۰/۰۴ − ۰/۰۱ است.

براساس سرعتهای دنیتریفیکاسیون مشاهده شده در طرحهای با مقیاس کامل و طرحهای پایلوت، روابط تجربی بوجود آمده است که بین SDNR و نسبت F/M تانک انوکسیک اولیه

بر حسب BOD یا COD رابطه برقرار می کند (U.S.EPA,۱۹۹۳). رابطه متداول مورد استفاده به این صورت توصیف شده است (باردیک و همکاران، ۱۹۸۲؛ U.S.EPA ,۱۹۹۳) :

$$SDNR = 0.03(F/M) + 0.029 \qquad (2-43)$$

F/M = BOD مصرفی به MLVSS در روز در تانک انوکسیک

رابطه بالا بر اساس اطلاعات جمع آوری شده در فرآیندهای انوکسیک / هوازی در دمای مایع مخلوط با محدوده ۲۰-۲۵˚C بود. برآورد محتاطانه SDNR با استفاده از رابطه ۴۲-۲ ، انجام می گیرد؛ زیرا MLVSS ارزیابی شده در سیستم شامل نسبت جرم سلولی فعال نسبتاً کمی است و فاضلاب دارای غلظت rbCOD نسبتاً پایینی می باشد. چنین روابط تجربی مانند آنچه در بالا بیان شد در عمل دارای محدودیتهایی است؛ زیرا مقدار SDNR به تعدادی از پارامترها بستگی دارد که بصورت محلی و خاص طراحی می باشد؛ این فاکتورها شامل نسبت جرم سلولی فعال در مایع مخلوط، غلظت rbCOD در منطقه انوکسیک و دما است. پارامترهای مذکور تحت تاثیر اندازه ناحیه انوکسیک، غلظت nbVSS و rbCOD فاضلاب ورودی و SRT طراحی می باشد. بنابراین، این روابط تجربی تنها تخمین اولیه از SDNR را فراهم می-کند. مقادیر SDNR طراحی در دمای ۲۰˚C در نمودار ۲۳-۲ ارائه شده است. معمولاً این مقادیر قابل کاربرد می باشد و می توان برای فاضلابهایی با نسبتهای rbCOD مختلف (rbCOD/bCOD) و جامدات فرار غیر قابل تجزیه بیولوژیکی خنثی استفاده کرد . مطابق با نمودار ۲۳-۲ ، نسبت F/M و مقدار $SDNR_b$ تنها براساس غلظت جرم سلولی فعال هتروتروف در مایع مخلوط است؛ بطوریکه این مقادیر را می توان در اکثر موقعیت ها بدون توجه به مقدار جامدات غیرقابل تجزیه در مایع مخلوط وSRT بکار برد .

نسبت F/M_b بعنوان تابعی از نسبت بارگذاری BOD به حجم انوکسیک و غلظت جرم سلولی هتروترف بصورت زیر تعریف شده است:

$$F/M_b = \frac{QS_0}{(V_{nox})X_b} \qquad (2-43)$$

F/M_b = نسبت غذا بر حسب BOD به میکروارگانیسم بر حسب غلظت جرم سلولی فعال

Q = دبی ورودی ، m^3/d

S_0 = غلظت BOD ورودی ، mg/l

V_{nox} = حجم انوکسیک ، m^3

X_b = غلظت جرم سلولی در منطقه انوکسیک ، mg/l

منحنی های نشان داده شده در نمودار ۲۳-۲ براساس نتایج شبیه سازی مدل موازنه جرمی pbCOD ، rbCOD ، نیترات و بیومس در تانک انوکسیک است . در زمان ماند هیدرولیکی کمتر ، F/M_b بالاتر می باشد که باعث غلظت بیشتر rbCOD در منطقه انوکسیک و در

نتیجه سرعت واکنش بیولوژیکی و SDNR بیشتر می شود. مقدار برگشت جریان داخلی از منطقه هوازی و اثرات دما محاسبه شده بود . ضرایب بیوسینتیکی مورد استفاده در شبیه سازی مدل در جدول ۱۸-۲ خلاصه شده است و مقادیر پارامترهای کمبود مدل ASM1 (گرادی و همکاران، ۱۹۸۶) همراه با سینیتیک های rbCOD تحت شرایط انوکسیک توسط استنسل و هورن (۲۰۰۰) از آزمایش تاسیسات مختلف تصفیه فاضلاب شهری بدست آمد . روش طراحی با استفاده از مقادیر $SDNR_b$ نمودار ۲۳-۲ به محاسبه غلظت VSS جرم سلولی فعال در مایع مخلوط با استفاده از روش ارائه شده قبلی در مثال ۲-۲ نیاز دارد. با استفاده از غلظت جرم سلولی محاسبه شده ، اثرات SRT در روش طراحی محاسبه می شود. همچنین نسبت F/M_b بر حسب BOD در شکل ۲۳-۲ بر اساس غلظت جرم سلولی فعال است. نسبت F/M_b (رابطه ۴۳-۲)در راکتورهای انوکسیک چند مرحله ای با استفاده از حجم مرحله ای محاسبه شده برای SDNR بعلاوه حجم مرحله قبل آن بدست می آید. در نسبت F/M_b زیاد که در شکل ۲۳-۲ نشان داده شد ، همزمان با افزایش خیلی زیاد غلظت rbCOD در تانک انوکسیک ، مقدار SDNR به ماکزیمم سرعت اشباع می رسد. سرعت اشباع ماکزیمم تنها برای طراحی انتخاب کننده های با نسبت F/M_b زیاد بکار می رود که در این انتخاب کننده ها، زمان ماند ناحیه انوکسیک اولیه کمتر از ۲۰-۱۰ دقیقه است. در زمانهای ماند طولانی ناحیه انوکسیک (حدود ۳ تا ۶ ساعت) ، مقادیر $SDNR_b$ در نسبت های F/M_b کمتر بدست خواهد آمد . روش طراحی به تصحیح مقادیر SDNR نمودار ۲۳-۲ برای نسبت های جریان برگشتی داخلی و دما نیاز دارد. تصحیح دما با استفاده از رابطه زیر انجام می شود :

$$SDNR_T = SDNR_{20}\theta^{T-20} \qquad (2-44)$$

θ = ضریب دما (۱/۰۲۶)

T = دما ، درجه سانتیگراد

SDNR در تانک انوکسیک اولیه تحت تاثیر سرعت برگشت داخلی می باشد که اغلب بعنوان نسبت جریان برگشت داخلی (IR) شناخته شده است. نسبت IR برابر سرعت جریان برگشتی به دبی فاضلاب ورودی است. در نسبت های IR بالاتر ، مقدار rbCOD ورودی بیشتری در راکتور انوکسیک با مایع مخلوط حاصل از تانک هوازی رقیق می شود و باعث سرعت کمتر دنیتریفیکاسیون می‌شود.

تصحیح SDNR طراحی با ضرایب برگشت داخلی بزرگتر از ۱ در زیر نشان داده شده است. مقدار SDNR را می توان از طریق مقادیر داده شده زیر درون یابی کرد . اگر نسبت F/M کمتر و یا برابر۱ باشد، هیچ تصحیحی مورد نیاز نیست.

$$IR = 2 \qquad SDNR_{adj} = SDNR_{IR1} - 0.0166\ln(F/M_b) - 0.0078 \qquad (2-45)$$

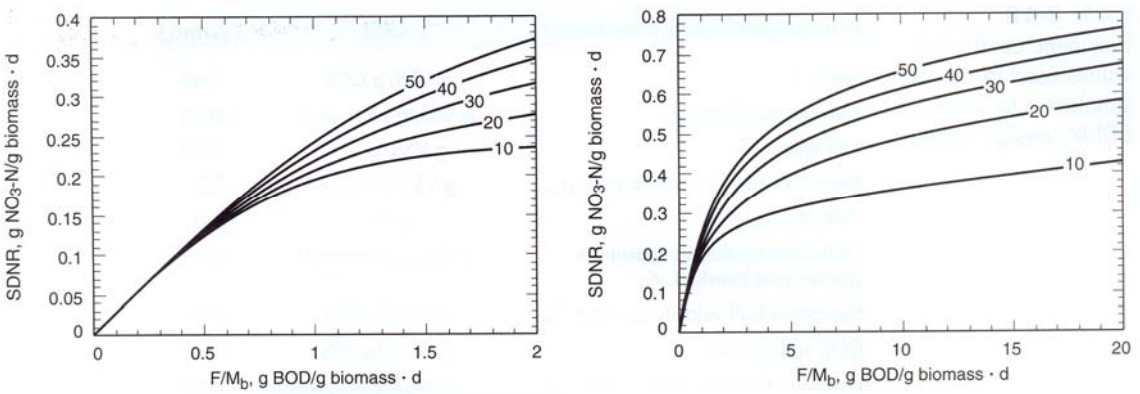
$$IR = 3-4 \qquad SDNR_{adj} = SDNR_{IR1} - 0.029\ln(F/M_b) - 0.012 \qquad (2-46)$$

$SDNR_{adj}$ = SDNR تنظیم شده برای تاثیر جریان برگشت داخلی

$SDNR_{IR1}$ = مقدار SDNR برای نسبت برگشت داخلی = ۱

F/M_b = نسبت F/M بر حسب BOD براساس حجم ناحیه انوکسیک و غلظت جرم سلولی فعال ، g/g.d

نمودار ۲۳-۲ نمودار سرعت ویژه دنیتریفیکاسیون ($SDNR_b$) بر اساس غلظت جرم سلولی در دمای ۲۰˚C در برابر نسبت (F/M_b) جرم سلولی برای درصدهای مختلف rbCOD مرتبط با COD قابل تجزیه بیولوژیکی در فاضلاب ورودی



جدول ۱۸-۲ مقادیر ضریب بیوسینتیکی مورد استفاده در شبیه سازی مدل برای توسعه منحنی هـای طراحـی $SDNR_b$.

پارامتر ضریب سینتیکی	واحد	مقدار
بازده ، Y	g VSS/g COD	۰/۴
تجزیه خودتخریبی ، K_d	g VSS/g biomass.d	۰/۱۵
دورریز سلولی ، f_d	g VSS/g VSS	۰/۱
ماکزیمم سرعت رشد ویژه ، μ_m	g VSS/g VSS.d	۳/۲
ثابت نیم سرعت ، K_s	g/m^3	۹
ثابـت مـاکزیمم سـرعت ویـژه هیدرولیز ذره ، K_h	g VSS/g biomass.d	۲/۸
ثابت نیم سرعت هیدرولیز ، K_X	g VSS/g VSS	۰/۱۵
COD جرم سلولی	g COD/g VSS	۱/۴۲
نسبت باکترهای دنیتریفایر ،	g VSS/g VSS	۰/۵

جدول ۱۹-۲ روش محاسباتی برای طراحی فرآیند انوکسیک / هوازی

۱- دبی و مشخصات فاضلاب شامل غلظت rbCOD و نیازمندیهای خروجی را تعیین کنید.

۲- روش بیان شده در جدول ۱۲-۲ برای طراحی ناحیه هوازی فرآیند نیتریفیکاسیون را به استثنای مراحل ۱۳ تا ۱۸ که بعد از طراحی راکتور انوکسیک انجام می شود، ادامه دهید.
۳- غلظت جرم سلولی را در مایع مخلوط حاصل از طراحی نیتریفیکاسیون تعیین کنید.
۴- نسبت برگشت داخلی (IR) را با استفاده از مقدار NO_x تعیین شده در مرحله ۹ طراحی نیتریفیکاسیون و غلظت نیترات خروجی مطلوب تعیین کنید.
۵- مقدار نیترات ورودی به تانک انوکسیک را تعیین کنید . طراحی بر اساس این فرض است که ضرورتاً تمام نیترات ورودی به ناحیه انوکسیک احیاء خواهد شد . غلظت ۰/۳-۰/۱ میلیگرم در لیتر نیترات با توجه به طراحی باقی می ماند. زیرا نیترات ، سرعت واکنش دنیتریفیکاسیون را تنها در غلظتهای خیلی کم محدود می کند.
۶- ساختار و حجم ناحیه انوکسیک ، تک مرحله ای یا چندمرحله ای را تعیین کنید.
۷- نسبت F/M_b را بر اساس غلظت تعیین شده مایع مخلوط در طراحی نیتریفیکاسیون محاسبه کنید.
۸- از نمودار ۲۳-۲ و تصحیح مناسب دمایی و نسبت IR برای بدست آوردن $SDNR_b$ در حوض انوکسیک استفاده کنید .
۹- با استفاده از غلظت جرم سلولی $SDNR_b$ و حجم ناحیه انوکسیک ، مقدار نیترات حذف شده در تانک انوکسیک را محاسبه کنید . مقدار حذف مورد نیاز را با حذف تمام نیترات در جریان برگشتی ورودی به ناحیه انوکسیک مقایسه کنید.
۱۰- مراحل طراحی ناحیه انوکسیک را ضرورتاً تا بدست آوردن طراحی مطمئن تکرار کنید.
۱۱- حجم مورد تقاضای اکسیژن را تعیین کنید.
۱۲- قلیائیت اضافی را در صورت نیاز تعیین کنید.
۱۳- زلال ساز ثانویه را طراحی کنید.
۱۴- سیستم انتقال اکسیژن هوادهی را طراحی کنید.
۱۵- کیفیت پساب خروجی نهایی را خلاصه کنید.
۱۶- جدول خلاصه طراحی را تهیه کنید.

روش طراحی فرآیند انوکسیک / هوازی: روش طراحی فرآیند انوکسیک/هوازی در جدول ۱۹-۲ بیان شده است. نسبت rbCOD فاضلاب ورودی ، یک پارامتر مهم طراحی است و اگر مشخص نباشد می توان یک مقدار محتاطانه بین ۲۵-۱۵ درصد کل bCOD را استفاده کرد . بعد از تعیین مشخصات فاضلاب ورودی ، در مرحله اول طراحی ، نیاز به طراحی راکتور هوازی نیتریفیکاسیون می باشد که مشابه روش بیان شده در قسمت ۴-۲ است. حجم منطقه هوازی بر اساس استفاده از SRT هوازی در نیتریفیکاسیون است و حجم تانک هوازی و مایع مخلوط تنها برای محاسبه دفع لجن متناسب با SRT می باشد. هنگامی که حجم راکتور انوکسیک و مایع مخلوط در نظر گرفته شود، SRT کل فرآیند طولانی تر خواهد بود . اکسیژن مورد نیاز هوادهی نسبت به طراحی نیتریفیکاسیون تنها کمتر است؛ زیرا همزمان با مصرف نیترات ، مقداری از bCOD ورودی در تانک انوکسیک اولیه مصرف می شود. موازنه جرمی نیتروژن برای تعیین این موارد باید انجام شود:۱) چه مقدار نیترات در ناحیه هوازی تولید می شود ۲)

نسبت جریان برگشتی داخلی برای دستیابی به غلظت نیترات مورد نظر در پساب خروجی چه مقدار است. موازنه جرمی برای نیترات تولیدی در ناحیه هوازی محاسبه می شود. حجم نیترات تولیدی در ناحیه هوازی براساس دبی ورودی و غلظت نیتروژن، حجم مصرفی برای سنتز سلولی، ازت آمونیاکی پساب خروجی و غلظت نیتروژن آلی محلول در پساب خروجی است. بعنوان یک روش طراحی محتاطانه ، همه TKN ورودی قابل تجزیه بیولوژیکی فرض می شود و غلظت نیتروژن آلی محلول در پساب خروجی نادیده گرفته می شود . نیترات تولیدی شامل کل جریان عبوری منطقه هوازی است که شامل جریان برگشتی داخلی، RAS و جریان پساب خروجی می باشد . موازنه جرمی به این صورت بیان می شود:

نیترات لجن فعال برگشتی (RAS) + نیترات جریان برگشتی داخلی+ نیترات پساب خروجی= نیترات تولیدی در ناحیه هوازی ، kg/d

$$QNO_x = N_e(Q + IRQ + RQ) \qquad (2-47)$$

$$IR = \frac{NO_x}{N_e} - 1 - R \qquad (2-48)$$

IR = نسبت جریان برگشت داخلی (دبی برگشت داخلی به دبی ورودی)

R = نسبت برگشت RAS (دبی RAS به دبی ورودی)

NO_x = نیترات تولیدی در ناحیه هوازی بصورت غلظت مرتبط با جریان ورودی، NO_3-N/L

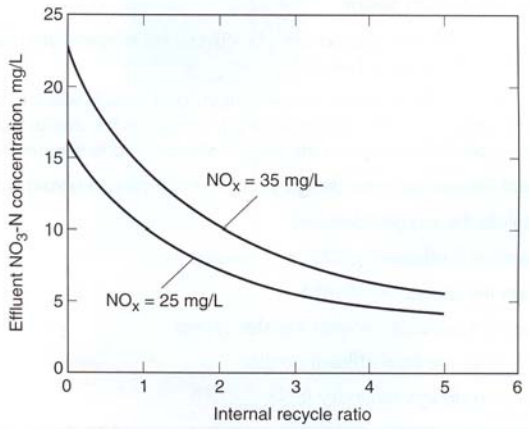
Ne = غلظت ازت نیتراته خروجی ، mg/l

تاثیر نسبت IR بر غلظت ازت نیتراته خروجی برای مقادیر داده شده نیترات تولیدی (NO_x) و نسبت برگشت RAS برابر ۰/۰۵ در شکل ۲۴-۲ بیان شده است. هنگامی که NO_x بیشتری در ناحیه هوازی تولید می شود، نسبت IR بیشتری برای تولید غلظت مشابه ازت نیتراته در پساب خروجی نیاز است . برای دستیابی به استاندارد ۱۰ میلی گرم TN در لیتر یا کمتر باید غلظت طراحی ازت نیتراته خروجی mg/l ۷-۵ استفاده شود (توجه : انتخاب مقادیر طراحی بر اساس تغییر عملکرد طرحهای تصفیه فاضلاب در بخش ۱۵ بحث شده است). نسبت برگشت داخلی حدود ۴-۳ متداول می باشد؛ اما نسبتهای بین ۳-۲ نیز برای تصفیه فاضلاب های با غلظت TKN ورودی کمتر استفاده شده است. نسبتهای برگشت بالاتر از ۴ معمولاً قابل توجیه نیست؛ زیرا حذف تصاعدی ازت نیتراته پایین است و اکسیژن محلول بیشتری از ناحیه هوازی به انوکسیک برگشت داده می شود.

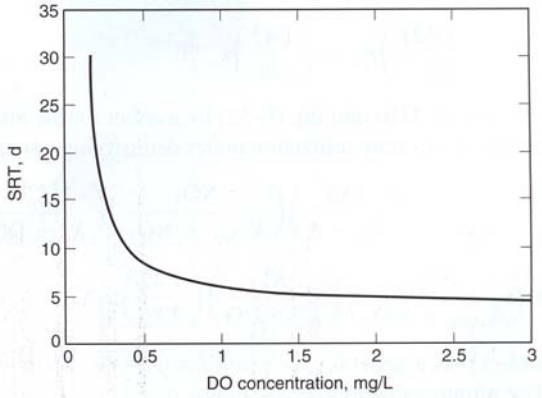
مقدار اکسیژن محلول که در اثر برگشت داخلی جریان از ناحیه هوازی وارد ناحیه انوکسیک می شود باید کاهش یابد؛ زیرا rbCOD توسط اکسیژن مصرف می شود و مقدار کمتری برای احیای نیترات قابل استفاده است. در بعضی از طرحها ، قسمتهایی از ناحیه هوازی برای کنترل DO بافل گذاری می شود ؛ بطوریکه غلظت DO در جریان برگشتی را می توان کنترل و

کاهش داد . همچنین باید به این نکته توجه نمود که فاضلاب ورودی در مسیر طرح قبل از تانک انوکسیک بطور زیاد، هوادهی نشده باشد.

نمودار ۲۴-۲ تاثیر سرعت برگشت داخلی بر غلظت نیترات خروجی (نسبت RAS=۰/۵) برای یک فرآیند انوکسیک / هوازی



نمودار ۲۵-۲ تاثیر غلظت DO بر SRT مورد نیاز برای دستیابی به غلظت ازت آمونیاکی ۱ mg/l در پساب خروجی در دمای ۲۰˚C و در یک سیستم CMAS که براساس ضرایب سینتیکی موجود در جدول ۱۱-۲ و K_0=۰/۵mg/l



فرآیندهای نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون همزمان (SNdN) با لجن منفرد[1]: در سیستم های نهراکسیداسیون که در غلظت کم اکسیژن محلول (۰/۱-۰/۴ mg/l) و زمان ماند جامدات و زمان هیدرولیکی طولانی بهره برداری می شود، سطوح بالایی از فرآیندهای نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون گزارش شده است(ریتمن و لانگلند، ۱۹۸۵؛ تریودی و هینن، ۲۰۰۰). غلظت کم اکسیژن محلول باعث سرعت کمتر نیتریفیکاسیون می شود؛ زیرا فلاکهای

[1] .single sludge simultaneous nitrification denitrification processes

لجن فعال فقط به مقدار جزئی، هوازی خواهد بود. بنابراین، تنها بخشی از باکتریهای نیتریفایر در فلاک فعال می باشد. علاوه بر این، همانطور که در بخش ۱ نشان داده شد، سرعت نیتریفیکاسیون در غلظت کم اکسیژن محلول ، پایین تر است. نیتریفیکاسیون در نواحی انوکسیک بدلیل کاهش اکسیژن در داخل ذرات فلاک اتفاق می افتد و در نتیجه بطور همزمان نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون انجام می شود. سرعت نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون تابعی از سینتیک های واکنش، اندازه فلاک، دانسیته فلاک، ساختار فلاک، بارگذاری rbCOD وغلظت اکسیژن محلول مایع حجیم است. بدلیل عوامل پیچیده فیزیکی، بطور دقیق نمی توان سرعت نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون را با مدلهای موجود برآورد کرد. هر چند اصلاحیه های کلی مدل رشد مونود را می توان برای تخمین تاثیر غلظت اکسیژن محلول کم بر سرعت نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون و عملکرد سیستم استفاده کرد. سرعتهای رشد ویژه نیتریفیکاسیون بصورت تابعی از غلظت اکسیژن محلول همانند رابطه ۹۳-۱ نشان داده شده است (همچنین جدول۵-۲ را برای تعریف پارامترهای فرمول مشاهده کنید):

$$\mu_n = \left(\frac{\mu_{nm}}{K_N + N}\right)\left(\frac{DO}{K_0 + DO}\right) - k_{dn} \qquad (1-93)$$

بدلیل اینکه SRT فرآیند نیتریفیکاسیون با سرعت رشد ویژه μ_n رابطه عکس دارد، می توان از رابطه ۹۳-۱ برای محاسبه مقادیر SRT مورد نیاز در طراحی استفاده کرد که تابعی از غلظت اکسیژن محلول و ازت آمونیاکی در سیستم اختلاط کامل لجن فعال می باشد. تاثیر غلظت اکسیژن محلول بر SRT طراحی در نمودار ۲۵-۲ نشان داده شده است که برای پسابی با غلظت ازت آمونیاکی ۱ mg/l و دمای ۲۰ درجه سانتیگراد با استفاده از مقادیر ضرایب سینتیکی فرآیند نیتریفیکاسیون در جدول ۱۱-۲ می باشد. برای این محاسبات، ضریب اطمینان مورد استفاده قرار نگرفته است. مقدار SRT واقعی مورد استفاده برای طراحی با توجه به ضریب اطمینان منتخب برای یک سیستم خاص، بیشتر خواهد بود. سرعت نیتریفیکاسیون در غلظت اکسیژن محلول ۰/۲ mg/l برابر ۲۴ درصد سرعت در غلظت اکسیژن محلول ۲ mg/l می باشد که بر اساس مقادیر SRT به ترتیب ۱۹/۹ و۴/۷ روز است.

در بیشتر سیستم های نهر اکسیداسیون که با SRT برابر ۳۰-۲۰ روز بهره برداری می شوند، قابلیت انجام کامل نیتریفیکاسیون در غلظت کم اکسیژن محلول مشهود است. سرعت دقیق نیتریفیکاسیون در غلظت کم اکسیژن محلول ، خاص هر محل است و مقدار K_0 را که می توان در رابطه ۹۳-۱ برای توصیف واکنش استفاده کرد ، تعیین می کند .

سرعت احیای نیترات با سرعت مصرف سوبسترا که در رابطه (۱۱۰-۱) نشان داده شد، بصورت زیر رابطه دارد(همچنین جدول۵-۲ را برای تعریف پارامترهای فرمول مشاهده کنید):

$$r_{su} = -\left(\frac{kXS}{K_S + S}\right)\left(\frac{NO_3}{K_{S.NO_3} + NO_3}\right)\left(\frac{K_0'}{K_0' + DO}\right)(\eta) \qquad (1-110)$$

سرعت مصرف نیترات با استفاده از روش زیر با سرعت مصرف سوبسترا که در رابطه ۱۱۰-۱ نشان داده شد رابطه دارد که ابتدا با سرعت مصرف اکسیژن در ارتباط است. سرعت مصرف اکسیژن (r_0) از طریق رابطه ۵۹-۱ با تقسیم این رابطه به حجم راکتور بدست آمده است. سرعت مصرف اکسیژن ، تفاوت بین سرعت مصرف سوبسترا و سرعت رشد بیومس بر حسب COD بصورت زیر می باشد:

$$r_0 = -r_{su} - 1.42 r_g \qquad (2-49)$$

با جایگزینی رابطه (۲۱-۱) به جای r_g در رابطه (۴۹-۲)، بدست می آید:

$$r_0 = -(1-1.42Y)r_{su} + 1.42 k_d X \qquad (2-50)$$

r_0 = سرعت مصرف اکسیژن، $g/m^3.d$

r_{su} = سرعت مصرف سوبسترا، $g/m^3.d$

r_g = سرعت رشد بیومس خالص، $g/m^3.d$

با استفاده از ۲/۸۶ گرم اکسیژن بازای هرگرم ازت نیتراته (بدست آمده از روابط ۹۸-۱ و۹۹-۱)، سرعت احیای نیترات (r_{NOX})برابر است با:

$$r_{NOX} = R_0 / 2.86 \qquad (2-51)$$

r_{NOX} = سرعت احیای ازت نیتراته، $g/m^3.d$

با محاسبه نسبت جرم سلولی که می تواند از نیترات استفاده کند (η)، r_{NOX} برابر است با :

$$r_{NOX} = -\left(\frac{1-1.42Y}{2.86}\right)r_{su} + \left(\frac{1.42}{2.86}\right)k_d X\eta \qquad (2-52)$$

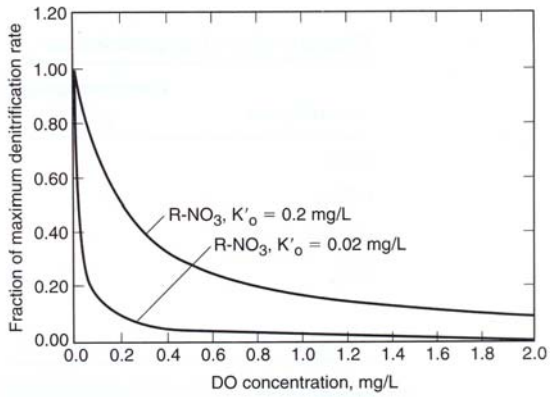
با قرار دادن رابطه (۱۱۰-۱) در رابطه (۵۲-۲)، اثر غلظت اکسیژن محلول و نیترات بر مصرف سوبسترا تحت شرایط دنیتریفایر محاسبه می شود که به این صورت است:

$$r_{NOX} = \left(\frac{1-1.42Y}{2.86}\right)\left(\frac{kXS}{K_S + S}\right)\left(\frac{NO_3}{K_{S.NO_3} + NO_3}\right)\left(\frac{K_0'}{K_0' + DO}\right)(\eta)$$
$$+\left(\frac{NO_3}{K_{S.NO_3} + NO_3}\right)\left(\frac{K_0'}{K_0' + DO}\right)\left(\frac{1.42}{2.86}\right)k_d X\eta \qquad (2-53)$$

رابطه ۵۳-۲ یک معادله عمومی برای سرعت احیای نیترات در راکتور انوکسیک است . سرعت احیای نیترات همانطور که در رابطه ۵۳-۲ نشان داده شد، تابعی از rbCOD ، ازت نیتراته، اکسیژن محلول و غلظت جرم سلولی بعلاوه ضرایب مختلف بیوسنتیکی می باشد. تخمین ضریب بازدارندگی اکسیژن محلول K_0' مشکل است و خاص هر محل می باشد که به اندازه و ساختار فلاک بستگی دارد. تاثیر غلظت اکسیژن محلول بر سرعت دنیتریفیکاسیون برای مقادیر

K'_0 مساوی ۰/۰۲ تا ۰/۲ میلیگرم در لیتر در نمودار ۲۶-۲ نشان داده شده است. سرعت دنیتریفیکاسیون در غلظت اکسیژن محلول ۰/۲ mg/l برابر ۱۰ تا ۵۰ درصد سرعت ماکزیمم آن است. زمان کافی برای دستیابی به بازده زیاد حذف نیترات در سیستم هایی با SRT طولانی و زمان ماند هیدرولیکی حدود ۳۰-۱۸ ساعت وجود دارد؛ حتی در بعضی موارد که بدلیل غلظت کم اکسیژن محلول، سرعت محدود شده است.

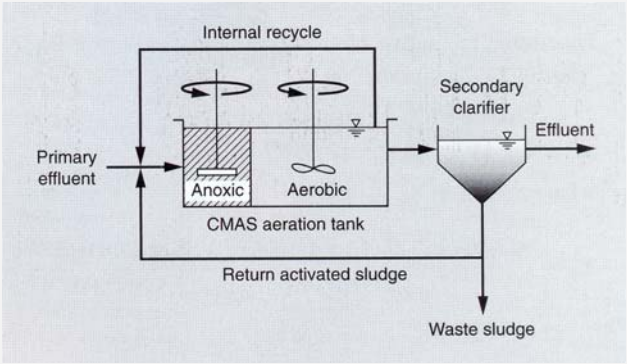
شکل ۲۶-۲ تاثیر غلظت اکسیژن محلول بر سرعت ماکزیمم دنیتریفیکاسیون ($R.NO_3$)



طراحی فرآیند انوکسیک / هوازی

نمونه ای از فرآیند لجن فعال انوکسیک/ هوازی با راکتور اختلاط کامل برای حذف نیتروژن در مثال ۵-۲ ارائه شده است.

مثال ۵-۲ طراحی فرآیند انوکسیک / هوازی : یک حوض انوکسیک اولیه برای فرآیند نیتریفیکاسیون CMAS طراحی کنید که در مثال ۲-۲ توصیف شد تا پساب خروجی با غلظت نیترات برابر ۶ mg/l تولید کند. دیاگرام جریان کلی فرآیند در زیر نشان داده شده است . شرایط طراحی بر اساس اطلاعات داده شده از مثال ۲-۲ می باشد.



مشخصات فاضلاب:

ترکیب	غلظت ، g/m^3

BOD	۱۴۰
bCOD	۲۲۴
rbCOD	۸۰
NO_X	۲۸/۳
TP	۶
قلیائیت	۱۴۰($CaCO_3$)

شرایط طراحی:

پارامتر	واحد	مقدار
میزان جریان ورودی	m^3/d	۲۲۴۶۴
دما	$^\circ C$	۱۲
MLSS	g/m^3	۳۰۰۰
MLVSS	g/m^3	۲۳۷۰
SRT هوازی	روز	۱۲/۵
حجم حوض هوادهی	m^3	۸۴۶۶
انرژی اختلاط	$kW/10^3m^3$	۱۰
نسبتRAS	بدون واحد	۰/۶
R_0	Kg/h	۲۲۵

توجه : $g/m^3 = mg/L$

فرضیات:

۱- غلظت نیترات RAS = ۶ g/m^3

۲- از ضرایب مشابه طراحی فرآیند نیتریفیکاسیون استفاده کنید.

۳- انرژی لازم برای اختلاط در راکتور انوکسیک = ۱۰ $kW/10^3m^3$

حل:

۱- غلظت جرم سلولی فعال را با استفاده از رابطه ۴۳-۱ و جایگزینی V/Q بـه جـای t تعیـین کنید.

$$X_b = \left[\frac{Q(SRT)}{V}\right]\left[\frac{Y(S_0 - S)}{1+kd)\,SRT}\right]$$

$$S_0 - S \approx S_0$$

$$X_b = \frac{(22464\,m^3/d)(12.5\,d)(0.4\,g\,VSS/g\,COD)(224\,g\,bCOD/m^3)}{[1+(0.088\,g/g.d)(12.5\,d)](8466\,m^3)} = 1415\,g/m^3$$

۲- با استفاده از رابطه ۴۸-۲ ، نسبت IR را تعیین کنید.

غلظت ازت نیتراته در تانک هوازی $= N_e = 6\,g/m^3$

$$IR = \frac{NO_x}{N_e} - 1 - R = \frac{(28.3\,g/m^3)}{(6\,g/m^3)} - 1 - 0.6 = 3.1$$

۳- مقدار ازت نیتراته ورودی به تانک انوکسیک را تعیین کنید.

$$\text{دبی تانک انوکسیک} = IR\,Q + RQ$$

$$= 3.1(22464\,m^3/d) + 0.6(22464\,m^3/d) = 83117\,m^3/d$$

$$NO_x \text{ ورودی} = (83117\,m^3/d)(6\,g/m^3) = 498700\,g/d$$

۴- حجم تانک انوکسیک را تعیین کنید.

در ابتدا بصورت تقریبی زمان ماند را ۲/۵ ساعت فرض کنید.

$$t = \frac{2.5\,h}{(24\,h/d)} = 0.104\,d$$

$$V_{nox} = t \times Q = 0.104\,d(22464\,m^3/d) = 2336\,m^3$$

۵- نسبت F/M_b را با استفاده ازرابطه ۴۳-۲ تعیین کنید.

$$F/M_b = \frac{QS_0}{V_{nox}(X_b)} = \frac{(22464\,m^3/d)(140\,g\,BOD/m^3)}{(2336\,m^3)(1415\,g/m^3)} = 0.95\,g/g.d$$

۶- SDNR را با استفاده از منحنی شکل ۲۳-۲ با محدوده F/M بین ۰ تا ۲ تعیین کنید .

$$\text{نسبت rbCOD} = rbCOD/bCOD = (80\,g/m3)(224\,g/m3) = 0.36 = 36\%$$

با توجه به نمودار ۲۳-۲ ، $SDNR_b$ = ۰/۲۲ g/g.d در دمای ۲۰˚C

تصحیح دما را با استفاده از رابطه ۴۳-۲ انجام دهید .

$$SDNR_{12} = 0.22(1.026)^{12-20} = 0.18\,g/g.d$$

۷- مقدار نیترات را که می تواند احیاء شود با استفاده از رابطه ۴۱-۲ تعیین کنید.

الف) NO_3 را براساس زمان ماند هیدرولیکی ۲/۵ ساعت کنترل کنید.

$$NO_r = (V_{nox})(SDNR)(MLVSS, Biomass)$$

$$= (2336\,m^3)(0.18\,g/g.d)(1415\,g/m^3) = 592206\,g/d$$

با مقایسه ۵۹۲۲۰۶ g/d در برابر ۴۹۸۷۰۰ g/d ، حدود ۲۰ درصد ظرفیت حذف اضافی نیترات وجود دارد . بنابراین زمان ماند هیدرولیکی ۲/۵ ساعت قابل قبول است ؛ اما می توان زمان ماند کمتری استفاده کرد.

ب) مقدار زمان ماند هیدرولیکی جدید را برآورد کنید.

زمان ماند جدید هیدرولیکی را انتخاب کنید. اگر SDNR مشابهی استفاده شود ، $t = 2.5\,h/1.2 \approx 2\,h$ ، اما مقدار SDNR بیشتر خواهد شد؛ زیرا در تانک انوکسیک کوچکتر، نسبت F/M بالاتر است. بنابراین زمان ماند هیدرولیکی ۱/۵ ساعت را آزمایش کنید.

$$V_{nox} = (1.5\,h/24\,h/d)(22464\,m^3/d) = 1404\,m^3$$

$$F/M_b = \frac{QS_0}{V_{nox}(X_b)} = \frac{(22464\,m^3/d)(140\,g\,BOD/m^3)}{(1404\,m^3)(1415\,g/m^3)} = 1.58\,g/g.d$$

ج) مقدار SDNR جدید را تعیین کنید.

با استفاده از نمودار ۲۳-۲ ، برای SDNR در دمای ۲۰˚C ، نسبت rbCOD = ۰/۳۶

$SDNR_{20}$ = ۰/۳۱ g/g.d

$$SDNR_{20} = 0.31\, g/g.d$$

$$SDNR_{12} = 0.31(1.026)^{12-20} = 0.25\, g/g.d$$

د) مقدار نیترات قابل احیاء را تعیین کنید (رابطه ۴۱-۲).

$$NO_r = (0.25\, g/g.d)(1404\, m^3)(1415\, g/m^3) = 501541\, g/d$$

نسبت ظرفیت $= 501541/498700 = 1.01$

بنابراین زمان ماند هیدرولیکی ۱/۵ ساعت قابل قبول است.

ه) مقدار محاسبه شده را با مقادیر متداول مشاهده شده SDNR بر حسب MLSS مقایسه کنید.

$$SDNR(MLSS) = 0.25)(Xb/XT) = (0.25)(1415/3000) = 0.12\, g/g.d$$

مقدار محاسبه شده در محدوده مقادیر گزارش شده SDNR قرار دارد (۰/۴۲ g/g.d-۰/۴٪)

۸) به مرحله نیتریفیکاسیون در طراحی مراجعه کنید و مقدار مورد نیاز اکسیژن خالص را تعیین کنید.

$R_0 = 255 kg/h$ (مرحله ۱۷ در مثال ۲-۲ را مشاهده کنید) (بدون دنیتریفیکاسیون)

حجم اکسیژن فراهم شده به وسیله احیاء نیترات بصورت زیر است:

$$\text{اکسیژن موجود} = \left(\frac{2.86\, g\, O_2}{g\, NO_3 - N}\right)[(28.3-6)g/m^3]\left(\frac{22464\, m^3}{d}\right)\left(\frac{1kg}{10^3\, g}\right)$$

$$= 1433\, kg/d = 59.7\, kg/h$$

$$\text{اکسیژن خالص مورد نیاز} = R_0 = (255-59.7)kg/h = 195.3\, kg/h$$

توجه کنید که سرعت هوادهی مورد نیاز متناسب با R_0 کمتر ، کاهش خواهد یافت . اکسیژن مورد نیاز را می توان تا ۲۳/۴ درصد کاهش داد .

۹- قلیائیت را کنترل کنید.

الف) موازنه جرمی قلیائیت را انجام دهید.

قلیائیت تولیدی + قلیائیت مصرفی − قلیائیت ورودی = قلیائیت اضافی برای نگهداری pH برابر ۷

$$\text{قلیائیت ورودی} = 140\, g/m^3\ (CaCO_3)$$

$$\text{قلیائیت مصرفی} = 7.14(28.3\, g\, NO_3 - N/m^3) = 202.1\, g/m^3$$

$$\text{قلیائیت تولیدی} = 3.57[(28.3-6)g/m^3] = 79.6\, g/m^3$$

$$\text{قلیائیت مورد نیاز برای نگهداری pH خنثی} = 80\, g/m^3\ (CaCO_3)$$

ب) رابطه بالا را برای تعیین قلیائیت اضافی حل کنید.

قلیائیتی که باید اضافه شود $= (80 - 140 + 202.1 - 79.6) g/m^3 = 62.5\, g/m^3\ (CaCO_3)$

جرم قلیائیت مورد نیاز $= (62.5\, g/m^3)(22464\, m^3/d)(1kg/10^3 g) = 1404\, kg/d\ (CaCO_3)$

ج) مقدار بدست آمده را با قلیائیت مورد نیاز برای نیتریفیکاسیون تنها، مقایسه کنید.

برای طراحی نیتریفیکاسیون به تنهایی، قلیائیت مورد نیاز kg/d ۳۲۰۳ بود.

مقدار قلیائیت صرفه جویی شده $= 3203 - 1404 = 1799\, kg/d$

۱۰- انرژی مورد نیاز اختلاط در تانک انوکسیک را تعیین کنید.

انرژی اختلاط $= 10\, kW/10^3 m^3$

حجم $= 1404\, m^3$

توان $= (1404\, m^3)(10kW/10^3 m^3) = 14\, kW$

۱۱- جدول خلاصه طراحی را آماده کنید.

پارامتر	واحد	مقدار
ازت نیتراته ورودی	g/m^3	۶
نسبت برگشت داخلی	بدون واحد	۳/۱
نسبت برگشت RAS	بدون واحد	۰/۶
حجم انوکسیک	m^3	۱۴۰۴
MLSS	g/m^3	۳۰۰۰
SNDR کلی	g NO_3-N/g MLSS.d	۰/۱۳
زمان ماند	ساعت	۲/۵
نیروی اختلاط	kW	۱۴
قلیائیت مورد نیاز	Kg/d ($CaCO_3$)	۱۳۹۳

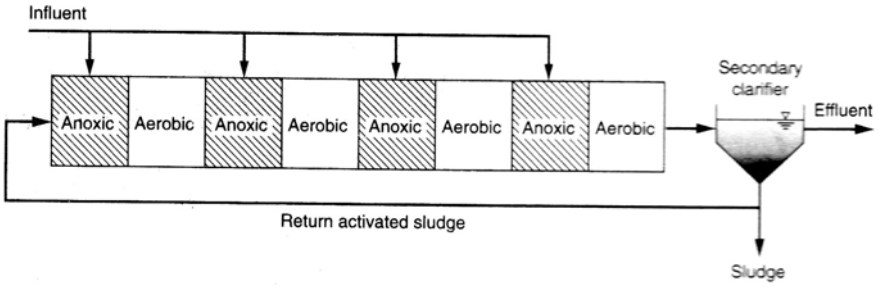
توضیح: در مثال طراحی بالا ، محاسبات بر اساس شرایط متوسط طراحی بود. در طراحی واقعی ، باید یک ضریب اطمینان همانند آنچه در بخش ۳ بحث شد، برای دبی پیک یا بار اضافی در نظر گرفت.

طراحی فرآیند انوکسیک / هوازی بروش تغذیه مرحله ای

تغذیه مرحله ای برای حذف نیتروژن مشابه فرآیند تغذیه مرحله ای توصیف شده برای حذف BOD و نیتریفیکاسیون در بخش ۴-۲ است. برای حذف نیتروژن، فاضلاب از چند نقطه وارد می شود (شکل ۲۷-۲ را ببینید) . در اکثر مواردی که فرآیند تغذیه مرحله ای برای حذف BOD و نیتریفیکاسیون وجود دارد، ارتقاء آن به فرآیند حذف بیولوژیکی نیتروژن هوازی / انوکسیک بروش تغذیه مرحله ای نسبتاً آسان است.

در چنین کاربردهایی، نقاط ورودی پساب و حجم هر کدام از کانالهای مجزا داخل راکتور از قبل مشخص می شود. ترتیب قرار گرفتن تانک معمولاً بصورت متقارن است و حجم عبوری در هر قسمت برابر است. برای طراحی تانک جدید ممکن است از یک طراحی تغذیه مرحله ای بصورت نامتقارن استفاده شود که تقسیم جریان تا حدودی برابر است؛ اما حجم عبوری در هر مرحله همزمان با کاهش غلظت مایع مخلوط از مرحله اول تا آخر، افزایش می یابد. در روش طراحی نامتقارن با استفاده از نسبت F/M مشابه در هر مرحله، از حجم تانک بصورت مفیدتری استفاده می شود. متغیرهایی که در طراحی یک فرآیند حذف بیولوژیکی نیتروژن بروش تغذیه مرحله ای باید در تانک موجود رعایت شود عبارتند از: ۱) توزیع جریان بین مراحل ۲) جدا کردن نسبی بین حجم های هوازی و انوکسیک و ۳) غلظت MLSS در مرحله آخر . انتخاب غلظت MLSS مرحله نهایی معمولاً براساس بارگذاری قابل قبول جامدات در زلال ساز ثانویه است. همانطور که در مثال طراحی بعدی نشان داده می‌شود، زمان ماند جامدات سیستم توسط انتخاب غلظت MLSS مرحله نهایی، نسبت RAS ، تقسیم جریان ورودی و ویژگی های فاضلاب تعیین می شود. با شناخت مقدار زمان جامدات، غلظت باکتریهای نیتریفایر و جرم سلولی در مایع مخلوط تعیین می شود و سپس می توان برای مشخص کردن ظرفیت نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون سیستم استفاده کرد. روش طراحی فرآیند با تکرارهای متوالی و تغییر حجم های انوکسیک / هوازی و تقسیم کردن جریان ، ارزیابی شده و طراحی مطمئن تری بدست آمده است. طراحی یک فرآیند حذف بیولوژیکی نیتروژن بروش تغذیه مرحله ای در مثال ۶-۲ ارائه شده است.

شکل ۲۷-۲ نمودار کلی فرآیند حذف بیولوژیکی نیتروژن بروش تغذیه مرحله ای



مثال ۶-۲ طراحی فرآیند حذف بیولوژیکی نیتروژن بروش تغذیه مرحله ای: مقدار نیتریفیکاسیون و حذف نیترات را در یک فرآیند چهار مرحله ای حذف بیولوژیکی نیتروژن بروش تغذیه مرحله ای و با استفاده از (شکل ۲۷-۲ را مشاهده کنید) دبی ورودی ، مشخصات فاضلاب و دمای مشابه با مثال ۲-۲ تعیین کنید.

فرضیات و شرایط طراحی:

۱- دبی جریان = ۲۲۴۶۴ m^3/d

۲- تانک هوادهی تغذیه مرحله ای به ۴ مرحله مساوی با حجم های مساوی تقسیم می شود که برای مناطق هوازی و انوکسیک مورد استفاده است.

۳- نسبت جریان در هر مرحله به ترتیب ۰/۱ ، ۰/۴ ، ۰/۳ و ۰/۲ دبی ورودی در مراحل یک تا چهار است.

۴- غلظت MLSS در ناحیه هوازی نهایی ۳۰۰۰ mg/l می باشد (مشابه مثال ۲-۲)

۵- نسبت برگشت RAS ($Q_{RAS} = Q$) = ۰/۶

۶- حجم منطقه انوکسیک، ۲۰ درصد حجم کل راکتور است.

۷- حجم کل تانک هوادهی ۹۸۷۰ m^3 است (مطابق با مثال ۲-۲ و ۵-۲ حجم تانک انوکسیک و هوازی ، به ترتیب ۱۴۰۴ m^3 و ۸۴۶۶ است).

۸- اکسیژن محلول تانک هوادهی = ۲ g/m^3

۹- دما = ۱۲°C

۱۰- ازت آمونیاکی پساب خروجی = ۰/۵ g/m^3

ترکیب	غلظت ، g/m^3
BOD	۱۴۰
rbCOD	۸۰
bCOD	۲۲۴
nbVSS	۲۰
TKN	۳۵
TSS_0-VSS_0	۱۰

توجه : g/m3=mg/l

ضرایب سینتیکی حاصل از جداول ۱۰-۲ و ۱۱-۲ و تنظیم شده براساس دما

هتروتروفها :

$$Y = 0.4\, g\, VSS / g\, bCOD$$

$$k_{d,12^0C} = 0.12\, g/g.d(1.04)^{12-20} = 0.088\, g/g.d$$

$$f_d = 0.15\, g/g$$

نیتریفایرها :

$Y_n = 0.12\, g\, VSS / g\, NO_x$

$k_{dn,12^0C} = 0.08\, g/g.d\,(1.04)^{12-20} = 0.06\, g/g.d$

$\mu_{m,12^0C} = 0.75\, g/g.d\,(1.07)^{12-20} = 0.44\, g/g.d$

$K_{n,12^0C} = 0.74\, g/m^3\,(1.053)^{12-20} = 0.49\, g/m^3$

$K_0 = 0.50\, g/m^3$

حل :

۱- حجم ناحیه انوکسیک و هوازی را تعیین کنید. حجم ناحیه انوکسیک ۲۰ درصد کل حجم مطرح شده در مسئله است.

حجم کل $= V = 9870\, m^3$

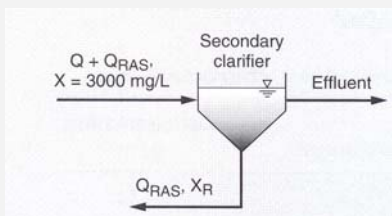
حجم ناحیه انوکسیک $= 0.20\,(9870\, m^3) = 1974\, m^3$

حجم ناحیه هوازی $= 0.80\,(9870\, m^3) = 7896\, m^3$

حجم ناحیه انوکسیک در هر مرحله $= (1974\, m^3)/4 = 943.5\, m^3$

حجم ناحیه هوازی در هر مرحله $= (7896\, m^3)/4 = 1974\, m^3$

۲- غلظت RAS را تعیین کنید .



موازنه جامدات را انجام دهید (TSS پساب خروجی را نادیده بگیرید ؛ زیرا در موازنه جامدات زلال ساز مهم نیست).

$Q_{RAS} = 0.6\, Q$ (نسبت برگشتی در بیان مسئله)

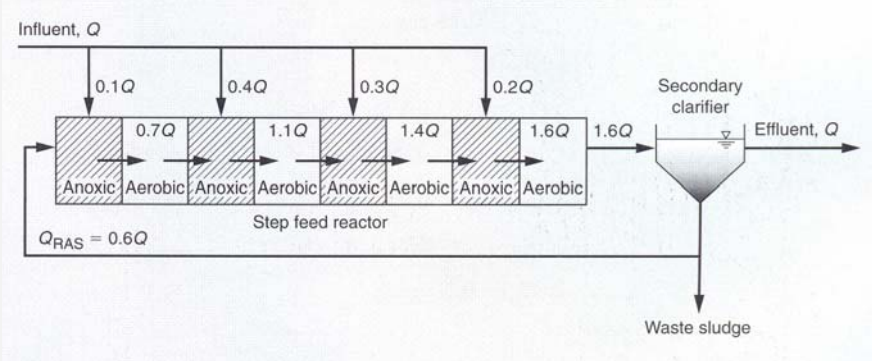
موازنه جامدات برابر است با :

$$(Q + 0.6\,Q)\,3000\, g/m^3 = 0.6\, Q X_R$$

$$X_R = \frac{(Q + 0.6\,Q)(3000\, g/m^3)}{0.6\, Q}$$

$$X_R = (1.6\,Q / 0.6\,Q)(3000\, g/m^3) = 8000\, g/m^3$$

۳- غلظت MLSS را در هر مرحله تعیین کنید (شکل زیر را مشاهده کنید).



الف) موازنه جرمی مرحله اول

(توجه : تولید جامدات در یک مرحله مجزا صرف نظر می شود) جامدات خروجی = جامدات ورودی

$$0.10\,Q(0) + (Q_{RAS})(8000\,g/m^3) = (RAS + 0.1Q)\,X_1$$

$$0.10\,Q(0) + (0.6\,Q)(8000\,g/m^3) = (0.6\,Q + 0.1Q)\,X_1$$

$$X_1 = (8000\,g/m^3)(0.6/0.7) = 6860\,g/m^3$$

ب) موازنه جرمی مرحله دوم

$$(0.7\,Q)X_1 + 0.4\,Q(0) = 1.1QX_2$$

$$X_2 = (0.7/1.1)\,X_1 = (0.7/1.1)6860\,g/m^3 = 4365\,g/m^3$$

ج) مرحله ۳ و ۴ بطور مشابه محاسبه می شود.

د) حجم و غلظت MLSS را خلاصه نویسی کنید.

مرحله	MLSS, mg/L	حجم انوکسیک ، m^3	حجم هوازی ، m^3
۱	۴۸۶۰	۴۹۳/۵	۱۹۷۴
۲	۴۳۶۵	۴۹۳/۵	۱۹۷۴
۳	۳۴۳۰	۴۹۳/۵	۱۹۷۴
۴	۳۰۰۰	۴۹۳/۵	۱۹۷۴

۴) موازنه جامدات سیستم را انجام دهید و زمان ماند جامدات را در ناحیه هوازی تعیین کنید .

الف) موازنه جامدات

$$\sum X_i V_i = (P_{X.TSS})(SRT)$$

$$\sum X_i V_i = X_1V_1 + X_2V_2 + X_3V_3 + X_4V_4$$

$$= [(6860 + 4365 + 3430 + 3000)g/m^3](1974\,m^3)(1\,kg/10^3\,g) = 34851\,kg$$

ب) با فرض اینکه $NO_X \approx 0.80\,TKN$ ، از رابطه ۱۶-۲ استفاده کنید .

مواد غیرآلی خنثی + nbVSS + نیتریفایرها + دورریز سلولی + جرم سلولی = ترکیبات MLSS

$$(SRT)(P_{X,TSS}) = \frac{QY(S_0 - S)SRT}{[1+(k_d)SRT](0.85)(10^3\, g/kg)}$$
$$+\frac{f_d(k_d)QY(S_0 - S)(SRT)^2}{[1+(k_d)SRT](0.85)(10^3\, g/kg)} + \frac{QY_n(NO_x)SRT}{[1+(k_{dn})SRT](0.85)(10^3\, g/kg)}$$
$$+\frac{Q(nbVSS)SRT}{(10^3\, g/kg)} + \frac{Q(TSS_0 - VSS_0)SRT}{(10^3\, g/kg)}$$
$$NO_x = 0.80(35\, g/m^3) = 28\, g/m^3$$

ج) SRT را بدست آورید.

با جایگزینی مقدار ضرایب و مشخصات فاضلاب ، SRT بدست می آید:

$$34851\, kg = \frac{(22464\, m^3/d)(0.40\, g/g)(224\, g/m^3)SRT}{[1+(0.088\, g/g.d)SRT](0.85)(10^3\, g/kg)}$$
$$+\frac{(0.15\, g/g)(0.088\, g/g.d)(0.40\, g/g)(22464\, m3/d)(224\, g/m3)(SRT)2}{[1+(0.088\, g/g.d)SRT](0.85)(103 g/kg)}$$
$$+\frac{(22464\, m^3/d)(0.12\, g/g)(28\, g/m^3)(SRT)}{[1+(0.06\, g/g.d)SRT](0.85)(10^3\, g/kg)}$$
$$+\frac{(22464\, m^3/d)(20\, g/m^3)SRT}{(10^3\, g/kg)} + \frac{(22464\, m^3/d)(10^3\, g/m^3)SRT}{(10^3\, g/kg)}$$
$$34851\, kg = \frac{2367\, SRT}{1+0.088\, SRT} + \frac{31.2\, SRT^2}{1+0.088\, SRT}$$
$$+\frac{88.8\, SRT}{1+0.06\, SRT} + 449\, SRT + 224.6\, SRT$$

با استفاده از عملکرد ماشین حسابهای صفحات گسترده و یا تکرارهای متوالی ، زمان ماند جامدات = ۱۹/۲ روز می شود.

نتایج را با مثال ۲-۲ مقایسه کنید. در مثال ۲-۲ ، حجم منطقه هوازی = ۸۴۶۶ m^3 و زمان ماند جامدات = ۱۲/۵ روز بود . برای تغذیه مرحله ای حجم ناحیه هوازی = ۷۸۹۶ m^3 و زمان ماند جامدات = ۱۹/۲ روز است . حجم کمتر و SRT طولانی تر ناشی از غلظتهای بیشتر MLSS در مراحل اولیه می باشد.

۵- با استفاده از روش بالا در مرحله ۴ برای MLSS و SRT برابر ۱۹/۲ روز ، ترکیب MLSS و MLVSS را تعیین کنید. نتایج محاسبه ترکیبات MLVSS در جدول زیر خلاصه شده است.

پارامتر	MLVSS , Kg	نسبت MLVSS کل	MLSS , Kg
جرم سلولی	۱۴۳۶۲	۰/۵۳	۱۶۸۲۷
دورریز سلولی	۳۶۳۵	۰/۱۳	۴۲۷۶

نیترفایرها	۶۷۳	۰/۰۲۴۷	۷۹۲
nbVSS	۸۶۲۰	۰/۳۲	۸۶۲۰
مواد غیر آلی خنثی			۴۳۱۲
کل	۲۷۲۹۰		۳۴۸۹۷

الف) نسبت جامدات جرم سلولی (با استفاده از جدول بالا) :

بنابراین

$$MLVSS / MLSS = 27290 / 34897 = 0.78$$

جرم سلولی $= 0.53(MLVSS)$

نیتریفایر $= 0.0247\,(MLVSS)$

ب) نیتروژن مورد نیاز برای رشد نیتریفایرها

با داشتن جرم سلولی و دورریز سلولی محاسبه شده ، NO_x مورد نیاز برای رشد نیتریفایرها بصورت زیر محاسبه می شود:

دورریز سلولی تولید شده + جرم سلولی روزانه $= (14362 + 3635)\,kg = 17997\,kg$

دفع لجن روزانه $= 17997\,kg / 19.2\,d\ SRT = 937.3\,kg / d$

نیتروژن مورد استفاده برای سنتز $= (0.12\,g\,N / g\,VSS)(937.3\,kg / d) = 112.5\,kg / d$

نیتروژن سنتز بر اساس دبی ورودی $= \dfrac{112.5\,kg / d)(103\,g / kg)}{(22464\,m3 / d)} = 5\,g / m3$

$$NO_x = TKN - N_{syn} - (NH_4 - N)_e = (35 - 5 - 0.5)\,g / m^3 = 29.5\,g / m^3$$

ج) تصحیح نسبت جرمی نیتریفایرها :

جرم نیتریفایرها $= \dfrac{QY_n(NO_x)SRT}{[1 + (k_{dn})SRT]}$

$$= \frac{(22464\,m^3 / d)(0.12\,g / g)(29.5\,g / m^3)(19.2\,d)}{[1 + (0.06\,g / g.d)(19.2\,d)](10^3\,g / kg)} = 709\,kg\,VSS$$

محاسبه شده $MLVSS = (27290 - 673 + 709)\,kg = 27326\,kg$

مقدار نیتریفایر بر حسب نسبت MLVSS $= 709 / 27326 = 0.0259$

د) جدول خلاصه:

براساس اطلاعات بالا ، جدول خلاصه ای برای غلظت نیتریفایرها و جرم سلولی در هر مرحله با استفاده از نسبتهای موجود در بالا آماده کنید.

مرحله	MLSS , g/m^3	MLVSS, Kg/d	نیتریفایر ، g VSS/m^3	جرم سلولی ، g VSS/m^3
۱	۴۸۶۰	۵۳۵۰	۱۴۰	۲۸۲۳
۲	۴۳۶۵	۳۴۰۵	۸۸	۱۷۹۶
۳	۳۴۳۰	۲۶۷۵	۷۰	۱۴۱۱

۴	۳۰۰۰	۲۳۴۰	۶۱	۱۲۳۴

۶) سرعت نیتریفیکاسیون را در هر مرحله ارزیابی و با ازت آمونیاکی ورودی به هر مرحله مقایسه کنید.

الف) روابط سرعت نیتریفیکاسیون را گسترش دهید.

سرعت نیتریفیکاسیون (R_n) در هر مرحله تابعی از سرعت رشد ویژه حاصل از اکسیداسیون آمونیاک و غلظت نیتریفایرها بصورت زیر است:

$$R_n, g/d = \left(\frac{\mu_m X_n}{Y_n}\right)V$$

برای رشد مرتبط با مصرف سوبسترای تنها (رابطه ۹۳-۱ در جدول ۵-۲):

$$\mu_m = \left(\frac{\mu_{n,m}}{K_n + N}\right)\left(\frac{DO}{K_0 + DO}\right)$$

با جایگزینی رابطه (۹۳-۱) در بالا:

$$R_n = \left(\frac{\mu_{n,m}}{Y_n}\right)\left(\frac{N}{K_n + N}\right)\left(\frac{DO}{K_0 + DO}\right)X_n V$$

همانطور که در موازنه جرمی نیتروژن برای هر مرحله مشخص شد، مقدار نیتروژن قابل اکسیداسیون ورودی هر مرحله برابر با سرعت نیتریفیکاسیون بعلاوه مقدار نیتروژن آمونیاکی خروجی از هر مرحله می باشد . نیتروژن ورودی به هر مرحله با مقدار نیتروژن قابل دسترس (NO_X) ورودی به آن مرحله و مقدار نیتروژن ورودی از مرحله قبل مرتبط است . قبل از پرداختن به موازنه جرمی ، خلاصه میزان دبی را آماده کنید .

ب) خلاصه ای از مقدار دبی و موازنه جرمی را آماده کنید .

مرحله	میزان جریان راکتور اولیه	میزان جریان ورودی	کل مقدار جریان
۱	۰/۶Q	۰/۱Q	۰/۷Q
۲	۰/۷Q	۰/۴Q	۱/۱Q
۳	۱/۱Q	۰/۳Q	۱/۴Q
۴	۱/۴Q	۰/۲Q	۱/۶Q

موازنه مراحل ۱ و ۲ در حالت ثابت نشان داده شده است:

آمونیاک مرحله آخر (مرحله ۴) = مرحله ۱ (آمونیاک برگشتی)

سرعت نیتریفیکاسیون + سرعت نیتروژن خروجی = مقدار نیتروژن ورودی

$$RAS\,Q\,N_4 + 0.1\,QNO_x = 0.7\,QN_1 + R_{n,1}$$

$$0.6\,QN_4 + 0.1NO_x = 0.7\,QN_1 + R_{n,1}$$

$$R_{n,1} = \left(\frac{\mu_{n,m}}{Y_n}\right)\left(\frac{N_1}{K_n N_1}\right)\left(\frac{DO}{K_0 + DO}\right)X_{n,1}V$$

مرحله ۲ :

$$0.7\,QN_1 + 0.4\,QNO_x = 1.1\,QN_2 + R_{n,2}$$

$$R_{n,2} = \left(\frac{\mu_{n,m}}{Y_n}\right)\left(\frac{N_2}{K_n N_2}\right)\left(\frac{DO}{K_0 + DO}\right)X_{n,2}V$$

ج) سرعت نیتریفیکاسیون را در هر مرحله بدست آورید.

بنابراین N_1 ، N_2 ، N_3 و N_4 برای هر مرحله با استفاده از NO_x=۲۵/۵g/m^3(که قبلا تعیین شده بود) بدست می آید. برای حل مرحله ۱ ، مقدار N_4 بصورت فرضی در نظر گرفته می شود و سپس در حل نهایی، با تکرار کار به مقدار N_4 برابر با مقدار مورد استفاده در مرحله ۱ رسیده می شود . برنامه صفحات گسترده با یک تابع حل کننده می تواند به حل مسئله کمک کند. با استفاده از ضرایبی که برای شرایط طراحی نشان داده شد، راه حل بصورت زیر خلاصه شده است.

د) خلاصه راه حل روش تغذیه مرحله ای برای ازت آمونیاکی هر مرحله :

مرحله	نیتریفایرها g/m^3	میزان جریان ورودی m^3/d	RAS یا جریان حاصل از مرحله اول ، m^3/d	آمونیاک , g/m^3	R_n , g/d
۱	۱۴۰	۲۲۴۶	۱۳۴۷۸	۰/۰۵	۶۹۳۸۹
۲	۸۹	۸۹۸۶	۱۵۷۲۴	۰/۴۸	۲۵۴۰۲۸
۳	۷۰	۶۷۳۹	۲۴۷۱۰	۰/۴۶	۱۹۶۱۲۹
۴	۶۱	۴۴۹۳	۳۱۴۴۹	۰/۳۱	۱۳۵۹۶۳

حجم کافی برای رساندن غلظت ازت آمونیاکی پساب خروجی به ۰/۵ g/m^3 یا کمتر در هر مرحله وجود دارد. حجم اضافی در مرحله ۱ و ۴ برای غلظت ازت آمونیاکی ۰/۵ g/m^3 در دسترس می باشد.

۷- مقدار حذف نیترات را در منطقه انوکسیک و غلظت نیترات را در پساب خروجی تعیین کنید.

مقدار نیترات ورودی به هر منطقه انوکسیک در مراحل ۲ ، ۳ و ۴ برابر با سرعت نیتریفیکاسیون (g/d) در مرحله قبل بعلاوه نیترات حذف نشده در مناطق انوکسیک قبلی می باشد . برای ناحیه انوکسیک اولیه ، نیترات ورودی برابر با غلظت نیترات پساب خروجی ضربدر

دبی RAS است . برای حل مسئله در قدم اول ، ظرفیت دنیتریفیکاسیون را برای هر منطقه انوکسیک با محاسبه نسبت F/M_b هر مرحله تعیین می شود و با استفاده از شکل ۲۳-۸ ، مقدار SDNR بصورت زیر بدست می آید :

الف) نسبت F/M_b را با استفاده از رابطه (۴۳-۲) محاسبه کنید .

$$F/M_b = \frac{QS_0}{(V_{nox})(X_b)} \quad [X_b = 0.53(MLSS)$$ از محاسبات قبل ،

ب) مقدار SDNRb را از نمودار ۲۳-۲ بدست آورید.

$$\text{مقدار تجزیه پذیری COD} = \frac{rbCOD}{bCOD} = \frac{(80\,g/m^3)}{(224\,g/m^3)} = 0.36(\cong 40\%)$$

ج) از رابطه (۴۴-۲) برای تصحیح دما استفاده کنید .

$$SDNR_{12} = SDNR_{20}(1.026)^{12-20} = SDNR_{20}(0.814)$$

د) $NO_3 - N = (SDNR_b)(V_{nox})X_b$ حذف شده

مرحله	X_b, g/m^3	دبی ورودی ، m^3/d	حجم انوکسیک m^3	F/M_b	$SDNR_{12}$, g/g.d
۱	۲۷۲۹	۲۲۴۶	۴۹۳	۰/۲۳ الف	۰/۰۵ ب
۲	۱۷۳۶	۸۹۸۶	۴۹۳	۱/۴۷	۰/۲۶
۳	۱۳۶۴	۶۷۳۹	۴۹۳	۱/۴	۰/۲۴
۴	۱۱۹۳	۴۴۹۳	۴۹۳	۱/۰۷	۰/۲

محاسبه نمونه مرحله۱ :

الف) $$F/M_b = \frac{(2346\,m^3/d)(140\,g/m^3)}{(2729\,g/m^3)(493\,m^3)} = 0.23\,g/g.d$$

ب) مطابق نمودار ۲۳-۲ ، $SDNR = 0.06\,g/g.d$

$$SDNR_{12} = 0.06(1.026)^{12-20} = 0.05$$

$NO_3 - N = (0.05\,g/g.d)(2729\,g/m^3)(493\,m^3) = 67269\,g/d$ حذف شده

با استفاده از SDNR هر مرحله در قسمت بالا ، مقدار نیترات حذف شده بصورت زیر در جدول آمده است .

مرحله	ظرفیت حذف NO_3 ، g/d
۱	۶۷۲۶۹
۲	۲۲۲۵۲۰
۳	۱۶۱۳۸۸
۴	۱۱۷۲۶۹

۸- موازنه نیترات و غلظت نیترات پساب خروجی.

الف) روابط موازنه جرمی نیترات را گسترش دهید.

موازنه نیترات در هر مرحله برای تعیین مقدار نیترات باقیمانده بعد از تانک انوکسیک و غلظت نیتروژن نیتراته در پساب خروجی انجام می گیرد. نیتروژن باقیمانده بعد از هر راکتور برابر است با :

نیترات باقیمانده بعد از راکتور انوکسیک = ظرفیت حذف انوکسیک هر مرحله – نیترات ورودی از RAS یا ورودی مرحله قبل.

اگر مقدار ازت نیتراته باقیمانده منفی باشد، دلیل آن حذف اضافی ازت نیتراته در ناحیه انوکسیک است ؛ بنابراین مقدار آن صفر در نظر گرفته می شود (ستون ۳ جدول زیر را مشاهده کنید).

غلظت ازت نیتراته پساب خروجی از هر مرحله برابر است با :

نیترات پساب خروجی = نیترات تولیدی در آن مرحله – نیترات باقیمانده بعد از منطقه انوکسیک

ب) برای حل موازنه جرمی در هر مرحله ، جدول را آماده کنید .

موازنه نیترات در جدول زیر بیان شده است .

مرحله	کل نیترات در هر مرحله ، g/d	ظرفیت حذف انوکسیک ، g/d[a]	نیترات باقیمانده بعد از انوکسیک ، g/d[b]	نیترات تولید شده (R_n) در هر مرحله [c]g/d	نیترات خروجی ، g/d (3)+(4)
	(۱)	(۲)	(۳)	(۴)	(۵)
۱	۱۱۵۲۹۹	۶۷۲۶۹	۴۸۰۳۰	۶۹۵۸۹	۱۱۷۶۱۹
۲	۱۱۷۶۱۹	۲۲۲۵۲۰	۰	۲۵۴۰۲۸	۲۵۴۰۲۸
۳	۲۵۴۰۲۸	۱۶۱۳۸۸	۹۲۶۴۰	۱۹۶۱۲۹	۲۸۸۷۶۹
۴	۲۸۸۷۶۹	۱۱۷۲۶۹	۱۷۱۵۰۰	۱۳۵۹۶۳	۳۰۷۴۸۳
			نیترات خروجی = 8.6 g/m^3		

a. منبع نیترات ورودی : برای مرحله ۱ ، RAS ، مراحل دیگر ، ستون ۶ .

b. از مرحله ۸

c. از مرحله ۶

ج) غلظت نیترات پساب خروجی را تعیین کنید.

نیترات ورودی به مرحله ۱ حاصل از RAS بصورت زیر محاسبه شده است:

مرحله ۱ $NO_3 - N = (Q_{RAS})N_e$

N_e = غلظت نیترات در پساب خروجی، g/m^3 .

مقدار N_e با استفاده از ازت نیتراته پساب خروجی که در ستون ۵ جدول برای مرحله ۴ نشان داده شد، بدست می آید.

نیترات خروجی مرحله ۴ $= (Q + Q_{RAS})\,N_e$

$Ne = (307483\,g/d)/(Q + 0.6Q)$

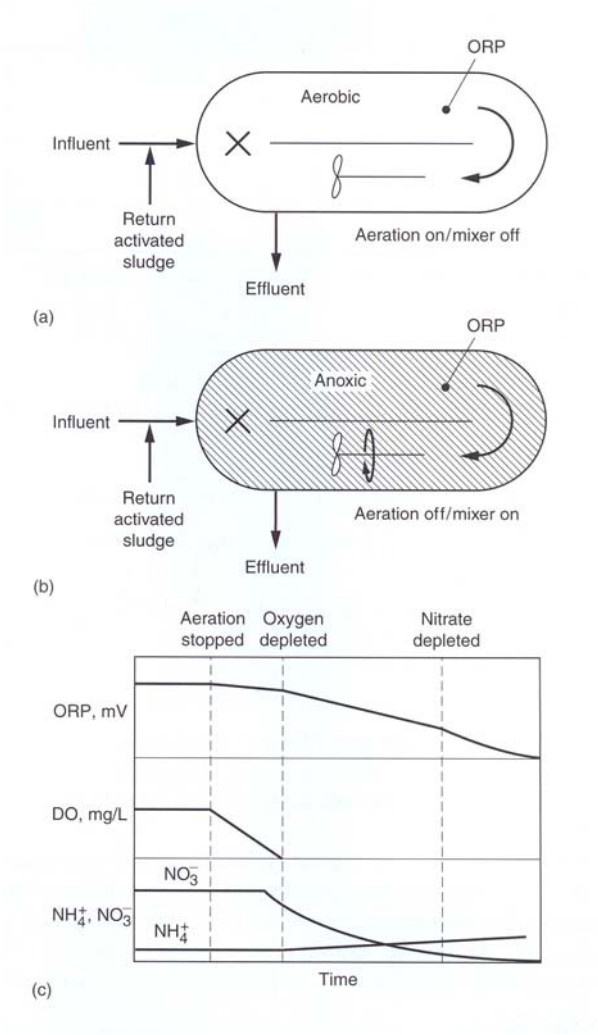
$$N_e = (307483\, g/d)/(1.6)(22464\, m^3/d) = 8.6\, g/m^3$$

در ابتدا ، برای مثال غلظت پساب خروجی g/m^3 ۱۰ بطور فرضی در نظر بگیرید تا مقـدار ازت نیتراته ورودی به مرحله ۱ محاسبه شـود . بـا اسـتفاده از روش صـفحات گـسترده ، تکرارهـای متوالی را انجام دهید تا ازت نیترات محاسبه شده در پساب خروجی برابر با مقدار مورد آزمایش شود.

۹- ارزیابی مجدد طراحی:

باید توجه نمود که بعضی از ظرفیتهای اضافی قابل استفاده می باشد و در مراحل اولیه طراحـی تغذیه مرحله ای به شکل نامتقارن بکار برده نشد. تقسیم بندی متفاوت جریان ورودی می تواند برای کاهش غلظت نیترات خروجی استفاده شود، حجم مناطق هوازی و انوکسیک ممکن اسـت تغییر داده شود، ناحیه انوکسیک را می توان مرحله بندی کرد و ممکن اسـت غلظـت MLSS افزایش داده شود. مدل صفحات گسترده برای ارزیابی تغییرات مختلف طراحی ضروری است.

شکل ۲۸-۲ بهره برداری یک فرآیند نهر اکسیداسیون نیتروکس با استفاده از هوادهی متنـاوب : الـف) شـرایط هوازی ب) شرایط انوکسیک ج) تغییرات ORP ، DO ، آمونیاک و نیترات



طراحی فرآیند هوادهی متناوب

سیستم های با SRT طولانی مانند فرآیندهای نهر اکسیداسیون ممکن است از هوادهی متناوب استفاده کند و از این طریق هر دو عمل نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون را در یک تانک انجام دهد. در حین دوره ای که سیستم هوادهی نمی شود، ضرورتاً تانک هوادهی بعنوان یک راکتور انوکسیک عمل می کند که نیترات بجای اکسیژن محلول ، برای حذف BOD استفاده می شود. در طول دوره انوکسیک، بهره برداری تانک مانند تانک انوکسیک اولیه است؛ زیرا BOD ورودی بصورت پیوسته برای انجام واکنش دنیتریفیکاسیون اضافه می شود. بهره برداری یک نهر اکسیداسیون با هوادهی متناوب در شکل ۲۸-۲ نشان داده شده است . سیستم های هوادهی متناوب معمولاً با مقادیر SRT در محدوده ۴۰-۱۸ روز بهره برداری می شوند و زمانهای ماند هیدرولیکی آنها بیش از ۱۶ ساعت است. در حین دوره واکنش انوکسیک (شکل ب۲۸-۲)، هوادهی متوقف و یک اختلاط دهنده مستغرق روشن می شود و نیترات بعنوان

گیرنده الکترون مورد استفاده قرار می گیرد. راکتور بصورت یک فرآیند انوکسیک اختلاط کامل لجن فعال بهره برداری می شود. در حین دوره انوکسیک مقدار نیترات و اکسیژن محلول کاهش می یابد و غلظت آمونیاک زیاد می شود (شکل ج۲۸-۲ را ببینید). زمان دوره های هوازی و انوکسیک برای تعیین عملکرد تصفیه سیستم مهم است.

زمان چرخه انوکسیک/ هوازی ممکن است بعنوان بخشی از بهره برداری سیستم برای بهینه کردن فعالیت سیستم بصورت دستی تنظیم شود. بعنوان یک راه حل، در فرآیند ثبت شده تحت عنوان «نیتروکس»[1] از وسایل اندازه گیری پتانسیل اکسید و احیاء (ORP) برای کنترل بهره برداری متناوب استفاده می شود. پاسخ ORP در طول دوره ای که هوادهی خاموش است ، در نمودار ج۲۸-۲ نشان داده شده است. همزمان با کاهش غلظت اکسیژن محلول ، مقدار پتانسیل اکسید و احیاء کاهش می یابد. هنگامی که ازت نیتراته کاهش می یابد ، کاهش زیادی در مقدار ORP اتفاق می افتد. کاهش پتانسیل اکسید و احیاء ، شکست ORP نامیده می شود و می توان آن را با محاسبه شیب ORP در طول زمان تشخیص داد . مقادیر ORP فرآیند نیتروکس در کامپیوتر ثبت شده و طوری برنامه ریزی شده است که هوادهی بر اساس تغییر شیب ORP روشن شود . دوره هایی که هوادهی نمی شود، بصورتی انتخاب شده است که در طول زمانهای مختلف روز انجام شود . بیشتر زمان سکون هنگامی است که غلظت BOD ورودی زیاد است؛ بطوریکه احیای نیترات با سرعت بیشتری انجام می گیرد.

فرآیند از نظر بهبود اندیکس های حجمی لجن گزارش شده ، خیلی شبیه به راکتور انتخاب کننده انوکسیک عمل می کند(استنسل و همکاران، ۱۹۹۵).

داده های گزارش شده مربوط به عملکرد طرح برای فرآیندهای هوادهی متناوب مشخص نموده است که غلظت ازت نیتراته در پساب خروجی در محدوده ای از mg/l ۳-۴/۸ می باشد. همچنین پیش بینی شده است که پساب خروجی با غلظت نیتروژن کل (TN) کمتر از mg/l ۸ تولید شود (U.S.EPA,۱۹۹۳). زمانهای ماند هیدرولیکی نسبتاً طولانی برای رقیق شدن کافی فراهم شده است تا غلظت ازت آمونیاکی پساب خروجی در حین دوره سکون کاهش یابد . همچنین SRT طولانی برای فراهم کردن ظرفیت کافی نیتریفیکاسیون مورد نیاز است تا به سیستم هوادهی اجازه دهد بصورت متناوب بهره برداری شود . بدلیل زمان ماند جامدات و زمان ماند هیدرولیکی طولانی ، سینتیک های دنیتریفیکاسیون با تجزیه کلی bCOD ، pbCOD و تجزیه خود تخریبی مرتبط می باشد و همانند دنیتریفیکاسیون انوکسیک اولیه که با زمان ماند هیدرولیکی نسبتاً کوتاه بهره برداری می شود، بطور زیاد تحت تاثیر نسبت rbCOD نیست. در طول دوره انوکسیک با اختلاط کامل در بهره برداری نهر اکسیداسیون متناوب یا ناحیه انوکسیک نهر اکسیداسیون با هوادهی پیوسته، سرعت ویژه دنیتریفیکاسیون تحت تاثیر دو فاکتور سرعت تنفس خود تخریبی و bCOD فاضلاب ورودی می باشد که

[1] nitrox

پیوسته تغذیه انجام می شود. متوسط سرعت ویژه دنیتریفیکاسیون که این اثرات را شامل می شود، می توان از رابطه زیر تخمین زد (بر اساس رابطه استنسل (۱۹۸۱) و رابطه اصلاح شده برای محاسبه سرعت بصورت تابعی از جرم سلولی هتروتروفیک فعال):

$$SDNR_b = \frac{0.175\,A_n}{(Y_{net})\,SRT} \qquad (2-54)$$

$SDNR_b$ = سرعت دنیتریفیکاسیون ویژه مرتبط با غلظت جرم سلولی هتروتروفیک

A_n = ضریب مصرف اکسیژن خالص، g O_2/g bCOD

Y_{net} = بازده خالص جرم سلولی هتروتروفیک، g VSS/g bCOD

۰/۱۷۵ = بر اساس ۲/۸۶ گرم اکسیژن معادل نیترات و با فرض اینکه تنها ۵۰ درصد جرم سلولی می تواند نیترات را بجای اکسیژن مصرف کند .

در یک راکتور اختلاط کامل لجن فعال، A_n و Y_{net} بصورت زیر تعیین می شود (استنسل، ۱۹۸۱):

$$A_n = 1 - 1.42\,Y + \frac{1.42(k_d)(Y)SRT}{1+(k_d)\,SRT} \qquad (2-55)$$

$$Y_{net} = \frac{Y}{1+(k_d)\,SRT} \qquad (2-56)$$

$SDNR_b$ در رابطه ۵۴-۲ با غلظت جرم سلولی که بخشی از غلظت MLVSS است در ارتباط می باشد. بنابراین روش طراحی مورد استفاده برای تعیین مقدار نیترات حذف شده در حین دوره انوکسیک هوادهی متناوب با بعضی از قسمتهای مراحل محاسباتی برای طراحی انوکسیک/ هوازی بیان شده در جدول ۱۹-۲ مشترک می باشد . در مرحله ۳ جدول ۱۹-۲ ، غلظت جرم سلولی هتروترفیک تعیین شده است. همانند آنچه در مرحله ۹ شرح داده شد، غلظت جرم سلولی، $SDNR_b$ ، حجم ناحیه انوکسیک و زمان ناحیه انوکسیک برای تعیین ازت نیتراته حذف شده، استفاده می شود. استفاده از روابط بالا در مثال ۷-۲ توضیح داده شده است.

مثال ۷-۲ زمان چرخه هوادهی متناوب نهر اکسیداسیون را برای حذف نیتروژن تعیین کنید. براساس اطلاعات طراحی زیر، تعیین کنید چه نسبتی از زمان یک سیستم نهر اکسیداسیون باید بصورت راکتور انوکسیک در یک فرآیند هوادهی متناوب بهره برداری شود تا غلظت ازت نیتراته در پساب خروجی به ۷ g/m^3 برسد.

شرایط طراحی:

حجم نهر اکسیداسیون = ۸۷۰۰ متر مکعب

SRT = ۲۵ روز

MLSS = ۳۵۰۰ g/m^3

MLVSS = ۲۵۰۰ g/m^3

نسبت جرم سلولی = ۰/۴ گرم جرم سلولی / g MLVSS

دما = ۱۵˚C

k_d , Y = مقادیر داده شده در جدول ۱۰-۲

دبی ورودی = ۷۵۷۰ m^3/d

غلظت نیترات در نهر اکسیداسیون = ۲۷ g/m^3 بر اساس دبی ورودی .

توجه : $g/m^3 = mg/l$

راه حل :

۱- SDNR را تعیین کنید.

الف) Y و k_d را از جدول ۱۰-۲ بدست آورید و k_d را از نظر دما تصحیح کنید.

$$Y = 0.4\, g\, VSS / g\, bCOD$$
$$k_d = 0.12\, g / g.d$$
$$k_{d.15} = k_{d.20}(1.04)^{15-20}$$
$$= 0.12(1.04)^{15-20} = 0.099\, g / g.d$$

ب) A_n را با استفاده از رابطه ۵۵-۲ تعیین کنید.

$$A_n = 1 - 1.42(0.4) + \frac{1.42(0.099\, g / g.d)(0.4\, g / g)(25\, d)}{[1 + (0.099\, g / g.d)(25d)]} = 0.84\, g\, O_2 / g\, bCOD$$

ج) Y_{net} را با استفاده از رابطه ۵۶-۲ تعیین کنید.

$$Y_{net} = \frac{Y}{1 + (k_d)SRT} = \frac{0.4}{1 + (0.099\, g / g.d)(25\, d)} = 0.18\, g\, VSS / g\, bCOD$$

د) $SDNR_b$ را با استفاده از رابطه ۵۴-۲ تعیین کنید.

$$SDNR_b = \frac{0.175\, A_n}{(Y_{net})SRT} = \frac{0.175(0.84\, g\, O_2 / g\, bCOD)}{(0.18\, g\, VSS / g\, bCOD)(25\, d)} = \frac{0.033\, g\, NO_3 - N}{g\, biomass}$$

۲- غلظت جرم سلولی را در مایع مخلوط تعیین کنید.

$$X_b = (2500\, g / m^3\, MLVSS)\left(\frac{0.4\, g\, biomass}{g\, MLVSS}\right) = 1000\, g / m^3\, biomass$$

۳- مقدار حذف مورد نیاز نیترات را تعیین کنید.

غلظت نیترات حذف شده $(NO_r) = (27 - 7) g / m^3 = 20\, g / m^3$

$$(NO_r) = (7570\, m^3 / d)(20\, g / m^3) = 151400\, g / d$$

۴- سرعت حذف نیترات را در زمان واکنش انوکسیک تعیین کنید.

انوکسیک $NO_r = (SDNR_b)(X_b)(V)$

$$= (0.033\, g\, NO_3 - N / g\, biomass.d)(1000\, g / m^3)(8700\, m^3)$$
$$= 287100\, g / d$$

۵- زمان انوکسیک مورد نیاز در هر روز را تعیین کنید .

$$\text{زمان انوکسیک} = \frac{(151400\,g/d)(24\,h/d)}{(287100\,g/d)} = 12.7\,h$$

$$\text{نسبت هر روز} = 12.7\,h/24\,h = 0.52$$

مقدار محاسبه شده در محدوده مقادیر گزارش شده نسبت زمان انوکسیک برای فرآیندهای هوادهی چرخه ای می باشد که توسط آژانس حفاظت محیط زیست امریکا (۱۹۹۳) داده شده است. زمان واقعی ممکن است کمتر باشد یا مقدار حذف نیتروژن ممکن است بدلیل انجام دنیتریفیکاسیون در محدوده فلاک که غلظت اکسیژن محلول کم است و در زلال ساز ثانویه، بیشتر باشد. با مشخص شدن مقدار تقریبی زمان مورد نیاز برای شرایط انوکسیک می توان SRT هوازی قابل استفاده برای نیتریفیکاسیون را تخمین زد.

دنیتریفیکاسیون خود تخریبی در ناحیه انوکسیک نهایی[1]

دنیتریفیکاسیون بروش انوکسیک نهایی در تانکهای جداگانه مشابه سیستم لجن منفرد بعد از نیتریفیکاسیون انجام می شود که اولین بار توسط وهرمن (۱۹۶۴) پیشنهاد شد. فرآیند باردن فو مثال خوبی از این کاربرد است. بعد از نیتریفیکاسیون، rbCOD کاملاً کاهش می یابد و با توجه به SRT سیستم، بیشتر pbCOD احتمالاً کم می شود. بنابراین دهنده الکترون مورد نیاز برای احیای نیترات، عمدتاً از تنفس خود تخریبی لجن فعال ایجاد می شود. SDNR مشاهده شده ، محدوده ای از ۰/۰۱ g NO_3-N/g MLVSS تا ۰/۰۴ در شرایط تنفس خود تخریبی دارد (U.S.EPA,۱۹۹۳ ؛ استنسل و همکاران، ۱۹۹۵). سرعت مصرف معادل اکسیژن خود تخریبی در شرایط انوکسیک، تقریباً ۵۰ درصد شرایط هوازی است (راندال و همکاران، ۱۹۹۲؛ وهرمن، ۱۹۶۴). بر اساس منابع مذکور، SDNR تحت شرایط خود تخریبی ($SDNR_b$) را می توان از طریق سرعت تجزیه خود تخریبی بصورت زیر محاسبه کرد:

$$SDNR_b = \frac{1.42\,k_d}{2.86}\eta = 0.5(k_d)(\eta) \qquad (2-57)$$

۱/۴۲ = گرم اکسیژن به گرم VSS جرم سلولی

۲/۸۶ = گرم اکسیژن معادلبه گرم نیترات

η = نسبت جرم سلولی که می تواند از نیترات بجای اکسیژن بعنوان گیرنده الکترون استفاده کند.

k_d = ضریب تجزیه خودتخریبی جرم سلولی، g VSS/g VSS.d

مقدار k_d در دمای $20^{\circ}C$ و ضریب تصحیح دما در جدول ۱۰-۲ نشان داده شده است. مطابق با آنچه قبلاً بیان شد، $SDNR_b$ به غلظت بیومس وابسته است. همانطور که در بخش ۱ نشان داده شد، با افزایش SRT ، نسبت جرم سلولی بعنوان بخشی از MLVSS کاهش می یابد؛

[1] .postanoxic endogenous denitrification

بطوریکه مقدار SDNR بر اساس غلظت MLVSS با افزایش SRT کاهش می یابد. مقدار SDNR تنفس خود تخریبی در دمای ۲۰°C بصورت تابعی از SRT با رابطه تجربی زیر توصیف شده است (باردیک و همکاران، ۱۹۸۲) که SDNR براساس غلظت MLVSS کل می باشد:

$$SDNR_{MLVSS} = 0.12(SRT)^{-0.706} \qquad (2-58)$$
$$SDNR_{MLVSS} = g\ NO_3 - N / g\ MLVSS.d$$

برای استفاده از رابطه ۵۸-۲ ، ضریب تصحیح دما (θ) برابر ۱/۰۸ پیشنهاد می شود (U.S.EPA, ۱۹۹۳).

آنالیز فرآیند راکتور منقطع متوالی

حذف نیترات در فرآیند SBR و سایر فرآیندهای تخلیه منقطع با سه روش انجام می شود: ۱) احیای نیترات با استفاده از یک دوره پر شدن بدون هوادهی و با اختلاط ۲) روشن و خاموش کردن متناوب هوادهی در حین دوره واکنش ۳) بهره برداری در غلظت اکسیژن محلول کم برای انجام نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون همزمان. رابطه ۵۱-۲ در شرایط هوادهی دوره ای ممکن است برای تخمین SDNR مفید باشد؛ زیرا فعالیت احیای نیترات عمدتاً بوسیله تنفس خود تخریبی انجام می شود. دنیتریفیکاسیون در حین دوره پر شدن همراه با اختلاط و بدون هوادهی، وسیله ای موثرتر برای حذف نیترات است و همچنین شرایط بهره برداری یک انتخاب کننده را برای جلوگیری از حجیم شدن رشته ای لجن فراهم می کند. بیشتر نیترات تولیدی در حین چرخه هوازی اولیه در تانک SBR بدست می آید؛ زیرا حجم تخلیه تنها ۲۰-۳۰ درصد کل حجم تانک است. اگر زمان ماند و BOD کافی در دسترس باشد ، مقدار نیترات باقیمانده بعد از تخلیه می تواند در دوره پر شدن، کاهش یابد. مثال زیر برای بیان تخمین مقدار نیترات حذف شده در یک دوره پر شدن با اختلاط برای یک راکتور SBR استفاده شده است.

مثال ۸-۲ حذف نیترات را در حین دوره پر شدن در فرآیند SBR تعیین کنید: با استفاده از شرایط طراحی که در زیر داده شده است، تعیین کنید چه مقدار نیترات در دوره پر با اختلاط و بدون هوادهی در یک فرآیند SBR حذف می شود. فرض کنید شرایط طراحی زیر قابل کاربرد است.

فرضیات طراحی:

تعداد تانک	۲
جریان /تانک ، m^3/d	۳۷۸۵
زمان چرخه ، h	

پر شدن	۴
هوادهی	۳
ته نشینی	۰/۵
تخلیه	۰/۵
نسبت حجم پر ، V_F/V_T	۰/۳
BOD ورودی ، g/m^3	۲۰۰
bCOD ورودی ، g/m^3	۳۲۰
rbCOD ورودی ، g/m^3	۶۰
TKN ورودی ، g/m^3	۳۵
آمونیاک ورودی ، g/m^3	۰/۵
SRT, d	۲۰
دما ، $^\circ C$	۱۶

توجه : $mg/l = g/m^3$

از ضرایب سینیتیکی جدول ۱۰-۲ استفاده کنید.

راه حل:

۱- حجم تانک را تعیین کنید.

$$\text{زمان چرخه} = 4 + 3 + 0.5 + 0.5 = 8\,h$$

$$\text{تعداد چرخه در روز} = \frac{(24\,h/d)}{(8\,h/cycle)} = 3\,cycle/d$$

$$\text{حجم پر در هر چرخه} = \frac{(3785\,m^3/d)}{3\,cycles} = 1261.7\,m^3$$

$$V_F/V_T = 0.30$$

$$V_T = \frac{1261.7\,m^3}{0.30} = 4206\,m^3$$

۲- نیترات تولیدی را تعیین کنید.

الف) جرم سلولی هتروتروف تولیدی را تعیین کنید.

جرم سلولی هتروتروف تولیدی شامل دور ریز سلولی را برای تخمین نیتروژن مورد استفاده برای سنتز با استفاده از رابطه (۱۵-۲) تعیین کنید (جرم سلولی حاصل از نیتریفیکاسیون را می توان صرفنظر کرد ؛ زیرا بیانگر بخش کوچکی از جرم سلولی می باشد).

$$P_X = \frac{QY(S_0 - S)}{1 + (k_d)SRT} + \frac{(f_d)(k_d)QY(S_0 - S)SRT}{1 + (k_d)SRT}$$

از ضرایب جدول ۱۰-۲ استفاده کنید و k_d را با توجه به دما تنظیم کنید.

$$k_d = 0.12(1.04)^{16-20} = 0.103\, g/g.d$$
$$Y = 0.40\, g\, VSS / g\, bCOD$$
$$f_d = 0.15$$
$$S_0 - S \approx S_0$$

مقادير را جايگزين و P_X را حل كنيد.

$$P_X = \frac{(3785\, m^3/d)(0.40\, g/g)(320\, g/m^3)}{[1+(0.103\, g/g.d)(20\, d)](10^3\, g/kg)}$$
$$+ \frac{(0.15\, g/g)(0.103\, g/g.d)(0.40\, g/g)(3785\, m3/d)(320\, g/m^3)(20\, d)}{[1+(0.103\, g/g.d)(20\, d)](10^3\, g/kg)}$$
$$= (158.3 + 48.9)\, kg/d = 207.2\, kg/d$$

ب) مقدار سنتز نيتروژن را تعيين كنيد.

$$NO_X = TKN - N_{syn} - (NH_4 - N)_e$$
$$N_{syn} = 0.12(PX) = 0.12(207.2\, kg/d) = 24.9\, kg/d$$
$$N_{syn} = \frac{24.9\, kg/d)(10^3\, g/kg)}{(3785\, m^3/d)} = 6.6\, g/m^3$$

خروجي $NH_4 - N = 0.5\, g/m^3$

توليد شده $NO_X = (35 - 6.6 - 0.5)\, g/m^3 = 27.9\, g/m^3$

۳) مقدار نيترات خروجي از مايع مخلوط SBR را بعد از تخليه تعيين كنيد.

فرض كنيد قبل از دوره هوادهي ازت نيتراته برابر صفر است كه نشان مي دهد تمام نيترات باقيمانده بعد از تخليه توسط دنيتريفيكاسيون در حين دوره پر با اختلاط و بدون هوادهي در مايع مخلوط SBR حذف شده است.

الف) موازنه نيتروژن را انجام دهيد.

$$NO_X = TKN - N_{syn} - (NH_4 - N)_e$$
$$NO_X = (35 - 6.6 - 0.5)\, g/m^3 = 27.9\, g/m^3$$

ب) NO_x توليدي در هر چرخه را تعيين كنيد.

توليد شده در هر چرخه، گرم $NO_X = 27.9\, g/m^3 (1261.7\, m^3/fill)$

$$= 35201\, g\, NO_X / fill$$

غلظت ازت نيتراته پايان هوادهي در حالت پر تانک برابر است با: $(V = 4206\, m^3)$

$$= \frac{35201\, g}{4206\, m^3} = 8.4\, g/m^3$$

غلظت نيترات خروجي برابر g/m^3 ۸/۴ براساس تمام نيترات توليدي در مرحله هوادهي است كه در دوره پر بدون هوادهي با دنيتريفيكاسيون حذف شده است.

ج) نيترات باقيمانده در SBR را تعيين كنيد.

حجم باقیمانده بعد ز تخلیه: $0.7(4206\,m^3) = 2944\,m^3$

نیترات موجود $= 8.4\,g/m^3(V_s) = (8.4\,g/m^3)(2944\,m^3) = 24729\,g$

۴- $SDNR_b$ را در دوره پر تعیین کنید.

غلظت جرم سلولی فعال (از مرحله ۲الف مقدار بیومس برابر است با ۱۵۸/۳۹ kg/d):

$$X_b = \frac{(biomass)(SRT)}{V_T} = \frac{(158.3\,kg/d)(20d)(10^3\,g/kg)}{4206\,m^3}$$

$= 753\,g/m^3$ در حجم پر

الف) نسبت F/M_b را در دوره پر تعیین کنید.

جرم سلولی سیستم $= (753\,g/m^3)(4206\,m^3) = 3167\,kg$

BOD بار ورودی بر حسب $= Q_F S_0$

$$Q_F = \frac{V_F}{T_F} = (1261.7\,m^3/4h)(24h/d) = 7570\,m^3/d$$

$$Q_F S_0 = (7570m^3/d)(200\,g/m^3 BOD)(1\,kg/10^3\,g) = 1514\,kg/d$$

$$F/M_b = \frac{(1514\,kg/d)}{3167\,kg} = 0.48\,g/g.d$$

ب) $SDNR_b$ را تعیین کنید.

rbCOD نسبت $= (60\,g/m^3)/(320\,g/m^3) = 0.19$

از نمودار ۲۳-۲ (محدوده F/M_b از صفر تا ۲ می باشد)نسبت F/M_b = ۰/۴۸

در دمای ۲۰ درجه سانتیگراد $SDNR_b = 0.12\,g/g.d$

در دمای ۱۶ درجه سانتیگراد $SDNR_{16} = SDNR_{20}\theta^{16-20}\ ,\quad \theta = 1.026$

$= 0.108\,g/g.d$

۵) ظرفیت حذف ازت نیتراته را در دوره پر تعیین کنید.

تو $NO_X = (SDNR_b)(X_b)(V_T) = (0.108\,g/g.d)(753\,g/m^3)(4206\,m^3) = 342049\,g/d$

جه: جرم سلولی در سیستم = $(X_b)(V_T)$

زمان پر = ۴ ساعت

در زمان ۴ ساعت $NO_r = \dfrac{(342049\,g/d)(4\,h)}{(24h/d)} = 57008\,g$

مقدار ازت نیتراته قابل استفاده از مرحله۳ = ۲۴۷۲۹ گرم

بنابراین تمام ازت نیتراته در دوره پر حذف می شود.

توجه: نسبت V_F/V_T ، غلظت ازت نیتراته را در پساب خروجی کنترل می کند.

دنیتریفیکاسیون در ناحیه انوکسیک نهایی با منبع کربن خارجی

فرآیندهای بیولوژیکی حذف نیتروژن که تا اینجا در این متن بحث شد، فرآیندهای رشد معلق با لجن منفرد است که دهنده الکترون برای انجام دنیتریفیکاسیون، توسط BOD موجود در فاضلاب (مانند شرایط انوکسیک اولیه) یا عمدتاً از طریق تجزیه خود تخریبی لجن فعال (انوکسیک نهایی) فراهم می شود. روش اصلی حذف نیترات تا اواخر دهه ۱۹۷۰ یا اوایل دهه ۱۹۸۰ ، اضافه کردن یک فرآیند بعد از نیتریفیکاسیون بود (رشد معلق یا رشد چسبیده). نیتریفیکاسیون / دنیتریفیکاسیون با استفاده از فرآیندهای رشد معلق تحت عنوان فرآیند لجن دوگانه نامیده می‌شود. یک منبع کربن خارجی باید برای فراهم کردن انرژی ارگانیسم های نیتریفایر اضافه شود ؛ زیرا تنها مقدار BOD کمی در پساب خروجی نیتریفایر شده، باقی می ماند. در این قسمت، دنیتریفیکاسیون در ناحیه انوکسیک نهایی با استفاده از فرآیند رشد معلق مورد توجه قرار گرفته است . دنیتریفیکاسیون رشد چسبیده در بخش ۳ بحث شده است.

برای دنیتریفیکاسیون در ناحیه انوکسیک نهایی، پساب نیتریفایر شده به همراه یک منبع کربن خارجی که عمدتاً متانول است، وارد تانک اختلاط انوکسیک می شود (شکل ۲۱ه-۲ را ببینید). برای مصرف متانول همراه با ازت نیتراته بعنوان گیرنده الکترون و همچنین اطمینان از مشخصات تغلیظ و ته نشینی خوب فلاک ، SRT و زمان ماند کافی مورد نیاز است. بطور معمول SRT حداقل ۵ روز استفاده می شود. در ادامه تانک انوکسیک برای آزاد شدن حبابهای گاز نیتروژن از مایع مخلوط و حداکثر حذف ذرات معلق در زلال ساز ثانویه ، زمان هوادهی کوتاهی برابر ۲۰-۱۰ دقیقه خواهد بود . همانند هر فرآیند رشد معلق ، دفع لجن اضافی ضروری است.

فرآیند رشد معلق انوکسیک نهایی را می توان به روش مشابه فرآیند لجن فعال طراحی کرد که دهنده الکترون در آن، سوبسترای رشد می باشد. نیتراتی که باید حذف شود، بجای اکسیژن محلول بعنوان گیرنده الکترون مصرف می شود. نیترات ، تنها در غلظت های خیلی کم(کمتر از ۰/۳ mg/l) عامل محدودکننده ضرایب سینیتیکی است؛ بنابراین طراحی فرآیند بر اساس سینیتیک های تجزیه متانول است . این فرآیند از طریق یک فرآیند اختلاط کامل لجن فعال (CMAS) با استفاده از پارامترهای سینتیکی bCOD در جدول ۵-۲ طراحی شده است که مصرف متانول و رشد جرم سلولی را توصیف می کند. مصرف نیترات مشابه روش تهیه اکسیژن برای فرآیند اختلاط کامل لجن فعال هوازی است. روش طراحی SDNR در مقایسه با فرآیندهای انوکسیک اولیه با استفاده ازBOD فاضلاب ، مناسب نمی باشد؛ زیرا فرآیند و سوبسترای آلی مورد استفاده ، خیلی دقیق تعریف شده است.

مقادیر معمول ضرایب سینتیکی بیولوژیکی براساس اضافه کردن متانول در جدول ۲۰-۲ خلاصه شده است و یک مثال طراحی بر اساس ضرایب سینتیکی داده شده در جدول ۲۰-۲ در مسئله ۹-۲ ارائه شده است. کلیات روش طرآحی فرآیند بصورت زیر است:

۱- مقدار نیترات احیاء شده را تعیین کنید.

۲- SRT تانک انوکسیک را انتخاب کنید.
۳- غلظت متانول اضافی تانک انوکسیک را بر اساس ضرایب سینیتیکی و SRT طراحی محاسبه کنید.
۴- غلظت متانول را بر اساس مقدار نیترات حذف شده و مقدار اکسیژن محلول مصرف شده در فاضلاب ورودی تعیین کنید.
۵- کل جامدات تولیدی را محاسبه کنید.
۶- حجم تانک انوکسیک را بر اساس SRT و تولید جامدات تعیین کنید.
۷- زمان ماند تانک هوادهی اولیه قبل از زلال ساز را تعیین کنید.

جدول ۲۰-۲ ضرایب سینتیکی دنیتریفیکاسیون همراه با متانول بعنوان سوبسترای رشد در دمای ۱۰°C و ۲۰°C (استنسل و همکاران ، ۱۹۷۳).

پارامتر	واحد	درجه حرارت ، °C	
		۱۰	۲۰
بازده سنتز، Y	g VSS/g bCOD.d	۰/۱۷	۰/۱۸
تجزیه خودتخریبی ، K_d	g VSS/g VSS.d	۰/۰۴	۰/۰۵
ماکزیمم سرعت رشد ویژه ، μ_m	g VSS/g VSS.d	۰/۵۲	۱/۸۶
ماکزیمم سرعت ویژه مصرف سوبسترا ، K	g bCOD/g VSS.d	۳/۱	۱۰/۳
ثابت نیم سرعت ، K_S	g/m^3	۱۲/۶	۹/۱

مثال ۹-۲ فرآیند دنیتریفیکاسیون انوکسیک نهایی با رشد معلق: مشخصات و جریان پساب خروجی نیتریفایر شده در زیر داده شده است. یک سیستم رشد معلق انوکسیک نهایی (شکل ۲۱ه-۲ را ببینید) برای دستیابی به غلظت ازت نیتراته پساب خروجی $2g/m^3$ طراحی کنید. با استفاده از اطلاعات و فرضیه های داده شده ۱) مقدار متانول مورد نیاز ۲) زمان ماند و حجم ناحیه انوکسیک ۳) تولید لجن اضافی را تعیین کنید.

پارامتر	واحد	مقدار
میزان جریان	m^3/d	۴۰۰۰
نیترات	g/m^3	۲۵
TSS	g/m^3	۲۰
دما	°C	۱۵

توجه : $g/m^3 = mg/l$

فرضیات طراحی:

۱- ضرایب سینتیکی دنیتریفیکاسیون زیر را بر اساس اطلاعات سینتیکی داده شده در جدول ۲۰-۲ استفاده کنید.

ضرایب سینتیکی دنیتریفیکاسیون را در دمای $15^{\circ}C$ طراحی کنید (درون یابی شده).

$$Y = 0.18\, g\, VSS / g\, bCOD$$
$$k_d = 0.05\, g\, VSS / g\, VSS.d$$
$$k = 6.7\, g\, bCOD / g\, VSS.d$$
$$K_s = 10.9\, g / m^3$$
$$MLSS = 2000\, mg / l$$

۳- TSS ورودی بطور قابل توجهی تجزیه نشده است (و BOD حاصل از نیتریفیکاسیون صرف نظر شده است).

۴- متانول موجود در ناحیه انوکسیک ، در منطقه هوازی تجزیه شده است.

۵- SRT تانک انوکسیک برابر ۵ روز است.

۶- دوره هوادهی بعد از دنیتریفیکاسیون = ۱۵ دقیقه

۷- سرعت سرریز زلال ساز = ۲۴متر در روز($m^3/m^2.d$)

راه حل:

۱- براساس سینیتیک های فرآیند مورد استفاده در رابطه ۴۰-۱ که در جدول ۵-۲ می باشد، غلظت اضافی متانول را در پساب خروجی ناحیه انوکسیک تعیین کنید.

$$S = \frac{K_S[1+(k_d)SRT]}{SRT(Yk - k_d) - 1}$$

S = غلظت متانول اضافی بر حسب bCOD

مقادیر مشخص را جایگزین و مقدار bCOD را بدست آورید.

$$S = \frac{(10.9\, g / m^3)[1+(0.05 g / g.d)(5d)]}{(5d)[(0.18 g / g)(6.7 g / g.d) - 0.05 g / g.d] - 1} = 2.9 g / m^3\ (bCOD)$$

۲- مقدار متانول مورد نیاز را تعیین کنید.

الف) متانول مورد نیاز برای احیای نیترات را تعیین کنید.

نیترات احیا شده $= (25-2)\, g / m^3 = 23\, g / m^3$

نسبت bCOD به نیترات مطابق با رابطه ۱۰۸-۱ :

$$\frac{bCOD}{NO_3 - N} = \frac{2.86}{1 - 1.42 Y_n}$$

مقدار Y_n را می توان با استفاده از رابطه (۱۰۳-۱) تعیین کرد.

$$Y_n = \frac{Y}{[1+(k_d)SRT]} = \frac{(0.18\, g\, VSS / g\, bCOD)}{[1+(0.05\, g / g.d)(5d)]} = 0.144\, g\, VSS / g\, bCOD$$

بنابراین،

$$\frac{bCOD}{NO_3 - N} = \frac{2.86}{1 - 1.42(0.144)} = 3.6\ g/g$$

ب) کل متانول مورد نیاز را تعیین کنید کـه شـامل مقـدار مـورد نیـاز بـرای احیـای نیتـرات و bCOD اضافی راکتور انوکسیک می باشد.

$$\text{مقدار متانول بر حسب COD} = (3.6\ g/g\ NO_3 - N)(23 g/m^3) + 2.9\ g/m^3$$

$$= 85/7\ g/m^3\ COD$$

$$\text{مقدار متانول} = \frac{(85.7\ g\ COD/m^3)}{(1.5\ g\ COD/g\ CH_3OH)} = 57.1\ g\ CH_3OH/m^3$$

$$\text{مصرف روزانه متانول} = (57.1\ g/m^3)(4000\ m^3/d)(1kg/10^3\ g) = 228.5\ kg/d$$

۳) تولید جامدات را براساس روابط (۵۲-۱) و (۵۳-۱) تعیین کنید.

$$P_{X.TSS} = \frac{QY(S_0 - S)}{[1 + (k_d)SRT](0.85)} + \frac{f_d(k_d)YQ(S_0 - S)SRT}{[1 + (k_d)SRT](0.85)} + Q(TSS_0)$$

با فرض $S_0 - S \approx S_0$

$$P_{X.TSS} = \frac{(4000\ m^3/d)(0.18 g/g)(85.7\ g/m^3)}{[1 + (0.05\ g/g.d)(5d)](0.85)}$$

$$+ \frac{0.15(0.05)(4000\ m^3/d)(0.18 g/g)(85.7\ g/m^3)(5d)}{[1 + (0.05\ g/g.d)(5d)](0.85)}$$

$$+ (4000 m^3/d)(20 g/m^3) = 58074\ g/d + 2178\ g/d + 80000\ g/d$$

$$= 140252\ g/d$$

۴) حجم راکتور انوکسیک را با استفاده از رابطه ۵۵-۱ تعیین کنید.

$$(MLSS)V = (P_{X.TSS})SRT$$

$$MLSS = 2000\ g/m3$$

$$V = \frac{(140252\ g/d)(5d)}{(2000\ g/m^3)} = 350.6\ m^3$$

$$t = \frac{V}{Q} = \frac{(350.6\ m^3)(24\ h/d)}{(4000\ m^3/d)} = 2.1\ h$$

۵- از زمان ماند = ۱۵ دقیقه = ۰/۲۵ ساعت در منطقه هوازی استفاده کنید.

۶- اندازه زلال ساز را تعیین کنید.

از مقدار بار هیدرولیکی ۲۴ متر مکعب بر متر مربع در روز استفاده کنید.

$$\text{سطح زلال ساز} = \frac{(4000\ m^3/d)}{(24\ m^3/m^2.d)} = 166.7\ m^2$$

از دو زلال ساز استفاده کنید:

سطح هر زلال ساز = ۸۳/۳ متر مربع

قطر زلال ساز= ۱۰/۳ متر

با تصحیح قطر به ۰/۵ متر،
قطر زلال ساز = ۱۰/۵ متر

حذف نیتروژن در جریانهای برگشتی هاضم بی هوازی

جریانهای برگشتی حاصل از آبگیری جامدات هضم شده بی هوازی دارای غلظت بالایی ازت آمونیاکی (بیشتر از mg/l ۱۰۰۰) می باشد که می تواند بار ورودی فاضلاب را ۲۰-۱۵ درصد افزایش دهد. همچنین جریان برگشتی با pH و دمای نسبتاً زیاد مشخص می شود. فرآیند تصفیه جریان جانبی تحت عنوان فرآیند شارون (راکتور منفرد با فعالیت زیاد در حذف آمونیاک بیشتر از نیتریت) در دانشگاه دلفت تکنولوژی هلند توسعه پیدا نموده است که برای حذف بیولوژیکی نیتروژن از جریان برگشتی هاضم در یک زمان نسبتاً کوتاه می باشد (هلینگا و همکاران، ۱۹۹۸). این فرآیند از اثر دمای بالا بر ضرایب نیتریفیکاسیون استفاده می کند که برای رشد خیلی سریع باکتریهای اکسید کننده آمونیاک بیشتر از باکتریهای نیتریت مناسب است. یک راکتور اختلاط کامل بدون برگشت جامدات و با هوادهی متناوب برای انجام نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون بهره برداری شده است. غلظت BOD در مقایسه با ازت آمونیاکی در جریان برگشتی بی هوازی ، کمتر است؛ بطوریکه برای احیای نیتریت در حین دوره انوکسیک، متانول اضافه می شود تا دهنده الکترون فراهم شود. در یک مطالعه با مقیاس آزمایشگاهی، برای بهره برداری با دمای $35^{\circ}C$ ، SRT برابر ۱/۵ روز، هوادهی ۸۰ دقیقه و۴۰ دقیقه تماس با ناحیه انوکسیک، حذف ۸۵-۸۰ درصد نیتروژن گزارش شده است. فرآیند شارون می تواند بدون مرحله انوکسیک و اضافه شدن متانول بهره برداری شود و جریان برگشتی غنی از نیتریت تولید می کند که به منطقه انوکسیک اولیه و یا ابتدای طرح وارد می شود.

ساختار فرآیندهای موجود برای حذف بیولوژیکی نیتروژن

ساختارهای مختلف فرآیند لجن فعال برای انجام حذف بیولوژیکی نیتروژن استفاده شده است . توصیف و نمودار مربوط به فرآیندهای حذف بیولوژیکی نیتروژن در جدول ۲۱-۲ داده شده است .

پارامترهای طراحی فرآیند

پارامترهای متداول مورد استفاده برای طراحی و بهره برداری فرآیندهای مختلف حذف بیولوژیکی نیتروژن در جدول ۲۲-۲ ارائه شده است.

ملاحظات انتخاب فرآیند

انتخاب یک فرآیند خاص برای حذف بیولوژیکی نیتروژن به شرایط ویژه مکانی، تجهیزات و فرآیندهای موجود و نیازهای تصفیه بستگی دارد. مزایا و محدودیت های فرآیندهایی که بطور معمول استفاده می شود و توانایی تصفیه آنها بر حسب غلظت نیتروژن کل پساب خروجی در جدول ۲۳-۲ خلاصه شده است. فرآیند MLE[1] یکی از مرسوم ترین روشها برای حذف بیولوژیکی نیتروژن است و می تواند به آسانی با تاسیسات موجود لجن فعال ، تطابق پیدا کند . مقدار حذف نیتروژن بوسیله حجم واقعی برگشت داخلی جریان به منطقه انوکسیک محدود شده است و معمولاً فرآیند برای رساندن غلظت کل نیتروژن پساب خروجی به mg/l ۱۰-۵ استفاده می شود. در قسمتی که برگشت جریان وجود دارد باید غلظت اکسیژن محلول کنترل گردد تا میزان اکسیژن محلول ورودی به ناحیه انوکسیک محدود شود . همچنین فرآیند تغذیه مرحله ای برای رساندن غلظت نیتروژن کل خروجی به کمتر از mg/l ۱۰ قابل کاربرد است . اگرچه از نظر تئوری، رساندن غلظت کل نیتروژن پساب خروجی به مقادیر کمتر (محدوده ای کمتر از mg/l ۵-۳) با استفاده از روش تغذیه مرحله ای BNR همراه با جریان برگشتی امکان پذیر است؛ مانند فرآیند MLE در مرحله آخر فرآیند تغذیه مرحله ای هوازی / انوکسیک. مطابق با فرآیند MLE ، غلظت اکسیژن محلول خروجی ناحیه هوازی باید کنترل شود تا اکسیژن محلول اضافی در ناحیه انوکسیک کاهش یابد . در نمونه ای از فرآیندهای تغذیه مرحله ای، نقاط کنترل اکسیژن محلول بیشتری مورد نیاز است . برای بهینه کردن حجم راکتور تغذیه مرحله ای در حذف نیتروژن، کنترل و اندازه گیری نحوه تقسیم جریان ورودی ضروری است. فرآیند راکتور منقطع متوالی برای حذف نیتروژن ، انعطاف پذیری زیادی دارد. اختلاط در حین دوره پر شدن، فرصتی را برای حذف نیتروژن در شرایط انوکسیک فراهم می کند. غلظت اکسیژن محلول در حین دوره واکنش هوادهی ممکن است دوره ای باشد تا از این طریق دوره های بهره برداری انوکسیک فراهم شود . طرحهای راکتور تخلیه منقطع ، انعطاف پذیری کمتری نسبت به فرآیند SBR دارند؛ زیرا همانند فرآیند MLE ، بخش زیادی از حذف نیترات به جریان برگشت داخلی بستگی دارد .

فرآیند نیتروکس، بیودنیترو و نهر اکسیداسیون با کنترل اکسیژن ، همگی فرآیندهایی هستند که دارای حجم بزرگ راکتور برای حذف نیتروژن می باشند و روشهای مختلفی برای بهینه کردن حذف بیولوژیکی نیتروژن در سیستم های نهر اکسیداسیون ارائه می کنند. در فرآیند بیودنیترو، غلظت های خیلی کم نیتروژن کل پساب خروجی (کمتر از mg/l ۵) گزارش شده است . محدوده غلظت نیتروژن کل پساب خروجی در فرآیند نیتروکس معمولاً بین mg/l ۸-۵ می باشد. در حین زمانی که فرآیند نیتروکس هوادهی نمی شود، آمونیاک در نهر اکسیداسیون تجمع می یابد و منجر به غلظت بالاتر ازت آمونیاکی در پساب خروجی فرآیند می شود. غلظت نیتروژن کل و ازت آمونیاکی به حجم کل راکتور و غلظت نیتروژن ورودی بستگی دارد.

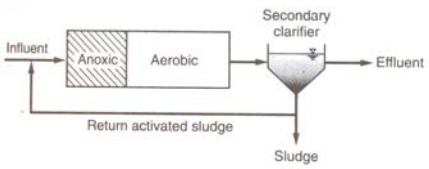
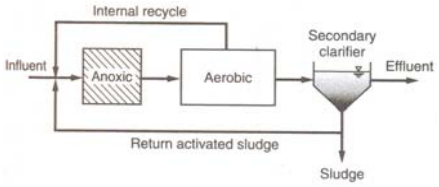
[1] .modified Ludzack-Ettinger

غلظتهای زیاد TKN ورودی می تواند منجر به افـزایش غلظـت آمونیـاک در پـساب خروجـی شود.

توانایی فرآیند باردن فو و انوکسیک نهایی با متانول اضافی برای رساندن نیتروژن کل بـه کمتـر از ۳ mg/l به اثبات رسیده است. منطقـه دوم انوکـسیک در فرآینـد بـاردن فـو دارای سـرعت دنیتریفیکاسیون خیلی کم است که منجر به کاربرد حجم راکتور بـا بـازدهی کمتـر مـی شـود. اضافه کردن متانول به منطقه انوکسیک ثانویه، نیازهای حجمی راکتور را کاهش می دهد.

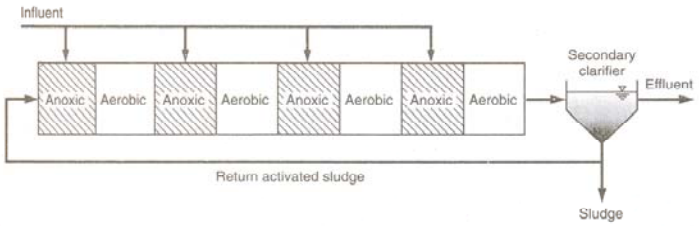
فرآیندهای نیتریفیکاسـیون و دنیتریفیکاسـیون همزمـان (SNdN) ، هماننـد فرآینـد کنتـرل Sym-Bio NADH و اربال بـه راکتورهـای بزرگتـر و برخـی از مهارتهـا و مراقبتهـای بهـره برداری نیاز دارد. هرچند با توجه به شرایط بهره برداری نشان داده شده است که این فرآینـدها قادر به تولید پساب خروجی با غلظت نیتروژن کل خیلی کم می باشند. در کنار حذف نیتروژن، فرآیندهای SNdN و انوکسیک اولیه مزایای بیشتری نسبت به فرآیند انوکسیک نهـایی دارنـد. قلیائیتی که با حذف نیترات قبل از فرآیند نیتریفیکاسیون و یا حین فرآیند نیتریفیکاسـیون بـه وسـیله عمـل دنیتریفیکاسـیون تولیـد مـی شـود، بـرای جبـران کـاهش قلیائیـت ناشـی از نیتریفیکاسیون قابل استفاده است. بدلیل تولید ۳/۵۷ گرم قلیائیت (برحـسب کربنـات کلـسیم) بازای هر گرم نیترات اکسید شده و مصرف ۷/۱۴ گرم قلیائیت (برحسب کربنات کلسیم) بـازای هر گرم ازت آمونیاکی اکسید شده ، تقریباً نیمی از قلیائیت مـصرفی بـرای نیتریفیکاسـیون، در فرآیندهای SNdN و انوکسیک اولیه تولید می شود . بازیافت قلیائیـت بـرای فاضـلابهایی کـه قلیائیت کمی دارند خیلی اهمیـت دارد . در بعـضی از کاربردهـا بـا توجـه بـه هزینـه، قلیائیـت بصورت آهک یا هیدروکسید سـدیم اضـافه شـود تـا pH را در حـد قابـل قبـول بـرای فرآینـد نیتریفیکاسیون نگهداری کند . مزایای دیگر این فرآیندها شامل صرفه جویی در انرژی هـوادهی و توانایی تولید لجن با ته نشینی خوب می باشد . فرآیندهای SNdN و انوکسیک اولیه بـدلیل اینکه از نیترات برای اکـسیداسیونBOD ورودی اسـتفاده مـی کننـد، در مقایـسه بـا فرآینـد انوکسیک نهایی نیاز به اکسیژن کمتری دارد. صرفه جویی بیشتر انرژی در فرآیندهای SNdN نسبت به فرآیند انوکسیک اولیه بدست می آیـد؛ زیـرا آنهـا در غلظـت اکـسیژن کمتـری بهـره برداری می شوند. با بهره برداری در غلظت اکـسیژن محلـول کـم ، شـیب (گرادیـان) اکـسیژن محلول بیشتر خواهد شد که منجر به بازده بیشتر انتقال اکسیژن در طول هـوادهی مـی شـود . همچنین پمپاژ جریان برگشت داخلی محدود می باشد که باعث کاهش بیشتر انرژی می شـود. فرآیند رشد معلق انوکسیک نهایی که متانول به آن اضافه می شـود، فاقـد مزایـای فرآینـدهای انوکسیک اولیه مانند صرفه جویی در انرژی، تولید قلیائیـت و کنتـرل بالکینـگ رشـته ای مـی باشد و بدلیل خرید متانول دارای هزینه های بهره برداری بالاتری اسـت. انتخـاب فرآینـد رشـد معلق انوکسیک نهایی عمدتاً با در نظر گرفتن ترتیب مکانی، ساختار راکتور موجود و ملاحظـات تجهیزات انجام می شود.

جدول ۲۱-۲ توصیف فرآیندهای رشد معلق برای حذف نیتروژن :

فرآیند	توصیف
انوکسیک اولیه	
الف) لادزاک – اتینگر 	ایده اولیه حذف بیولوژیکی نیتروژن در ناحیه انوکسیک اولیه با بهره برداری متوالی هوازی / انوکسیک توسط لادزاک و اتینگر (۱۹۶۲) بود . فاضلاب ورودی به یک ناحیه انوکسیک وارد می شد که بعد از آن ، یک ناحیه هوازی وجود داشت . فرآیند به نیترات تشکیل شده در ناحیه هوازی وابسته است که از طریق RAS به ناحیه انوکسیک برگشت داده می شود . بدلیل اینکه نیترات ، تنها از طریق RAS وارد ناحیه انوکسیک می شد ، دنیتریفیکاسیون به مقدار زیادی بوسیله نسبت برگشت RAS ، محدود می شد. اگرچه اخیراً ، این فرآیند با افزایش نسبت برگشت RAS ، بیشتر برای کنترل بالا آمدن لجن در زلال ساز ثانویه که ناشی از دنیتریفیکاسیون است مورد استفاده قرار گرفته است.
ب) فرآیند اصلاح شده لادزاک – اتینگر 	یکی از مرسوم ترین فرآیندهای حذف بیولوژیکی نیتروژن ، فرآیند اصلاح شده لادزاک – اتینگر (MLE) است . بارنارد (۱۹۷۳) ، طرح اولیه لادزاک – اتینگر را با فراهم کردن برگشت داخلی اصلاح کرد که نیترات ورودی بطور مستقیم از ناحیه هوازی به ناحیه انوکسیک وارد می شود . با این کار ، بازده کلی حذف نیتروژن و سرعت دنیتریفیکاسیون افزایش داده شد . نسبت جریان برگشت داخلی (دبی جریان برگشتی به دبی جریان ورودی) معمولاً محدوده ای از ۲ تا ۴ دارد . در تصفیه فاضلاب شهری با داشتن زمان تماس کافی در منطقه انوکسیک و BOD ورودی کافی ، در این نسبت جریان برگشتی ، غلظت متوسط ازت نیتراته در پساب خروجی بین ۷-۴ mg/l است . فرآیند MLE با تاسیسات موجود لجن فعال ، مطابقت زیادی دارد و می توان براحتی به استاندارد معمول غلظت کل نیتروژن پساب خروجی کمتر از ۱۰ mg/l رسید . نسبت BOD/TKN برابر ۱ : ۴ در فاضلاب ورودی ، معمولاً برای

کاهش موثر نیترات با فرآیند انوکسیک اولیه کافی است . زمان ماند متداول تانک انوکسیک در فرآیند MLE ، بین ۴-۲ ساعت است ؛ اما هنگامی که ناحیه انوکسیک به ۴-۳ مرحله بصورت سری تقسیم می شود ، سرعتهای سینیتیکی دنیتریفیکاسیون افزایش می یابد و در نتیجه ممکن است کل زمان ماند مورد نیاز ۷-۰-۵۰ درصد طراحی در حالت تک مرحله ای شود . تغییر دیگر فرآیند MLE ، تحت عنوان eMLE می باشد که از یکسری تانکهای انوکسیک / هوازی برای افزایش حذف مواد مغذی استفاده شده است .

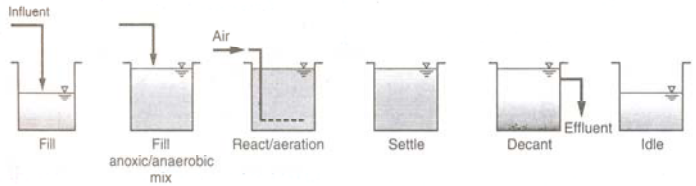
ج) تغذیه مرحله ای



مناطق انوکسیک اولیه می تواند در حذف بیولوژیکی نیتروژن به روش تغذیه مرحله ای نیز استفاده شود . بدلیل این که فرآیندهای حذف بیولوژیکی نیتروژن به روش تغذیه مرحله ای معمولاً با تانک های چند مرحله ای موجود در مقیاس کامل ، مطابقت دارد ، مراحل هوازی / انوکسیک به شکل متقارن استفاده شده است . هر چند طرحهای نامتقارن با مراحل انوکسیک / هوازی اولیه کوچکتر ، دارای مزایای بهتری از نظر غلظت MLSS بیشتر در مراحل اولیه است که ناشی از رقیق شدن کمتر RAS است و منجر به ظرفیت تصفیه بیشتر می شود . درصد توزیع جریان ورودی برای یک فرآیند ۴ مرحله ای برابر ۱۵ : ۳۵ : ۳۰ : ۲۰ است . نسبت جریان نهایی به آخرین ناحیه انوکسیک هوازی ، خیلی مهم است ؛ زیرا نیترات تولیدی در ناحیه هوازی این جریان ، کاهش نمی یابد و بنابراین غلظت ازت نیتراته نهایی را در پساب خروجی تعیین خواهد کرد . غلظت های ازت نیتراته در پساب خروجی کمتر از ۸ mg/l امکان پذیر است .

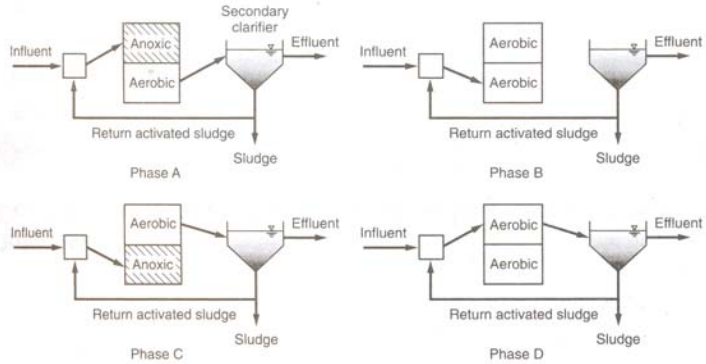
د) راکتور منقطع متوالی (SBR)

سیستم SBR (جدول ۱۵-۲ را ببینید) نیز ، از دنیتریفیکاسیون انوکسیک اولیه با BOD فاضلاب ورودی استفاده می کند . اختلاط در حین دوره پر شدن برای تماس مایع مخلوط با فاضلاب ورودی استفاده می شود . این فرآیند در خیلی از کاربردهای شهری ، با توجه به قدرت فاضلاب ، BOD کافی و زمان پر شدن ، برای حذف تقریباً تمام نیترات باقیمانده در مایع مخلوط بعد از مراحل ته نشینی و تخلیه



مورد استفاده است . همچنین مقداری حذف نیتروژن در مراحل تخلیه و ته نشینی بدون هوادهی اتفاق افتاده است . اختلاط جداگانه باعث انعطاف در بهره برداری می شود و علاوه بر تماس انوکسیک یا بی هوازی در دوره پر شدن، برای بهره برداری انوکسیک در طول دوره هوادهی مفید است. اختلاط بدون هوادهی در دوره پر شدن ، برای بهبود مشخصات ته نشینی لجن بعلاوه حذف نیتروژن موثر است. غلظت ازت نیتراته در پساب خروجی خیلی از تاسیسات کمتر از ۵ mg/l گزارش شده است.

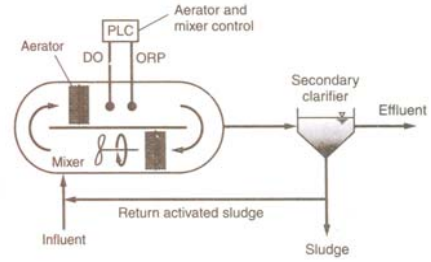
ه) بیودنیترو



فرآیند بیودنیترو بعنوان یک تکنولوژی نهر اکسیداسیون تفکیک شده نیز ذکر شده است . فرآیند برای حذف نیتروژن در دانمارک توسعه پیدا کرد و در بیش از ۷۵ مورد از تاسیسات با مقیاس کامل نصب شده است که پساب خروجی با غلظت کل نیتروژن کمتر از ۸ mg/l تولید می شود (استنسل و کومان ، ۲۰۰۰) . در این تکنولوژی ، حداقل از دو کانال اکسیداسیون به شکل سری استفاده می شود ، بطوریکه توالی بهره برداری کانالها و بهره برداری مناطق هوازی و انوکسیک متفاوت است . مخلوط کننده های مستغرق در کانالها نصب شده است، بطوریکه در بعضی از فازهای بهره برداری ، فقط در حوض اختلاط صورت می گیرد و هوادهی انجام نمی شود . تانک پیوسته فاضلاب ورودی را دریافت می کند و بصورت منطقه انوکسیک اولیه بهره برداری می شود. مشابه بهره برداری SBR ، نیترات از طریق یک حالت بهره برداری نیتریفیکاسیون هوازی اولیه قابل استفاده است. علاوه بر دنیتریفیکاسیون در منطقه انوکسیک اولیه ، احیای نیترات در حین بهره برداری هوازی امکان پذیر است که به مقدار اکسیژن محلول بستگی دارد. زمان متوسط برای فازهای A ، B ، C و D به ترتیب ۱/۵ ، ۰/۵ ، ۱/۵ و ۰/۵ ساعت است.

و) نیتروکس

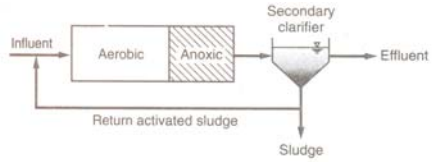
در فرآیند نیتروکس ، بهره برداری نهراکسیداسیون با تبدیل شرایط هوازی به انوکسیک انجام می شود که این کار با خاموش کردن هواده و بهره برداری از یک مخلوط کننده مستغرق برای حفظ سرعت کانال صورت می گیرد. فرآیند با توجه به استفاده از پتانسیل اکسیداسیون و احیاء (ORP) کنترل می شود تا ۱) زمان کاهش نیترات را در حین شرایط انوکسیک تعیین کند ۲) زمان شروع مجدد هوادهی را مشخص کند . در یک زمان مشخص ، هواده ها خاموش و اختلاط دهنده ها روشن می شود. هنگامی که



نیترات در خارج از دوره هوادهی، کاهش می یابد ، پتانسیل اکسید و احیاء بطور زیادی کم می شود. داده های ORP توسط یک PC تفسیر می شود که هوادهی را شروع می کند . در شرایط معمول بهره برداری فرآیند نیتروکس ، حداقل ۲ بار در روز هواده ها خاموش می شود که معمولاً یکبار در صبح هنگامی که بار در هر حال افزایش است و یکبار در ساعات اولیه شب می باشد (استنسل و کومان ، ۲۰۰۰) . زمان خاموشی (از دوره هوادهی) برای کاهش نیترات معمولاً ۵-۳ ساعت است که به بار طرح و مقدار نیترات در نهر اکسیداسیون بستگی دارد . غلظت های ازت نیتراته در پساب خروجی کمتر از ۸ mg/l و غلظت ازت آمونیاکی بین ۱/۵ mg/l - ۱ گزارش شده است .

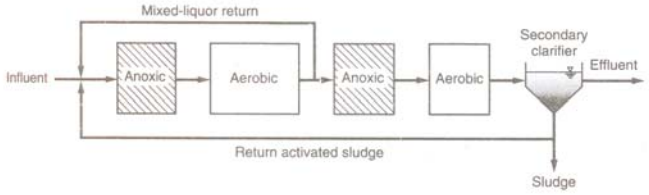
انوکسیک نهایی

ز) لجن منفرد



در فرآیند لجن منفرد (که توسط وهرمن توسعه یافته است) ، حذف نیترات در فرآیند لجن فعال با اضافه کردن یک تانک اختلاط انوکسیک بعد از نیتریفیکاسیون هوازی ، زیاد شده است . برای رسیدن به بازده زیاد حذف نیتروژن ، زمان ماند طولانی در تانک انوکسیک نهایی نیاز است؛ زیرا سرعت دنیتریفیکاسیون متناسب با سرعت تنفس خود تخریبی در مایع مخلوط است.

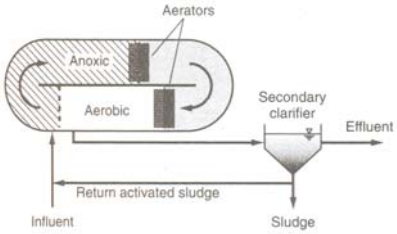
ح) باردن فو (۴ مرحله ای)



هر دو روش دنیتریفیکاسیون انوکسیک نهایی و انوکسیک اولیه در فرآیند باردن فو ترکیب شده است که در در تاسیسات افریقای جنوبی با مقیاس کامل در اواسط دهه ۱۹۷۰ میلادی ، قبل از گسترش آن در امریکا در سال ۱۹۷۸ ، توسعه و بکاربرده شده است . زمان ماند مرحله انوکسیک نهایی تقریباً برابر یا بزرگتر از زمان ماند مرحله انوکسیک اولیه است . در منطقه انوکسیک نهایی ، غلظت ازت نیتراته خروجی از منطقه هوازی ، معمولاً از حدود ۷-۵ mg/l تا کمتر از ۳ mg/l کاهش یافته است . بارنارد (۱۹۷۴) در حین آزمایشات پایلوت با فاضلابهای بسیار قوی متوجه شد که حذف بیولوژیکی فسفر همانند حذف نیتروژن اتفاق می افتد که از این رو فرآیند به این نام مشهور شد (نام فرآیند از یک کلمه سه قسمت

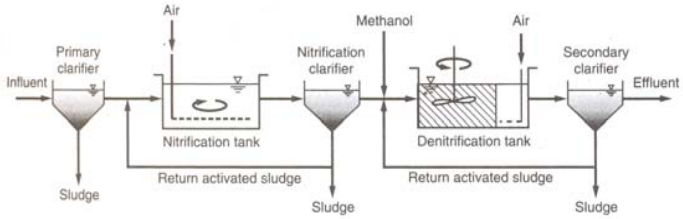
ابتدایی نام مخترع به اسم بارنارد ، دنیتریفیکاسیون و فسفر بوجود آمد).

ط) نهر اکسیداسیون



با توجه به طراحی هوادهی و طول کانال نهر اکسیداسیون ، مناطق دنیتریفیکاسیون انوکسیک را می توان در نهراکسیداسیون برای حذف بیولوژیکی نیتروژن در یک تانک منفرد ایجاد کرد . یک منطقه هوازی بعد از هواده وجود دارد و وقتی جریان مایع مخلوط به سمت پایین ، از محل هواده دور می شود ، غلظت اکسیژن محلول بدلیل جذب شدن توسط جرم سلولی کاهش می یابد . در نقطه ای که اکسیژن محلول کاهش یافته است ، منطقه انوکسیک در نهر اکسیداسیون بوجود می آید و نیترات برای فعالیت تنفس خود تخریبی در مایع مخلوط استفاده می شود . بیشتر BOD قابل تجزیه سریع ، ابتدا در منطقه هوازی مصرف می شود. بدلیل حجم زیاد تانک و SRT طولانی مورد استفاده در فرآیند نهر اکسیداسیون، ظرفیت کافی برای ترکیب مناطق نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون وجود دارد . هرچند کنترل اکسیژن محلول برای نگهداری یک منطقه انوکسیک در حذف زیاد نیتروژن لازم است.

ی) فرآیند دو مرحله ای (لجن دوگانه) با منبع کربن خارجی

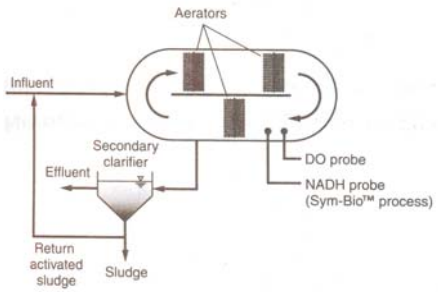


روشی که بیشتر در دهه ۱۹۷۰ معمول بود و امروزه در مواقع خاص مورد استفاده است ، طراحی انوکسیک نهایی با اضافه کردن یک منبع خارجی کربن می باشد که معمولاً متانول است. منطقه انوکسیک لجن فعال (۳۱-۱ ساعت) مخلوط می شود و در زمان ماند کوتاهی (کمتر از ۳۰ دقیقه) برای حذف حبابهای گاز نیتروژن موجود در لخته ، هوادهی می شود تا از این طریق ، شرایط هوازی را برای بهبود جداسازی جامدات از مایع مخلوط در تانک زلال ساز فراهم کند . معمولاً متانول بعنوان سوبسترا استفاده می شود ؛ زیرا نسبت به سوبستراهای دیگر از نظر هزینه بازای هر واحد حذف نیترات برای دنیتریفیکاسیون ، موثرتر می باشد . قیمت متانول از نظر هزینه خالص ممکن است نسبت به گلوکز یا استات گرانتر باشد ؛ اما بطور کلی متانول ، بدلیل بازده نسبتا کمتر جرم سلولی ، ارزانتر است . بازده کمتر به این معنا است که بخش بیشتری از متانول اکسید می شود و باعث می شود نسبت بیشتری نیترات به ازای هر گرم سوبسترا مصرف شود . نسبت متوسط متانول به حذف نیتروژن ۴-۳ گرم است که

به مقدار اکسیژن محلول در فاضلاب ورودی و SRT سیستم انوکسیک بستگی دارد . در طراحی با SRT طولانی تر ، مقدار بیشتری جرم سلولی با تنفس خود تخریبی ، اکسید و از این طریق ، نیترات مصرف می شود ؛ بنابراین نسبت متانول ورودی به نیترات کمتر می شود . استفاده از متانول نیاز به مراقبتهای کنترلی و ذخیره ای ویژه دارد ؛ زیرا متانول ماده ای قابل اشتعال است . بدلیل آتش زا بودن متانول ، مواد آلی دیگری مانند استات مورد توجه قرار گرفته است . راکتورهای دنیتریفیکاسیون رشد چسبیده با اضافه کردن متانول نیز برای حذف نیتروژن بروش انوکسیک نهایی استفاده شده است (بخش ۳ را ببینید).

نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون همزمان

ک) نهر اکسیداسیون با اکسیژن محلول کم

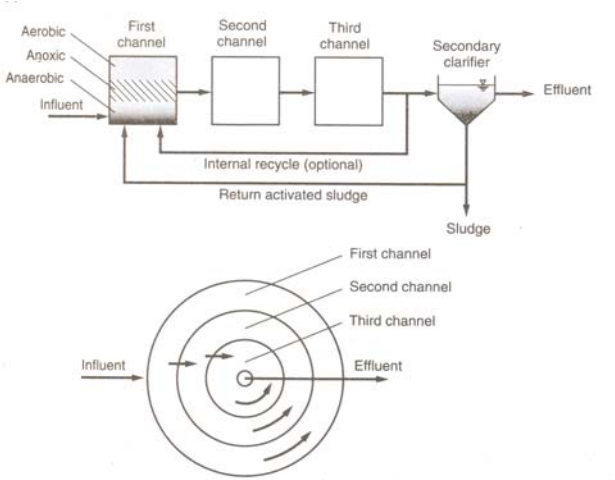


نهرهای اکسیداسیون که دارای حجم کافی قابل استفاده می باشد ، قادر به انجام نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون با سرعت کمتر و بصورت یکپارچه تحت شرایط اکسیژن محلول کم هستند . یک نهراکسیداسیون ممکن است برای نگهداری غلظت اکسیژن محلول کمتر از mg/l ۰/۵ مورد استفاده قرار گیرد که این کار با کنترل دستی یا اتوماتیک اکسیژن محلول می باشد . در جایی که هواده های چندتایی مانند هواده های برسی استفاده می شود ، غلظت اکسیژن محلول در طول کانال کم یا صفر نگهداری می شود . علاوه بر کنترل اکسیژن محلول ، روشهای دیگری ممکن است استفاده شود و یکی از این روشها ، استفاده از اندازه گیری NADH در فرآیند Sym-Bio است .

در فرآیند Sym-Bio ، از هر دو روش شناساگر اکسیژن محلول و شناساگر NADH برای کنترل نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون همزمان استفاده می شود (تریودی و هینن ، ۲۰۰۰) . ترکیب باکتری احیاء شده متشکل از کوآنزیم نیکوتین آمید آدنین دی نوکلئوتید (NADH) با استفاده از فلورسنس بعد از تابش اشعه ماوراء بنفش توسط شناسگر NADH اندازه گیری می شود . NADH نقش مهمی در واکنش های باکتری شامل انتقال هیدروژن ، بازی می کند . تحت شرایط احیاء بیشتر ، نسبت NADH / NAH در سلول باکتری افزایش می یابد . شناساگر NADH می تواند به وسیله این موارد

برای انجام نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون همزمان مورد استفاده قرار گیرد : ۱) پایش تغییرات NADH در لجن فعال و ۲) کنترل بهره برداری سیستم های لجن فعال که در غلظت اکسیژن محلول کم تا صفر بهره برداری می شود . فرآیند شامل یکسری از مراحل است : هنگامی که غلظت اکسیژن محلول کم می شود ، نسبت NADH / NAH به سطح مشخص می رسد و در این حالت ، اکسیژن محلول در زمان معینی به سطح بالاتری افزایش می یابد . غلظتهای ازت نیتراته و ازت آمونیاکی به ترتیب به کمتر از ۳ و mg/l ۱ رسیده است .

ل) اربال

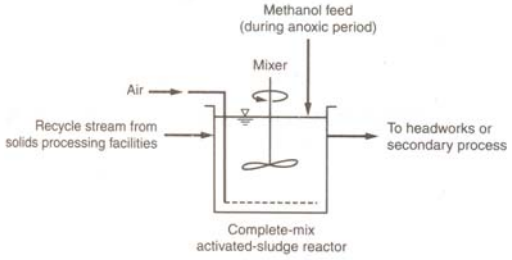


حذف نیتروژن از جریانهای برگشتی پردازش لجن هضم شده

م) شارون (راکتور منفرد با حذف آمونیاک بیشتر در مقایسه با نیتریت)

کانالها در فرآیند دایره ای بصورت سری بهره برداری می شود که غلظت اکسیژن محلول در کانال اول ، کم تا صفر (کمتر از mg/l ۰/۳) و mg/l ۱/۵ – ۰/۵ در کانال دوم و غلظتهای اکسیژن محلول بیشتر (mg/l ۳-۲) در کانال سوم می باشد . کانال اول ، فاضلاب ورودی و لجن فعال برگشتی را دریافت و معمولاً حدود نیمی از کل حجم تانک را شامل می شود . حجم کانالهای دوم و سوم ، تقریباً به ترتیب یک سوم و یک ششم کل حجم تانک است . برگشت مایع مخلوط از حلقه داخلی به حلقه بیرونی باعث انجام دنیتریفیکاسیون حاص از نیترات فرآیند نیتریفیکاسیون در کانالهای داخلی است . تغییرات فرآیند شامل بهره برداری بدون جریان برگشت داخلی و یا با جریان برگشت داخلی از کانال سوم به کانال اول است (فرآیند Bionutre) . برای انجام نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون همزمان در منطقه اول ، سرعت تهیه اکسیژن ، تقریباً ۵۰ درصد نیازهای برآورد شده طراحی ، پیشنهاد می شود .

فرآیند تصفیه جریان جانبی با نام فرآیند شارون در دانشگاه تکنولوژی دلفت هلند برای حذف بیولوژیکی



نیتروژن از جریانهای برگشتی ناشی از آبگیری جامدات هضم شده بی هوازی ، توسعه پیدا نموده است (هلینگا و همکاران ، ۱۹۹۸) . همچنین جریان برگشتی دارای دمای نسبتاً بالا و pH زیاد است. فرآیند از تاثیر دمای بالا بر سینتیک های نیتریفیکاسیون سود می برد که برای رشد بیشتر باکتریهای اکسید کننده آمونیاک و ممانعت از باکتریهای اکسید کننده نیتریت ، مناسب است . سپس یک زمان ماند کوتاه (۱-۲ روز) با روشن و خاموش کردن هوادهی که شرایط انوکسیک را برای احیای نیتریت فراهم می کند و عمدتاً برای تولید نیتریت مناسب است استفاده می شود . متانول در حین دوره انوکسیک ، بعنوان دهنده الکترون برای احیای نیتریت اضافه می شود . بعنوان یک گزینه ، جریان حاوی نیتریت را می توان به ابتدای فرآیند برگشت داد تا گیرنده الکترون برای کنترل بو فراهم شود.

جدول ۲۲-۲ پارامترهای متداول طراحی مورد استفاده برای فرآیندهای حذف نیتروژن

پارامتر طراحی/فرآیند	SRT,d[الف]	MLSS,mg/l	t , h			درصد RAS ورودی	درصد برگشت داخلی از ورودی
			کل	ناحیه انوکسیک	ناحیه هوازی		
MLE	۷-۲۰	۳۰۰۰-۴۰۰۰	۵-۱۵	۱-۳	4-12	۵۰-۱۰۰	۱۰۰-۲۰۰
SBR	۱۰-۳۰	۳۰۰۰-۵۰۰۰	۲۰-۳۰	متغیر	متغیر		
باردن فو (۴ مرحله ای)	۱۰-۲۰	۳۰۰۰-۴۰۰۰	۸-۲۰	۱-۳ مرحله ۱ ۲-۴ مرحله ۳	4-12 مرحله ۲ ۰/۵-۱ مرحله ۴	۵۰-۱۰۰	۲۰۰-۴۰۰
نهر اکسیداسیون	۲۰-۳۰	۲۰۰۰-۴۰۰۰	۱۸-۳۰	متغیر	متغیر	۵۰-۱۰۰	
بیو-دنیترو	۲۰-۴۰	۳۰۰۰-۴۰۰۰	۲۰-۳۰	متغیر	متغیر	۵۰-۱۰۰	اختیاری
اربال	۱۰-۳۰	۲۰۰۰-۴۰۰۰	۱۰-۲۰	۶-۱۰	۳-۶ مرحله ۱ ۲-۳2 مرحله ۲	۵۰-۱۰۰	

الف: وابسته به دما

جدول ۲۳-۲ مزایا و محدودیتهای فرآیندهای حذف نیتروژن :

فرآیند	مزیت ها	محدودیت ها
انوکسیک اولیه متداول	صرفه جویی در انرژی حذف BOD قبل از ناحیه هوازی تولید قلیائیت قبل از نیتریفیکاسیون طراحی شامل انتخاب کننده SVI	
MLE	تطابق زیاد با فرآیندهای موجود لجن فعال دستیابی به نیتروژن کل ۵ تا ۸ mg/l	توانایی حذف نیتروژن تابعی از جریان برگشت داخلی است. امکان ایجاد مشکل رشد نوکاردیا . نیاز به کنترل اکسیژن محلول قبل از برگشت .
تغذیه مرحله ای	تطابق با فرآیندهای موجود لجن فعال تغذیه مرحله ای . با برگشت جریان در مرحله آخر ، غلظت نیتروژن کمتر از ۵ mg/l ، امکان پذیر است . دستیابی به نیتروژن کل ۵ تا ۸ mg/l	توانایی حذف نیتروژن تابعی از توزیع جریان است . بهره برداری پیچیده نسبت به MLE ، نیاز به کنترل توزیع جریان برای بهره برداری بهینه پتانسیل مشکل رشد نوکاردیا .

		نیاز به کنترل DO در هر مرحله هوازی
راکتور منقطع متوالی	بهره برداری فرآیند ، آسان و انعطاف پذیر است . بدلیل متعادل سازی جریان ، جامدات مایع مخلوط بوسیله بارهای هیدرولیکی ناگهانی خارج نمی شود . ته نشینی آرام باعث غلظت کم TSS خروجی می شود . دستیابی به نیتروژن کل ۵ تا ۸ mg/l	واحدهای اضافی به استثنای هوادهی برای اطمینان از بهره برداری مورد نیاز است . سیستم می تواند بدون زهکشی سیستم ، نگهداری شود . پیچیده بودن طراحی سیستم وابسته بودن کیفیت پساب خروجی به فابلیت اعتماد تاسیسات تخلیه نیاز به متعادل سازی جریان خروجی منقطع قبل از فیلتراسیون و گندزدایی
تخلیه منقطع	دستیابی به نیتروژن کل ۵ تا ۸ mg/l جامدات مایع مخلوط بوسیله بارهای هیدرولیکی ناگهانی خارج نمی شود .	انعطاف پذیری کم در بهره برداری نسبت به SBR وابسته بودن کیفیت پساب خروجی به فابلیت اعتماد تاسیسات تخلیه
بیو دنیترو	دستیابی به نیتروژن کل ۵ تا ۸ mg/l بدلیل حجم زیاد راکتور به بارهای ناشی از شوک مقاوم است .	پیچیده بودن بهره برداری سیستم بدلیل نیاز به دو راکتور نهر اکسیداسیون ، هزینه ساختمانی افزایش می یابد .
نیتروکس	بدلیل حجم زیاد راکتور به بارهای ناشی از شوک مقاوم است . ارتقاء فرآیندهای نهر اکسیداسیون موجود ، آسان و اقتصادی است . فراهم کردن کنترل SVI	توانایی حذف نیتروژن در غلظتهای زیادتر TKN محدود شده است . حساسیت فرآیند به افزایش آمونیاک عملکرد فرآیند به تغییرات جریان ورودی وابسته است .
باردن فو ۴ مرحله ای	توانایی دستیابی به مقدار نیتروژن خروجی کمتر از ۳ mg/l	نیاز به راکتور با حجم زیاد بازده کم تانک انوکسیک ثانویه
نهر اکسیداسیون	حجم زیاد راکتور باعث مقاومت در برابر تغییرات بار بدون تاثیر قابل توجه بر کیفیت پساب خروجی می شود . ظرفیت مناسب برای حذف نیتروژن، امکان نیتروژن کل خروجی کمتر از ۱۰ mg/l	توانایی حذف نیتروژن با مهارتهای ایمنی در بهره برداری و روشهای کنترل مرتبط می باشد .
انوکسیک نهایی با اضافه کردن کربن	توانایی دستیابی به مقدار نیتروژن خروجی کمتر از ۳ mg/l امکان ترکیب با فیلتراسیون پساب خروجی	هزینه بیشتر بهره برداری ناشی از خرید متانول نیاز به کنترل متانول ورودی

نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون همزمان	امکان مقدار نیتروژن کم در پساب خروجی (محدوده کمتر از ۳ mg/l) امکان صرفه جویی زیاد انرژی فرآیند می تواند بدون ساختمان جدید به تاسیسات موجود ضمیمه شود . افزایش کنترل SVI ، تولید قلیائیت	نیاز به راکتور بزرگتر و همچنین مهارت در بهره برداری نیاز به سیستم کنترل فرآیند

۶-۲ فرآیندهای حذف بیولوژیکی فسفر

در طی ۲۰ سال گذشته ، چند ساختار فرآیند رشد معلق بیولوژیکی برای انجام حذف بیولوژیکی فسفر استفاده شده است و همه آنها شامل مراحل اصلی یک ناحیه بی هوازی و بعد از آن یک ناحیه هوازی می باشند. بارنارد (۱۹۷۴) اولین نفر بود که نیاز به تماس بی هوازی بین لجن فعال و فاضلاب ورودی را قبل از تجزیه هوازی برای انجام حذف بیولوژیکی فسفر مشخص نمود. تغییرات دیگر در اساس فرآیند شامل ۱) ترکیب توالی بی هوازی / هوازی با طرحهای مختلف حذف بیولوژیکی نیتروژن ۲) برگشت مایع مخلوط از جریان پایین دست منطقه انوکسیک به منطقه بی هوازی بجای اینکه تنها از جریان زلال ساز ثانویه برگشت داده شود ۳) اضافه کردن اسید چرب فرار به منطقه بی هوازی مانند استات یا جریان مایع ناشی از فرآیند راکتور تخمیر لجن ته نشینی اولیه ۴) استفاده از راکتورهای هوازی و بی هوازی چند مرحله ای.

در معرض قرار گرفتن تناوبی با شرایط بی هوازی می تواند در یک فرآیند تصفیه بیولوژیکی اصلی (جریان اصلی) یا در جریان لجن برگشتی (جریان جانبی) انجام شود. چند فرآیند حذف بیولوژیکی فسفر در جریان اصلی و یک فرآیند جریان جانبی به نام فوستریپ در این قسمت بیان شده است . همچنین این قسمت شامل ملاحظات طراحی فرآیند، کنترل فرآیند، آنالیز عملکرد حذف بیولوژیکی فسفر، پارامترهای طراحی و نکات مورد توجه در انتخاب فرآیند است. اولین فرآیند حذف بیولوژیکی فسفر در جریان اصلی که همراه با حذف بیولوژیکی نیتروژن می باشد فرآیند باردن فو در پالمتو فلوریدا در شکل ب۲-۲ نشان داده شده است .

فرآیندهای حذف بیولوژیکی فسفر

سه نوع ساختار حذف بیولوژیکی فسفر (BPR)[1] که بیشتر مورد استفاده است، در شکل ۲۹-۲ نشان داده شده است . بارنارد(۱۹۷۵) از عنوان پوردوکس[2] برای بیان هر فرآیند با توالی بی هوازی / هوازی در حذف بیولوژیکی فسفر استفاده کرد. از آن به بعد، نام فرآیندهای دیگری برای طراحی ساختار فرآیندهای ویژه مانند فرآیند A/O (فقط بی هوازی / هوازی) یا A^2O

[1] .biological phosphorus removal
[2] .poredox

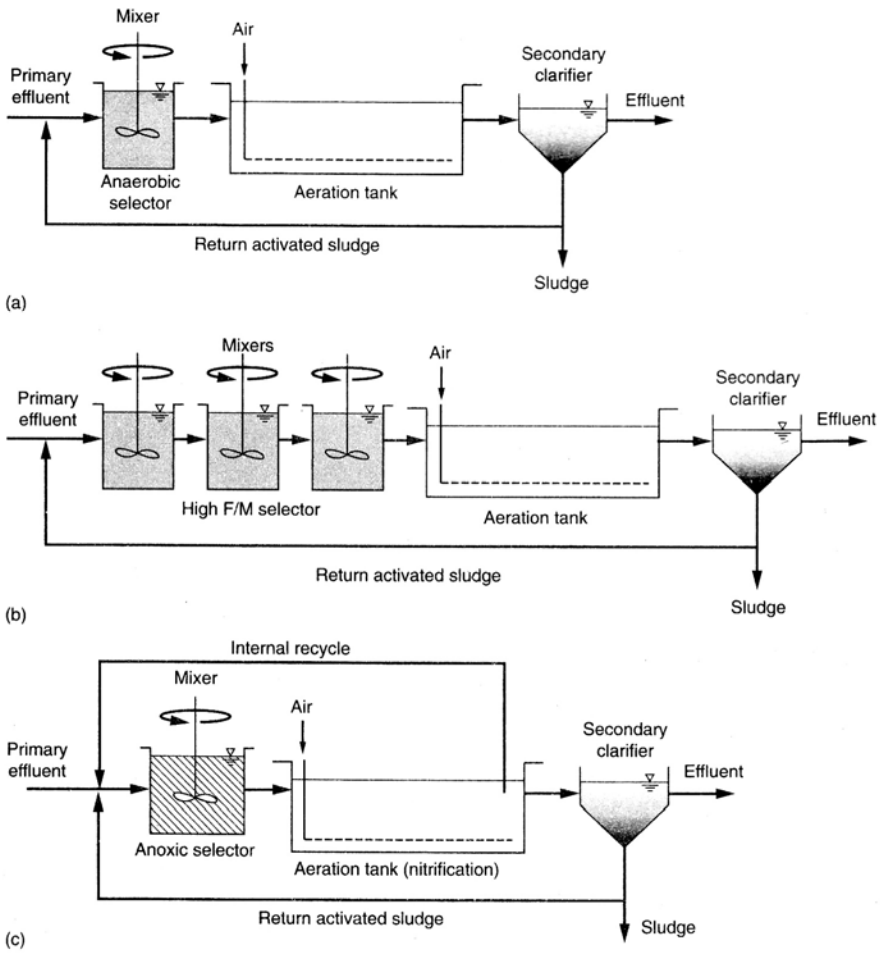
(بی هوازی / انوکسیک / هوازی) بوجود آمد. فرآیند AO مشابه فرآیند پوردوکس است و همانند فرآیند A^2O توسط شرکت شیمی و تولیدات هوایی عرضه و به ثبت رسیده است.

تفاوت اصلی بین فرآیندهای پوردوکس (A/O) و A^2O در شکل الف، ب۲۹-۲ نشان داده شده است که نیتریفیکاسیون در فرآیند پوردوکس (A/O) انجام نمی شود . بهره برداری با SRT کوتاه برای جلوگیری از شروع نیتریفیکاسیون استفاده شده است . مقادیر SRT مطلوب برای حذف بیولوژیکی فسفر بدون انجام نیتریفیکاسیون در دمای $20^{\circ}C$ حدود ۲ تا ۳ روز و در دمای $10^{\circ}C$ تقریباً ۴ تا ۵ روز است (گرادی و همکاران، ۱۹۹۹). در مواردی که نیتریفیکاسیون برای دستیابی به استانداردهای تخلیه مورد نیاز است ، فرآیند باید شامل دنیتریفیکاسیون بیولوژیکی نیز باشد تا از ورود مقادیر اضافی نیترات به راکتور بی هوازی از طریق جریان RAS جلوگیری کند . باکتریهای هتروتروف برای مصرف rbCOD در ناحیه بی هوازی از نیترات استفاده می کنند که در نتیجه rbCOD کمتری برای باکتریهای ذخیره کننده فسفر در دسترس است؛ بنابراین بازده تصفیه حذف بیولوژیکی فسفر کاهش می یابد. فرآیندهای A^2O و UCT (دانشگاه کپ تون) دو نوع اصلی سیستم های با جریان اصلی مورد استفاده برای حذف نیترات همراه با حذف بیولوژیکی فسفر می باشد. در فرآیند A^2O ، جریان لجن فعال برگشتی (RAS) که حاوی نیترات است، بطور مستقیم به منطقه بی هوازی وارد می شود (شکل الف۲۹-۲ را ببینید). در فرآیند UCT[1] (شکل ج۲۹-۲ را ببینید) جریان لجن فعال برگشتی (RAS) به منطقه انوکسیک فرستاده شده است و جریان مایع مخلوط بعد از ناحیه انوکسیک به منطقه بی هوازی وارد می شود که غلظت نیترات در حداقل می باشد. فرآیند UCT و فرآیندهای مشابه آن (بحث نهایی این بخش را ببینید) معمولاً برای فاضلابهای نسبتاً ضعیف می باشد که اضافه کردن نیترات تاثیر مهمی بر عملکرد حذف بیولوژیکی فسفر دارد .

فرآیند فوستریپ ترکیبی از فرآیندهای شیمیایی و بیولوژیکی برای حذف فسفر است. بخشی از لجن فعال برگشتی حاوی مقدار زیاد فسفر به تانک آزاد سازی بی هوازی منحرف می شود که فسفر به شکل محلول آزاد می گردد (شکل ۳۰-۲ را ببینید) . مایع سوپرناتانت حاوی فسفر با آهک رسوب داده می شود و جرم سلولی تخلیه شده ، به تانک هوادهی برگشت داده می شود . فرآیند فوستریپ نسبت به سایر فرآیندهای حذف بیولوژیکی فسفر ، وابستگی کمتری به غلظت rbCOD ورودی دارد (WEF,۱۹۹۸).

شکل ۲۹-۲ فرآیندهای متداول حذف بیولوژیکی فسفر در جریان اصلی: الف) پوردوکس (A/O) ب) A2O ج) دانشگاه کپ تون (UCT)

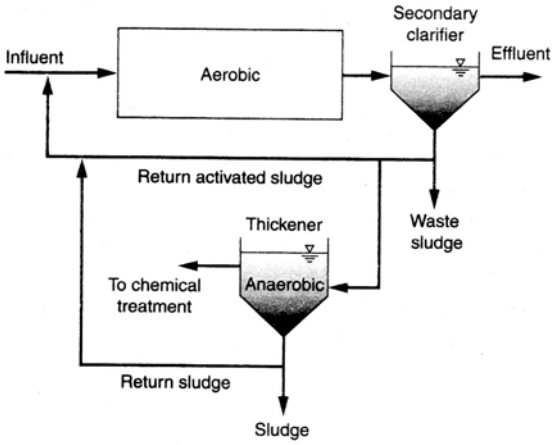
[1].university of Cape Town



ملاحظات طراحی فرآیند

نکات مورد توجه برای فرآیندهای حذف بیولوژیکی فسفر شامل : ۱) مشخصات فاضلاب ۲) زمان تماس بی هوازی ۳) SRT ۴)روش پردازش لجن دفعی ۵) قابلیت اضافه کردن مواد شیمیایی است. سینیتیک های واکنش برای حذف BOD ، نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون مشابه مواردی است که در بخش های ۴-۲ و ۵-۲ بیان شد.

شکل ۳۰-۲ فرآیند تصفیه بیولوژیکی فوستریپ با جریان جانبی برای حذف فسفر



مشخصات فاضلاب

مشخصات فاضلاب شامل اندازه گیری rbCOD برای ارزیابی کامل طراحی و عملکرد سیستم های حذف بیولوژیکی فسفر ضروری است. حذف بیولوژیکی فسفر در منطقه بی هوازی شروع می شود و استات (و پروپیانات) توسط باکتریهای ذخیره کننده فسفر جذب و به محصولات ذخیره کربن تبدیل می شود که انرژی و رشد را در مناطق انوکسیک و هوازی متوالی فراهم می کند. rbCOD منبع اصلی اسیدهای چرب فرار (VFA) برای باکتریهای ذخیره کننده فسفر است. تبدیل rbCOD به VFA بطور سریع از طریق تخمیر در منطقه بی هوازی اتفاق می افتد و در حذف پیشرفته فسفات بازای هر ۱۰-۷ میلی گرم استات ، ۱ میلی گرم فسفر حذف می شود (ونتزل و همکاران، ۱۹۸۹؛ ونتزل و همکاران، ۱۹۹۰). استات بیشتر باعث رشد سلولی بیشتر و در نتیجه حذف فسفر بیشتر می شود. بدلیل نیاز به مواد آلی برای حذف نیترات، مقدار rbCOD متناسب با مقدار TKN ورودی نیز ، یک پارامتر مهم فاضلاب می باشد. همچنین تغییر روزانه قدرت فاضلاب یک پارامتر مهم در فرآیند است. بدلیل اینکه عملکرد باکتریهای ذخیره کننده فسفر به در دسترس بودن سوبسترای تخمیری بستگی دارد، شناسایی دوره هایی که قدرت فاضلاب ورودی کم بر عملکرد حذف بیولوژیکی فسفر تاثیر می گذارد اهمیت دارد . در فاضلابهای شهری با گذشت زمان در یک دوره ۲۴ ساعته ، غلظت rbCOD و BOD کل ورودی متغیر است که غلظت آن بعد از غروب و ساعات اولیه صبح کمتر است . در جوامع کوچکتر معمولاً تغییرات بیشتر در نظر گرفته می شود و ممکن است rbCOD خیلی کم در زمانهای خاص وجود داشته باشد. در شرایط آب و هوایی مرطوب بویژه در زمستان ، دستیابی به حذف بیلوژیکی فسفر بدلیل سرما مشکل می باشد. فاضلاب رقیق به سرعت بی هوازی نمی شود. دوره های طولانی کمبود غلظت rbCOD گزارش شده است که چند ساعت بعد از پایین بودن غلظت سوبسترا ، عملکرد حذف بیولوژیکی فسفر کاهش می یابد(استفن و استنسل، ۱۹۹۸).

تاثیر تغذیه مداوم طرح با استات که تخمیر لجن برای تولید VFA اضافی انجام می گیرد، بعنوان مزیت تهیه مقدار ثابت rbCOD برای حذف بیولوژیکی فسفر محسوب می شود . در زنجیره اصلاح شده باردن فو به شکل موازی در کلونای کانادا ، یک گروه با مایع حاصل از تخمیر تغذیه می شد و زنجیره دیگر بعنوان شاهد مورد استفاده بود. با اضافه کردن VFA بطور پیوسته، غلظت فسفر محلول خروجی از ۲/۵ به mg/l ۰/۳ کاهش یافت (الدهام و استونس، ۱۹۸۵) و نسبت VFA/P برابر g/g ۶/۷ بود که مقدار آن کمتر از مقدار برآورد شده g/g ۱۰-۷ بود. براساس این نتایج به نظر می رسد افزایش پیوسته استات ممکن است باعث افزایش بازده حذف بیولوژیکی فسفر شود.

زمان تماس بی هوازی: نقش ناحیه تماس بی هوازی در بخش ۱۱-۱ توضیح داده شد. زمانهای ماند ۰/۲۵ تا ۱ ساعت برای تخمیر rbCOD مناسب است. برای محاسبه تاثیر غلظت MLVSS در منطقه تماس بی هوازی، SRT برابر ۱ روز در طراحی ناحیه تماس بی هوازی پیشنهاد می شود (گرادی و همکاران، ۱۹۸۴). بارنارد(۱۹۸۴) به دلیل پتانسیل آزاد شدن مجدد فسفر ، مخالف استفاده از زمان ماند خیلی طولانی در ناحیه تماس بی هوازی بود که فسفر آزاد شده مرتبط با جذب استات نیست. هنگامی که آزاد شدن مجدد اتفاق می افتد، باکتریها ، پلی هیدروکسی بوتیرات (PHB) را برای اکسیداسیون بعدی در ناحیه هوازی جمع نمی کنند. پلی هیدروکسی بوتیرات، انرژی را برای ذخیره و جذب فسفر فراهم می کند. استفن و استنسل (۱۹۹۸) در مطالعات آزمایشگاهی SBR دریافتند که آزاد شدن مجدد فسفر در زمان تماس بی هوازی بیش از ۳ ساعت رخ می دهد.

زمان ماند جامدات: سیستم های حذف بیولوژیکی مواد مغذی با SRT طولانی تر نسبت به طرحهای با SRT کوتاهتر، بازده کمتری در حذف بیولوژیکی فسفر دارد. داده های نسبت BOD ورودی به فسفر حذف شده در تعدادی از طرحها بصورت تابعی از SRT طراحی آنها در جدول ۲۴-۲ خلاصه شده است (گرادی و همکاران، ۱۹۹۹). فرآیندهایی با SRT طولانی تر ، بازده کمتری در حذف بیولوژیکی فسفر در یک مقدار مشخص BOD ورودی دارند. این اطلاعات بدون اندازه گیری غلظت rbCOD در فاضلاب بدست آمد؛ اما یک روند عمومی برای تاثیر SRT بر بازده حذف بیولوژیکی فسفر فراهم می کند. دو اثر منفی بر بازده حذف فسفر در ارتباط با فرآیندهایی با SRT طولانی و بارگذاری کم وجود دارد . اثر اول ، بدلیل اینکه مقدار نهایی فسفر حذف شده متناسب با مقدار دفع باکتریهای ذخیره کننده فسفر بروش بیولوژیکی است، تولید بیومس ذخیره کننده فسفر کمتر می شود ؛ بطوریکه فسفر کمتری می تواند حذف می‌شود. دوم در SRT طولانی ، باکتریهای مرتبط با فسفر بطور گسترده تری در فاز خود تخریبی قرار می گیرند که محصولات داخل سلولی آنها کاهش بیشتری خواهد داشت. اگر

گلیکوژن داخل سلولی کاهش یابد، ذخیره BPH و بازده جذب استات کمتری در ناحیه تماس بی هوازی اتفاق می افتد ؛ بنابراین بازده کمتری برای فرآیندهای حذف بیولوژیکی فسفر کل بوجود می آید.

جدول ۲۴-۲ خلاصه ای از نسبت BOD و COD ورودی مشاهده شده به فسفر حذف شده برای فرآیندهای مختلف حذف بیولوژیکی فسفر[الف].

نوع فرآیند BPR[b]	نسبت BOD/P g BOD/g P،	نسبت COD/P ، g COD/g P	SRT ، روز
پوردوکس ، VIP	۱۵-۲۰	۲۶-۳۴	<۸
A^2O , UCT	۲۰-۲۵	۳۴-۴۳	۷-۱۵
باردن فو	>۲۵	>۴۳	۱۵-۲۵

الف. گرادی و همکاران ، ۱۹۹۹

ب. برای توضیحات فرآیند ، جدول ۲۵-۲ را ببینید.

پردازش لجن دفعی

بدلیل اینکه فسفر از لجن دفعی فرآیند حذف بیولوژیکی فسفر حذف شده است، باید به روشهای پردازش لجن دفعی و امکان برگشت مقدار اضافی فسفر به فرآیند حذف بیولوژیکی فسفر توجه شود. در بخش ۱ با مرور مکانیسم های حذف بیولوژیکی فسفر نشان داده شد فسفر زمانی آزاد می شود که باکتری ذخیره کننده فسفر در شرایط بی هوازی قرار گیرد. بنابراین شرایط بی هوازی در حین تغلیظ یا هضم می تواند باعث آزاد شدن مقدار زیادی فسفر شود. جریان برگشتی از این فرآیندها ، در اصل باعث افزایش غلظت فسفر ورودی خواهد شد که برای تولید پسابی با غلظت فسفر کم به حجم بیشتر rbCOD در پساب ورودی نیاز خواهد بود. برای کاهش فسفر آزاد شده ، تغلیظ لجن دفعی توسط شناورسازی با هوای محلول، تغلیظ کننده های تسمه ای ثقلی یا تغلیظ کنده های استوانه ای چرخان نسبت به تغلیظ کردن ثقلی لجن دفعی ترجیح داده می شود. آزاد شده فسفر به مقدار زیاد در هاضم بی هوازی و هوازی مورد انتظار است. هر چند بازیافت و آزاد شدن کمتر فسفر نسبت به مقادیر مورد انتظار هاضم بی هوازی و هوازی مشاهده شده است (راندال و همکاران، ۱۹۹۲). براساس مطالعات آزمایشگاهی هاضم هوازی برای لجن حاصل از فرآیند حذف بیولوژیکی فسفر در طرح کوچک تصفیه فاضلاب پاتوکسنت (WWTP) در شهر هوارد ، تنها ۲۰ درصد آزاد شدن فسفر مشاهده شد . در یورک ریور ، VA,WWTP ، تنها ۲۷ درصد فسفر حذف شده در هاضم بی هوازی آزاد شد . تشکیل رسوبات فسفر مانند استراویت و براشنیت به نگهداری فسفر به صورت نامحلول نسبت داده می شود. کاربرد مستقیم مایع ، لجن هضم شده یا لجن خام آبگیری شده

در زمین که بدنبال آن فرآیند تثبیت مانند کمپوست قرار دارد، بار فسفر برگشتی را کاهش می دهد.

نیاز به اضافه کردن مواد شیمیایی

خیلی از طرحهای تاسیسات حذف بیولوژیکی فسفر شامل تدارک حذف فسفر با ترسیب شیمیایی همراه با حذف بیولوژیکی است. در جایی که مقدار rbCOD در فاضلاب ورودی کافی نیست، اضافه کردن مواد شیمیایی برای حذف مناسب فسفر و دستیابی به غلظت های مورد نیاز تخلیه ضروری است . آلوم و نمکهای آهن ممکن است استفاده شود (بخش ۶ را ببینید) و ممکن است در چند نقطه فرآیند تصفیه جریان مایع بکار رود. در مواردی که از فیلتراسیون پساب خروجی استفاده می شود و مقدار اضافی فسفر برای حذف شدن کم است (کمتر از ۲ mg/l) ممکن است مواد شیمیایی قبل از فیلتراسیون به جریان اضافه و مخلوط شود. افزودن مواد شیمیایی قبل از زلال ساز ثانویه نیز امکان پذیر است . در جایی که تصفیه اولیه مورد استفاده است، نمک های آهن یا آلوم ممکن است برای حذف فسفر قبل از فرآیند تصفیه بیولوژیکی اضافه شود. بنابراین فرآیند بیولوژیکی به حذف فسفر تا غلظتهای کم مورد نیاز وابسته است. تجارب موجود مشخص کرده است در صورتی که rbCOD کافی در دسترس باشد، می توان فسفر را تا غلظت های محلول کم ۰/۳ mg/l - ۰/۲ بروش بیولوژیکی حذف کرد. در بعضی موارد، نمکهای آهن ممکن است برای کاربردهای تصفیه اولیه بر نمکهای آلوم ترجیح داده شود؛ زیرا آنها مزایای زیادی در حذف سولفید برای کمک به کاهش بو دارد. انتخاب محل اضافه کردن مواد شیمیایی می تواند بر مقدار ماده شیمیایی تاثیر داشته باشد. هنگامی که مواد شیمیایی در زلال سازی برای رسیدن به غلظت کم فسفر در پساب خروجی اضافه می شود ، نمک فلزی در مقدار بیشتر از نسبت استوکیومتری افزوده می شود که مقدار تئوری مورد نیاز برای تشکیل ترکیب رسوب فسفر/فلز است . با اضافه کردن نمک فلزی قبل از فرآیند بیولوژیکی، نسبت های استوکیومتری می تواند برای کاهش مقدار مواد شیمیایی مورد نیاز استفاده شود.

کنترل فرآیند

عملکرد فرآیند حذف بیولوژیکی فسفر، تنها به محل قرار گرفتن ناحیه بی هوازی در جلو ناحیه هوازی فرآیند لجن فعال و مقدار rbCOD فاضلاب ورودی وابسته نیست . عملکرد فرآیند، تحت تاثیر تعدادی از شرایط بهره برداری شامل : ۱) بازده حذف نیترات در فرآیند هایی که نیتریفیکاسیون اتفاق می افتد ۲) SRT فرآیند ۳) کنترل اکسیژن محلول ورودی به ناحیه بی هوازی ۴) فسفر موجود در جریانهای برگشتی و ۵) غلظت جامدات معلق خروجی سیستم.

تاثیر نیترات و اکسیژن محلول در جریانهای برگشتی

جریانهای برگشتی به ناحیه تماس بی هوازی باید از نظر اثرات احتمالی آن بر حذف بیولوژیکی فسفر ارزیابی شود و حتی الامکان باید از جریانهای برگشتی اجتناب کرد. جریانهای برگشتی حاصل از شستشوی معکوس فیلتر باید بجای منطقه انوکسیک یا بی هوازی ، به ناحیه هوازی فرستاده شود . جریانهای برگشتی با غلظت زیاد اکسیژن محلول و نیترات، تاثیر بدی بر عملکرد حذف بیولوژیکی فسفر دارد. غلظت نیترات موجود در جریان لجن دفعی می تواند تاثیر مهمی بر مقدار rbCOD ورودی داشته باشد که برای فرآیند حذف بیولوژیکی فسفر قابل استفاده است . با فرض بازده سنتز۰/۴ g VSS/g rbCOD ، مقدار rbCOD مورد استفاده توسط نیترات و اکسیژن ورودی به منطقه بی هوازی را می توان بصورت زیر تخمین زد:

اکسیژن مورد استفاده برای اکسیداسیون rbCOD برابر با rbCOD حذف شده منهای COD جرم سلولی تشکیل شده، است :

$$\left(\frac{1\,g\,O_2}{g\,rbCOD}\right)-\left(\frac{1.42\,g\,O_2}{g\,VSS}\right)\left(\frac{0.4\,g\,VSS}{g\,rbCOD}\right)=\left(\frac{0.43\,g\,O_2}{g\,rbCOD}\right) \qquad (2-59)$$

یا ۲/۳ گرم rbCOD بازای هر گرم اکسیژن اضافی ، مصرف می شود .

COD مورد استفاده برای مصرف نیترات را می توان بر اساس COD مورد استفاده برای اکسیژن محلول تخمین زد که اکسیژن معادل ازت نیتراته برابر ۲/۸ g/g بصورت زیر است :

$$\frac{g\,rbCOD}{g\,NO_3-N}=\left(\frac{2.3\,g\,rbCOD}{g\,O_2}\right)\left(\frac{2.86\,g\,O_2}{g\,NO_3-N}\right)=6.6\,g\,rbCOD/g\,NO_3-N \qquad (2-60)$$

بر اساس نسبت $rbCOD/NO_3$-N و نسبت rbCOD/DO می توان اثر نیترات و اکسیژن محلول ورودی به ناحیه تماس بی هوازی را بر عملکرد حذف بیولوژیکی فسفر مورد ارزیابی قرار داد . rbCOD موجود در فاضلاب ورودی که به ناحیه بی هوازی اضافه می شود ، قبل از استفاده برای حذف بیولوژیکی فسفر ، احتمالاً بیشتر توسط باکتریهای مصرف کننده اکسیژن و نیترات حذف می شود.

تاثیر جریانهای برگشتی بر فسفر آزاد شده

همانطور که در پارامترهای طراحی فرآیند بحث شد، جریانهای برگشتی از فرآیندهای هضم یا تغلیظ لجن ممکن است حاوی غلظت زیاد فسفر باشد. متعادل سازی و کنترل جریان برگشتی و بار فسفر می تواند تاثیر فسفر برگشتی بر کیفیت پساب خروجی را کاهش دهد. با افزایش جریان برگشتی در طول روز ، هنگامی که غلظت فاضلاب ورودی زیاد است ، امکان بهتری برای حذف فسفر برگشتی در لجن دفعی وجود دارد. همچنین ممکن است جریانهای برگشتی با افزودن مواد شیمیایی بصورت جداگانه تصفیه شود تا مقدار فسفر فرآیند تصفیه مایع را کاهش دهد.

جامدات معلق پساب خروجی

مقدار فسفر جامدات مایع مخلوط نسبت به فرآیندهای متداول لجن فعال بدلیل ذخیره بیولوژیکی فسفر، بیشتراست. مقدار فسفر موجود در جامدات خشک ممکن است حدود ۳-۶ درصد باشد (راندال و همکاران، ۱۹۹۲). بنابراین غلظت کل فسفر در پساب خروجی می تواند به طور زیادی تحت تاثیر غلظت TSS خروجی سیستم باشد. با توجه به مقدار ۳-۶ درصد فسفر موجود در جامدات، در پسابی با TSS برابر ۱۰ mg/l ، مقدار فسفر ۰/۳-۰/۶ mg/l می باشد که این مقدار در صورتی که استاندارد خروجی کمتر از ۱ mg/l باشد، اهمیت دارد . خوشبختانه اکثر فرآیندهای حذف بیولوژیکی فسفر، مشخصات ته نشینی خوبی دارند و غلظت TSS در پساب خروجی زلال ساز ثانویه ۱۰ mg/l یا کمتر می باشد. برای فراهم کردن غلظت های فسفر خیلی کم در پساب خروجی ممکن است فیلتراسیون پساب خروجی مورد نیاز باشد.

تاسیسات جداسازی جامدات

بهره برداری تاسیسات جداسازی جامدات بر عملکرد و طراحی فرآیند تاثیر گذار است. اگر افزودن مواد شیمیایی در زلال سازی پساب خروجی برای رسیدن به غلظت کم فسفر خروجی ضروری باشد، ظرفیت کافی زلال ساز برای کنترل رسوب مواد شیمیایی اضافی مورد نیاز است. سرعتهای متداول سرریز زلال ساز برای حذف بیولوژیکی فسفر نیز در جدول ۷-۲ داده شده است.

روشهای بهبود بازده حذف فسفر در سیستم های حذف بیولوژیکی فسفر (BPR)

عملکرد سیستمهای حذف بیولوژیکی فسفر، خاص هر مکان است و به مشخصات فاضلاب و بهره برداری و طراحی فرآیند بستگی دارد. غلظت فسفر محلول خروجی در فاضلابهایی با غلظت rbCOD نسبتاً کم ممکن است بیش از ۲-۱ mg/l باشد. در حالیکه غلظت های خروجی کمتر از ۱- ۰/۵ mg/l برای فاضلابهای قوی تر نشان داده شده است. روشهای بهبود عملکرد حذف کلی فسفر بصورت زیر است:

۱- فراهم کردن استات تکمیلی با خرید مستقیم یا توسط تخمیر لجن اولیه

۲- کاهش SRT فرآیند

۳- افزودن آلوم یا نمکهای آهن در تصفیه اولیه یا زلال ساز پساب خروجی

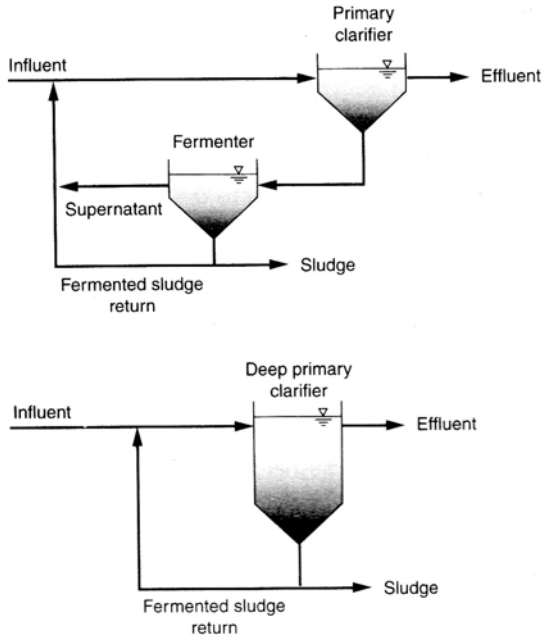
۴- کاهش مقدار نیترات و/ یا اکسیژن ورودی به ناحیه بی هوازی

دو روش مورد استفاده برای فراهم کردن rbCOD اضافی در حذف بیولوژیکی فسفر عبارتند از: وارد کردن (خرید) یک منبع خارجی کربن (مانند استات) یا تولید اسیدهای چرب فرار توسط تخمیر لجن زلال ساز اولیه . دو مثال از طرح تخمیر لجن اولیه در شکل ۳۱-۲ نشان داده شده است . طرحهای دیگری نیز امکان پذیر است. همانطور که در شکل الف۳۱-۲ نشان

داده شده است، زمان ماند و اختلاط برای لجن اولیه در یک راکتور تخمیر فراهم می شود و اسیدهای چرب فرار در زلال ساز اولیه آزاد و به ناحیه بی هوازی فرآیند تصفیه ثانویه وارد می شود. همچنین طراحی زلال ساز اولیه عمیق تر (شکل ب۳۱-۲) توصیه شده است تا زمان ماند کافی برای هیدرولیز و تخمیر اسیدی لجن ته نشینی اولیه فراهم شود (بارنارد، ۱۹۸۴). لجن جریان زیرین برای آزاد شدن اسیدهای چرب فرار در جریان مایع ، برگشت داده می شود. همچنین مباحث بهره برداری مربوط به بو ، اختلاط و تجمع پارچه های کهنه در تخمیر کننده ها باید مورد توجه قرار گیرد. تخمیر کننده های لجن تانک اولیه ، گرم نمی شود و بطور معمول برای توقف در زیر نقطه فعالیت متانوژنها ، مقادیر SRT در محدوده ای از ۳- ۵ روز استفاده می شود که به دما بستگی دارد (رابینویتز و الدهام، ۱۹۸۵). در SRT بیشتر از ۵-۴ روز ، فعالیت متالوژنها برای مصرف VFA خیلی زیاد است . تولید اسید چرب فرار در تخمیر کننده، حدود ۰/۲-۰/۱ گرم VFA بازای هر گرم VSS مصرف شده است. تخمیر کننده ها می تواند غلظت اضافی mg/l ۲۰-۱۰ اسید چرب فرار را به فاضلاب ورودی اضافه کنند و هنگامی که از تخمیر کننده ها استفاده می شود به ندرت غلظت های زیاد فسفر محلول در پساب خروجی مشاهده شده است.

یک مثال خوب از تغییرات فرآیند که می تواند عملکرد حذف بیولوژیکی فسفر را بهبود دهد مربوط به کلونا واقع در کلمبیا بود (الدهام و استفنس، ۱۹۸۵) که یکی از اولین موفقیتهای مورد توجه با تخمیر لجن اولیه بود. تاسیسات باردن فوی اصلاح شده دو زنجیره ای برای انجام حذف بیولوژیکی فسفر استفاده شده است . اولین تغییر ، تخمیر لجن اولیه در تانکهای موجود بود که بصورت تغلیظ کننده لجن با زمان ماند طولانی بهره برداری می شد. سرریز تغلیظ کننده وارد ناحیه بی هوازی فرآیند باردن فو می شد. غلظت اسیدهای چرب فرار در خروجی تخمیر کننده محدوده ای از mg/l ۱۴۰-۱۱۰ است و هنگامی که با پساب خروجی اولیه مخلوط می شد، غلظت اسید چرب فرار به mg/l ۱۰-۹ می رسید. با تهیه اسید چرب فرار اضافی در فرآیند حذف بیولوژیکی فسفر ، غلظت متوسط فسفر خروجی از ۱/۵ به mg/l ۰/۵ کاهش داده شد. سپس برای کاهش بیشتر غلظت خروجی فسفر ، آلوم با دز حدود mg/l ۸ (بر حسب آلوم) قبل از زلال ساز ثانویه اضافه شد. با انجام هر دو عمل تخمیر اولیه و افزودن آلوم ، غلظت فسفر خروجی از زمان سپتامبر ۱۹۸۹ تا آگوست ۱۹۹۰بطور متوسط به کمتر از mg/l ۰/۲ رسید. در سال ۱۹۹۳ هنگامی که استاندارد بیشتری برای غلظت نیترات خروجی در نظر گرفته شد، افزودن آلوم متوقف شد و دو مرحله انوکسیک- هوازی انتهایی سیستم باردن فو از سرویس خارج شد. حذف دو مرحله انتهایی باعث کاهشSRT فرآیند شد و غلظت متوسط فسفر خروجی به mg/l ۰/۱ کاهش یافت. مزیت دیگری برای حذف ناحیه انوکسیک این بود که زمان لازم ، بیشتر از زمان ماند ضروری برای حذف نیترات بود . ناحیه انوکسیک ثانویه ، دلیل رها شدن ثانویه فسفر ناخواسته محسوب می شد.

شکل ۳۱-۲ نمونه هایی از راکتورهای تخمیر مورد استفاده برای تولید اسید چرب فرار (VFA) در حذف فسفر



عملکرد فرآیند حذف بیولوژیکی فسفر

مثال زیر برای بیان روش مورد استفاده در ارزیابی عملکرد فرآیند حذف بیولوژیکی فسفر طرح شده است. مدلهای شبیه سازی جامع برای ارزیابی طرحهای حذف بیولوژیکی فسفر و نیتروژن خیلی مفید می باشد؛ زیرا فرآیندهای بیولوژیکی حذف نیتروژن و فسفر با داشتن واکنشهای متقابل زیاد، خیلی پیچیده است.

مثال ۱۰-۲ حذف بیولوژیکی فسفر: فرآیند حذف بیولوژیکی مواد مغذی A^2O ، فاضلابی با مشخصات نشان داده شده در زیر دریافت می کند. لجن فعال دفعی حاوی ۶ mg/l ازت نیتراته است و سیستم با زمان ماند جامدات ۷ روز بهره برداری می شود. نسبت برگشت RAS برابر ۰/۵ است. زمان ماند تماس بی هوازی ۰/۷۵ ساعت می باشد. غلظت فسفر محلول خروجی و مقدار فسفر موجود در لجن دفعی را برآورد نمایید.

فرضیات و شرایط طراحی:

۱- مشخصات فاضلاب :

پارامتر	واحد	مقدار
دبی	m^3/d	۴۰۰۰
BOD کل	g/m^3	۱۴۰

rbCOD	g/m^3	۷۰
nbVSS	g/m^3	۲۰
مواد غیر آلی خنثی	g/m^3	۱۰
TKN	g/m^3	۳۵
نیترات	g/m^3	۰
فسفر	g/m^3	۷
دما	$^{\circ}C$	۲۰

۲- ۱۰ گرم rbCOD بازای هر گرم فسفر در فرآیند حذف بیولوژیکی فسفر حذف می شود.

۳- نسبت rbCOD به نیترات =۶/۶g rbCOD/g NO_3-N

۴- مقدار فسفر موجود در جرم سلولی هتروتروف = ۰/۱۵ گرم فسفر بازای هر گرم جرم سلولی

۵- $NOX \approx 0.80 TKN$

۶- از ضرایب جدول ۱۰-۲ و۱۱-۲ استفاده کنید.

راه حل:

۱- با استفاده از موازنه جرمی پساب ورودی به راکتور ، rbCOD قابل استفاده را بـرای حـذف بیولوژیکی فسفر تعیین کنید.

الف) موازنه جرمی نیترات را انجام دهید.

$$Q_{RAS}(NO_3 - N)_{\inf} + Q_{RAS}(NO_3 - N)_{RAS} = (Q + Q_{RAS})(NO_3 - N)_{React}$$

$$Q_{RAS} = 0.5Q$$

$(NO_3 - N)_{React}$ = نیترات ورودی به راکتور

$$Q(0) + 0.5Q(6\ g/m^3) = 1.5Q(NO_3 - N)_{React}$$

$$(NO_3 - N)_{React} = 2\ g\ (NO_3 - N)/m^3$$

ب) مقدار rbCOD قابل استفاده را برای حذف فسفر تعیین کنید.

معادل $rbCOD = 2\ g(NO_3 - N)/m^3\ ](6.6\ g\ rbCOD/g)(NO_3 - N) = 13.2\ g/m^3$

۲- فسفر حذف شده توسط مکانیسم حذف بیولوژیکی فسفر را تعیین کنید.

حذف بیولوژیکی فسفر $= \dfrac{(56.8\ g\ rbCOD/m^3)}{(10\ g\ rbCOD/g\ P)} = 5.7\ g\ P/m^3$

۳- فسفر مورد استفاده برای سنتز جرم سلولی هتروتروف بعلاوه فـسفر ذخیـره شـده ناشـی از حذف بیولوژیکی فسفر را تعیین کنید.

بیومس تولیدی (رابطه۱۵-۲) : $P_{X.VSS} = \dfrac{QY(S_0 - S)}{1 + (k_d)SRT} + \dfrac{QY_n(NO_X)}{1 + (k_d)SRT}$

فرض کنید $S_0 \cong S_0 - S$

$$bCOD = 1.6\,BOD = 1.6(140\,g/m^3) = 224\,g/m^3$$

$$NO_x = 0.80\,TKN = 0.80(35\,g/m^3) = 28\,g/m^3$$

$$P_{x.bio} = \frac{(4000\,m^3/d)(0.4\,g/g)(224\,g/m^3)}{[1+(0.12\,g/g.d)(7\,d)]} + \frac{(4000\,m^3/d)(0.12\,g/g)(28\,g/m^3)}{[1+(0.08\,g/g.d)(7\,d)]} = (194783+8615)\,g/d = 203398\,g/d$$

فسفر مصرفی برای رشد جرم سلولی:

$$\text{فسفر مصرفی} = (0.015\,g\,P/g\,Biomass)(203398\,g/d) = 3015\,g/d$$

$$g/m^3 = \frac{(3015\,g/d)}{(4000\,m3/d)} = 0.8\,g/m^3$$

۴- فسفر محلول خروجی را تعیین کنید.

$$\text{فسفر حذف شده} = (5.7+0.8)\,g/m^3 = 6.5\,g/m^3$$

$$\text{فسفر محلول خروجی} = (7-6.5)\,g/m^3 = 0.5\,g/m^3$$

۵- مقدار فسفر موجود در لجن دفعی را تعیین کنید.

$$\text{کل فسفر موجود در لجن} = (6.5\,g/m^3)(4000\,m^3/d)(1\,kg/10^3\,g) = 26\,kg/d$$

کل لجن تولیدی را با استفاده از روابط (۱۵-۲) و(۱۶-۲) تعیین کنید.

$$P_{x.TSS} = \frac{(4000\,m^3/d)(0.4\,g/g)(224\,g/m^3)(1\,kg/10^3\,g)}{[1+(0.12\,g/g.d)(7\,d)](0.85)} + \frac{(4000\,m^3/d)(0.12\,g/g)(28\,g/m^3)(1\,kg/10^3\,g)}{[1+(0.08\,g/g.d)(7\,d)](0.85)} + (20\,g/m3)(4000\,m3/d)(1\,kg/10^3\,g) + \frac{(0.15)(0.12\,g/g.d)(4000\,m^3/d)(0.4\,g/g)(224\,g/m^3)(7d)(1\,kg/10^3\,g)}{[1+(0.12\,g/g.d)(7\,d)](0.85)} + (10\,g/m^3)(4000\,m^3/d)(1\,kg/10^3\,g) + P_{store}$$

$$P_{x.TSS} = (229.2+10.1+80+28.9+40)\,kg/d = 388.2\,kg/d$$

$$\text{درصد فسفر} = \frac{(26\,kg/d)}{(388.2\,kg/d)} \times 100 = 6.7$$

سایر فرآیندهای حذف بیولوژیکی فسفر

تغییرات مختلف در فرآیند اولیه پوردوکس به دو منظور حذف بیولوژیکی فسفر و حذف نیتروژن استفاده شده است. بیشترین اقدام در طرحهای مختلف توجه به کاهش مقدار نیترات ورودی به ناحیه بی هوازی، تعدادی شامل SRT کوتاه و بعضی شامل استفاده از مراحل متعدد

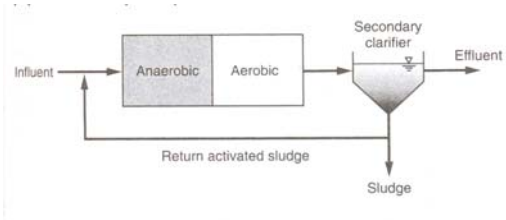
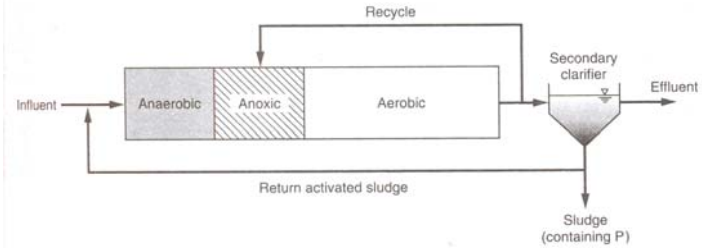
بی هوازی، انوکسیک و هوازی است. فرآیندهای کلی با جریان اصلی و فرآیند جریان جانبی فوستریپ در جدول ۲۵-۲ توصیف شده است.

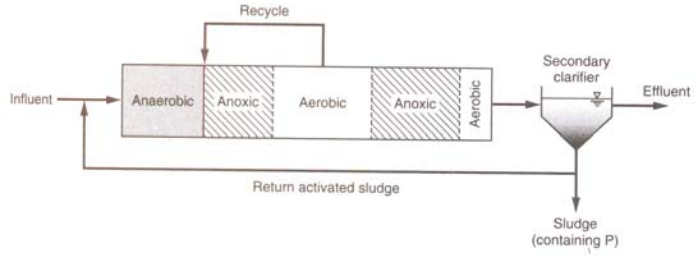
پارامترهای طراحی فرآیند

فرآیند های اصلی مورد استفاده در طراحی سیستم های حذف بیولوژیکی فسفر درجدول ۲۶-۲ بیان شده است.

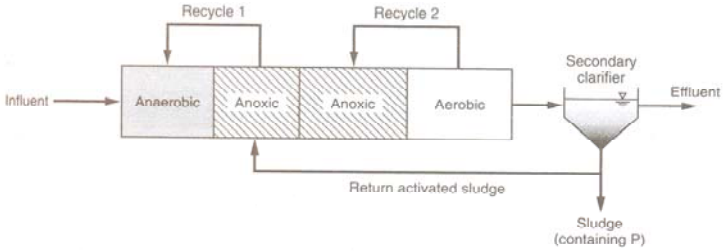
پارامترهای انتخاب فرآیند

تمام فرآیندهای بیان شده در حذف بیولوژیکی فسفر دارای ناحیه تماس بی هوازی ضروری بین فاضلاب ورودی و لجن فعال می باشد و یک ناحیه هوازی برای اکسیداسیون بیولوژیکی فسفر ذخیره شده و جذب فسفر توسط باکتریهای ذخیره کننده پلی فسفات به دنبال آن است. طراحیهای خاص انتخاب شده ، بیشتر توسط سایر نیازهای تصفیه مانند حذف نیتروژن و BOD کنترل می شود. مزایا و محدودیت های فرآیندهای حذف بیولوژیکی فسفر در جدول ۲۷-۲ ارائه شده است. بازده حذف بیولوژیکی فسفر علاوه بر مشخصات فاضلاب ورودی، تحت تاثیر فرآیند کلی لجن فعال است (راندال و همکاران، ۱۹۹۲). بازده کمتر حذف فسفر در سیستم هایی اتفاق می افتد که SRT طولانی تر دارد، اکسیژن و/ یا نیترات ورودی بیشتر به ناحیه بی هوازی وارد می شود و rbCOD کمتری در فاضلاب ورودی وجود دارد. برای مثال سیستم هایی با SRT کوتاهتر ، مانند فرآیندهای VIP یا پوردوکس در مقدار مشابه BOD ورودی ، نسبت به فرآیند تغییر یافته باردن فو ، حذف بیولوژیکی بیشتر فسفر را فراهم می کنند. در بعضی کاربردها ، سایر منابع rbCOD برای افزایش حذف بیولوژیکی فسفر فراهم می شود.

فرآیند	توصیف
الف) پوردوکس (A/O)  	ساختار اولیه فرآیند برای حذف بیولوژیکی فسفر شامل یک ناحیه بی هوازی بود کـه در ادامـه آن یـک منطقه هوازی قرار داشت. بارنارد (۱۹۷۴) اولین کسی بود که نیاز به تماس بی هوازی بین لجن فعـال و فاضلاب ورودی را قبل از تجزیه هوازی مشخص نمود تا حذف بیولوژیکی فسفر انجام شود . بارنـارد آنـرا فرآیند پوردوکس نامگذاری کرد . فرآیند A/O شکل به ثبت رسیده یافته های بارنارد است که توسط شرکت شیمی و تولیدات هوایی به ثبت رسیده است و تفاوت اصلی آن ، استفاده از راکتورهای هـوازی و بی هوازی چند مرحله ای است . در این فرآیندها نیتریفیکاسیون وجود ندارد و زمان ماند بی هوازی بین ۳۰ دقیقه تا یک ساعت برای فراهم کردن شرایط انتخابی بیان شده در بخش ۱۱-۷ در حذف بیولوژیکی فسفر است . SRT مایع مخلوط ناحیه هوازی برابر ۲-۴ روز است که به دما بستگی دارد.
ب) A^2O  	فرآینـد انحـصاری A^2O ، اصـلاحیه فرآینـد A/O مـی باشـد و یـک ناحیـه انوکـسیک را بـرای دنیتریفیکاسیون فراهم می کند . زمان ماند در ناحیه انوکسیک تقریباً ۱ ساعت است . ناحیه انوکـسیک کمبود اکسیژن محلول دارد ؛ اما اکسیژن با پیوند شیمیایی به شکل نیترات و نیتریت توسط جریان مایع مخلوط برگشتی نیتریفایر شده از ناحیه هوازی تولید مـی شـود . اسـتفاده از ناحیـه انوکـسیک ، مقـدار نیترات ورودی به ناحیه بی هوازی را در لجن فعال برگشتی کاهش می دهد.
ج) باردن فو اصلاح شده (۵ مرحله ای)	فرآیند باردن فو که در جدول ۲۱-۲ بیان شد می توان برای حذف ترکیبی فسفر و نیتروژن اصلاح کرد . روش برگشت و توالی مرحله ای نسبت به روش A^2O متفاوت است . سیستم ۵ مرحله ای ، مناطق بـی هوازی ، انوکسیک و هوازی را برای حذف فسفر ، نیتروژن و کربن فراهم مـی کنـد . مرحلـه انوکـسیک ثانویه برای دنیتریفیکاسیون اضافی فراهم می شود که با استفاده از نیتراتی تولیـدی در مرحلـه هـوازی بعنوان گیرنده الکترون و کربن آلی ناشی از خود تخریبی بعنوان دهنده الکترون انجام می شود . مرحلـه



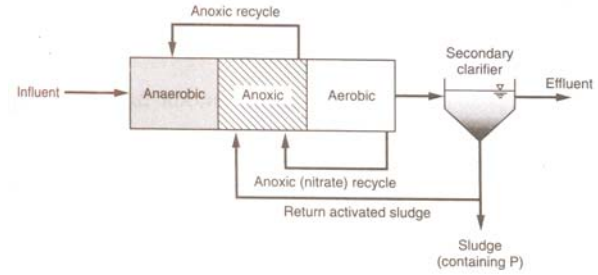
د) UCT (استاندارد و اصلاح شده)



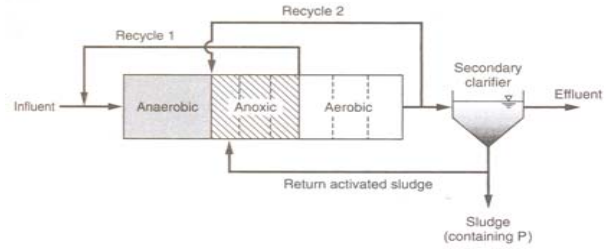
هوازی انتهایی برای حذف گاز نیتروژن اضافی از محلول و کاهش رها سازی فسفر در زلال ساز نهایی می باشد. مایع مخلوط حاصل از ناحیه هوازی اولیه به منطقه انوکسیک برگشت داده می شود . در فرآیند ۵ مرحله ای از SRT طولانی تری (۱۰-۲۰ روز) نسبت به فرآیند A2O استفاده می شود و بنابراین توانایی اکسیداسیون کربن افزایش می یابد.

فرآیند UCT مخفف فرآیند تصفیه University of Cape Town (افریقای جنوبی) می باشد که در آنجه توسعه پیدا نموده است . فرآیند UCT برای کاهش اثر نیترات ورودی به ناحیه تماس بی هوازی در فاضلابهای ضعیف تر بوجود آمده است. برای بازده زیاد حذف بیولوژیکی فسفر ، مقدار نیترات در منطقه بی هوازی اهمیت دارد. فرآیند UCT به استثنای دو مورد ، مشابه فرآیند A^2O است . لجن فعال برگشتی بجای مرحله هوازی به منطقه انوکسیک برگشت داده می شود و برگشت داخلی از مرحله انوکسیک به منطقه بی هوازی است. با برگشت لجن فعال به مرحله انوکسیک ، ورود نیترات به مرحله بی هوازی محدود می شود ؛ بدینوسیله جذب فسفر در مرحله بی هوازی زیاد می شود . برگشت داخلی باعث افزایش مصرف مواد آلی در مرحله بی هوازی می شود . مایع مخلوط حاصل از مرحله انوکسیک حاوی BOD محلول زیادی است ، اما نیترات کمی دارد . برگشت مایع مخلوط انوکسیک برای ایجاد شرایط بهینه در جذب تخمیری مرحله بی هوازی انجام می گیرد . بدلیل کمتر بودن غلظت مایع مخلوط ، زمان ماند بی هوازی باید نسبت به فرآیند پوردوکس طولانی تر باشد و در محدوده ۱ تا ۲ ساعت است . نسبت برگشت بی هوازی معمولاً ۲ برابر دبی ورودی است .

فرآیند UCT اصلاح شده که در نمودار دوم نشان داده شده است ، لجن فعال برگشتی بطور مستقیم وارد راکتور انوکسیک می شود که جریان برگشت داخلی حاوی نیترات را دریافت نمی کند . نیترات در این تانک کاهش می یابد و مایع مخلوط راکتور به تانک بی هوازی برگشت داده می شود . تانک انوکسیک ثانویه بعد از تانک انوکسیک اولیه قرار دارد و جریان برگشت داخلی حاوی نیترات را از تانک



ه) VIP

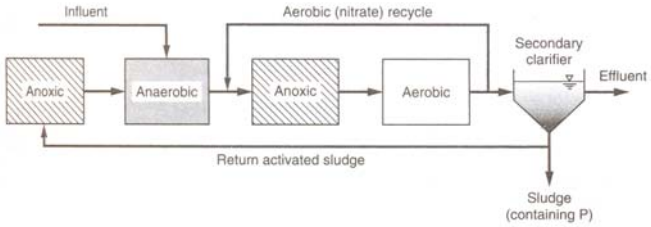


و) ژوهانسبرگ

هوازی دریافت می کند و نقش مهمی در حذف نیترات فرآیند ایفا می کند.

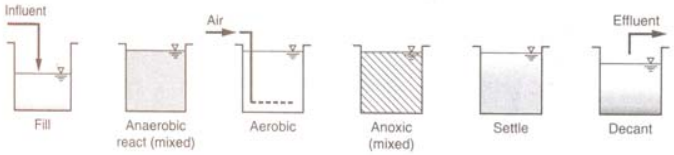
فرآیند VIP مخفف Virginia Initiative Plant (دایجر و همکاران ، ۱۹۹۸) است. فرآیند VIP به استثنای روشهای مورد استفاده برای جریانهای برگشتی ، مشابه فرآیندهای UCT و A^2O می باشد . در فرآیند VIP ، تمام مناطق مرحله بندی شده است که شامل حداقل دو بخش سری با اختلاط کامل می باشد . لجن فعال برگشتی همراه با جریان برگشتی نیتریفای شده منطقه هوازی به ورودی منطقه انوکسیک تخلیه می شود . مایع مخلوط حاصل از منطقه انوکسیک به ابتدای منطقه بی هوازی برگشت داده می شود. همچنین فرآیند VIP بعنوان یک سیستم با سرعت بالا طراحی شده است که بهره برداری با SRT خیلی کمتر ، بازده حذف بیولوژیکی فسفر را افزایش می دهد . SRT مجموع مناطق بی هوازی و انوکسیک معمولاً ۱/۵ تا ۳ روز است ؛ در حالیکه مقدار زمان ماند هیدرولیکی انوکسیک و بی هوازی بطور معمول هر کدام ۶۰ تا ۹۰ دقیقه می باشد . منطقه هوازی برای نیتریفیکاسیون طراحی شده است.

این فرآیند که ابتدا در ژوهانسبرگ افریقای جنوبی بوجود آمده است ، نوعی از فرآیند UCT یا UCT اصلاح شده برای کاهش نیترات ورودی به منطقه بی هوازی است و حذف بیولوژیکی فسفر را در فاضلابهای ضعیف افزایش می دهد . لجن فعال برگشتی بطور مستقیم وارد منطقه انوکسیک می شود که زمان ماند کافی برای کاهش نیترات مایع مخلوط قبل از ورود به ناحیه بی هوازی دارد . کاهش نیترات توسط سرعت تنفس خودتخریبی مایع مخلوط انجام می شود و زمان ماند منطقه انوکسیک به



غلظت مایع مخلوط ، دما و غلظت نیترات در جریان لجن برگشتی بستگی دارد . در مقایسه با فرآیند UCT ، غلظت MLSS بیشتری در منطقه بی هوازی نگهداری می شود که دارای زمان ماند حدود ۱ ساعت است .

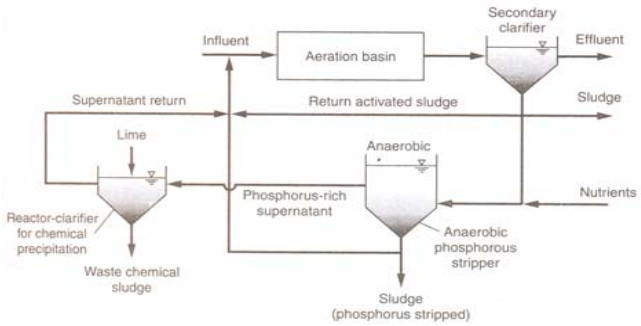
ز) SBR با حذف بیولوژیکی فسفر



در صورتی که نیترات به اندازه کافی در حین بهره برداری SBR حذف شود ، یک دوره واکنش بی هوازی می تواند همزمان و بعد از دوره پر شدن SBR انجام شود. بعد از گذشت زمان هوازی کافی برای انجام نیتریفیکاسیون و تولید نیترات ، یک دوره بهره برداری انوکسیک استفاده شده است . دوره های متناوب چرخه ای هوازی و انوکسیک را می توان در حین دوره واکنش استفاده کرد . بنابراین غلظت نیترات قبل از ته نشینی به حداقل می رسد و نیترات کمی برای رقابت با rbCOD در دوره واکنش اولیه و دوره پر شدن ، در دسترس می باشد . در نتیجه شرایط بی هوازی در دوره واکنش اولیه و دوره پر شدن اتفاق می افتد ؛ بطوریکه بجای مصرف rbCOD توسط باکتریهای احیا کننده نیترات، ذخیره و جذب rbCOD توسط باکتریهای ذخیره کننده فسفر انجام می شود.

ح) فوستریپ

فرآیند فوستریپ در اصل یک فرآیند بی هوازی / هوازی است. شرایط بی هوازی با نگهداری طولانی RAS در تغلیظ کننده ثقلی انجام می گیرد که زمان ماند آن معمولاً حدود ۸ تا ۱۲ ساعت است (لوین و همکاران، ۱۹۷۵). فسفر رها شده معمولاً با اضافه شدن به پساب خروجی اولیه یا فاضلاب خام تصفیه می شود که همچنین شرایط بی هوازی را افزایش می دهد. سپس برای حذف فسفر ، سرریز حاصل از تانک زداینده بصورت شیمیایی تصفیه و RAS بطور مستقیم وارد تانک هوازی می شود . بطور معمول آهک بعنوان ماده شیمیایی برای ترسیب فسفر حاصل از سرریز تانک زداینده استفاده شده است . مقدار آهک مورد نیاز برای افزایش pH در حذف فسفر تابعی از قلیائیت فاضلاب است و به مقدار فسفر موجود بستگی ندارد. اگر آلوم و نمکهای آهن جایگزین شود، مقدار آن به محتوای فسفر وابسته است. با



وجود اینکه از تصفیه شیمیایی برای حذف فسفر استفاده می شود ، مقدار حذف فسفر در لجن دفعی بدلیل گسترش باکتریهای ذخیره کننده فسفر افزایش یافته است . همانطور که نشان داده شد ، عملکرد حذف فسفر توسط نیتریفیکاسیون جلوگیری می شود.

جدول ۲۶-۲ نمونه پارامترهای متداول طراحی مورد استفاده در فرآیندهای حذف بیولوژیکی فسفر [الف]

فرآیند / پارامتر طراحی	SRT ، روز	MLSS,mg/l	زمان ماند هیدرولیکی ، ساعت			درصد RAS ورودی	درصد برگشت داخلی از ورودی
			منطقه بی هوازی	ناحیه انوکسیک	ناحیه هوازی		
A/O	۲-۵	۳۰۰۰-۴۰۰۰	۰/۵-۱/۵	-	۱-۳	۲۵-۱۰۰	
A^2O	۵-۲۵	۳۰۰۰-۴۰۰۰	۰/۵-۱/۵	۰/۵-۱	۴-۸	۲۵-۱۰۰	۱۰۰-۴۰۰
UCT	۱۰-۲۵	۳۰۰۰-۴۰۰۰	۱-۲	۲-۴	۴-۱۲	۸۰-۱۰۰	۲۰۰-۴۰۰(انوکسیک) ۱۰۰-۳۰۰(هوازی)
VIP	۵-۱۰	۲۰۰۰-۴۰۰۰	۱-۲	۱-۲	۴-۶	۸۰-۱۰۰	۱۰۰-۲۰۰(انوکسیک) ۱۰۰-۳۰۰(هوازی)
باردن فو (پنج مرحله ای)	۱۰-۲۰	۳۰۰۰-۴۰۰۰	۰/۵-۱/۵	۱-۳(مرحله اول) ۲-۴(مرحله دوم)	۴-۱۲(مرحله اول) ۰/۵-۱(مرحله دوم)	۵۰-۱۰۰	۲۰۰-۴۰۰
فوستریپ	۵-۲۰	۱۰۰۰-۳۰۰۰	۸-۱۲		۴-۱۰	۵۰-۱۰۰	۱۰-۲۰
SBR	۲۰-۴۰	۳۰۰۰-۴۰۰۰	۱/۵-۳	۱-۳	۲-۴		

الف: WEF(۱۹۹۸)

فرآیند	مزیت ها	محدودیت ها
پـــــــوردوکس (A/O)	بهره برداری ساده تر در مقایسه با سایر فرآیندها . امکان نسبت BOD/P کم زمان ماند هیدرولیکی نسبتاً کوتاه تولید لجن با ته نشینی خوب ، حذف مناسب فسفر	کاهش حذف فسفر در صورت انجام نیتریفیکاسیون عدم انعطاف در کنترل فرآیند
A^2O	حذف نیتروژن و فسفر تولید قلیائیت برای نیتریفیکاسیون تولید لجن با ته نشینی خوب بهره برداری نسبتاً ساده صرفه جویی در انرژی	RAS حاوی نیترات به ناحیـه بـی هـوازی برگـشت داده می شود ؛ بنابراین بر توانایی حذف فسفر تـاثیر می گذارد . محدود شدن حذف نیتروژن توسط جریان برگـشت داخلی نیاز به BOD/P بیشتر در مقایسه با فرآیند A/O
UCT	بارگذاری نیترات در ناحیه بی هوازی کاهش مـی یابـد ؛ بنابراین توانایی حذف فسفر افزایش می یابد . توانایی فرآینـد در حـذف مناسـب فـسفر از فاضـلابهای ضعیف تر تولید لجن با ته نشینی خوب ، حذف مناسب نیتروژن	بهره برداری خیلی پیچیده نیاز به سیستم برگشت اضافی
VIP	بارگذاری نیترات در ناحیه بی هوازی کاهش مـی یابـد ؛ بنابراین توانایی حذف فسفر افزایش می یابد . تولید لجن با ته نشینی خوب نیاز به BOD/P کمتر در مقایسه با فرآیند UCT	بهره برداری خیلی پیچیده نیاز به سیستم برگشت اضافی نیاز به تجهیزات بیشتر در بهره برداری مرحله ای
بـــاردن فـــو (۵ مرحله ای)	امکان دستیابی به TN برابر mg/l ۵-۳ در پساب صـاف نشده ، تولید لجن با ته نشینی خوب	بازده کم حذف فسفر نیاز به تانک با حجم بیشتر
SBR	امکان حذف فسفر و نیتروژن بهره برداری آسان فرآیند جامدات مایع مخلوط توسط بارهای ناگهانی خـارج نمـی شوند . ته نشینی آرام باعث تولید پسابی با غلظـت TSS پـایین می شود انعطاف در بهره برداری	بهره بـرداری خیلـی پیچیـده بـرای حـذف فـسفر و نیتروژن نیاز به حجـم بیـشتر در حـالتی کـه از SBR بـرای حذف نیتروژن تنها استفاده می شود . وابسته بودن کیفیت پساب خروجی به قابلیت اعتماد تاسیسات تخلیه طراحی پیچیده تر ، نیاز به مهارت در بهره برداری مناسب بودن برای دبی کمتر
فوستریپ	به آسانی با طرحهای موجود لجن فعال ترکیب می شود. انعطاف در بهره برداری عملکرد توسط نسبت BOD به فسفر کنترل نمی شود . استفاده از مواد شیمیایی خیلی کمتر نـسبت بـه فرآینـد ترسیب شیمیایی در جریان اصلی . امکان دستیابی به غلظتهـای ارتوفـسفات خروجـی قابـل قبول کمتر از mg/l ۱	نیاز به زمان بیشتر برای ترسیب فسفر نیاز به اکسیژن محلول بیشتر در مایع مخلوط بـرای جلوگیری از آزاد شدن فسفر در زلال ساز نهایی نیاز به ظرفیت اضافی تانک برای زدایش مشکل نگهداری مرتبط با رسوب آهک

۷-۲ انتخاب و طراحی تاسیسات فیزیکی فرآیندهای لجن فعال

تاسیسات فیزیکی موجود در طراحی سیستمهای تـصفیه لجـن فعـال در ایـن قـسمت بحـث و بررسی شده اسـت. عنـاوین مـورد بحـث شـامل: ۱) سیـستم هـوادهی ۲) تانکهـای هـوادهی و تجهیزات ۳) جداسازی جامدات ۴) تاسیسات جداسـازی جامـدات. اخیـراً تکنولـوژی پیـشرفته

جداسازی غشایی برای تصفیه بیولوژیکی و جداسازی جامدات کاربرد پیدا کرده است و در قسمت ۸-۲ و بخش ۱۱ بررسی شده است.

سیستم هوادهی

طراحی سیستم هوادهی برای فرآیند لجن فعال باید مناسب باشد تا ۱) bCOD دفعی قابل قبول باشد ۲) تنفس خودتخریبی توسط جرم سلولی کافی باشد ۳) اکسیژن مورد نیاز برای نیتریفیکاسیون وجود داشته باشد ۴) اختلاط مناسب فراهم شود و ۵)حداقل غلظت اکسیژن را در سراسر تانک هوادهی حفظ کند. اگر بازده انتقال اکسیژن سیستم هوادهی مشخص باشد یا بتوان آن را برآورد کرد، نیازهای واقعی هوا برای هوادهی دیفیوزری یا توان ثابت هواده های مکانیکی سطحی را می توان تعیین کرد. مشخصات دیفیوزرهای هوا و انرژی مورد نیاز برای اختلاط با هوای دیفیوز شده و سیستمهای هوادهی مکانیکی در قسمت ۱۲-۵ بخش ۵ (متکف) بررسی شده است.

برای مقابله با بارهای آلی ورودی در شرایط پیک که در بخش ۳ بحث شد، تجهیزات هوادهی باید با یک ضریب حداقل ۲- ۱/۵ برابر بار متوسط BOD طراحی شود. همچنین اندازه تجهیزات هوادهی باید بر اساس مقدار اکسیژن محلول اضافی ۲ mg/l در تانک هوادهی با بار متوسط و ۱mg/l در بار حداکثر باشد. استانداردهای ده گانه [GLUMRBESS(۱۹۷۸)] برای سیستم هوادهی مورد نیاز است تا قادر به فراهم کردن اکسیژن برای مقابله با تغییرات حداکثر روزانه اکسیژن مورد تقاضا یا ۲۰۰ درصد متوسط طراحی باشد که هر کدام از این موارد، از اکسیژن محلول اضافی ۲ mg/l بیشتر است. تجهیزات هوادهی باید با قابلیت انعطاف کافی طراحی شود تا ۱) حداقل مورد نیاز اکسیژن را تامین کند ۲) از هوادهی بیش از حد جلوگیری و در مصرف انرژی صرفه جویی شود ۳)مقدار ماکزیمم اکسیژن مورد تقاضا را تامین کند.

تانک های هوادهی و ضمائم

بعد از اینکه فرآیند لجن فعال وسیستم هوادهی انتخاب و طرح اولیه آماده شد، مرحله بعد طراحی تانک های هوادهی و تجهیزات پشتیبانی است. مبحث زیر راجع به ۱) تانک های هوادهی ۲) توزیع جریان و ۳) سیستم های کنترل کف می باشد. انرژی مورد نیاز برای اختلاط تانک هواهی در پارگراف ۱۲-۵ بخش ۵(متکف) بحث شده است.

شکل ۳۲-۲ تصویر راکتور لجن فعال با جریان قالبی و دیفیوزرهای متخلخل نزدیک کف راکتور در سمت چپ و دیفیوزرهای حباب درشت کم عمق در سمت راست

تانک هوادهی: تانک های هوادهی معمولاً از بتن مسلح ساخته می شود و در تماس با اتمسفر است. تصویر مقطع یک نمونه تانک هوادهی با استفاده از دیفیوزر با لوله متخلخل در شکل ۳۲-۲ نشان داده شده است. شکل مستطیلی برای تانکهای چند تایی با ساختمان دیوار مشترک می باشد. کل ظرفیت مورد نیاز تانک باید از طریق طراحی فرآیند بیولوژیکی تعیین شود. برای طرحهایی با ظرفیت (۵-۱۰ Mgal/d) ۰/۲۲-۰/۴۴ m^3/s ، حداقل دو تانک باید فراهم شود (حداقل دو تانک برای طرحهای کوچکتر و همچنین برای مقادیر بیش از نیاز ارجح می باشد). در محدوده بین (۱۰-۵۰ Mgal/d) ۰/۴۴-۲/۲ m^3/s اغلب برای انعطاف در بهره برداری و سهولت نگهداری، ۴ تانک فراهم می شود. طرحهای بزرگ با ظرفیت بیش از (۵۰ Mgal/d) ۲/۲ m^3/s باید دارای ۶ تانک یا بیشتر باشد. بعضی از طرحهای بزرگتر دارای ۳۰ تا ۴۰ تانک می باشد که در چند دسته یا گروه قرار گرفته است. با وجود آنکه حبابهای هوای پخش شده در فاضلاب ممکن است ۱ درصد کل حجم را اشغال کند، هیچ فضایی را برای این پارامتر در اندازه تانک در نظر نمی گیرند. اگر فاضلاب با هوای دیفیوز شده هوادهی شود، ابعاد تانک ممکن است بطور زیادی تحت تاثیر بازده هوادهی و مقدار اختلاط بدست آمده باشد. عمق فاضلاب در تانک باید بین ۴/۵ تا ۷/۵ متر (تقریباً ۱۵ و ۲۵ فوت) باشد تا بازده انرژی سیستم های دیفیوزی ماکزیمم شود . سطح آزاد از ۰/۳ تا ۰/۶ متر (۱-۲ فوت) باید در بالای خط آب فراهم شود. اگر از اختلاط با جریان مارپیچی در ساختار جریان پیستونی استفاده شود، رابطه عرض تانک با عمق آن مهم است. نسبت عرض به عمق در چنین تانکهایی ممکن است از ۱:۱ تا ۲/۲ : ۱ متفاوت باشد که ۱:۱/۵ متداول تر است. در طرحهای بزرگ ، کانالها نسبتاً طولانی می باشد و در بعضی مواقع از ۱۵۰ متر (۵۰۰ فوت) بازای هر تانک بیشتر است . نسبت طول به عرض هر کانال باید حداقل ۵ : ۱ باشد. در مواردی که از سیستم های دیفیوزی هوا با اختلاط کامل

استفاده می شود، نسبت طول به عرض ممکن است بدلیل صرفه جویی در هزینه ساخت کاهش یابد.

در تانکهایی که دیفیوزرها در هر دو طرف قرار دارد و یا بصورت طرح شبکه ای یا پانل می باشد عرضهای بیشتر مجاز است. نکته مهم محدودیت در عرض تانک می باشد؛ بطوریکه از نقاط مرده یا مناطق با اختلاط نامناسب اجتناب شود. ابعاد و اندازه های هر واحد مستقل باید طوری باشد که سرعتهای مناسب حاصل شود؛ بطوریکه رسوب جامدات رخ ندهد. در تانکهای با جریان مارپیچی، نوارها یا بافلهای مثلثی بصورت طولی در گوشه های کانال قرار داده می شود تا نقاط مرده را محدود و جریان چرخشی را منحرف کند. در سیستم های هوادهی مکانیکی، موثرترین ترتیب قرار گیری این است که بازای هر تانک ، یک هواده موجود باشد. در مواردی که چند هواده برای بازدهی بیشتر در یک تانک قرار داده می شود، نسبت طول به عرض تانک باید در مضرب مساوی با هواده مرکزی در حالت مربعی باشد تا از مداخله محدودیت های هیدرولیکی جلوگیری شود. اندازه عرض و عمق باید بر اساس مقدار نیروی هواده باشد که در جدول ۲۸-۲ بیان شده است. هواده های با سرعت دوگانه برای انعطاف در بهره برداری مناسب می باشد و محدوده وسیعی از شرایط اکسیژن مورد نیاز را پوشش می دهد. سطح آزاد حدود ۱-۱/۵ متر (۳/۵-۵ فوت) باید برای سیستم های هوادهی مکانیکی فراهم شود. تانکهای مجزا باید شیر یا درهای ورودی و خروجی داشته باشند ؛ زیرا ممکن است برای بازبینی و تعمیر از سرویس خارج شوند. دیوارهای مشترک تانکهای چند تایی باید توانایی مقاومت در برابر کل فشارهای هیدرولیکی را از هر طرف داشته باشد. تانکهای هوادهی باید برای جلوگیری از نشست دارای فوندانسیون مناسب باشد و در خاکهای اشباع باید طوری طراحی شود که از شناورسازی در تانک آبگیری شده، جلوگیری شود.

روشهایی جلوگیری از شناورسازی شامل ضخیم کردن لایه کف ، نصب پایه های نگهدارنده یا نصب شیرهای کنترل فشار هیدرواستاتیکی است. زهکشی یا لجن کشی برای آبگیری در تانک هوادهی مطلوب است . در طرحهای بزرگ که آبگیری تانک بیشتر متداول است ، نصب شیرهای تخلیه لجن در کف همه تانک ها مناسب است . شیرهای لجن باید به یک پمپ آبگیری مرکزی یا از طریق تخلیه زهکشی طرح به چاه مرطوب در محل پمپاژ طرح وصل شود. سیستم های آبگیری معمولاً برای تخلیه یک تانک ظرف مدت ۲۴-۱۲ ساعت طراحی شده است.

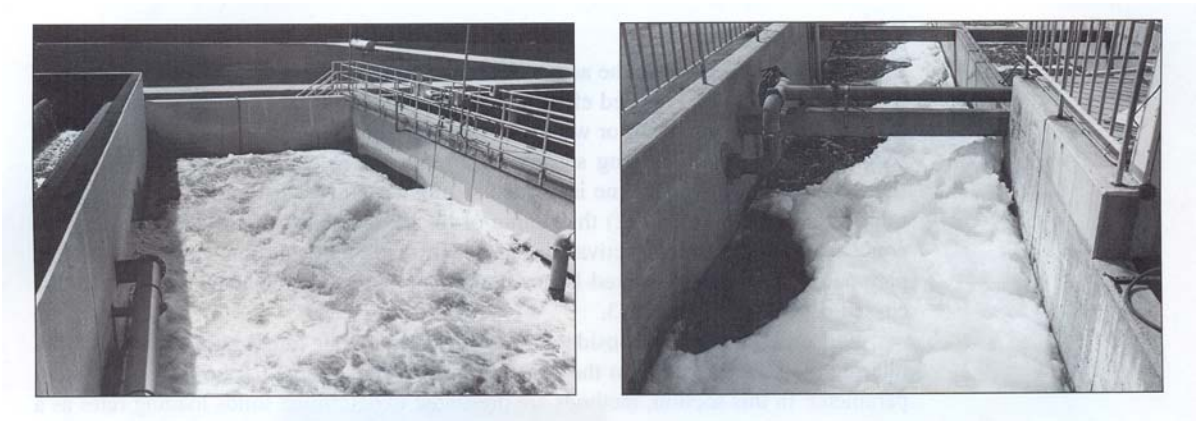
جدول ۲۸-۲ ابعاد متداول تانک هوادهی برای هواده های مکانیکی سطحی .

عرض تانک		عمق تانک		اندازه هواده	
m	ft	m	ft	kW	hp
۹-۱۲	۳۰-۴۰	۳-۳/۶	۱۰-۱۲	۷/۵	۱۰
۱۰/۵-۱۵	۳۵-۵۰	۳/۶-۴/۲	۱۲-۱۴	۱۵	۲۰
۱۲-۱۸	۴۰-۶۰	۳/۹-۴/۵	۱۳-۱۵	۲۲/۵	۳۰

۱۳/۵-۲۰	۴۵-۶۵	۳/۶-۵/۱	۱۲-۱۷	۳۰	۴۰
۱۳/۵-۲۳	۴۵-۷۵	۴/۵-۵/۵	۱۵-۱۸	۳۷/۵	۵۰
۱۵-۲۶	۵۰-۸۵	۴/۵-۶	۱۵-۲۰	۵۶	۷۵
۱۸-۲۷	۶۰-۹۰	۴/۵-۶	۱۵-۲۰	۷۵	۱۰۰

توزیع جریان: در طرحهای تصفیه فاضلاب که شامل چند واحد تانک ته نشینی اولیه و تانکهای هوادهی می باشد ، نکته قابل توجه یکنواخت کردن توزیع جریان ورودی به تانک های هوادهی است. در خیلی از طرحها ، فاضلاب تانک های ته نشینی اولیه برای انتقال به تانکهای هوادهی در یک کانال یا مجرا جمع آوری می شود. برای استفاده موثر از تانکهای هوادهی باید یک روش تقسیم و کنترل جریان در هر کدام از تانکهای مجزا استفاده شود. روشهایی که معمولاً مورد استفاده است؛ شامل مجراهای تقسیم کننده مجهز به سرریز یا شیرهای کنترل یا دریچه های کنترل پساب ورودی به تانک هوادهی است . همچنین موازنه هیدرولیکی جریان با متعادل کردن افت فشار از حوضهای ته نشینی اولیه به تانکهای هوادهی مجزا امکانپذیر است. رژیم های جریانی که بویژه در تغذیه مرحله ای مورد نیاز است وسیله مناسبی برای کنترل جریان می‌باشد. در جایی که برای انتقال پساب ورودی یا خروجی تانک هوادهی از کانال استفاده می شود می توان آنها را به تجهیزات هوادهی مجزا کرد و از ته نشینی جامدات جلوگیری کرد. مقدار هوادهی مورد نیاز، محدوده ای از ۰/۵-۰/۲ متر مکعب بازای هر متر طول کانال در دقیقه (ft^3/Lin ft.min ۵-۲) می باشد.

شکل ۳۳-۲ نمونه کف غیر نوکاردیایی در کانالهای برگشت لجن تانک هوادهی لجن فعال



سیستم های کنترل کف: فاضلاب معمولاً حاوی صابون، دترجنت ها و سایر سورفاکتانتها می باشد که هنگام هوادهی فاضلاب ایجاد کف می کند. اگر غلظت جامدات معلق مایع مخلوط بالا باشد، شدت کف کاهش می یابد. هنگامی که سورفاکتانتها در فاضلاب موجود باشد، مقدار زیادی کف در شروع فرآیند تولید می شود. عمل کف کردن ، ایجاد لایه کفی می کند که

حاوی جامدات لجن، گریس و تعداد زیادی از باکتریهای فاضلاب است (شکل ۳۳-۲ را ببینید). باد ممکن است کف را از سطح تانک خارج کند و به اطراف ریخته شود و هر چیزی را که با آن در تماس باشد آلوده کند . علاوه بر اینکه کف ایجاد منظره نامناسب می کند برای محلهای کاری که با کف سر و کار دارند، حتی بعد از نابودی بدلیل ایجاد لغزندگی خطرناک است. علاوه بر این، وقتی کف خشک می شود حذف آن مشکل می باشد. بنابراین توجه به برخی روشها برای کنترل تشکیل کف ، مهم می باشد؛ بویژه در تانکهای با جریان چرخشی که کف در کنارهای تانک، کانالهای هوادهی و سقوط آزاد از سرریزها جمع می شود. سیستمی که بطور معمول برای تانکهای با جریان چرخشی مورد استفاده است شامل یکسری از نازلهای اسپری می باشد که در بالای سطح نواحی که کف جمع آوری می شود، نصب شده است . پساب خروجی صاف شده یا آب زلال از میان این نازلها پاشیده می شود و بطور فیزیکی کفهای تشکیل شده را می شکند. روش دیگر، اضافه نمودن مقدار کمی مواد شیمیایی ضد کف به داخل آب اسپری است.

کنترل کف ناشی از نوکاردیا

کف نوکاردیا که در بخش ۳-۲ بحث شد، کف بیولوژیکی با لایه غلیظ قهوه ای رنگ است که در بالای زلال سازها و تانکهای هوادهی تشکیل می شود . هنگامیکه تعداد کافی ارگانیسم های نوکاردیا رشد کند، در داخل حبابهای هوا که بطور پیوسته در سطح قرار دارد به دام می افتد و بعنوان کف تجمع می یابد. هنگامیکه کف ناشی از نوکاردیا اتفاق می افتد باید از سیستم حذف شود؛ زیرا باعث ایجاد مشکلات کف در هاضم های هوازی و بی هوازی می گردد. کف ناشی از نوکاردیا بوسیله اسپری کردن توسط محلول کلر که بطور مستقیم به داخل لایه کف می رود، کنترل شده است. در بعضی موارد، نازلهای اسپری در داخل سرپوش در عرض تانکهای هوادهی با جریان پیستونی نصب شده است . اضافه کردن یک پلیمر کاتیونی به فرآیند لجن فعال نیز برای کنترل کف ناشی از نوکاردیا استفاده شده است (شاوو و همکاران، ۱۹۹۷) . کلرزنی لجن فعال برگشتی (RAS) برای کنترل بالکینگ ممکن است موثر نباشد؛ زیرا ممکن است باعث شکسته شدن فلاک و جلوگیری از حذف BOD و نیتریفیکاسیون شود.

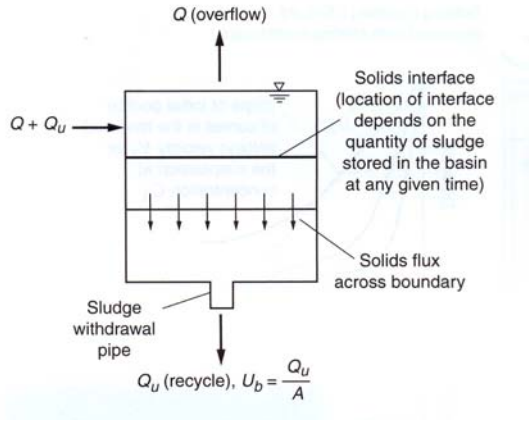
جداسازی جامدات

جداسازی جامدات پارامتر خیلی مهم در فرآیند لجن فعال می باشد که به منظور فراهم کردن پسابی با شفافیت مناسب انجام می شود و جامدات تغلیظ شده به سیستم تصفیه بیولوژیکی برگشت داده می شود یا به تاسیسات پردازش جامدات دفع می شود. در طراحی زلال ساز ثانویه در ادامه تصفیه بیولوژیکی رشد معلق ، دو پارامتر مورد توجه است: ۱) زمان کافی مورد نیاز برای ته نشینی ثقلی ذرات و ایجاد مایع نسبتاً زلال و ۲) تغلیظ جامدات ته نشین شده

برای فراهم کردن غلظت بیشتر جامدات در لجن فعال برگشتی. پارامترها و نکات مورد توجه در طراحی زلال ساز که با مشخصات تغلیظ و ته نشینی مایع مخلوط مرتبط است، قبلاً در بخش ۳-۲ بررسی شد. در رابطه با تغلیظ جامدات، سرعت بارگذاری جامدات ($kg/m^2.d$) که برابر با میزان جامدات ورودی متناسب با سطح مقطع عرضی زلال ساز می باشد ، پارامتر اولیه فرآیند است. در این قسمت، روشهایی که برای تعیین سرعت بارگذاری جامدات بصورت تابعی از مشخصات ته نشینی لجن و میزان جریان لجن برگشتی زلال ساز است، ارائه شده است. آنالیز تعیین بارگذاری های قابل قبول ، نیازمند شناخت مشخصات تغلیظ لجن است؛ بنابراین روشهای بیان شده در این قسمت بیشتر برای ارزیابی و بهینه کردن سیستم های موجود نسبت به سیستم های جدید قابل کاربرد می باشد. برای سیستم های جدید که این اطلاعات قابل استفاده نیست، پارامترهای طراحی در جدول ۷-۲ مورد استفاده قرار می گیرد . دو روش برای آنالیز زلال ساز بیان شده است: آنالیز نقطه ثابت و فلاکس جامدات.

هر دو روش بر اساس اصول مشابه می باشد.

شکل ۳۴-۲ تعریف طرح کلی برای حوض ته نشینی در حالت بهره برداری با شرایط ثابت



آنالیز فلاکس جامدات

سطح مورد نیاز برای تغلیظ مایع مخلوط به فلاکس جامدات محدود کننده بستگی دارد که می توان به کف حوض ته نشینی انتقال داده شود. با توجه به اینکه فلاکس جامدات متناسب با مشخصات لجن تغییر می کند، آزمایشات ستون ته نشینی باید به سمت تعیین ارتباط بین غلظت جامدات و سرعت ته نشینی هدایت شود. سپس سطح مورد نیاز را می توان با استفاده از روش آنالیز فلاکس جامدات که در زیر بحث می شود، تعیین کرد . عمق قسمت تغلیظ در تانک ته نشینی باید کافی باشد تا ۱) از نگهداری عمق مناسب لایه لجن مطمئن شد؛ بطوریکه جامدات تغلیظ نشده برگشت داده نشود ۲) جامدات اضافی که ممکن است استفاده شود بطور موقت ذخیره شود. روش مورد استفاده برای تعیین سطح مورد نیاز ته نشینی بازدارنده ، بر

اساس آنالیز فلاکس (جرم) جامدات است. هنگام کاربرد این روش که بر اساس آنالیز فلاکس جرمی جامدات (حرکت در عرض یک محدوده) در حوض ته نشینی است ، داده های حاصل از آزمایشات ته نشینی باید در دسترس باش . در یک حوض ته نشینی که در حالت ثابت بهره برداری می شود، همانطور که در شکل ۳۴-۲ نشان داده شده اس ، فلاکس ثابت جامدات به سمت پایین در حرکت است. در محدوده تانک، فلاکس رو به پایین جامدات بوسیله ته نشینی (بازدارنده) ثقلی و انتقال حجمی ناشی از جریان تحتانی که به بیرون ، پمپ و برگشت داده می شود، بوجود آمده است . در هر نقطه از تانک، فلاکس جرمی جامدات ناشی از ته نشینی (بازدارنده) ثقلی برابر است با:

$$SF_g = C_i V_i (1kg/10^3 g) \qquad (2-61)$$

SF_g = فلاکس جامدات ناشی از ثقل، $kg/m^2.h$

C_i = غلظت جامدات در نقطه مورد نظر، g/m^3

V_i = سرعت ته نشینی جامدات در غلظت C_i ، m/h

فلاکس جرمی جامدات ناشی از جابجایی حجمی سوسپانسیون برابر است با:

$$SF_U = C_i U_b (1kg/10^3 g) = C_i \frac{Q_U}{A}(1kg/10^3 g) \qquad (2-62)$$

SF_u = فلاکس جامدات ناش از جریان تحتانی، $kg/m^2.h$

U_b = سرعت حجمی رو به پایین، m/h

Q_u = دبی جریان زیرین، m^3/h

A = سطح مقطع عرضی، m^2

کل فلاکس جرمی جامدات SF_t برابر با مجموع پارامترهای قبلی می باشد و در زیر داده شده است:

$$SF_t = SF_g + SF_u \qquad (2-63)$$

$$SF_t = (C_i V_i + C_i U_b)(1kg/10^3 g) \qquad (2-64)$$

در روابط بالا، فلاکس جامدات ناشی از ته نشینی (باز دارنده) ثقلی به غلظت جامدات و مشخصات ته نشینی جامدات متناسب با غلظت بستگی دارد. روش مورد استفاده برای توسعه منحنی فلاکس جامدات بوسیله اطلاعات آزمایش ستون ته نشینی در نمودار ۳۵-۲ بیان شده است. در غلظت های پایین (کمتر از mg/l ۱۰۰۰)، حرکت جامدات ناشی از نیروی ثقلی کم می باشد؛ زیرا سرعت ته نشینی جامدات بیشتر است یا استقلال کمتری از غلظت دارد. اگر سرعت حاصله ضرورتاً مشابه غلظت جامدات افزایش یابد، همزمان با وقتیکه غلظت جامدات شروع به افزایش می کند، فلاکس کل ناشی از نیروی ثقل شروع به افزایش می کند. در غلظت های خیلی زیاد جامدات، سرعت ته نشینی باز دارنده نزدیک به صفر است و فلاکس کل جامدات ناشی از نیروی ثقل، مجدداً بطور زیادی کم می شود. بنابراین می توان به این ترتیب تصمیم گرفت که همزمان با افزایش غلظت ، فلاکس جامدات ناشی از نیروی ثقل باید از یک مقدار حداکثر عبور نماید(نمودار ج۳۵-۲ و ۳۶-۲ را ببینید).

فلاکس جامدات ناشی از انتقال حجمی تابعی خطی از غلظت با شیب معادل سرعت جریان تحتانی U_b است (نمودار ۳۶-۲ را ببنید). فلاکس کل که حاصل جمع فلاکس جریان تحتانی و فلاکس ثقلی است در نمودار ۳۶-۲ نشان داده شده است. افزایش یا کاهش دبی جریان تحتانی باعث می شود منحنی فلاکس کل به سمت بالا یا پایین تغییر جهت دهد. بدلیل اینکه سرعت جریان تحتانی قابل کنترل است، برای کنترل فرآیند استفاده می شود. سطح مقطع عرضی مورد نیاز برای تغلیظ بصورت زیر تعیین شده است: مطابق با آنچه در شکل ۳۶-۲ نشان داده شده است اگر یک خط افقی مماس با نقطه پایین منحنی فلاکس کل کشیده شود ، برخورد آن با محور عمودی بیانگر فلاکس جامدات محدود شده SF_L می باشد که می توان در حوض ته نشینی بکار برد. غلظت نظیر جریان تحتانی با کشیدن یک خط عمودی به محور x که از محل برخورد خط افقی و خط جریان تحتانی است، بدست می آید؛ با این فرض که فلاکس ناشی از نیروی ثقل در کف حوض ته نشینی قابل صرفنظر است و جامدات بوسیله جریان حجمی حذف می شود. این واقعیت را که فلاکس ناشی از نیروی ثقل در ته تانک قابل چشم پوشی است می توان با انجام موازنه مواد در بخشی از تانک ته نشینی که در زیر عمقی که فلاکس جامدات محدود کننده اتفاق می افتد و با مقایسه سرعت ته نشینی ثقلی لجن با سرعت در لوله مکش لجن به اثبات رساند . اگر مقدار جامدات تخلیه شده به حوض ته نشینی بزرگتر از مقدار فلاکس جامدات محدود شده باشد که در شکل ۳۶-۲ تعریف شده است، جامدات در حوض ته نشینی افزایش خواهند یافت و اگر ظرفیت ذخیره کافی فراهم نباشد نهایتاً جریان سرریز به بالا می آید. با استفاده از منحنی فلاکس جامدات محدود کننده، سطح مورد نیاز بدست آمده از موازنه مواد، بوسیله رابطه زیر بدست می آید:

$$A = \frac{(Q + Q_U)C_0}{SF_L}(1kg/10^3 g) \qquad (2-65)$$

$$A = \frac{(1+\alpha)QC_0}{SF_L}(1kg/10^3 g) \qquad (2-66)$$

A = سطح مقطع عرضی ، m^2

$Q+Q_u$ = کل دبی حجمی حوض ته نشینی (جریان سرریز و جریان تحتانی) ، m^3/d

C_0 = غلظت جامدات ورودی ، g/m^3

SF_L = فلاکس جامدات محدود کننده ، $kg/m^2.d$

$\alpha = Q_U / Q$

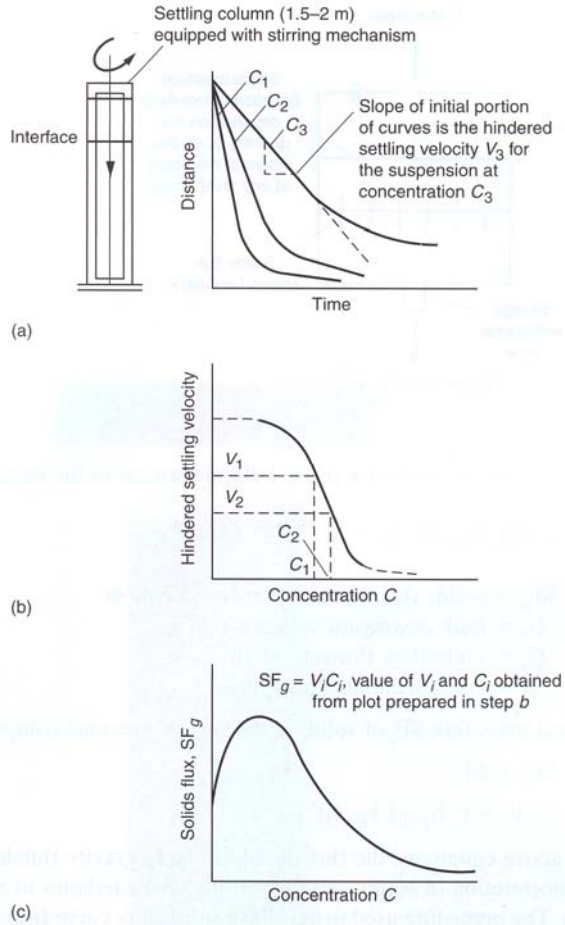
با مراجعه به شکل ۳۶-۲ اگر غلظت جریان تحتانی تغلیظ کننده مورد نیاز باشد، شیب خط فلاکس جریان تحتانی باید کاهش داشته باشد. با کاهش شیب به ترتیب مقدار فلاکس محدود کننده کمتر خواهد شد و سطح ته نشینی مورد نیاز افزایش می یابد. در یک طراحی واقعی، استفاده از چند دبی مختلف برای جریان تحتانی باید ارزیابی شود. یک نوع روش نموداری آنالیز

که در نمودار ۳۶-۲ بیان شد، برای تعیین فلاکس جامدات محدود کننده در نمودار ۳۷-۲ نشان داده شده است. آنالیز نموداری از رابطه ۶۴-۲ بدست آمده است و حداقل SF_t به این صورت تعریف شده است که مشتق آن با توجه به C_i برابر صفر می باشد:

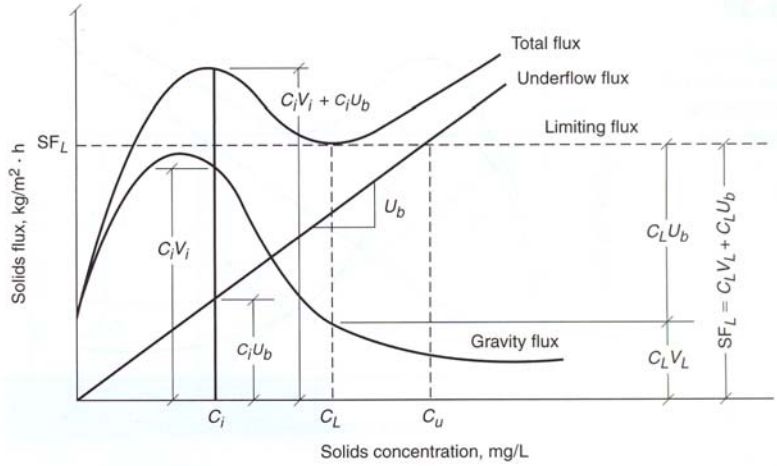
$$\frac{\partial SF_t}{\partial C_i} = 0 = V_i - U_b \qquad (2-67)$$

بنابراین، مطابق با آنچه در نمودار ۳۷-۲ نشان داده شده است، غلظت جامدات در فلاکس جامدات محدود کننده برابر C_L و $V_i C_L = U_b C_L$ است. مقدار فلاکس محدود کننده روی محور عرضی از طریق کشیدن یک خط مماس به منحنی فلاکس بدست می آید که از میان جریان تحتانی مطلوب عبور می کند و محور عرضی را قطع می کند. ارتباط هندسی این روش با روشی که در نمودار ۳۶-۲ داده شده است بوسیله خطی در نمودار ۳۷-۲ برای U_b نشان داده شده است. روش بیان شده در نمودار ۳۷-۲ بطور خاص در مواردی مفید است که اثر استفاده از غلظت های مختلف جریان تحتانی بر اندازه تاسیسات تصفیه(حوض ته نشینی و هواده) مورد ارزیابی می باشد. کاربرد روش فلاکس جامدات از طریق آنالیز در مثال ۱۱-۲ بیان شده است.

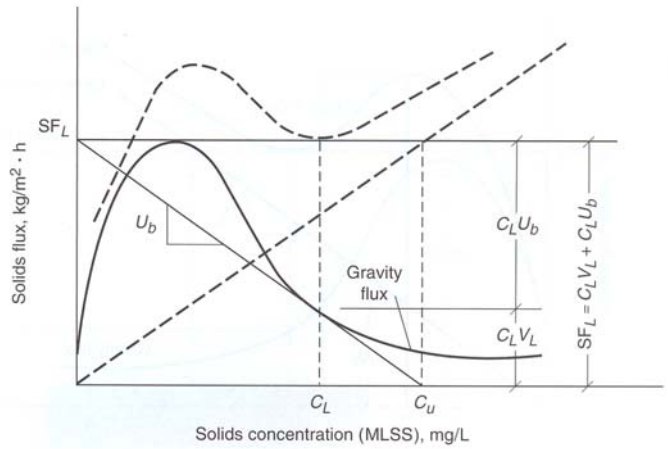
شکل ۳۵-۲ روش آماده سازی منحنی فلاکس جامدات ناشی از نیروی ثقل بصورت تابعی از غلظت جامدات: الف) سرعت ته نشینی باز دارنده حاصل از آزمایشات ستون ته نشینین برای سوسپانسیونهایی با غلظت های مختلف ب) طرح سرعتهای ته نشینی باز دارنده حاصل از مرحله الف در مقایسه با غلظت متناسب ج) طرح مقادیر کامل فلاکس جامدات متناسب با غلظت



شکل ۳۶-۲ تعریف کلی برای تحلیل اطلاعات ته نشینی با استفاده از روش فلاکس جامدات از طریق آنالیز



شکل ۳۷-۲ طرح تعریفی دیگر برای تحلیل داده های ته نشینی با استفاده از روش فلاکس جامـدات از طریـق آنالیز



مثال ۱۱-۲ کاربرد آنالیز فلاکس جامدات: اطلاعات داده شده در زیر مربوط بـه تـه نـشینی یک لجن بیولوژیکی از یک طرح پایلوت لجن فعال به روش اکسیژن خالص بدست آمـده اسـت. اگر مقدار بار تانک ته نشینی $Q+Q_r$ بطور ثابت ۲۵ $m^3/m^2.d$ باشد و مقدار برگشت لجـن Q_r برابر ۴۰ درصد باشد، حداکثر غلظت جامدات معلق بیولوژیکی مایع مخلـوط هـواده را کـه مـی توان نگهداری نمود، برآورد کنیـد. نمـودار تعریـف بـرای ایـن مـسئله در شـکل ب۹-۲ صـفحه ۶۹۱(متکف) نشان داده شده است. همانطور که نشان داده شد، جامدات بیولـوژیکی تـه نـشین شده و تغلیظ شده در تانک ته نشینی به حـوض هـوادهی برگـشت داده مـی شـوند تـا سـطح مطلوب جامدات بیولوژیکی در هواده نگهداری شود. فرض کنید میـزان جامـدات دفعـی Q_w در این مثال ناچیز است.

MLSS , mg/l	سرعت ته نشینی اولیه ، m/h
۲۰۰۰	۱۴
۳۰۰۰	۱۱/۵
۴۰۰۰	۹/۱
۵۰۰۰	۷
۶۰۰۰	۴/۲
۷۰۰۰	۳
۸۰۰۰	۲/۲
۹۰۰۰	۱/۶
۱۰۰۰۰	۱/۲

۱۵۰۰۰	۰/۵
۲۰۰۰۰	۰/۲
۳۰۰۰۰	۰/۱

توجه : $mg/l=g/m^3$

راه حل :

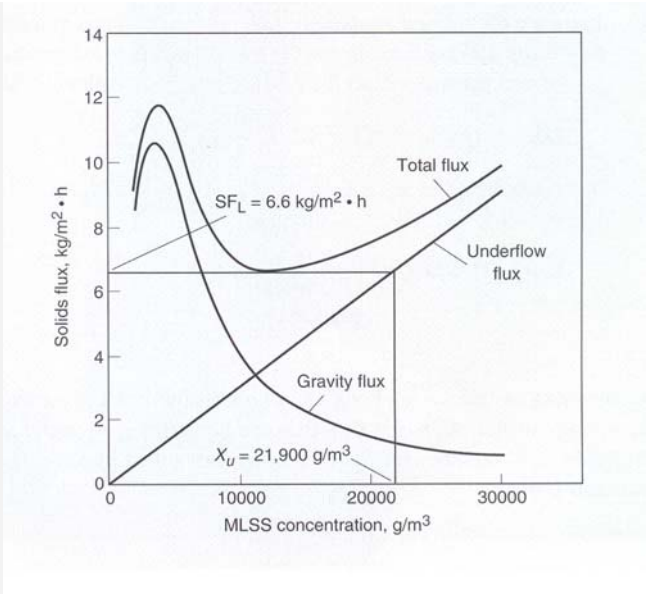
۱- منحنی فلاکس جامدات ناشی از نیروی ثقل را از طریق اطلاعات داده شده و رسم منحنی بدست آورید.

الف) یک جدول محاسباتی برای تعیین مقادیر فلاکس جامدات متناسب با غلظت های جامدات داده شده تنظیم کنید.

MLSS , g/m^3	فلاکس جامدات[a] ، $kg/m^3.h$
۲۰۰۰	۸/۵۴
۳۰۰۰	۱۰/۵۳
۴۰۰۰	۱۱/۰۳
۵۰۰۰	۱۰/۶۵
۶۰۰۰	۷/۶۸
۷۰۰۰	۶/۳۷
۸۰۰۰	۵/۳۶
۹۰۰۰	۴/۴۱
۱۰۰۰۰	۳/۷۰
۱۵۰۰۰	۲/۲۵
۲۰۰۰۰	۱/۴۰
۳۰۰۰۰	۰/۸۰

a. فلاکس جامدات = $X(g/m^3)V(m/h)(1kg/10^3 g)$

ب) منحنی فلاکس جامدات ناشی از نیروی ثقل را رسم کنید (نمودار زیر را ببینید).



۲- سرعت حجمی جریان تحتانی را تعیین کنید . با مراجعه به طرح تعریف شده ، بارگذاری مورد استفاده در تاسیسات ته نشینی $(Q+Q_r)$ ، بازای واحد سطح $۲۵\ m^3/m^2.d$ است .
بنابراین سرعت جریان تحتانی U_b برابر است با:

$$U_b = [0.4Q/(Q+0.4Q)](25\,m^3/m^2.d) = 7.14\,m/d = 0.3\,m/h$$

۳- منحنی فلاکس کل را برای سیستم گسترش دهید و میزان فلاکس محدود شده و غلظت ماکزیمم جریان تحتانی را تعیین کنید.

الف) با استفاده از رابطه زیر ، منحنی جریان تحتانی را بر روی منحنی فلاکس جامدات رسم کنید.

$$SF_u = X_i U_b (1kg/10^3 g)$$

X_i = غلظت MLSS ، g/m^3

U_b = سرعت حجمی جریان حداقل ، m/h

برای مثال در $X_i = 10000\ g/m^3$

$$SF_u = (10000\,g/m^3)(30\,m/h)(1\,kg/10^3\,g) = 3\,kg/m^2.h$$

ب) منحنی فلاکس جامدات کل را با جمع کردن مقادیر فلاکس جامدات جریان تحتانی و فلاکس ناشی از نیروی ثقل رسم کنید (منحنی فلاکس جامدات را مشاهده کنید).

ج) با استفاده از منحنی فلاکس جامدات ، فلاکس جامدات محدود کننده بدست می اید که برابر است با:

$$SF_L = 6.6\,kg/m^2.h$$

د) با استفاده از منحنی فلاکس جامدات ، ماکزیمم غلظت جامدات جریان تحتانی برابر با $۲۱۹۰۰\ g/m^3$ است.

۴- ماکزیمم غلظت جامدات را که می توان در راکتور نگهداری کرد، برآورد کنید.

الف) موازنه جرمی سیستم را در محدوده مرزی با نادیده گرفتن رشد سلولی راکتور بنویسید . $X_0 = TSS$ ورودی به تانک هوادهی .

$$QX_0 + Q_R X_R = (Q + Q_R)X$$

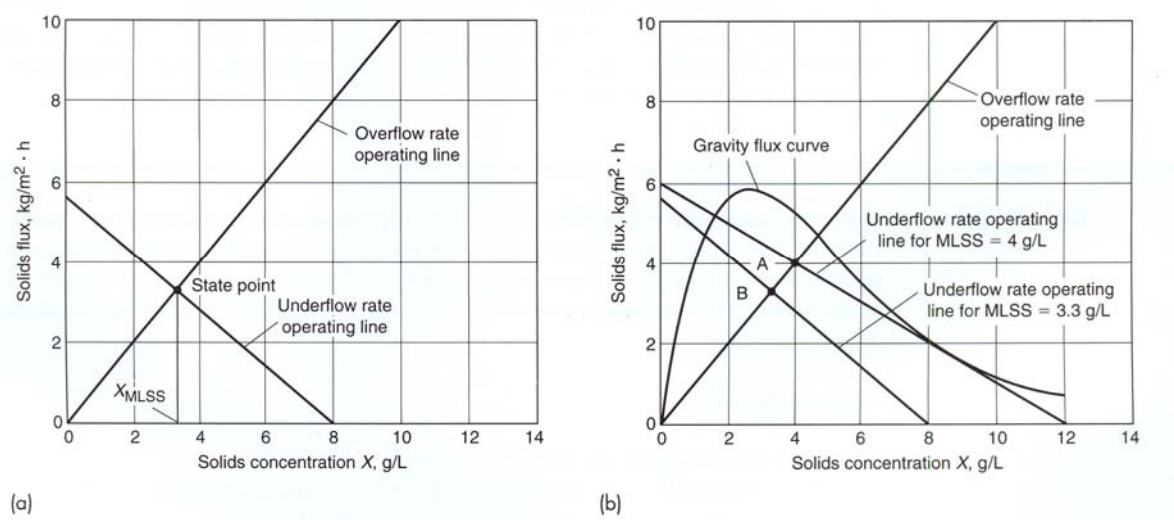
ب) با فرض $X_0 = 0$ $(X_0 \langle\langle X_R)$ و $Q_R / Q = 0.4$ ، غلظت MLSS راکتور را بدست آورید .

$$0.4\,Q(21900\,g/m^3) = (1+0.4)QX$$

$$X = 6257\,g/m^3$$

توضیح: مطابق آنچه در آنالیز بالا نشان داده شد، غلظت جامدات برگشتی بر ماکزیمم غلظت جامدات نگهداری شده در راکتور موثر است. بنابراین تانک ته نشینی باید بعنوان یک بخش جدایی ناپذیر فرآیند تصفیه لجن فعال مورد توجه قرار گیرد.

نمودار ۳۸-۲ آنالیز نقطه ثابت برای ارزیابی شرایط بهره برداری زلال ساز: الف) نقطه ثابت در محل برخورد خط بهره برداری سرعت جریان تحتانی و سرعت سرریز ب) بارگذاری کم (B) و بارگذاری بحرانی (A) ، نقاط ثابت مرتبط با منحنی فلاکس ته نشینی



آنالیز نقطه ثابت: روش آنالیز نقطه ثابت ، اصول آنالیز فلاکس جامدات را برای فراهم نمودن ابزارهای عمومی گسترش می دهد و غلظت های متفاوت مایع مخلوط و شرایط بهره برداری زلال ساز مرتبط با شرایط بهره برداری فلاکس جامدات محدود کننده را ارزیابی می کند (کینات و همکاران، ۱۹۷۷؛ کینات، ۱۹۸۵). نقطه ثابت همانطور که در نمودار الف۲۸-۲ نشان داده شده است، محل تقاطع خط مقدار فلاکس جامدات سرریز زلال ساز و خط مقدار فلاکس

جامدات جریان تحتانی زلال ساز می باشد. بنابراین آنالیز برای غلظت واقعی مایع مخلوط، مقدار بار هیدرولیکی زلال ساز و سرعت برگشت لجن فعال برگشتی محاسبه می شود و اینکه ترکیبی از این پارامترهای بهره برداری باعث شرایطی می شوند که در محدوده فلاکس جامدات زلال ساز برای لجنی با مشخصات خاص تغلیظ می باشد. فلاکس جامدات سرریز زلال ساز مطابق شکل الف۳۸-۲ برابر است با:

$$SF_Q = \frac{Q(X)}{A} \qquad (2-68)$$

SF_Q = سرعت فلاکس جامدات سر ریز، $kg/m^2.d$

Q = دبی جریان خروجی زلال ساز، m^3/d

A = مساحت سطح مقطع عرضی زلال ساز، m^2

X = غلظت MLSS تانک هوادهی ، g/l

غلظت MLSS تانک هوادهی (X) در هر نقطه از طول خط فلاکس جامدات سرریز با کشیدن یک خط عمودی به محور X بدست می آید. خط بهره برداری جریان تحتانی بیانگر شیب منفی سرعت تحتانی زلال ساز است که در نمودار ۳۶-۲ نیز نشان داده شده است.

رهگیری محور y از خط عمودی کشیده شده از محل برخورد خط عمودی و خط بهره برداری ، برابر با فلاکس کل جامدات زلال ساز (SF_x)است . ارزیابی شیب خط سرعت فلاکس جریان تحتانی نشان می دهد که U_b برابر است با :

$$U_b = \frac{SF_t - SF_Q}{0 - X_{MLSS}} \qquad (2-69)$$

$$U_b = \frac{[(Q+Q_R)X_{MLSS}/A]}{-X_{MLSS}} \qquad (2-70)$$

$$U_b = -\frac{Q_R}{A} \qquad (2-71)$$

خط فلاکس جامدات جریان تحتانی و نقطه ثابت را می توان با منحنی فلاکس ثقلی مقایسه کرد و این موضوع را که بهره برداری زلال ساز در محدوده فلاکس جامدات می باشد تعیین کرد (شکل ب۳۸-۲ را ببینید). خط جریان تحتانی در نقطه ثابت B مماس بر منحنی فلاکس ثقلی است که مطابق با آنچه در شکل ۳۷-۲ نشان داده شد، بیانگر وضعیت فلاکس جامدات محدود کننده است. بنابراین زلال ساز در حالت بحرانی برای این سرعت جریان تحتانی و نقطه ثابت با غلظت MLSS بارگذاری شده است. اگر بهره برداری برای حفظ غلظت بیشتر MLSS تغییر یابد و خط جریان تحتانی در شاخه پایین تر منحنی فلاکس ثقلی عبور کند، فلاکس جامدات محدود کننده اضافه می شود و لایه لجن زلال ساز به سر ریز خروجی خواهد رفت . در نقطه ثابت A بر روی نمودار ب۳۸-۲ ، غلظت MLSS کمتری مورد استفاده است و بنابراین خط جریان تحتانی، خیلی کمتر از شاخه کوچکتر منحنی فلاکس ثقلی می باشد. بهره برداری با بارگذاری حداقل متناسب با بارگذاری جامدات وجود دارد. روش آنالیز نقطه ثابت

شیوه ای را برای ارزیابی سرعتهای مختلف سرریز زلال ساز فراهم می کند و غلظتهای MLSS منحنی فلاکس جامدات را ارائه می کند که بیانگر مشخصات ته نشینی لجن فعال است. روش آنالیز نقطه ثابت را می توان با آزمایشات ته نشینی مایع مخلوط لجن فعال در تاسیسات موجود برای تعیین غلظت بهینه MLSS و نسبت برگشت لجن برگشتی در حالت جریان ورودی مشخص، استفاده کرد. کاربرد آنالیز نقطه ثابت در مثال ۱۲-۲ بیان شده است.

مثال ۱۲-۲ ارزیابی شرایط بهره برداری زلال ساز ثانویه با استفاده از آنالیز نقطه ثابت.
شرایط بهره برداری قابل قبول را با استفاده از نتایج آزمایش ته نشینی جامدات در زیر برای بهره برداری یک یا دو زلال ساز در سیستم لجن فعال تعیین کنید. سیستم در ماکزیمم دبی جریان ماهیانه طراحی ۱۵۰۷۰ m^3/d و شرایط طراحی زیر ارزیابی شده است.

شرایط طراحی:
۱- دو زلال ساز به قطر ۲۰ متر نصب شده است.
۲- در حالتی که دو زلال ساز بهره برداری می شود ، غلظت MLSS مطلوب ۳۵۰۰ mg/l است.
۳- امکان بهره برداری زلال ساز را با غلظتهای جریان تحتانی ۱۰ ، ۱۲ و ۱۴ g/l ارزیابی و نسبتهای برگشتی را تعیین کنید.
۴- غلظت MLSS را در حالت بهره برداری یک زلال ساز و با استفاده از غلظت جامدات جریان تحتانی ۱۲ g/l تعیین کنید.
۵- بارگذاری جامدات زلال ساز را برای غلظت جریان تحتانی ۱۲ g/l و ۳۵۰۰g/m^3 = MLSS برای الف) بهره برداری دو زلال ساز ب) بهره برداری یک زلال ساز تعیین کنید.
۶- نتایج ته نشینی جامدات برابر است با:

غلظت جامدات مایع مخلوط ، g/m^3	سرعت ته نشینی سطحی ، m/h
۲۰۰۰	۲/۹
۳۰۰۰	۱/۹
۴۰۰۰	۱/۳
۵۰۰۰	۰/۹
۶۰۰۰	۰/۶
۸۰۰۰	۰/۲۶
۹۰۰۰	۰/۱۷
۱۰۰۰۰	۰/۱۲

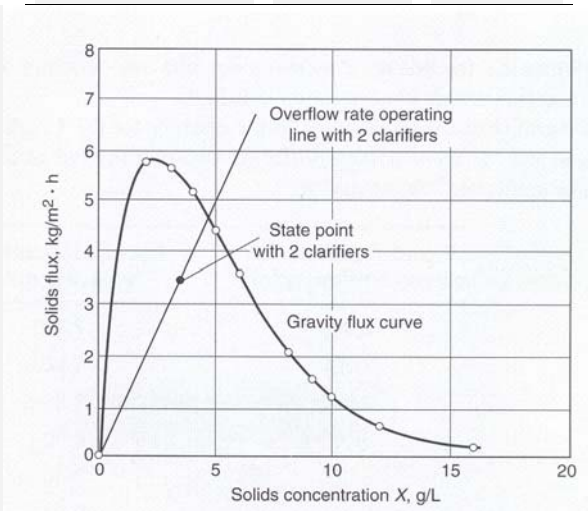
۱۲۰۰۰	۰/۰۵
۱۶۰۰۰	۰/۰۱

توجه : $g/m^3 = mg/l$

راه حل:

۱- با استفاده از رابطه ۶۱-۲ $(SF_g = C_i V_i)$ ، منحنی فلاکس ثقلی (نشان داده شده در زیـر) را توسعه دهید.

C_i , g/l	V_i , m/h	SF_g , $kg/m^2.h$
۲	۲/۹	۵/۸
۳	۱/۹	۵/۷
۴	۱/۳	۵/۲
۵	۰/۹	۴/۵
۶	۰/۶	۳/۶
۸	۰/۲۶	۲/۰۸
۹	۰/۱۷	۱/۵۳
۱۰	۰/۱۲	۱/۲
۱۲	۰/۰۵	۰/۶
۱۶	۰/۰۱	۰/۱۶



۲- خط بهره برداری سرعت جریان سر ریز و غلظت MLSS نقطه ثابت ۳۵۰۰ mg/l فلاکـس جامدات سر ریز را با استفاده از رابطه ۶۸-۲ اضافه کنید $SF_Q = Q(X/A)$.

الف) مساحت سطح زلال ساز را تعیین کنید.

سطح هر زلال ساز $A = \pi D^2/4 = \pi(20)^2/4 = 314\,m^2$

سطح کل (دو زلال ساز) $= 2 \times 314 = 628\,m^2$

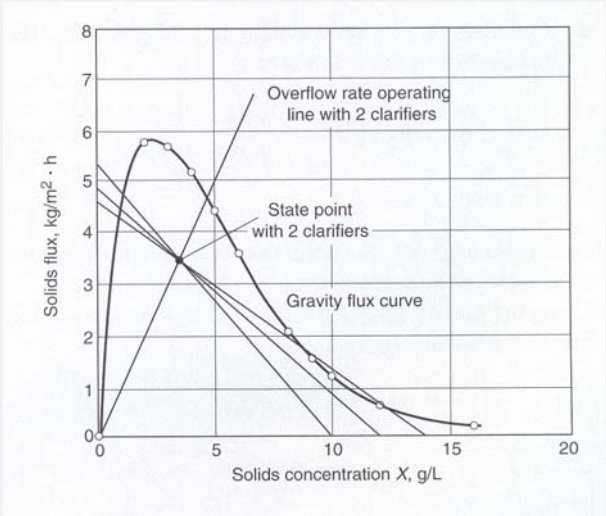
ب) سرعت جریان سرریز را بر حسب X تعیین کنید.

$$SF_Q = \frac{Q(X)}{A} = \frac{(15070\,m^3/d)(X)}{628\,m^2} = 23.997\,m/d\,(X)$$

ج) نقطه کشیده شده از غلظت جریان تحتانی ۳۵۰۰ mg/l (۳/۵ g/l) را تعیین کنید.
محاسبه ساده : اگر $X = 3.5\,g/l = 3.5\,kg/m^3$

$$SF_Q = (23.997\,m/d)(3.5\,kg/m^3)(1d/24h) = 3.5\,kg/m^2.h$$

۳- شرایط جریان تحتانی را در غلظتهای ۱۰ ، ۱۲ و ۱۴ g/l ارزیابی کنید (شکل زیر را ببنید) .
الف) غلظت جریان تحتانی ۱۴ g/l را تحلیل کنید.
خطی را رسم کنید که به ۱۴ g/l در محور x برخورد و از میان نقطه ثابت عبور کند . تقاطع خط با محور y در نقطه ۴/۶۷ $kg/m^2.h$ می باشد . اگر چه ، این یک شرایط بهره برداری عملی نیست ؛ زیرا خط از بالای منحنی فلاکس ثقلی عبور می کند . برای غلظتهای جریان تحتانی ۱۰ و ۱۲g/l ، خطوط از زیر منحنی فلاکس ثقلی عبور می کند ؛ بنابراین این دو غلظت امکان پذیر است.



ب) نسبت برگشت را در غلظت جریان تحتانی (۱۰ kg/l) ۱۰ g/l محاسبه کنید.
شیب منحنی سرعت بهره برداری جریان تحتانی را از نمودار تعیین کنید.
امتداد از روی محور x برابر ۵/۳۸ $kg/m^2.h$ است و شیب منفی می باشد و برابر با سرعت برگشت m/h است.

$$\text{شیب منحنی بهره برداری} = \frac{[(5.38-0)\,kg/m2.h]}{[(0-10)g/m3]} = -0.538\,m/h$$

$$\text{سرعت جریان تحتانی} = -(-0.538\,m/h) = 0.538\,m/h$$

$$\text{سرعت جریان سرریز زلال ساز} = \frac{(15070\,m^3/d)(1d/24h)}{628\,m^2} = 1\,m/h$$

$$\text{نسبت برگشت} = \frac{(0.538\,m/h)}{(1\,m/h)} = 0.538$$

ج) نسبت برگشت جریان را در غلظت جریان تحتانی ۱۰ g/l با استفاده از موازنه جامدات کنترل کنید.

$$X_R Q_R = (Q_R + Q)\,X$$
$$X_R R = (1+R)\,X$$

R = نسبت برگشت

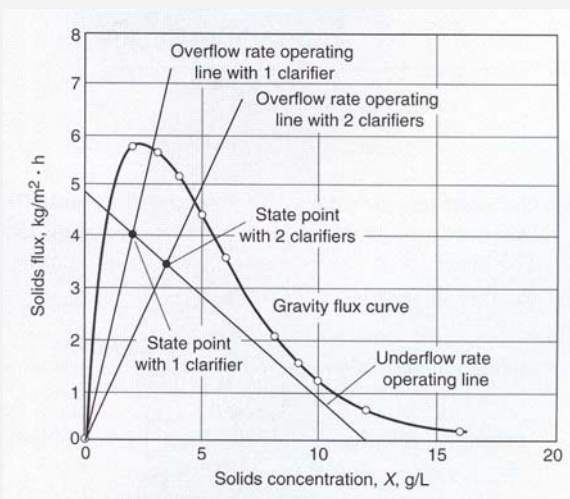
$$R = \left(\frac{X_R}{X} - 1\right)^{-1} = \left[\frac{(10\,g/l)}{(3.5\,g/l)} - 1\right]^{-1}$$
$$R = 0.538$$

د) نسبت برگشت را در غلظت جریان تحتانی (۱۲ kg/m^3) ۱۲ g/l با استفاده روش مشابه بـالا محاسبه کنید.

$$\text{سرعت جریان سرریز} = -\frac{[(4.94-0)\,kg/m^2.h]}{[(0-12)\,g/m^3]} = -0.41\,m/h$$
$$R = 0.41$$

۴- تعیین کنید چه مقدار MLSS با بهره بـرداری یـک زلال سـاز و غلظـت جامـدات جریـان تحتانی ۱۲ g/l امکان پذیر است.

با استفاده از منحنی فلاکس ثقلی ، خط سرعت بهره برداری جریان سر ریـز را بـرای یـک زلال ساز رسم کنید (شکل زیر را ببنید).



برای $A = 314\,m^3$ و $X = 2\,g/l$:

$$SF_Q = \frac{(15070\,m^3/d)(1\,d/24\,h)(2\,kg/m^3)}{314\,m^2} = 4\,kg/m^2.h$$

غلظت MLSS ممکن ، نقطه ثابت می باشد که محل برخورد خط بهره برداری سرعت سـرریز و خط بهره برداری سرعت جریان تحتانی است . در نمودار بالا ، نقطه ثابت تقریبـاً ۱/۲ گـرم در لیتر (۲۱۰۰ mg/l) MLSS می باشد.

۵- بارگذاری جامدات زلال ساز را تعیین کنید.

الف) برای دو زلال ساز : $A = 628\,m^2$, $MLSS = 3.5\,g/l$, $R = 0.41$

بارگذاری جامدات $= Q(1+R)(X)/A$

$$= \frac{(15070\,m^3/d)(1+0.41)(3.5\,kg/m^3)}{(628\,m^2)(24\,h/d)} = 4.93\,kg/m^2.h$$

ب) برای یک زلال ساز: $A = 314\,m^2$

سرعت جریان سرریز زلال ساز $= \frac{(15070\,m^3/d)(1d/24h)}{314\,m^2} = 2\,m/h$

سرعت جریان تحتانی (حاصل از مرحله ج۳) $= 0.41\,m/h$

$$R = \frac{0.41\,m/h}{2\,m/h} = 0.205$$

بارگذاری جامدات $= \frac{(15070\,m^3/d)(1+0.205)(2.1\,kg/m^3)}{(314\,m^2)(24\,h/d)} = 5.06\,kg/m^2.h$

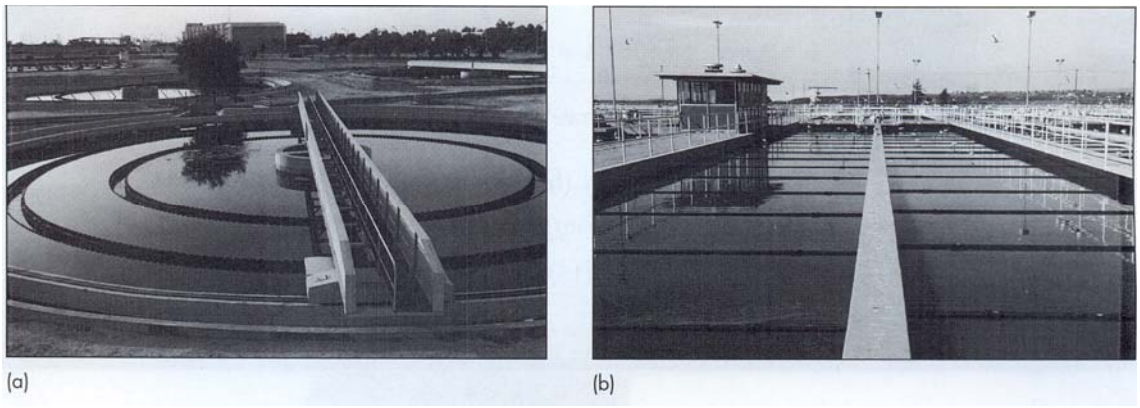
طراحی تاسیسات جداسازی جامدات

جداسازی جامدات مرحله آخر در تولید پساب خروجی پایدار با BOD و جامدات معلق کم و شفافیت مناسب می باشد و به تنهایی بیانگر ارتباط مهم در بهره برداری فرآیند تصفیه لجن فعال است. اگر چه خیلی از اطلاعات ارائه شده در بخش ۵ برای طراحی تانکهای ته نشینی اولیه قابل کاربرد است، حضور حجم زیاد جامدات لخته شده در مایع مخلوط برای طراحی تانکهای ته نشینی لجن فعال نیاز به توجه خاص دارد. همانطور که قبلاً یادآوری شد، این جامدات باعث تشکیل یک لایه لجن در کف تانک می شود که از نظر ضخامت، متفاوت است. لایه لجن ممکن است تمام عمق تانک را پر کند و اگر ظرفیت پمپاژ لجن برگشتی یا اندازه تانک ته نشینی نامناسب باشد در مواقع جریانهای پیک، مقدار اضافی سرریز می کند. علاوه بر این مایع مخلوط ورودی به تانک همانند یک جریان متراکم تمایل به جریان دارد و مانع جداسازی جامدات و تغلیظ لجن می شود . برای چیره شدن بر این مشکلات بطور مناسب در این شرایط، عوامل زیر باید در طراحی تانکهای ته نشینی ثانویه مورد توجه قرار گیرد : ۱) انواع تانک ۲) سرعتهای بارگذاری جامدات و بارگذاری سطحی ۳) عمق جانبی آب ۴) توزیع جریان ۵) طراحی ورودی ۶) سرعتهای بارگذاری و محل سرریز ۷) حذف کف.

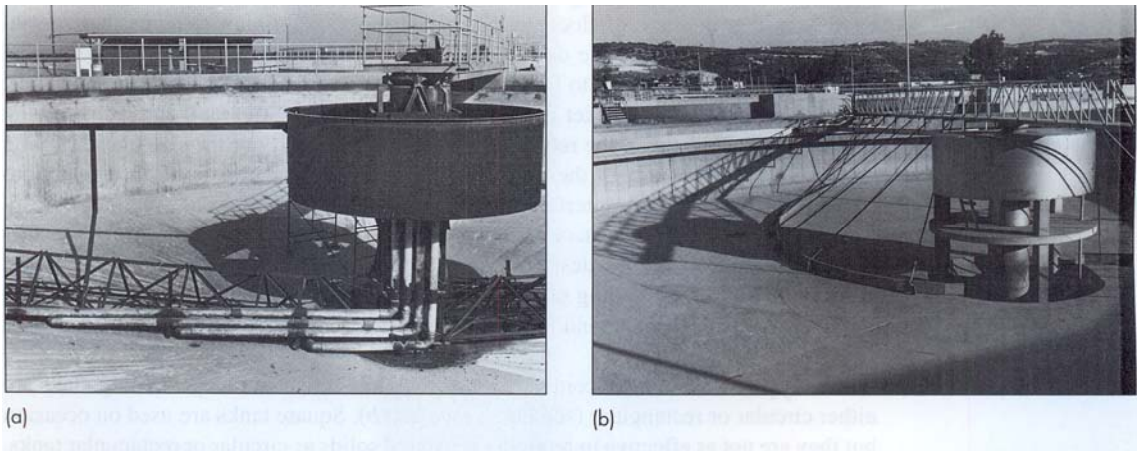
انواع تانک

بیشتر انواع تانکهای ته نشینی لجن فعال که بطور متداول مورد استفاده قرار می گیرد ، دایره ای یا مستطیلی است (شکل الف، ب۳۹-۲ را ببنید). تانکهای مربع شکل در بعضی مواقع استفاده می شوند؛ اما آنها مانند تانکهای مستطیلی یا دایره ای در جداسازی جامدات موثر نمی باشند. جامدات در گوشه های مخازن مربعی شکل تجمع می کنند و بصورت دوره ای با تلاطم جمع کننده های لجن به بالای سرریز جارو می شوند. تانکهای دایره ای با قطر حدود (۲۰۰-

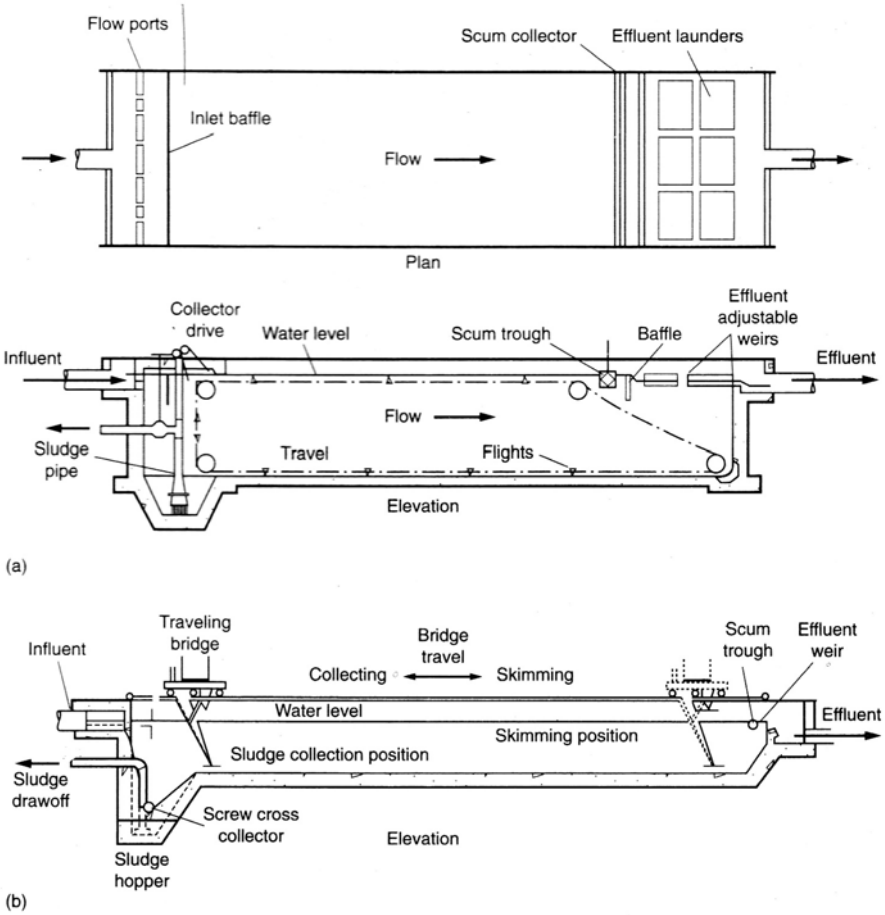
۱۰ فوت) ۶۰-۳ متر ساخته می شوند؛ هر چند متداولترین محدوده از (فوت ۱۴۰-۳۰) ۴۰-۱۰ متر می باشد. شعاع تانک ترجیحاً نباید بیشتر از ۵ برابر عمق جانبی آب باشد. دو نوع کلی تانکهای دایره ای برای ته نشینی ثانویه استفاده می شود: تغذیه مرکزی و تغذیه محیطی. هر دو نوع از یک مکانیسم حرکت دورانی برای انتقال و حذف لجن از کف زلال ساز استفاده می کنند. مکانیسم ها دو نوع می باشد: آنهایی که لجن را به چاهک مرکزی مشابه انواع مورد استفاده در تانکهای ته نشینی اولیه، جمع یا انتقال می دهد و آنهایی که لجن را بطور مستقیم از کف تانک بوسیله اریفیس های مکشی حذف می کند که تمام کف تانک را در هر دور تیمار می کند. در مورد اخیر، یک نوع مکش بوسیله کاهش ارتفاع استاتیکی در لوله های مکش مجزا نگهداری می شود (شکل الف۴۰-۲) . در سیستم مکشی دیگری که به ثبت رسیده است لجن از طریق یک شبکه بوسیله پمپاژ یا فشار هیدرواستاتیکی حذف می شود. لجن روب نوع چرخشی نیز برای تسریع در حرکت جامدات ته نشین شده از محیط تانک به چاهک مرکزی استفاده شده است (شکل ب۴۰-۲ را ببینید). تانکهای مستطیلی باید برای دستیابی به توزیع مناسب جریان ورودی ، از نظر ابعاد متناسب باشند؛ بطوریکه سرعتهای افقی بیش از حد نشود. ماکزیمم طول تانکهای مستطیلی بطور معمول نباید از ۱۰ برابر عمق تجاوز کند؛ اما طولهای بالاتر از (فوت ۳۰۰) ۹۰ متر بطور موفقیت آمیزی در طرحهای بزرگ استفاده شده است. در مواردیکه عرضهای تانک مستطیلی از ۶ متر (۲۰ فوت) بیشتر شود، مکانیسم های چندگانه جمع آوری لجن ممکن است برای عرضهای تانک بالاتر از (فوت ۸۰) ۲۴ متر مورد استفاده قرار گیرد.



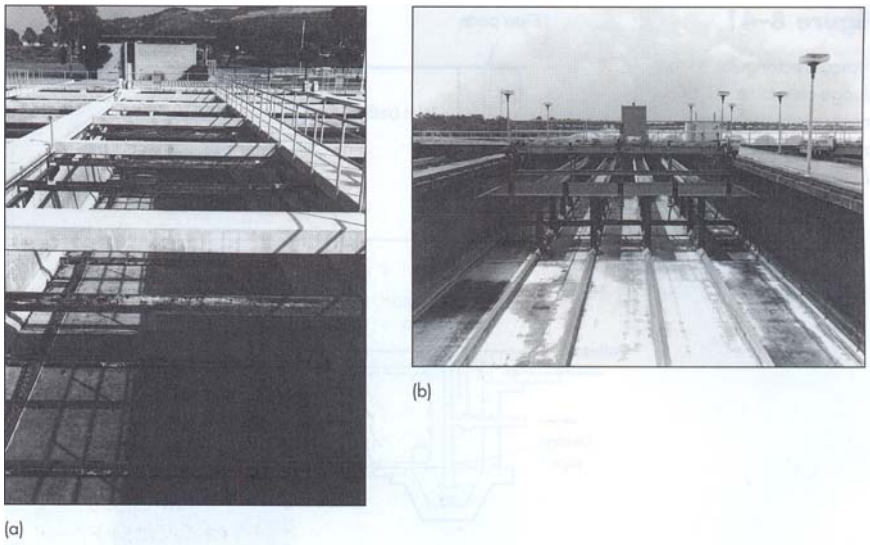
شکل ۳۹-۲ زلال سازهای ثانویه متداول : الف) دایره ای با مکانیسم حرکت محیطی برای جمع آوری لجن و ب) مستطیلی



شکل ۴۰-۲ نمونه مکانیسم های جمع آوری لجن دایره ای: الف) نوع مکـشی ب) لجـن روب نـوع دورانـی کـه معمولاً در اروپا استفاده می شود.



شکل ۴۱-۲ نمونه مکانیسم های جمع آوری لجن مستطیلی : الف) زنجیر و شناور ب) پل متحرک



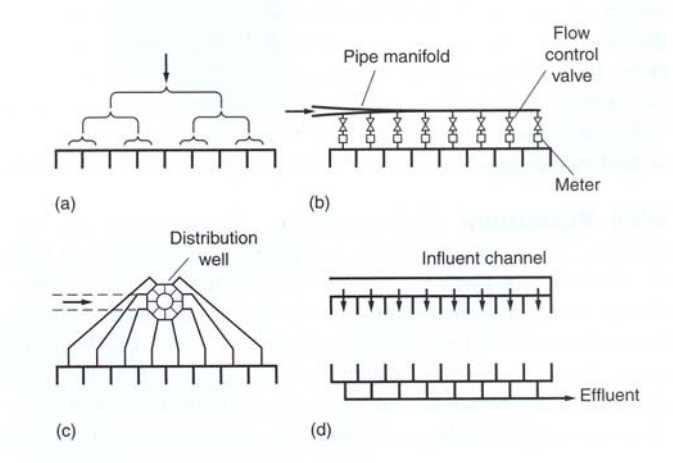
شکل ۴۲-۲ تصویر مکانیسم های جمع آوری لجن در تانکهای مستطیلی الف) زنجیر و شناور ب) پل متحرک

علاوه بر شکل تانک، جمع کننده انتخابی لجن باید قادر به دستیابی به شرایط بهره برداری زیر باشد: ۱) جمع کننده باید ظرفیت کافی داشته باشد؛ بطوریکه وقتی سرعت بالای برگشت لجن مورد نظر است، میان بر زدن لایه بالای مایع از میان لجن انجام نشود. ۲) مکانیسم باید به اندازه کافی قوی باشد تا هر گونه لجن با تراکم زیاد که در حین دوره های فقدان برق یا خرابی مکانیکی داخل تانک ته نشینی اولیه تجمع یافته است را انتقال دهد و حذف کند. بطور معمول هر دو نوع جمع کننده لجن در تانکهای مستطیلی استفاده شده است: ۱) زنجیر متحرک ۲) پلهای متحرک (شکلهای ۴۱-۲ و ۴۲-۲ را ببینید). زنجیرهای متحرک مشابه مکانیسم مورد استفاده برای حذف لجن در تانک ته نشینی اولیه می باشد. در تانکهای خیلی طویل ، استفاده از دو ردیف زنجیره و شناور بصورت یدکی با یک چاهک مرکزی برای دریافت لجن مطلوب می باشد تا مسافت انتقال لجن را کاهش دهد. لجن ممکن است در انتهای خروجی یا ورودی تانک جمع آوری شود . پل های متحرک که مشابه بالابرهای با ارتفاع زیاد متحرک می باشد، در امتداد کنارهای تانک ته نشینی حرکت می کند یا در صورتی که چند پل مورد استفاده باشد بر روی ساختار نگهدارنده حرکت می کند. پل برای نگهداری از سیستم حذف لجن بکار می رود که معمولاً شامل یک لجن روب یا یک شبکه مکش برای پمپاژ شدن لجن است. لجن به یک شیار جمع آوری تخلیه می شود که در طول تانک ادامه دارد.

سایر انواع تانکهای ته نشینی مورد استفاده شامل زلال سازهای قفسه ای، ته نشین کننده های لوله ای و صفحه ای (بخش ۵ را ببینید) و زلال سازهای داخل کانالی می باشد. زلال سازهای قفسه ای (شکل ۴۵-۵ در بخش ۵ را ببینید) در تاسیساتی مورد استفاده قرار می گیرند که مساحت زمین قابل استفاده برای زلال سازها محدود می باشد. زلال سازهای قفسه ای در طرح تصفیه فاضلاب دیر ایسلند در بوستون برای ته نشینی ثانویه استفاده شده است که بدلیل محدودیت مساحت زمین انتخاب شده بود. بازده زلال سازی های کم عمق یا متداول ممکن است با نصب لوله یا صفحات موازی برای ایجاد جریان آرام بهبود یابد (شکل ۲۵-۵ در بخش ۵ متکف را ببنید). با قرار دادن دسته های لوله ای یا صفحه ای در زاویه مشخص نسبت به افق (معمولاً ۶۰°) ، ته نشین کننده های صفحه ای یا لوله ای مسافت ته نشینی خیلی کوتاهی را دارند و چرخش بدلیل اندازه کوچک لوله ها ، کم می شود. جامداتی که در لوله ها یا روی صفحات جمع می شود، باعث حرکت لغزشی ناشی از نیروی ثقل می گردد. عیب مهم در تصفیه فاضلاب ، امکان گرفتگی لوله ها و صفحات می باشد که بدلیل تجمع توده های بیولوژیکی، گریس و اجزای کوچک عبوری از آشغالگیرهای درشت است. زلال سازهای داخل کانال، تاسیسات پیشرفته ای می باشد که برای بهبود عملکرد فرآیندهای لجن فعال از نوع نهر اکسیداسیون و صرفه جویی در هزینه ساخت زلال سازهای نهایی خارجی توسعه یافته است. ضمائم کلی که همراه زلال ساز است تا حدی مشابه یک قایق می باشد که در کانال نهر اکسیداسیون نصب می شود . این تاسیسات باعث می شود جداسازی جامدات از مایع و برگشت لجن در داخل کانال هوادهی انجام شود. دفع لجن یا از طریق کانال هوادهی یا زلال ساز داخل کانالی انجام می شود. معایب زلال سازهای داخل کانالی شامل از دست رفتن استقلال راکتورها و زلال سازها، دفع لجن رقیق، از بین رفتن پتانسیل کلرزنی RAS برای کنترل لجن بالکینگ و فقدان کنترل RAS مشخص است (WEF,۱۹۹۸).

مقادیر بارگذاری جامدات و بار سطحی: هنگامیکه طراحی تاسیسات ته نشینی ثانویه بدون استفاده از آزمایشات ته نشینی ضروری باشد، مقادیر بارگذاری جامدات و بار سطحی منتشر شد ، اغلب مورد استفاده قرار می گیرد. بدلیل اینکه اگر پارامترهای طراحی از حد مجاز بیشتر شود، حجم زیادی از جامدات در سپاب خروجی از دست می رود ، معمولاً از مقادیر سرریز پساب خروجی بر اساس شرایط پیک جریان استفاده می شود. یک روش طراحی بر اساس استفاده از استفاده از دبی جریان متوسط در آب و هوای خشک (ADWF) و مقدار بارگذاری سطحی متناسب با آن و همچنین کنترل شرایط بارگذاری و جریان پیک می باشد. یکی از شرایط ممکن است پارامترهای طراحی را تعیین کند . نمونه مقادیر بارگذاری جامدات و بار سطحی برای طراحی زلال ساز ثانویه قبلاً در جدول ۷-۲ داده شده بود.

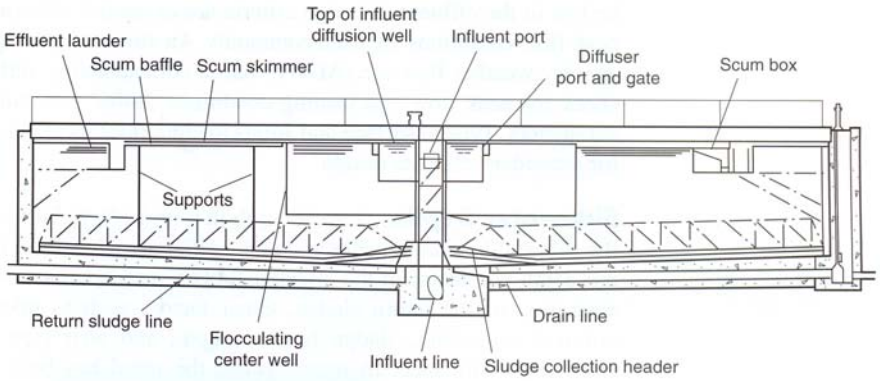
عمق جانبی آب: عمق مایع در زلال ساز ثانویه معمولاً در دیواره کناری تانکهای مدور و دیوار انتهایی خروجی در تانکهای مستطیلی اندازه گیری می شود. عمق مایع یک پارامتر موثر در حذف جامدات معلق و غلظت لجن برگشتی است. عوامل دیگری مانند طراحی ورودی، نوع تجهیزات حذف لجن، عمق لایه لجن، محل و نوع سرریز نیز در عملکرد زلال ساز تاثیر دارد. در سالهای اخیر گرایش به سمت افزایش عمق مایع برای بهبود عملکرد کلی پیدا شده است. نمونه عمقهای جانبی آب در جدول ۷-۲ در قسمت ۳-۲ ارائه شده است. روال کنونی حداقل عمق جانبی آب (فوت ۱۲) ۳/۵ متر را برای زلال سازهای ثانویه بزرگ مناسب می داند و عمقهایی تا ۶ متر استفاده شده است. هزینه ساخت مخرن در انتخاب عمق جانبی آب بویژه در نواحی که سطح آب زیر زمینی بالا می باشد باید مورد توجه قرار گیرد . مخازنی با عمق کمتر از ۳/۵ متر (۱۲ فوت) ، اغلب دارای مشکل لجن فعال با دانسیته معمولاً کم می باشد و لایه های لجن با دانسیته کم بوسیله نوسانات هیدرولیکی، براحتی دچار اختلال می شود. بنابراین تانکهای عمیق تر انعطاف بیشتری در بهره برداری ایجاد می کنند و هنگامیکه تغییرات در سیستم لجن فعال اتفاق می افتد، دارای حاشیه اطمینان بیشتری می باشد.



شکل ۴۳-۲ انواع روشهای توزیع جریان: الف) تقارن هیدرولیکی ب) اندازه گیری جریان و کنترل عکس العمل آن ج) تقسیم هیدرولیکی با سر ریز د) کنترل محل ورود جریان ورودی

توزیع جریان: عدم تعادل جریان بین واحدهای چندتایی فرآیند می تواند باعث بارگذاری کم یا بیش از حد در واحدهای انفرادی شود و بر عملکرد کلی سیستم تاثیر می گذارد. در طرحهایی که مخازن موازی با اندازه مشابه مورد استفاده است، جریان بین مخازن باید متعادل باشد. در مواردی که تانکها ظرفیت برابر ندارند، جریان باید متناسب با مساحت سطح توزیع شود. روشهای توزیع جریان در مخازن ته نشینی ثانویه شامل سرریزها، جعبه های توزیع جریان، شیرهای کنترل جریان، توزیع هیدرولیکی با استفاده از تقارن هیدرولیکی و کنترل

دریچه ورودی یا درهای ورودی جریان می باشد (شکل ۴۳-۲ را ببینید). با وجود اینکه کنترل با سرریز خروجی بصورت دوره ای برای توزیع موثر جریان استفاده می شود، اما معمولاً غیر موثر است و باید تنها در جایی استفاده شود که دو تانک با اندازه مساوی وجود دارد.

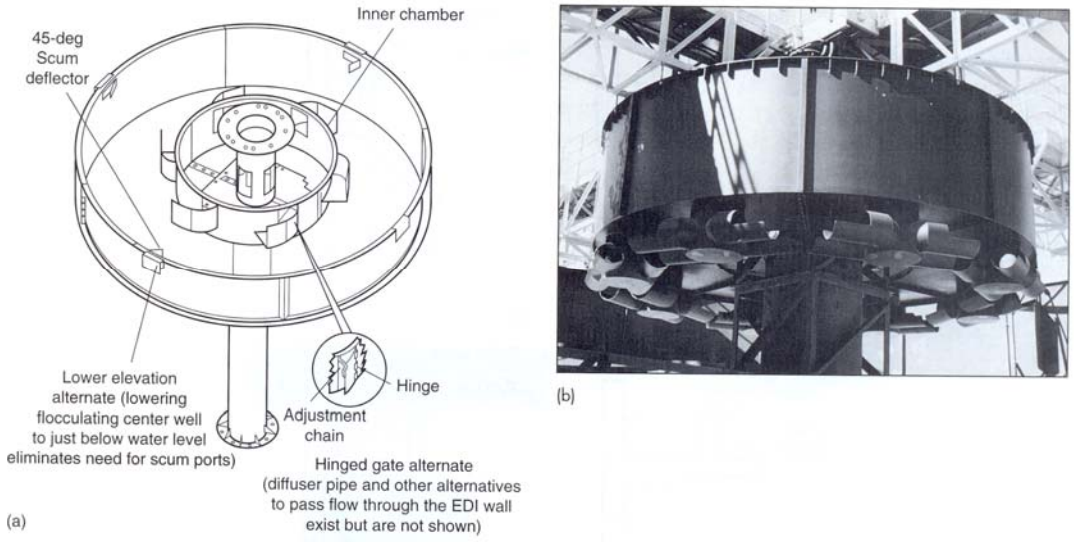


شکل ۴۴-۲ نمونه زلال ساز ثانویه با چاهک ورودی مرکزی لخته ساز

طراحی ورودی تانک: توزیع ضعیف یا جت جریان ورودی تانک می تواند تشکیل جریانهای متراکم و شستشوی لجن ته نشین شده را افزایش دهد و باعث عدم رضایت بخش بودن عملکرد تانک شود. ورودیهای تانک باید انرژی جریان ورودی را پخش کند، جریان را بطور مساوی در جهت افقی و عمودی توزیع کند ، جریانهای متراکم را آرام کند ، مغشوش سازی لایه لجن را کاهش و لخته سازی را انجام دهد. یک طرح متداول در تانکهای مدور با ورودی مرکزی، استفاده از بافلهای استوانه ای کوچک مخالف عبور جامدات است که برای پخش انرژی ورودی و توزیع جریان می باشد. مطالعات نشان داده است که آبشار جریان متراکم آب در استفاده از بافلهای جانبی بوجود می آید که باعث توزیع ضعیف جریان افقی می شود (کروسبی و بندر، ۱۹۸۰). روشهای مقابله با این مشکلات شامل استفاده از یک چاهک بزرگ نفوذی مرکزی یا یک زلال ساز از نوع لخته ساز می باشد(شکل ۴۴-۲). چاهک بزرگ نفوذی مرکزی با حداقل قطر ۲۵ درصد قطر تانک، سطح بیشتری را برای پخش کردن انرژی ورودی و توزیع مایع مخلوط ورودی فراهم می کند. کف چاهک تغذیه باید در انتهای چاه بالای سطح مشترک لجن باشد تا توربولانس و معلق سازی مجدد جامدات به حداقل برسد. زلال سازهای تغذیه مرکزی لخته ساز می توانند یک دریچه ورودی پخش کننده انرژی (EDI) و ابزاری را برای انجام لخته سازی در چاهک تغذیه مرکزی ضمیمه کنند(شکل الف ۴۵-۲ را ببینید). چاههای تغذیه لخته ساز متداول دارای قطر ۳۵-۳۰ درصد قطر تانک می باشد. یک نوع از تجهیزات برای پخش کردن انرژی که در شهر لوس آنجلس شکل گرفته است در شکل ب۴۵-۲ نشان داده شده است. بطور عملی، جریان چاهک مرکزی از طریق یکسری دریچه های تخلیه با جهت

رو به پایین تخلیه می شود. با مرتب کردن دریچه های تخلیه به نحوی که آنها در مقابل یکدیگر تخلیه شوند، انرژی حرکتی بدلیل برخورد جریانهای تخلیه به یکدیگر پخش می شود. در مخازن مستطیلی، بافلها یا دریچه های ورودی باید برای دستیابی به توزیع جریان فراهم شود. سرعت های دریچه ورودی معمولاً ۷۵-۱۵۰ mm/s (۱۵-۳۰ ft/min) می باشد (WPCF, ۱۹۸۵).

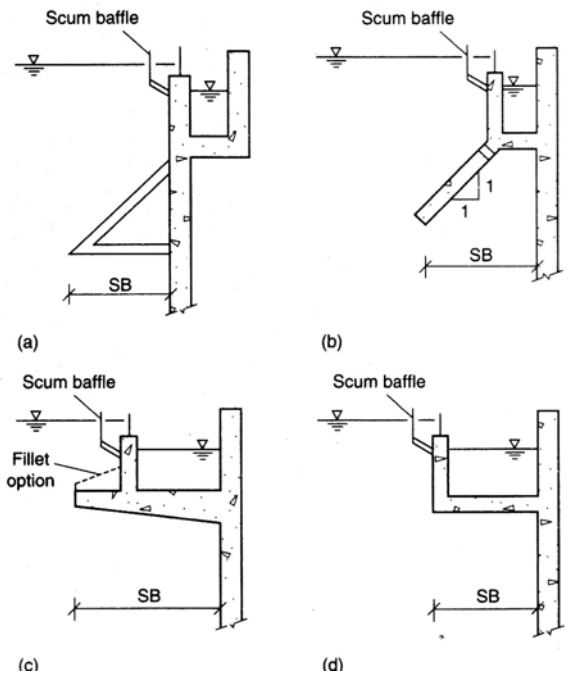
بارگذاری و محل سرریز: هنگامی که جریانهای متراکم در یک زلال ساز ثانویه اتفاق می افتد، مایع مخلوط ورودی به تانک در امتداد کف تانک جریان می یابد تا اینکه به دیوار انتهایی یا به الگوی جریان معکوس برخورد کند. بجز جریانهای متراکم که در طراحی مورد توجه قرار گرفته است ، جامدات ممکن است از بالای سرریز خروجی تخلیه شود . تحقیق تجربی انجام شده توسط آندرسون (۱۹۴۵) در شیکاگو بر روی تانکهایی به قطر تقریبی ۳۸ متر (۱۲۶ فوت) نشان داده است که شیار سرریز دایره ای که در $\frac{2}{3}$ تا $\frac{3}{4}$ فاصله شعاع از مرکز قرار داده شده بود، بهترین حالت برای گرفتن پساب خروجی با زلال سازی مناسب می باشد. در تانکهای کوچک که مقادیر سرریز و بارگذاری سطحی آنها کم است، محل سرریز بطور زیاد بر عملکرد زلال ساز تاثیر نمی گذارد. زلال سازهای دایره ای با سرریزهای جریان مازاد که هم نزدیک مرکز و هم در اطراف تانک قرار دارد، ساخته شده است . اگر سرریزها در اطراف تانک یا دیوارهای انتهایی تانکهای مستطیلی قرار داشته باشند یک بافل باید برای منحرف کردن جریانهای متراکم به سمت مرکز و دور از سرریز خروجی فراهم شود. ترتیب قرار گیری بافل در شکل ۴۶-۲ نشان داده شده است. سرعتهای بارگذاری سرریز معمولاً در طراحی زلال سازها مورد استفاده است؛ با این وجود، اهمیت آنها نسبت به مقادیر جریان مازاد هیدرولیکی کمتر است. سرعتهای بارگذاری سرریز مورد استفاده در مخازن بزرگ در حالت ماکزیمم جریان و در هنگامیکه دور از منطقه چرخش به بالای جریان متراکم قرار دارد، ترجیحاً نباید از ۳۷۵ m^3 بازای هر متر از طول سرریز در روز (۳۰۰۰۰ gal/ft.d) تجاوز کند یا هنگامیکه در منطقه چرخشی رو به بالا قرار دارد نباید از (۲۰۰۰۰ gal/ft.d) ۲۵۰ m^3/m.d بیشتر شود. در مخازن کوچک مقدار بارگذاری سرریز نباید از (۱۰۰۰۰ gal/ft.d)۱۲۵ m^3/m.d در حالت متوسط جریان و ۲۵۰ m^3/limn.d در حالت ماکزیمم جریان بیشتر شود . سرعت جریان رو به بالا در مجاورت نزدیک به سرریز باید در محدوده تقریبی ۳/۵-۷ m/h (۱۲-۲۴ ft/h) باشد.



شکل ۴۵-۲ تجهیزات ورودی پخش کننده جریان مورد استفاده در زلال سازی های دایره ای: الف) شکل کلی یک دهانه ورودی پخش کننده انرژی با ستون مرکزی و چاهک تغذیه ورودی لخت ساز (WEF, ۱۹۹۸) و ب) تصویر چاهک ورودی پخش کننده انرژی (لوسانجلس).

حذف کف: در خیلی از طرحهای ثانویه با بهره برداری مناسب ، کف خیلی کمی در زلال سازهای ثانویه تولید می شود . اگر چه در بعضی از مواقع ، هنگامی که مقداری مواد شناور وجود دارد، افزایش می یابد (مشکلات بهره برداری را در قسمت ۳-۲ ببینید) که حذف آن ضروری است. در مواردیکه تانکهای ته نشینی اولیه مورد استفاده نیست ، کف روبی تانکهای نهایی ضروری می باشد. در اکثر طراحی های سالهای اخیر، کف روبهایی برای زلال سازهای مستطیلی و دایره ای فراهم شده است. نمونه تجهیزات حذف کف شامل نوع لجن روب تیغه ای، کف روبی از طریق لوله چرخان و لوله های سوراخ شده می باشد.

کف نباید به ابتدای طرح برگشت داده شود؛ زیرا میکروارگانیسم های تولید کننده کف (معمولاً نوکاردیا) برگشت داده می شود و باعث تداوم مشکلات کف بدلیل بذرپاشی پیوسته میکروارگانیسم های ناخواسته می شود. در بعضی از طرحها ، کف به تجهیزات تغلیظ لجن تخلیه می شود یا بطور مستقیم به جریانهای ورودی هاضم ، بصورت مناسب اضافه می گردد.



توجه: SB با توجه به قطر زلال ساز از ۱/۵-۰/۵ متر متفاوت است.

شکل ۴۶-۲ گزینه های ترتیب قرار گیری بافل محیطی الف) استامفورد ب) بدون نام ج) مک کینی (همچنین تحت عنوان بافل لینکولف شناخته شده است د) ناودان درونی (WEF,۱۹۹۸)

۸-۲ لاگونهای هوادهی رشد معلق

لاگونهای رشد معلق، حوضچه های خاکی نسبتاً کم عمق است که عمق آن از ۵-۲ متر متغیر می باشد و هوادهی های مکانیکی روی سکوهای ثابت یا شناور فراهم شده است. هواده های مکانیکی برای تهیه اکسیژن تصفیه بیولوژیکی فاضلاب و نگهداری جامدات بیولوژیکی بصورت معلق استفاده می شود. در موارد کمی، هواده های دیفیوزری نیز استفاده شده است. لاگون های هوادهی رشد معلق بر اساس یک جریان گذرا و یا بصورت برگشت جامدات بهره برداری می شود. هدف از این قسمت:۱) توصیف انواع کلی لاگون های رشد معلق و ۲) ارائه و بیان ملاحظات طراحی لاگون رشد معلق از نوع جریان گذرا می باشد . لاگونهای با برگشت جامدات در اصل شبیه به فرآیند لجن فعال است که جزئیات آن در قسمتهای ۱-۲ و ۳-۲ بیان شد. سیستم لاگون با جریان گذرا دوگانه نوع اصلاح شده لاگون متداول با جریان گذرا می باشد که در این قسمت نیز مورد توجه قرار گرفته است.

انواع لاگونهای هوادهی رشد معلق

انواع کلی فرآیندهای لاگون رشد معلق بر اساس روش جابجایی جامدات عبارتند از (آرسی والا، ۱۹۹۸):

۱- اختیاری با اختلاط جزئی
۲- هوازی با جریان گذرا و با اختلاط جزئی
۳- هوازی با برگشت جامدات و اختلاط کامل اسمی

تفاوت روش جابجایی جامدات ، بر بازده تصفیه، نیروی برق مورد نیاز، زمان ماند جامدات و هیدرولیکی، دفع لجن و پارامترهای محیطی موثر می باشد. مشخصات عمومی این سیستم های لاگون در جدول ۲۹-۲ خلاصه شده است.

جدول ۲۹-۲ مشخصات عمومی انواع مختلف لاگونهای هوادهی رشد معلق[a] :

پارامتر	واحد	نوع لاگون هوادهی شده		
		اختیاری	هوازی با جریان گذرا (بدون برگشت)	هوازی با برگشت جامدات
TSS	mg/L	۵۰-۲۰۰	۱۰۰-۴۰۰	۱۵۰۰-۳۰۰۰
VSS/TSS	بدون واحد	۵۰-۸۰	۷۰-۸۰	۵۰-۸۰
SRT ، زمان ماند جامدات	روز	b	[c]۳-۶ معمولاً ۵	گرم : ۳۰-۲۰ معتدل : ۳۰-۲۰ سرد : ۳۰<
t ، زمان ماند هیدرولیکی	روز	۴-۱۰	۳-۶ معمولاً ۵	۰/۲۵-۲
سرعت حذف کلی BOD	$1/d^{-1}$	۰/۵-۰/۸	۰/۵-۱/۵	
ضریب دمایی	بدون واحد	۱/۰۴	۱/۰۴	۱/۴۰
عمق	متر	۲-۵	۲-۵	۲-۵
رژیم اختلاط		اختلاط جزئی	اختلاط جزئی	اختلاط اسمی کامل
نیروی حداقل لجن	$kW/10^3m^3$	۱-۱/۲۵ تجمع لجن بصورت داخلی در لاگون	۵-۸ تجمع لجن بصورت خارجی در تاسیسات ته نشینی	۱۶-۲۰ لجن از تانک ته نشینی به فرآیند برگشت داده می شود . لجن اضافی به بسترهای لجن خشک کن تخلیه می شود .

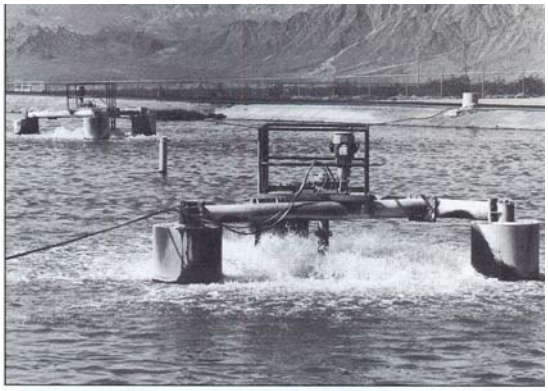
نیتریفیکاسیون	عدم انجام	معمولاً انجام نمی شود	احتمالاً ، به ویژه در آب و هوای گرم

a. آرسی والا (۱۹۹۸)
b. بدلیل باقی ماندن جامدات در لاگون ، پیش بینی SRT مشکل است . امکان مقادیر بیشتر از ۱۰۰ روز برآورد شده است .
c. بدلیل اختلاط جزئی ، مقدار SRT واقعی می تواند بزرگتر از زمان ماند هیدرولیکی باشد .
d. ثابت سرعت حذف BOD محلول بطور قابل توجهی بیشتر است .
e. از ضرایب سینتیکی جدول ۹-۷ و آنالیز داده شده در مثال ۲-۲ برای حذف BOD در فرآیند لجن فعال با اختلاط کامل استفاده کنید .

لاگون اختیاری با اختلاط جزئی[1]: در سیستم لاگون اختیاری با اختلاط جزئی، انرژی ورودی تنها برای انتقال حجم اکسیژن مورد نیاز برای تصفیه بیولوژیکی کافی است؛ اما برای نگهداری جامدات بصورت معلق کافی نمی باشد. بدلیل اینکه انرژی ورودی، جامدات را بصورت معلق نگهداری نمی کند، بخشی از جامدات ورودی همراه با بخشی از جامدات بیولوژیکی تولید شده از تبدیل مواد آلی محلول ته نشین می شود. در واقع جامدات ته نشین شده تحت تاثیر تجزیه بی هوازی قرار می گیرد. عبارت «اختیاری » از مشاهدات تبدیل بیولوژیکی گرفته شده است که در لاگون بصورت هوازی جزئی و بی هوازی جزئی انجام می شود . بالاخره لاگونهای اختیاری باید تخلیه و جامدات تجمع یافته حذف شود. بدلیل اینکه در اصل هیچ روشی برای کنترل اتفاقات لاگون اختیاری هوازی وجود ندارد (مثلاً مدلهای چرخش با نیروی باد) ، استفاده از لاگونهای اختیاری بویژه در مواردی که محدودیتهای تخلیه باید بطور قابل اعتمادی بدست آید، کاهش یافته است. بدلیل فقدان یک روش نسبی برای آنالیز لاگونهای اختیاری، در این قسمت زیاد مورد توجه قرار نمی گیرد.

لاگون اختلاط جزئی هوازی با جریان گذرا[2]: در لاگونهای هوازی با جریان گذرا، انرژی ورودی برای دستیابی به اکسیژن مورد نیاز، کافی است؛ اما برای نگهداری تمام جامدات بصورت معلق کافی نمی باشد. زمان ماند جامدات و هیدرولیکی در عمل مشابه است (به عبارت دیگر $t = SRT$). جامدات پساب خروجی قبل از تخلیه به تاسیسات ته نشینی خارجی حذف می شود. آنالیز و طراحی لاگونهای هوازی با جریان گذرا همراه با جزئیات در اواسط این قسمت مورد توجه قرار گرفته است. یک نمونه لاگون هوازی با جریان گذرا در شکل ۴۷-۲ نشان داده شده است.

[1] .faculative partially mixed lagon
[2] .aerobic flow-through partially mixed lagon



شکل ۴۷-۲ تصویر یک لاگون هوازی جریان گذرا با هواده های سطحی از نوع سرعت کم که روی پل شناور نصب شده است.

لاگون هوازی با برگشت جامدات[1]: لاگون هوازی با برگشت جامدات در اصل مشابه فرآیند لجن فعال از نوع هوادهی گسترده می باشد؛ به استثنای اینکه یک حوضچه خاکی (معمولاً با پوشش سنگی) ، بجای حوض راکتور بتون مسلح استفاده می شود. مطابق آنچه در جدول ۲۹-۲ نشان داده شد زمان ماندهیدرولیکی در مقدار حداکثر (به عبارتی ۲ روز) از آنچه در فرآیند متداول هوادهی گسترده (تقریباً ۱روز) استفاده می شود طولانی تر است. باید توجه نمود که هوادهی مورد نیاز برای نگهداری جامدات بصورت معلق در یک لاگون هوازی برگشتی باید بیشتر از لاگون هوازی با جریان گذرا باشد. مقادیر نیروی برق که در جدول ۲۹-۲ داده شد، برای نگهداری بیشتر جامدات بصورت معلق طراحی شده است؛ بنابراین عنوان اختلاط کامل اسمی استفاده می شود. همانطور که در قسمت مقدمه اشاره شد ، بدلیل مشابه بودن آنالیز لاگون هوازی برگشتی با فرآیند لجن فعال، این فرآیند در ادامه بحث بیشتر مورد توجه قرار نمی گیرد.

ملاحظات طراحی فرآیندی برای لاگونهای با جریان گذرا

عواملی که باید در طراحی فرآیند لاگونهای رشد معلق با جریان گذرا مورد توجه قرار گیرد شامل: ۱) حذف BOD ۲) مشخصات پساب خروجی ۳) اثرات دما ۴) نیاز به اکسیژن ۵) انرژی مورد نیاز برای اختلاط ۶) جداسازی جامدات . چهار پارامتر اول، در ادامه بحث مورد توجه قرار می گیرد و کاربرد آنها در مثال ۱۴-۲ بیان شده است. انرژی مورد نیاز برای اختلاط در بخش ۵ (متکف) بحث شده است. جداسازی جامدات در پایان این قسمت بحث می شود.

[1] .aerobic lagoon with solids recycle

حذف BOD: بدلیل اینکه لاگون رشد معلق هوازی با جریان گذرا می تواند بعنوان یک راکتور اختلاط کامل بدون برگشت مورد توجه قرار گیرد، طراحی بر اساس SRT است که در این مورد برابر با زمان ماند هیدرولیکی تحت شرایط ایده آل جریان می باشد. برای اطمینان از موارد زیر باید SRT بنحوی انتخاب شود که ۱) میکروارگانیسم های معلق برای حذف آسان در ته نشینی تحت عمل لخته سازی بیولوژیکی قرار گیرد و ۲) ضریب اطمینان مناسب فراهم شود. مقادیر متداول طراحی SRT برای لاگونهای هوادهی که در تصفیه فاضلاب شهری استفاده شده است تقریباً از ۶-۳ روز متفاوت است. وقتی مقدار SRT انتخاب شود، غلظت مواد آلی محلول پساب خروجی را می توان برآورد کرد و سپس بازده حذف می تواند با استفاده از روابط قبلی داده شده در این بخش محاسبه شود. یک روش این است که فرض شود حذف BOD مشاهده شده (یکی از دو حالت شامل ترکیب جامدات معلق و محلول یا جامدات محلول به تنهایی) می تواند بر حسب واکنش حذف درجه اول توصیف شود. حذف BOD بین ورودی و خروجی لاگون (نه خروجی تاسیسات ته نشینی که در ادامه لاگون قرار دارد) اندازه گیری شده است. واکنش مربوطه از رابطه ۱۰۲-۴ در بخش ۴ برای یک لاگون هوادهی منفرد ایده آل حاصل شده است:

$$\frac{S}{S_0} = \frac{1}{1+kt} \qquad (2-72)$$

S = غلظت BOD پساب خروجی ، g/m^3

S_0 = غلظت BOD پساب ورودی ، g/m^3

k = ثابت کلی سرعت حذف BOD درجه اول ، l/d

T= زمان ماند هیدرولیکی (V/Q) ، روز

مقادیر کلی k گزارش شده از d^- ۰/۵-۱/۵ متغیر است. سرعتهای حذف BOD محلول، بیشتر خواهد بود . کاربرد این رابطه در انتهای این قسمت بیان شده است. در بعضی موارد برای محدود کردن اتصال کوتاه در لاگونهای خیلی بزرگ، حجم کلی مورد نیاز در لاگون با جریان گذرا ، بین دو یا سه لاگون بصورت سری توزیع می شود. رابطه مناسب برای لاگونهایی با اندازه برابر بصورت سری ، رابطه ۱۰۷-۴ می باشد:

$$C_n = \frac{C_0}{[1+(kV/nQ)]^n} = \frac{C_0}{[1+(k/nt)]^n} \qquad (4-107)$$

n = تعداد لاگون بصورت سری

v= حجم، متر مکعب

Q= دبی جریان، متر مکعب بر ثانیه

مشخصات پساب خروجی: مشخصات مهم پساب خروجی حاصل از یک لاگون هوادهی شامل غلظت BOD وTSS است. BOD خروجی از ترکیباتی که قبلاً در ارتباط با فرآیند لجن فعال بحث شد ، بوجود خواهد آمد و در بعضی از مواقع ممکن است شامل ترکیبی از مقادیر کم جلبک باشد. جامدات پساب خروجی شامل قسمتی از جامدات معلق ورودی، جامدات بیولوژیکی تولید شده از تبدیل مواد زائد و در بعضی از مواقع، مقادیر کمی جلبک است. جامدات تولیدی حاصل از تبدیل مواد زائد آلی محلول را می توان با استفاده از رابطه ۱۵-۲ برآورد کرد. باید توجه نمود که اگر پساب خروجی حاصل از یک لاگون هوادهی رشد معلق با جریان گذرا برای دستیابی به حداقل استانداردهای تصفیه ثانویه باشد (بخش ۱ را ببینید) ، تاسیسات ته نشینی مورد نیاز است. در مواردی که حذف بیشتر جامدات خروجی مورد نیاز است، معمولاً صافیهای سنگی یا ماسه ای کند استفاده می شود.

دما: بدلیل اینکه لاگونهای هوازی رشد معلق با جریان گذرا ، اغلب در محلهایی نصب و بهره برداری می شود که شرایط آب و هوایی آن بطور وسیعی متغیر است ، اثرات تغییر دما باید در طراحی آنها مورد توجه قرار گیرد. دو مورد از مهم ترین اثرات دما عبارت است از : ۱) کاهش بازده تصفیه و فعالیت بیولوژیکی ۲) تشکیل یخ . تاثیر دما بر فعالیت بیولوژیکی در بخش ۷ بیان شده است. دمای یک لاگون دادهی را می توان از طریق دمای فاضلاب ورودی، دمای هوا، مساحت سطح لاگون و دبی فاضلاب و با استفاده از رابطه بدست آمده توسط بارنهارت و مانسینی (۱۹۶۸) بصورت زیر تخمین زد:

$$T_i - T_w = \frac{(T_w - T_a)\, fA}{Q} \qquad (2-73)$$

T_i= دمای فاضلاب ورودی ، درجه سانتیگراد

T_w= دمای آب لاگون ، درجه سانتیگراد

T_n= دمای هوای آزاد ، درجه سانتیگراد

F = ضریب نسبی

A = مساحت سطح ، متر مربع

Q = دبی فاضلاب ، متر مکعب بر روز

ضریب نسبی ، ترکیب ضرایب مناسب انتقال حرارت می باشد و شامل اثر افزایش سطح ناشی از هوادهی، رطوبت و باد است. مقدار متداول f در واحد SI در ایالات متحده شرقی برابر با ۰/۵ است . برای محاسبه دمای لاگون رابطه ۷۳-۲ مجدداً به این صورت نوشته می شود:

$$T_w = \frac{AfT_a + QT_i}{Af + Q} \qquad (2-74)$$

بعنوان یک راه حل، اگر اطلاعات مربوط به شرایط آب و هوایی در دسترس باشد و با فرض اینکه لاگون به طور کامل مخلوط شود، دمای متوسط لاگون را می توان از طریق آنالیز تنظیم حرارت تعیین کرد. باید توجه نمود که هواده های سطحی منجر به لاگونهایی با سرمای بیشتر در آب و هوای سرد می شود؛ اما سیستم های دیفیوزری مستغرق تا حدودی گرما را افزایش می دهد. در مکانهایی که انجماد ایجاد مشکل می کند، با افزایش عمق لاگون یا با تغییر روش بهره برداری ، اثر آن را در بهره برداری لاگون کاهش می دهند. تاثیر کاهش مساحت سطح در مثال ۱۳-۲ بیان شده است. همانطور که محاسبه شد کاهش مساحت به نصف، دما را حدود ۲/۲˚C افزایش می دهد که تقریباً باعث افزایش ۲۰ درصدی سرعت فعالیت بیولوژیکی می شود. همزمان با افزایش عمق لاگون، نگهداری رژیم جریان اختلاط کامل مشکل می شود. اگر عمق خیلی بیشتر از ۳/۷ متر افزایش یابد، هواده های لوله ای مکشی یا هواده دیفیورزی باید استفاده شود.

مثال ۱۳-۲ تاثیر مساحت سطح لاگون بر دمای مایع: تاثیر کاهش مساحت سطح یک لاگون را از ۱ به ۰/۵ هکتار با دو برابر کردن عمق برای شرایط زیر تعیین کنید:

دبی فاضلاب Q = ۳۸۰۰ m^3/d

دمای فاضلاب T_i = ۱۵˚C

دمای هوا در سردترین ماه T_a =۲˚C

ثابت نسبی = ۰/۵

راه حل:

۱- دمای آب لاگون را با استفاده از رابطه ۷۴-۲ برای مساحت سطح ۱۰۰۰۰ m^2 تعیین کنید.

$$T_w = \frac{AfT_a + QT_i}{Af + Q} = \frac{(10000\,m^2)(0.5)(2) + (3800\,m^3/d)(15)}{(10000\,m^2)(0.5) + (3800\,m^3/d)} = 7.6^0 C$$

۲- دمای آب لاگون را برای سطح ۵۰۰۰ m^2 تعیین کنید.

$$T_w = \frac{AfT_a + QT_i}{Af + Q} = \frac{(5000\,m^3/d)(0.5)(2) + (3800\,m^3/d)(15)}{(5000\,m^2)(0.5) + (3800\,m^3/d)} = 9.8^0 C$$

توضیح: بر اساس محاسبه بالا ، افزایش در دمای بدست آمده با کاهش مساحت سطح و دو برابر کردن عمق، احتمالاً از نظر اقتصادی قابل قبول نیست.

در سیستم هایی که دارای چند لاگون می باشد، اثرات آب و هوای سرد را می توان با تغییر فصلی در روش بهره برداری کاهش داد. در طول ماههای گرمتر ، لاگونها بصورت موازی بهره بردای می شود و در زمستان بصورت سری بهره برداری خواهد شد. در حالت بهره برداری زمستان، هواده های جریان پایین دست را می توان خاموش و حذف کرد و اجازه داده شود تا

سطح لاگون منجمد شود. در بهار هنگامی که یخها ذوب می شود مجدداً روش بهره برداری موازی انتخاب می گردد. با این روش بهره برداری، دستیابی به ۶۰ تا ۷۰ درصد حذف BOD حتی در سردترین ماههای زمستان امکان پذیر است. روش دیگری که می توان برای بهبود عملکرد در طول ماههای زمستان استفاده کرد، برگشت بخشی از جامدات حذف شده در ته نشینی است.

نیاز به اکسیژن: اکسیژن مورد نیاز همانطور که قبلاً بطور کلی در قسمت ۳-۲ بیان شد، محاسبه می شود. بر اساس نتایج حاصل از بعضی تاسیسات شهری و صنعتی، مقدار اکسیژن مورد نیاز بطور متغیر از ۰/۷ تا ۱/۴ برابر مقدار BOD حذف شده بدست آمده است. اکسیژن مورد نیاز در مثال ۱۴-۲ در ادامه مبحث نیازهای اختلاط مورد توجه قرار گرفته است.

اختلاط مورد نیاز: نیروی مورد نیاز برای نگهداری جامدات بصورت معلق تابعی از چند متغیر است که شامل ۱) نوع و طراحی سیستم هوادهی ۲) غلظت و ترکیب جامدات معلق ۳) دمای محتویات لاگون و ۴) اندازه و هندسه (به عبارتی نسبت ظاهری) لاگون . رابطه زیر برای هواده های مکانیکی با سرعت کم بدست آمده است(ریچ، ۱۹۹۹):

$$P = 0.004\,X + 5 \qquad X \le 2000\,mg/l \qquad (2-75)$$

P = انرژی ورودی بر حسب کیلووات به ازای هر ۱۰۰۰ متر مکعب

X = کل جامدات معلق، mg/l

روابط دیگری توسط مک کینی و بنجز(۱۹۶۵)، فلکسدر و مالینا (۱۹۷۰) و مورفی و ویلسون (۱۹۷۴) ارائه شده است. مقدار انرژی ورودی آستانه برای معلق نگه داشتن جامدات بیولوژیکی تقریباً (۷/۵-۸/۷۵ hp/Mgal) ۱/۵-۱/۷۵ $kw/10^3m^3$ می باشد. انرژی مورد نیاز برای نگهداری تمام جامدات بصورت معلق بطور قابل توجهی بزرگتر از مقدار آستانه است. مکان قرارگیری هواده ها همانند حجم انرژی مورد نیاز بدلیل پخش موثر اکسیژن و اختلاط همراه با همپوشانی کافی مناطق اختلاط و پخش، مهم است . بدلیل اینکه تعداد خیلی زیادی از انواع مختلف هواده ها در لاگونهای هوادهی استفاده می شود(همانند هواده های مکشی و سرعت پایین و بالا، هواده های لوله ای مکشی، لوله های استاتیکی و لوله گذاری مشبک) دستورالعمل سازندگان باید برای تعیین مکان مناسب هواده ، مد نظر قرار گیرد. در گزارش تهیه شده برای سازمان حفاظت محیط زیست ایالات متحده ، ماکزیمم فضای پیشنهادی بین هواده های سطحی نباید از ۷۵ متر تجاوز کند (کرون زلرباچ، ۱۹۷۰). بطور کلی، بعضی از تجهیزات هوادهی کوچکتر که با فاصله کمتری نسبت به هم قرار دارند نسبت به تجهیزات کمی بزرگتر،

موثرتر است(ریچ، ۱۹۹۹). برای عمقهای بزرگتر از ۳/۷ متر (۱۲ فوت) هواده های با لوله های مکشی برای جلوگیری از رسوب جامدات مورد توجه قرار گیرد.

مثال ۱۴-۲ طراحی یک لاگون هوادهی با جریان گذرا: یک لاگون هوادهی با جریان گذرا برای تصفیه فاضلابی با دبی $۳۸۰۰ m^3/d$ شامل تعدادی هواده های سطحی طراحی و مقدار توان آنها را بر حسب کیلووات تعیین کنید. مایع تصفیه شده، قبل از تخلیه در یک تانک ته نشینی (لاگون) با زمان ماند دو روز نگهداری می شود. فرض کنید که شرایط و نیازهای زیر قابل کاربرد است.

۱-TSS ورودی = $۲۰۰ g/m^3$

۲- TSS ورودی بصورت بیولوژیکی قابل تجزیه نیست .

۳- BOD محلول ورودی = $۲۰۰ g/m^3$

۴-BOD محلول خروجی = $۳۰ g/m^3$

۵- جامدات معلق خروجی بعد از ته نشینی = $۲۰ g/m^3$

۶- ضرایب سینتیکی: $Y = ۰/۶۵ g/g$، $K_s = ۱۰۰ g/m^3$ ، $k = ۶ g/g.d$ ، $k_d = ۰/۰۷ g/g.d$

در دمای $T = ۲۰-۲۵^\circ C$

۷- کل جامدات تولید شده برابر است با جامدات معلق فرار محاسبه شده تقسیم بر ۰/۸۵

۸- ثابت سرعت درجه اول حذف BOD محلول مشاهده شده $K_۲ = ۲/۵ d^{-1}$ در دمای $۲۰^\circ C$

توجه: ثابت سرعت حذف BOD کلی که شامل BOD ذره ای است کمتر خواهد شد (جدول ۲-۲۹ را ببینید .

۹- دمای هوا در تابستان = $۳۰^\circ C$

۱۰- دمای هوا در طول سردترین ماه زمستان = $۶^\circ C$

۱۱- دمای فاضلاب در طول زمستان = $۱۶^\circ C$

۱۲- دمای فاضلاب در طول تابستان $= ۲۲^\circ C$

۱۳- ضریب دما $\theta = ۱/۰۶$

۱۴- ثابت هوادهی : $\alpha = ۰/۸۵$ $\beta = ۱$

۱۵- سرعت انتقال اکسیژن هواده = ۱/۸ کیلوگرم اکسیژن به ازای هر کیلووات ساعت

۱۶- ارتفاع از سطح دریا =۵۰۰ متر

۱۷- غلظت اکسیژن که باید در مایع نگهداری شود = $۱/۵ g/m^3$

۱۸- عمق لاگون = ۳/۳ متر

۱۹- SRT طراحی = ۵ روز

۲۰- نیروی مورد نیاز برای اختلاط = $۸ kW/10^3 m^3$

راه حل :

۱- مساحت سطح لاگون را بر اساس روز ۵= SRT تعیین کنید.

$$V = Q \times SRT = (3800\,m^3/d)(5d) = 19000\,m^3$$

مساحت سطح لاگون $= V/D = 19000\,m^3/3.3d = 5758\,m^2$

۲- دمای مایع را در زمستان و تابستان با استفاده از رابطه ۷۴-۲ برآورد کنید.

تابستان:

$$T_w = \frac{AfT_a + QT_i}{Af + Q} = \frac{(5758\,m^2)(0.5)(30) + (3800\,m^3/d)(22)}{(5758\,m^2)(0.5) + (3800\,m^3/d)} = 25.4\,^0C$$

زمستان:

$$T_w = \frac{AfT_a + QT_i}{Af + Q} = \frac{(5758\,m^2)(0.5)(6) + (3800\,m^3/d)(16)}{(5758\,m^2)(0.5) + (3800\,m^3/d)} = 11.7\,^0C$$

۳- BOD محلول خروجی اندازه گیری شده در محل خروجی لاگون را با استفاده از رابطه ۴۰-۱ جدول ۵-۲ در تابستان تعیین کنید.

$$S = \frac{K_S[1 + (k_d)SRT]}{SRT(Yk - k_d) - 1}$$

$$= \frac{(100\,g/m^3)[1 + (0.07\,g/g.d)(5d)]}{(0.5\,d)[(0.65\,g/g)(6\,g/g.d) - (0.07\,g/g.d)] - 1} = 7.4\,g/m^3$$

(توجه: مقدار BOD خروجی لاگون ته نشینی ، در اصل مشابه خواهد بود).

مقدار BOD محلول خروجی با استفاده از ثابت های رشد سینتیکی مشتق شده از درجه حرارت در محدوده ۲۰-۲۵°C محاسبه شده بود. بنابراین در ماههای تابستان نیازهای خروجی ۲۰ g/m^3 یا کمتر به راحتی به دست خواهد آمد . بدلیل اینکه اطلاعات قابل اطمینانی برای چگونگی تصحیح این ضرایب ثابت در دمای زمستانی ۱۰°C وجود ندارد ، تخمین اثر دما می تواند با استفاده از ثابت سرعت درجه اول حذف BOD محلول بدست آید.

۴- BOD پساب خروجی را برآورد کنید.

الف) با استفاده از رابطه ۲۵-۲ جدول ۵-۲ ، ثابت سرعت حذف را برای اثرات دما تصحیح کنید.

تابستان(۲۵/۴°C):

$$k_{25.4^0C} = 2.5(1.06)^{25.4-20} = 3.42/d$$

زمستان (۱۱/۷°C):

$$k_{11.7^0C} = 2.5(1.06)^{11.7-20} = 1.54/d$$

ب) مقادیر BOD خروجی را با استفاده از رابطه ۷۲-۲ تعیین کنید.

تابستان(۲۵/۴°C):

$$S = \frac{S_0}{[1 + (k)t]} = \frac{(200\,g/m^3)}{[1 + (3.42/d)(5)]} = 11\,g/m^3$$

زمستان (۱۱/۷°C):

$$S = \frac{(200\,g/m^3)}{[1+(1.54/d)(5\,d)]} = 22.9\,g/m^3$$

بر اساس آنالیز بالا با استفاده از ثابتهای سرعت حذف به نظر می رسد نیازهای خروجی g/m^3 ۳۰ یا کمتر در هر دو فصل زمستان و تابستان قابل دستیابی خواهد بود.

(توجه: محاسبات مذکور فقط برای بیان روش ارائه شده است. مقدار ثابت سرعت حذف باید برای فاضلاب مورد نظر در برنامه آزمایش مقیاس پایلوت یا آزمایشگاهی برآورد شود).

۵- غلظت جامدات بیولوژیکی تولید شده را با استفاده از رابطه ۴۳-۱ در جدول ۵-۲ برآورد کنید (توجه : SRT=t)

$$X = \frac{Y(S_0 - S)}{[1+(k_d)SRT]} = \frac{(0.65g/g)[(200-7.4)g/m^3]}{[1+(0.07g/g.d)(5d)]} = 92.7\,g/m^3$$

برآورد تقریبی جامدات بیولوژیکی تولید شده را می توان با ضرب کردن ثابت بازده رشد فرضی (بر اساس BOD) در BOD حذف شده بدست آورد.

۶- جامدات معلق را در پساب خروجی لاگون قبل از ته نشینی برآورد کنید.

$$TSS = 200\,g/m^3 + \frac{(92.7\,g/m^3)}{0.85} = 309.1\,g/m^3$$

با سرعت سر ریز خیلی کم فراهم شده در حوض نگهداری با زمان ماند ۲ روز ، پساب خروجی حاوی کمتر از g/m^3 ۲۰ جامدات معلق باید قابل دستیابی باشد.

۷- نیاز به اکسیژن را با استفاده از رابطه ۵۹-۱ در جدول ۵-۲ برآورد کنید.

$$R_0 = Q(S_0 - S) - 1.42P_{X.bio}$$

الف) مقدار جامدات بیولوژیکی دفع شده به ازای هر روز $P_{x.bio}$ را تعیین کنید.

$$P_X = (92.7\,g/m^3)(3800\,m^3/d)(1\,kg/10^3\,g) = 352.3\,kg/d$$

ب) با فرض اینکه ضریب تبدیل BOD به COD برابر $1/1.6 = 0.625$ است ، نیاز به اکسیژن را تعیین کنید.

$$R_0 = \frac{(3800\,m^3/d)[(200-7.4)g/m^3]}{(0.625)(10^3\,g/kg)} - (1.42)(352.3kg/d) = 670.7\,kg/d$$

۸- نسبت اکسیژن مورد نیاز به BOD محلول حذف شده را محاسبه کنید.

$$\text{اکسیژن مورد نیاز به BOD حذف شده} = \frac{(670.7\,kg/d)}{(3800\,m^3/d)[(200-7.4)g/m^3](1kg/10^3\,g)} = \frac{0.92kg\,O_2}{kg\,BOD}$$

۹- با فرض اینکه هواده ها در سرعت ۱/۸ کیلوگرم اکسیژن به ازای هر کیلووات ساعت استفاده می شوند ، نیاز نیروی هواده سطحی را تعیین کنید.

الف) ضریب تصحیح را برای هواده های سطحی در شرایط تابستان تعیین کنید.

غلظت اشباع اکسیژن در دمای ۲۵/۴°C= ۸/۱۸ g/m^3 (ضمیمه E را ببینید).

غلظت اشباع اکسیژن در دمای ۲۵/۴°C اصلاح شده برای ارتفاع.

$$DO = (0.94)(8.18 g/m^3) = 7.69 g/m^3$$

ب) AOTR مورد نیاز را تعیین کنید.

$$SOTR = AOTR\left[\frac{C_{s.20}}{\alpha(\beta C_{s.T.H} - C)}\right](1.024)^{20-7}$$

$$= \frac{(670.7 kg/d)(9.08 g/m^3)(1.024)^{20-25.4}}{(0.85)[(1)(7.69 g/m^3) - (1.5 g/m^3]} = 1018.3 kg/d$$

ج) انرژی مورد نیاز برای تهیه اکسیژن مورد نیاز را تعیین کنید.

حجم اکسیژن انتقال داده شده در هر روز به ازای هر واحد هواده برابر ۱/۸ کیلوگرم اکسیژن به ازای هر کیلووات ساعت است. کل نیروی مورد نیاز برای رسیدن به نیازهای اکسیژن برابر است با :

$$\text{انرژی} = \frac{(1018.3 kg/d)}{(1.8 kg/kWh)(24 h/d)} = 23.6 kW$$

۱۰- انرژی مورد نیاز برای اختلاط کنترل کنید.

نیروی مورد نیاز :

حجم لاگون = ۱۹۰۰۰ متر مکعب

$$\text{نیروی مورد نیاز} = (19000 m^3)(8 kW/10^3 m^3) = 152 kW$$

ب) گزینه های انتخاب هواده ها را انجام دهید.

با توجه به ترتیب قرار گیری لاگون ، گزینه های انتخاب هواده بصورت زیر امکان پذیر است :

$$\text{هواده } 4 \rightarrow 40 kW$$

$$\text{هواده } 6 \rightarrow 25 kW$$

$$\text{هواده } 8 \rightarrow 20 kW$$

انتخاب یک گزینه هواده ، به ابعاد هندسی محل لاگون، نوع و طرح هواده و تخمین هزینه چرخه عمر ساختمان لاگون و تاسیسات هواده بستگی دارد. به منظور کاهش تجزیه جامدات باید به مناطق اختلاط و پخش اکسیژن (بدست آمده از اطلاعات فنی سازندگان) توجه ویژه ای شود و اطمینان حاصل شود که شرایط هوازی در سراسر لاگون حفظ شده است.

توضیح : در مثال بالا ، انرژی مورد نیاز برای اختلاط بیش از ۶ برابر انرژی مورد نیاز برای جبران حجم اکسیژن می باشد. در تاسیسات طراحی شده برای تصفیه فاضلاب شهری ، انرژی مورد نیاز برای اختلاط تقریباً همیشه عامل کنترل کننده ابعاد هواده است. برای تصفیه فاضلاب صنعتی با غلظت زیاد ، عامل کنترل کننده ابعاد هواده ها اغلب ، انرژی مورد نیاز برای رسیدن به اکسیژن مورد نیاز است.

جداسازی جامدات: جداسازی جامدات جریان رشد معلق عبوری از لاگون های هوادهی بطور معمول در یک حوض ته نشینی بزرگ خاکی با عمق کم (لاگون) که برای هدف خاصی طراحی شده است یا در تاسیسات ته نشینی متداول انجام می شود. در محلهایی که حوضهای خاکی بزرگ مورد استفاده است نیازمندیهای زیر باید به دقت مورد توجه قرار گیرد : ۱) زمان ماند برای دستیابی به درجه مطلوب حذف جامدات معلق باید مناسب باشد ۲) حجم کافی برای ذخیره لجن باید فراهم شود ۳) رشد جلبک باید به حداقل برسد ۴) بوهایی که ممکن است در نتیجه تجزیه بی هوازی لجن تجمع یافته ، گسترش یابد باید کنترل شود و ۵) نیاز به پوشش باید مورد ارزیابی قرار گیرد. در بعضی از موارد، بدلیل شرایط محلی ممکن است این نیازها با یکدیگر در تعارض باشد.

در اکثر موارد، حداقل زمان ماند ۱ روز برای دستیابی به جداسازی جامدات مورد نیاز است (آدامز و اکن فیلدر، ۱۹۷۴). اگر زمان ماند ۱ روز استفاده شود تدارک مناسب برای ذخیره لجن باید صورت گیرد؛ بطوریکه جامدات جمع شده، زمان ماند واقعی مایع را کاهش ندهد. بعلاوه ، اگر همه جامدات به شکل محلی رسوب کند، برای مقابله با اثرات توزیع هیدرولیکی ضعیف ممکن است افزایش زمان ماند ضروری باشد. تحت شرایط بی هوازی تقریباً ۴۰ تا ۶۰ درصد جامدات معلق فرار ته نشین شده در هر سال تجزیه می شود. با فرض کاربرد سینتیک های حذف درجه اول می توان از رابطه زیر برای تخمین تجزیه جامدات معلق فرار استفاده کرد (آدام و اکن فیلدر، ۱۹۷۴).

$$W_t = W_0 e^{-k_d t} \qquad (2-76)$$

W_t= جرم جامدات معلق فرار باقیمانده که بعد از زمان t تجزیه نشده است ، کیلوگرم

W_0= جرم جامدات رسوب داده شده اولیه ، کیلو گرم

k_d = ضریب تجزیه، d^{-1} یا $year^{-1}$

t= زمان ، روز یا سال

دو نمونه از مشکلاتی که اغلب در استفاده از حوضهای ته نشینی برخورد می شود، رشد جلبک و تولید بو می باشد. رشد جلبکی را می توان بطور معمول با محدود کردن زمان ماند هیدرولیکی به ۲ روز یا کمتر کنترل کرد. در صورتی که زمانهای ماند بیشتری استفاده شود، مقدار جلبک ممکن است با استفاده از یک فیلتر سنگی یا میکرو استرینر کاهش یابد (بخش ۵ را ببینید). بوهای ساطع شده از تجزیه بی هوازی ممکن است بطور معمول با نگهداری عمق آب در ۱ متر (۳فوت) کنترل شود . در نواحی با آب و هوای خیلی گرم ، عمقهای بالاتر از ۲ متر (تقریباً ۶ فوت) برای محدود کردن بو بویژه سولفید هیدروژن مورد نیاز است . اگر فضا برای حوضهای ته نشینی بزرگ در دسترس نباشد، تاسیسات ته نشینی متداول ممکن است مورد استفاده قرار گیرد. برای کاهش هزینه های ساخت مرتبط با تانکهای ته نشینی متداول فولادی

یا بتونی، حوضهای خاکی با آستر را می توان استفاده کرد . طراحی یک حوض ته نشینی خاکی بزرگ برای لاگون هوادهی در مثال ۱۵-۲ بیان شده است . همانطور که قبلاً ملاحظه شد در محلهایی که حذف بیشتر جامدات خروجی مورد نیاز باشد ، استفاده از صافیهای سنگی یا ماسه ای کند ، یک عمل مرسوم می باشد (ریچ ، ۱۹۹۹) . صافیهای سنگی موثر در حذف جلبک شامل یک بستر مستغرق سنگی سراسری است که پساب خروجی لاگون بصورت افقی یا عمودی از آن عبور می کند . اگر چه صافی های سنگی از نظر بهر برداری و نگهداری ساده می باشند ؛ اما کیفیت پساب خروجی و قابلیت اعتماد آن در بهره برداری طولانی مدت به طور مناسب ثبت نشده است (آژانس حفاظت محیط زیست ایالات متحده، ۱۹۹۲).

مثال ۱۵-۲ طراحی یک حوض ته نشینی خاکی بزرگ (لاگون) برای یک لاگون رشد معلق با جریان گذرا : یک حوض ته نشینی خاکی (لاگون) برای لاگون رشد معلق با جریان گذرای طراحی شده در مثال ۱۴-۲ طراحی کنید. فرض کنید زمان مانند هیدرولیکی ۲ روز است و سطح مایع بالای لایه لجن در مقدار ماکزیمم تجمع آن برابر ۱/۲۵ متر می باشد. برای رسیدن به اهداف این مثال، فرض کنید ۷۰ درصد کل جامدات تخلیه شده به حوض ته نشینی فرار است و اینکه پساب خروجی از حوض ته نشینی شامل TSS ۳۰ g/m^3 می باشد. همچنین فرض کنید لاگون ته نشینی بعد از ۴ سال تمیز می شود.

راه حل:

۱- جرم سالانه لجن را که باید در حوض بدون تجزیه بی هوازی تجمع یابد ، تعیین کنید.

$$\text{جرم} = Q(TSS_i - TSS_e)(365\,d/yr)$$

TSS_i = کل جامدات معلق در پساب ورودی به حوض ته نشینی ، g/m^3

TSS_e = جامدات معلق در پساب خروجی از حوض ته نشینی ، g/m^3

Q = دبی جریان ، m^3/d

الف) کل جرم جامدات اضافه شده در هر سال را محاسبه کنید.

$$\text{کل جامدات} = \frac{(3800m^3/d)[(309.1-30)g/m^3](365\,d/yr)}{(10^3\,g/kg)} = 387112\,kg/yr$$

ب) جرم جامدات ثابت و فراز اضافه شده به ازای هر سال را با فرض اینکه VSS = ۰/۷ TSS باشد ، حساب کنید.

جامدات فرار :

$$VSS = 0.70(387112kg/yr) = 270978\,kg/yr$$

جامدات ثابت :

$$FSS = 387112\,kg/yr(1-0.7) = 116134\,kg/yr$$

۲- حجم لجنی را که در پایان ۴ سال جمع خواهد شد ، تعیین کنید . فرض کنید ماکزیمم کاهش جامدات فرار ۶۰ درصد است و در حدود ۱ سال انجام می گیرد . برای ساده کردن

مسئله فرض کنید جامدات معلق فرار ته نشین شده تحت تاثیر یک تجزیه خطی است. بدلیل اینکه ماکزیمم مقدار جامدات فرار در حدود ۱ سال تجزیه می شود رابطه زیر می تواند برای تعیین ماکزیمم حجم جامدات فرار قابل استفاده در پایان هر سال بهره برداری استفاده شود.

$$VSS_t = [0.7 + 0.4(t-1)](VSS\, kg/yr)$$

VSS_t= جرم جامدات معلق فرار در پایان سال t ، کیلوگرم

t = زمان ، سال

الف) کل VSS تجمع یافته در پایان ۴ سال :

$$VSS_t = [0.7 + 0.4(4-1)](270978\, kg/yr) = 514852\, kg$$

ب) کل جرم جامدات (TSS) تجمع یافته در پایان ۴ سال :

$$TSS_i = 514852\, kg + (4\, yr)(116134\, kg/yr) = 979388\, kg$$

۳- حجم مایع مورد نیاز و ابعاد حوض ته نشینی را تعیین کنید.

الف) حجم حوض ته نشینی :

$$V = (2d)(3800 m^3/d) = 7600\, m^3$$

ج) مساحت سطح حوض ته نشینی :

$$A_s = \frac{(7600\, m^3)}{1.25} = 6080\, m^2$$

نسبت ظاهری مساحت سطح حوض ته نشینی (نسبت عرض به طول) به شکل زمین قابل استفاده بستگی دارد.

۴- عمق مورد نیاز برای ذخیره لجن را تعیین کنید.

الف) جرم لجن تجمع یافته به ازای هر متر مربع را تعیین کنید.

مساحت سطح لاگون/ لجن جمع شده = جرم بازای هر واحد سطح

$$= \frac{979388\, kg}{6080\, m^2} = 161.1\, kg/m^2$$

ب) عمق مورد نیاز d لایه لجن را تعیین کنید ؛ با فرض اینکه جامدات ته نشینی شده بطور مساوی در لاگون توزیع می شوند و تا حجم متوسط نهایی ۱۵ درصد حجم جامدات اولیه فشرده می شود و دانسیته جامدات جمع شده برابر ۱/۰۶ است.

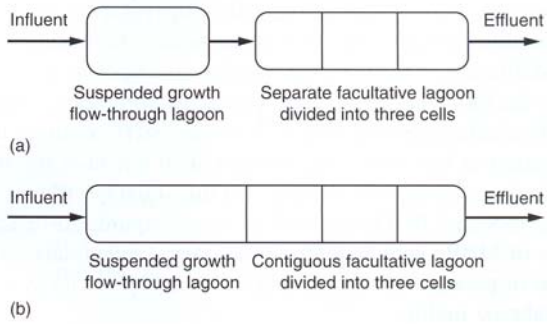
$$d = \frac{(161.1 kg/m^2)}{(1.06)(0.15)(1000 kg/m^3)} = 1\, m$$

ج) کل عمق حوض به غیر از ارتفاع آزاد برابر است با :

کل عمق $= 1.25m + 1m = 2.25\, m$

توضیح: در محلهایی که فراهم نمودن کل عمق مورد نیاز مشکل می باشد ، افزایش زمان ماند یا تمیز کردن حوضهای ته نشینی با توالی بیشتر ضروری است.

شکل ۴۸-۲ سیستم لاگون با جریان گذرا دوگانه: الف) با لاگون اختیاری جداگانه ب) با لاگون اختیاری پیوسته



سیستم لاگون با جریان گذرا دوگانه[1]: سیستم لاگون با جریان گذرا دو گانه نوع تغییر یافته لاگون متداول با جریان گذرا می باشد که اولین بار توسط پروفسور ریچ (۱۹۸۲، ۱۹۹۶، ۱۹۹۹) بوجود آمده است. سیستم لاگون با جریان گذرا دوگانه از یک لاگون اختلاط کامل تشکیل شده است که در ادامه، دو یا سه لاگون اختیاری بعنوان تانکهای ته نشینی استفاده می شود (شکل ۴۸-۲ را ببینید). اصول بهره برداری سیستم لاگون با جریان گذرا ممکن است بصورت زیر طرح ریزی شده باشد: از ملاحظات کلی می توان برداشت نمود که تصفیه ثانویه شامل فعالیتهای زیر است: ۱) تبدیل بیولوژیکی مواد آلی ورودی به جرم سلولی و محصولات نهایی ۲) لخته سازی جرم سلولی ۳) جداسازی جامدات ۴) تثبیت جامدات و ۵) ذخیره جامدات تا زمانیکه دفع یا برگشت داده شود . این فعالیت ها در سیستم لاگون با جریان گذرا بهینه سازی می شود . تبدیل بیولوژیکی و لخته سازی در اولین لاگون اختلاط کامل اتفاق می افتد . جداسازی ، تثبیت و ذخیره جامدات در لاگونهای اختیاری انجام می شود که بعد از لاگون اختلاط کامل قرار دارد . برای کاهش رشد جلبک ، زمان ماند باید محدود شود و لاگونهای اختیاری باید به چند سلول تقسیم شود (ریچ ، ۱۹۹۹) . زمان ماند هیدرولیکی برای لاگون اختلاط کامل معمولاً از ۱/۵ تا ۳ روز متفاوت خواهد بود . انرژی ورودی در لاگون اختلاط کامل حدود ۶ کیلووات بازای هر ۱۰۰۰ متر مکعب (۳۰ hp/Mgal) می باشد. کل زمان ماند لاگونهای اختیاری حدود ۳ روز است . انرژی ورودی بداخل لاگونهای اختیاری کمتر از حد آستانه برای معلق نگه داشتن جامدات است. اما برای اکسید کردن ترکیبات محلول آلی رها شده از تجزیه بی هوازی جامدات جمع شده در کف لاگونهای اختیاری کافی است . انرژی ورودی نظیر در لاگونهای اختیاری حدود ۱/۲۵-۱ کیلووات بازای هر ۱۰۰۰ متر مکعب (۵-۶/۲۵ hp/Mgal) می باشد . زمان ماند کلی برای دو لاگون معمولاً ۴/۵ تا ۶ روز است . روش مشابه مورد استفاده برای طراحی لاگون رشد معلق با جریان گذرا ، همانطور که در مثال ۱۴-۲ شرح داده شد ، برای طراحی لاگون اختلاط کامل در سیستم لاگون دوگانه استفاده شده

[1] .dual-powered flow through lagon

است . روش طراحی لاگونهای اختیاری مشابه روش مورد استفاده در مثال ۱۵-۲ است که برای طراحی یک حوض ته نشینی خاکی بزرگ می باشد. جزئیات بیشتر راجع به سیستم های لاگون با جریان گذرا را می توان در تحقیقات ریچ (۱۹۹۹) پیدا کرد.

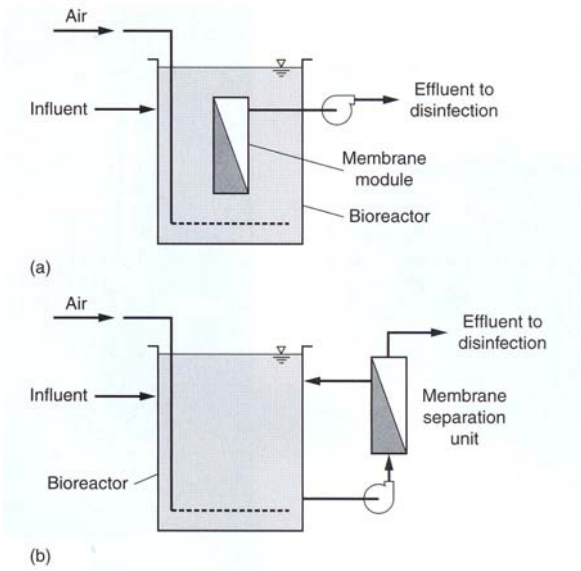
۹-۲ تصفیه بیولوژیکی با جداسازی غشایی

راکتورهای بیولوژیکی غشایی (MBR_s)[1] شامل یک راکتور بیولوژیکی (بیوراکتور) با جرم سلولی معلق و جداسازی جامدات بوسیله غشاهای میکروفیلتر با اندازه منافذ اسمی در محدوده ۰/۱ تا ۰/۴ میکرومتر ، کاربردهای زیادی در تصفیه فاضلاب پیدا کرده است. سیستم راکتورهای بیولوژیکی غشایی ممکن است با بیوراکتورهای رشد معلق هوازی یا بی هوازی استفاده شود و فاضلاب تصفیه شده را از جرم سلولی فعال جدا کند (شکل ۴۹-۲ را ببینید). سیستم های غشایی توصیف شده در این قسمت ، پساب خروجی با کیفیت برابر با ترکیب زلال ساز ثانویه و میکروفیلتراسیون پساب خروجی تولید می کند. راکتورهای بیولوژیکی غشایی برای تصفیه هر دو فاضلاب صنعتی و شهری (برینـدل و استفنسون، ۱۹۹۶؛ وان دیجک و رونکن، ۱۹۹۷؛ تروسل و همکاران، ۲۰۰۰) و برای کاربردهای بازیافت آب (کیسک و همکاران، ۱۹۹۸) استفاده می شود. سیستم های غشایی مورد استفاده در کاربردهای پیشرفته فاضلاب در بخش ۱۱ بحث شده است . در قسمت ۶-۱۱ بخش ۱۱ ، انواع مختلف مواد غشایی، طراحی غشاء و شرایط بهره برداری نیز توصیف شده است. مرور کلی راکتورهای بیولوژیکی غشایی، توصیف فرآیند، مشکلات بهره برداری و قابلیت های فرآیند در این قسمت بیان شده است.

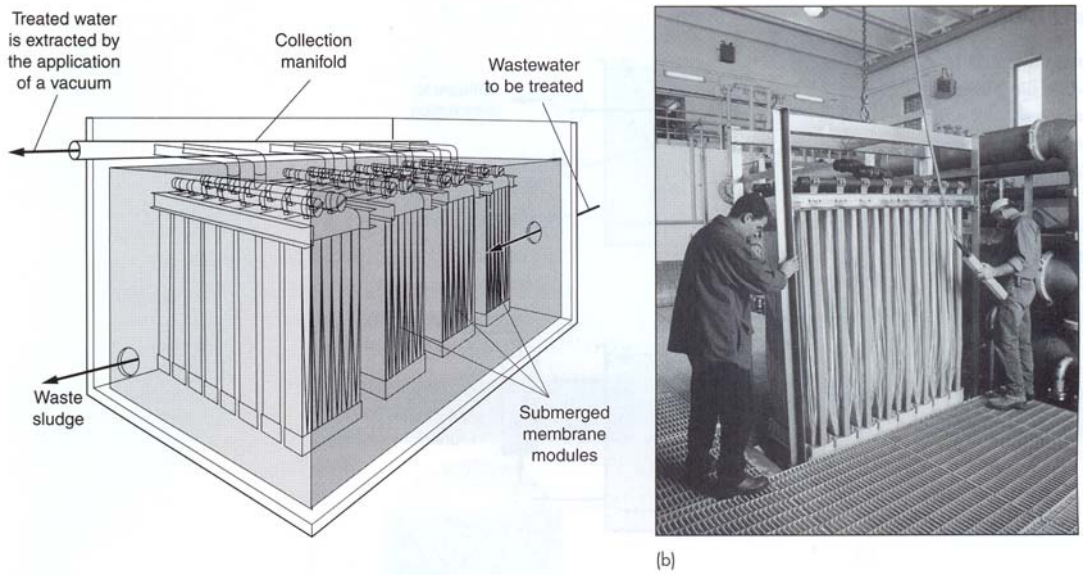
مرور کلی راکتورهای بیولوژیکی غشایی

مفهوم سیستم های MBR شامل کاربرد بیوراکتور و میکروفیلتر بعنوان یک واحد فرآیندی برای تصفیه فاضلاب است که از طریق جایگزینی یا در بعضی موارد با ضمیمه کردن ، عمل جداسازی جامدات زلال ساز ثانویه و فیلتراسیون خروجی انجام می شود. توانایی در محدود کردن زلال ساز ثانویه و بهره برداری در غلظتهای بالاتر MLSS ، مزایای زیر را فراهم نموده است : ۱) مقادیر بارگذاری حجمی بیشتر و بنابراین زمانهای ماند هیدرولیکی کوتاهتر در راکتور ۲) SRT طولانی تر که منجر به تولید لجن کمتر می شود ۳) بهره برداری در غلظتهای اکسیژن محلول کم همراه با پتانسیل انجام همزمان نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون در طرحهایی با SRT طولانی ۴) پساب خروجی با کیفیت بالا از نظر BOD ، TSS ، باکتری و کدورت کم ۵)فضای مورد نیاز کمتر برای تصفیه فاضلاب . معایب سیستم های MBR شامل هزینه های سرمایه گذاری زیاد ، اطلاعات محدود راجع به عمر غشاء ، هزینه بالقوه زیاد برای جایگزینی دوره ای غشاء هزینه های انرژی بیشتر و نیاز به کنترل گرفتگی غشاء می باشد.

1. membrane biological reactor



شکل ۴۹-۲ نمودار کلی بیوراکتورهای غشایی: الف) MBR تلفیق شده با یک ساختار غشای مستغرق ب) بیوراکتور همراه با یک واحد جداسازی غشایی خارجی



شکل ۵۰-۲ نمونه بیوراکتورهای غشایی الف) شکل کلی قرار گرفتن دسته های غشاء در یک راکتور لجن فعال ب) دسته های غشاء در حالت قرار گرفتن در بیوراکتور غشایی

توصیف فرآیند

سیستم های بیوراکتور غشایی دارای دو ساختار کلی است: ۱) بیوراکتور تلفیقی که از غشاهای مستغرق در بیوراکتور استفاده می شود ۲) بیوراکتورهای غشایی با چرخش مجدد که مایع مخلوط از میان یک ساختار غشایی قرار داده شده در بیرون از بیوراکتور به گردش در می آید. در سیستم MBR تلفیقی نشان داده شده در شکل الف۴۹-۲ ، غشاء میکروفیلتر بخش اصلی می باشد که بطور مستقیم داخل راکتور لجن فعال مستغرق است. غشاها در داخل ساختارهایی (بعضی مواقع «کاست» نامیده می شود) قرار گرفته است که می تواند داخل بیوراکتور پایین برود. مدولها از غشاها، ساختمان نگهدارنده غشاء، اتصالات خروجی و دریچه ورودی تغذیه و یک ساختار حمایتی سراسری تشکیل شده است. غشاها تحت تاثیر یک حالت خلاء قرار می گیرد (کمتر از ۵۰ کیلو پاسکال) که آب (نفوذ کردن) از میان غشاء کشیده می شود؛ در حالی که جامدات در راکتور باقی می ماند. برای نگهداری TSS در محدوده راکتور بیولوژیکی و برای پاک کردن سطح خارجی غشاها ، هوای فشرده از طریق شیر توزیع چند راهه از پایین ساختمان غشاء وارد می شود. همزمان با بالا آمدن حبابهای هوا به سطح، پاک شدن غشاء صورت می گیرد. هوا همچنین اکسیژن را برای نگهداری شرایط هوازی فراهم می کند. سیستم MBR تلفیقی انحصاری که در شکل ۵۰-۲ نشان داده شده است فرآیند «زنوگم» می باشد که توسط شرکت زیست محیطی زنون ساخته شده است. بیوراکتور غشایی مستغرق مشابهی به نام کوبوتا توسط Enviroguip عرضه شده است. کاست میکروفیلتر زنوگم که در شکل ۵۰-۲ نشان داده شده است، از غشاهای فیبری تو خالی تشکیل شده است و دارای ابعاد کلی ۰/۹۱ متر عرض در ۲/۱۳ متر طول می باشد و تقریباً ۲/۴۴ متر ارتفاع دارد (۳ × ۷ × ۸ فوت) . تاسیسات ضمیمه مورد نیاز شامل پمپهای فشار، تانکهای ذخیره مواد شیمیایی، پمپهای تغذیه مواد شیمیایی و تمام کنترلهای فرآیندی برای غشاء شامل مرکز کنترل موتور فرآیند غشاء است . همچنین ، تجهیزات ضمیمه غشاء شامل یک سیستم تمیز کردن با هوا و یک سیستم شستشو با آب بصورت ضربه رو به عقب می باشد. سیستم پاک کردن با هوا شامل دیفیوزرهای حباب درشت است که در حوض هوادهی قرار دارد و برای به حداقل رساندن رسوب جامدات ، تلاطم پیوسته در سطح خارجی غشاء فراهم می کند. تهیه هوا برای سیستم تمیز کننده با هوا معمولاً علاوه بر هوای مورد نیاز برای فرآیند لجن فعال، فراهم می شود. واحد غشاء ساخته شده توسط کوبوتا شامل یکسری از کارتریج های تشکیل شده از غشاهایی با منافذ ریز می باشد که در دو طرف صفحه حمایت کننده قرار دارد. کارتریج ها که دارای ضخامت ۶ متر می باشند می توان برای تمیز کردن و جایگزینی بصورت مجزا حذف کرد . هر کدام از کاست ها یا مدولها دارای یکسری لوله هایی می باشند که پساب خروجی را از غشاها استخراج و به یک شبکه جمع آوری متصل می کند . تاسیسات ضمیمه برای نفوذ مشابه سیستم زنون است. از سال ۲۰۰۱ علاوه بر سیستم زنون و کوبوتا ، سیستم های MBR مستغرق نیز در ایالات متحده

توسط موسسه رایون میتسوبیشی (میتسوبیشی) ژاپن عرضه شده است(مرلو و همکاران، ۲۰۰۰).

در کنار غشاهای مستغرق، طرح MBR با چرخش مجدد و در خط توسط شرکت دگرمونت لیونایز فرانسه عرضه شده است. در این شیوه ، لجن فعال حاصل از بیوراکتور به غشاء لوله ای با حرکت فشاری پمپ می شود که جامدات درون غشاء باقی می مانند و آب به سمت خارجی غشاء عبور می کند. نیروی حرکتی ، فشار ایجاد شده توسط سرعت عرضی زیاد از میان غشاء است. جامدات به حوض لجن فعال برگشت داده می شود . غشاها بطور مرتب شستشوی معکوس داده می شود تا جامدات را حذف کند و برای کنترل افزایش فشار ، بصورت شیمیایی تمیز می شود . با جایگزین کردن جداسازی جامدات بوسیله ته نشنی ثقلی در زلال سازهای ثانویه ، غشاها از معضلات بالکنیگ رشته ای لجن و سایر مشکلات زلال سازی و ته نشینی لخته جلوگیری می کنند و غلظت MLSS تانک هوادهی در زمان طولانی بوسیله محدودیتهای بارگذاری جامدات زلال ساز ثانویه کنترل نمی شود . سیستم های MBR می توانند در غلظتهای MLSS بیشتر (۱۵۰۰۰-۲۵۰۰۰ mg/l) نسبت به فرآیندهای لجن فعال متداول بهره برداری شود(کوت و همکاران، ۱۹۹۸). اگر چه غلظت زیاد MLSS همانند آنچه در بالا اشاره شد، گزارش شده است؛ اما غلظتهای MLSS هنگامیکه تمام عوامل مد نظر قرار گیرد در محدوده ۸۰۰۰-۱۰۰۰۰ mg/l از نظر اقتصادی به صرفه تر است.

سرعت فلاکس غشاء که بصورت سرعت حجمی یا جرمی انتقال از میان سطح غشاء [بر حسب L/m2.h (gal/ft2.d)] تعریف شده است، یک پارامتر مهم بهره برداری و طراحی می باشد که بر اقتصادی بودن فرآیند موثر است. سرعتهای کمتر فلاکس در غلظتهای MLSS بیشتر مورد انتظار است . همزمان با کاربردهای بیشتری که برای MLSS همراه با تصفیه لجن فعال اتفاق می افتد، اطلاعات زیادتری برای مقادیر طولانی مدت فلاکس غشاء و طول عمر غشاء در دسترس خواهد بود.

کنترل گرفتگی غشاء

جرم سلولی در راکتور لجن فعال، لایه خارجی غشاهای مورد استفاده در MBR تلفیقی را در حین عبور پساب خروجی می پوشاند. ذرات ریزتر ممکن است به داخل منافذ غشاء نفوذ کند و باعث افزایش افت فشار شود. روشهای پیوسته کنترل گرفتگی غشاء در حین بهره برداری MBR استفاده شده است که در آن، تمیز کننده دوره ای با تلاطم زیاد برای نگهداری ظرفیت فیلتراسیون غشاء استفاده می شود. روشی که توسط شرکت زیست محیطی زنون برای کنترل گرفتگی سطوح خارجی فیبرهای غشاء شکل گرفته است شامل یک فرآیند سه مرحله ای می باشد. ابتدا هوادهی با حباب درشت در کف مخزن غشاء بطور مستقیم در زیر فیبرهای غشاء فراهم می شود. جریان رو به بالای حبابهای هوا در بین فیبرهای با جهت عمودی باعث می

شود فیبرها در جهت مخالف یکدیگر تکان داده شود و پاک شدن مکانیکی انجام شود. در مرحله دوم ، فیلتراسیون تقریباً هر ۱۵ تا ۳۰ دقیقه متوقف می شود و فیبرهای غشاء بمدت ۳۰ تا ۴۵ ثانیه با آب تصفیه شده ، شستشوی معکوس داده می شود (جیس و لارسن، ۲۰۰۰) . سیستم در حین شستشوی معکوس در خط باقی می ماند و زمان کل برای شستشوی معکوس تقریباً ۴۵ دقیقه در روز است . بطور معمول ، غلظت کم کلر (کمتر از mg/l ۵)در آب شستشوی معکوس نگهداری می شود تا میکروبهایی را که بصورت کلنی در سطح خارجی غشاء قرار دارد غیر فعال و حذف کند. در مرحله سوم ، تقریباً ۳ بار در هفته یک محلول هیپوکلریت سدیم قوی (تقریباً mg/l ۱۰۰) یا اسید ستیریک بصورت شستشوی معکوس به مدت ۴۵ دقیقه در روشی تحت عنوان « حفظ پاکیزگی » استفاده می شود . بعد از ۴۵ دقیقه تمییز کردن درجا ، سیستم به مدت ۱۵ دقیقه با آب تصفیه شده ، شستشو داده می شود . بهره برداری اضافی با شستشو دادن بوسیله آب تمیز و زهکشی به مدت ۱۰-۱۵ دقیقه برای پاک کردن سیستم از کلر باقیمانده همراه با خلاء شروع می شود. کل زمان خارج از خط سیستم در حین دوره حفظ پاکیزگی تقریباً ۷۵ دقیقه است. سیستم back-pulse مشابه یک سیستم تمیز کننده یا شستشو دهنده معمولی می باشد. محلول کلر در جهت معکوس ، مشابه شستشوی معکوس فیلتر بصورت دوره ای از میان غشاء پمپ می شود. کاست ها می توانند به آسانی توسط یک سیستم بالابر عمومی، از خط خارج و بصورت دوره ای در حمام مواد شیمیایی تمییز شود . هنگامی که کاستها برای تمییز شدن از خط خارج می شوند، در یک ظرف محلول کلر با غلظت زیاد داخل یک تانک کوچک جداگانه یا حوض مجاور تانک هوادهی مستغرق می شوند. تمیز کردن سطح خارجی هر ۳-۶ ماه صورت می گیرد. ترکیب پاک کردن با هوا، شستشوی معکوس رسوبات و حفظ پاکیزگی در کنترل گرفتگی غشاء بطور کامل موثر نمی باشد و افت فشار در عرض غشاء با گذشت زمان افزایش می یابد. افت فشار در عرض غشاء بعنوان شاخصی برای تعیین مشکلات گرفتگی و نیاز به تمییز کردن کنترل می شود. در ماکزیمم افت فشار بهره برداری حدود ۶۰ کیلوپاسکال، غشاها برای تمیز شدن و احیاء مجدد از حوض هوادهی خارج می شوند(فرناندز و همکاران ۲۰۰۰). در حین پاک کردن برای احیاء مجدد، کاست غشاء در یک تانک حاوی محلول mg/l ۲۰۰۰-۱۵۰۰ هیپوکلریت سدیم تقریباً به مدت ۲۴ ساعت خیس می شود. غشاهای اضافی معمولاً در حین پاک کردن برای احیاء مجدد داخل تانک هوادهی نصب شده است؛ بطوریکه کاهش در ظرفیت تصفیه وجود ندارد. روش مشابهی برای کنترل گرفتگی غشاء MBR میتسوبیشی گزارش شده است (مرلو و همکاران ، ۲۰۰۰). در فرآیند MBR کوبوتا، غشاهای صفحه ای تخت برای تمیز شدن از خط خارج نمی شوند و شستشوی معکوس با محلول ۰/۵ درصد هیپوکلریت موثر نشان داده است (استفنسون و همکاران ع ۲۰۰۰).

جدول ۳۰-۲ اطلاعات بهره برداری و عملکردی یک بیوراکتور غشایی (اسفنسون و همکاران ، ۲۰۰۰)

پارامتر	واحد	محدوده
اطلاعات بهره برداری		
بارگذاری COD	$kg/m^3.d$	۱/۲-۳/۲
MLSS	mg/l	۵۰۰۰-۲۰۰۰۰
MLVSS	mg/l	۴۰۰۰-۱۶۰۰۰
F/M	g COD/g MLVSS.d	۰/۱-۰/۴
SRT	روز	۵-۲۰
t	ساعت	۴-۶
فلاکس	$L/m^2.d$	۶۰۰-۱۱۰۰
خلاء مورد استفاده	kPa	۴-۳۵
DO	mg/l	۰/۵-۱
اطلاعات عملکردی		
BOD خروجی	mg/l	کمتر از ۵
COD خروجی	mg/l	کمتر از ۳۰
NH_3 خروجی	mg/l	کمتر از ۱
TN خروجی	mg/l	کمتر از ۱۰
کدورت خروجی	NTU	کمتر از ۱

قابلیت های فرآیند

توانایی فرآیند MBR بر حسب حذف نیتروژن ، کلیفرم ، BOD وTSS ارزیابی شده است که بر اساس مطالعات طرحهای پایلوت، آزمایشگاهی و با مقیاس کامل می باشد. بدلیل اینکه پساب خروجی لجن فعال سیستم MBR توسط فیلتراسیون از میان یک غشاء ۰/۴ میکرومتری تصفیه شده است ، غلظتهای خیلی کم BOD ، کدورت و جامدات معلق خروجی تولید می شود و پساب خروجی مناسبی را برای بازیافت آب بعد از گندزدایی فراهم می کند. مشخصات عملیات بهره برداری گزارش شده برای سیستم های MBR در جدول ۳۰-۲ خلاصه شده است. غلظتهای BOD و کدورت خروجی کم همراه با غلظت های MLSS از ۶۰۰۰-۱۶۰۰۰ mg/l برای سیستم های MBR امکان پذیر است . سیستم های طرح پایلوت و سیستمهای با مقیاس کامل همراه با فرآیند حذف بیولوژیکی نیتروژن انوکسیک/ هوازی MLE بهره برداری شده است که در نتیجه آن غلظتهای نیتروژن خروجی کل کمتر از mg/l ۱۰ بدست آمده است (موراتو و همکاران، ۱۹۹۹؛ رووبر و همکاران، ۲۰۰۰ و گیس و همکاران، ۲۰۰۰). در این مطالعات، نسبتهای دبی جریان برگشتی ورودی از ۴ تا ۶ برای نیترات ورودی به تانک انوکسیک اولیه مجزا استفاده شده است. همچنین حذف نیتروژن در سیستم های

MBR در آزمایشات مقیاس پایلوت و مقیاس آزمایشگاهی با استفاده از هوادهی متناوب یا بهره برداری در غلظت کم اکسیژن محلول برای دستیابی به نیتریفیکاسیون و دینتریفیکاسیون همزمان انجام شده است. یک مطالعه هوادهی تناوبی با غلظت MLSS برابر ۶۰۰۰ mg/l و فواصل روشن و خاموش کردن هوادهی ۱۵ دقیقه اجرا شد (فرناندز و همکاران ، ۲۰۰۰) . غلظت کل نیتروژن پساب خروجی در محدوده ۷ تا ۱۰ mg/l قابل دستیابی بود . نیتریفیکاسیون کامل در غلظتهای MLSS زیاد (حداکثر تا ۱۳۰۰۰ mg/l) امکان پذیر نبود که احتمالاً بدلیل محدودیتهای اکسیژن محلول در لجن فعال می باشد . در یک مطالعه آزمایشگاهی، MBR در غلظت کم اکسیژن محلول (کمتر از ۱ mg/l) برای انجام همزمان نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون بطور موفقیت آمیزی بهره برداری شد (چو و استنسل، ۲۰۰۰).

۱۰-۲ مدلهای شبیه سازی طراحی

فرآیندهای لجن فعال که امروزه استفاده می شود دارای پیچیدگی خیلی بیشتر با کاربرد آنها در سیستم های لجن منفرد می باشد و از حذف BOD تا حذف فسفر و نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون گسترده شده است. واکنش هایی که در این فرآیندها وجود دارد بوسیله انواع مختلف باکتری انجام می شود که شامل مخلوط باکتریهای هتروتروف ذخیره کننده فسفر و ذخیره کننده غیر فسفر است و در این میان علاوه بر باکتریهای نیتریفایر اتوتروف، باکتریهایی وجود دارد که می توانند از نیترات بعنوان گیرنده الکترون استفاده کنند و برخی نمی توانند این کار را انجام دهند. رقابت در بین انواع مختلف باکتریهای هتروتروف برای مصرف مواد آلی کربناته وجود دارد. علاوه بر این ، اهمیت ترکیبات فاضلاب اعم از مواد آلی قابل تجزیه بیولوژیکی، غیر قابل تجزیه بیولوژیکی، محلول و غیر محلول بر سرعتهای واکنش، مصرف اکسیژن و تولید لجن، بهتر درک شده است. مدل سازی کامپیوتری ابزاری را برای ترکیب تعداد زیادی از اجزاء و واکنشها فراهم می کند و عملکرد لجن فعال را در شرایط ثابت و دینامیکی، ارزیابی و به آسانی راکتورهای چند مرحله ای را همانند راکتور اختلاط کامل با لجن تک مرحله ای طراحی می کند. فهرست طولانی از روابط پیچیده برای توصیف واکنشهای مختلف یک فرآیند لجن فعال مورد نیاز است که شامل اجزاء متعددی مانند سوبسترای آلی (محلول و ذره ای)، سوبسترای غیر آلی(آمونیاک، نیترات و فسفر)، اکسیژن محلول و باکتریهای مختلف هتروتروف و اتوتروف می باشد. روش کلی بجای نشان دادن مدل بر حسب روابط متعدد، استفاده از یک شکل مدل ماتریس می باشد که به سادگی واکنشهای فرآیند و عوامل استوکیومتری را نشان می دهد که اجزاء را به واکنشها مرتبط می کند. ساده بودن روش نسبتاً کوتاه توصیف فرآیند، مزیت این روش است. هدف از این قسمت، فراهم کردن اصول کلی راجع به روش مدل ماتریس می باشد که ترکیبات و واکنشهای فرآیند لجن فعال را به ساده ترین

شکل نشان می دهد و اینکه چگونه روش ماتریس، فرآیند را توصیف می کند. بعلاوه، این روش همچنین نشان می دهد چگونه مدل ماتریس برای توصیف گروه کاملی از روابط مربوط به اجزاء داده شده فرآیند تفسیر می شود. برای مثال با وجود قابل استفاده بودن روش جامع تری که مکانیسم های حذف بیولوژیکی فسفر را با هم جمع کرده است، مدل لجن فعال شماره ۱(ASM1) (هنز و همکاران ، ۱۹۸۷) تعریف شده است (هنز و همکاران، ۱۹۹۵؛ بارکر و دولد، ۱۹۹۷). برنامه های نرم افزاری مختلفی در دسترس می باشد که مدلها را برای ساختارهای متفاوت راکتور به کار می برد.

مدل ASM1 تنها واکنشهایی را توصیف می کند که توسط باکتریهای هترورتروف تحت شرایط هوازی و انوکسیک در حین مصرف مواد آلی کربناته انجام می شود و نیز باکتریهای نیتریفایر اتوتروف که آمونیاک را به نیترات اکسید می کند. یک مدل پیچیده تر که شامل باکتریهای ذخیره کننده فسفر با واکنشهای هوازی ، انوکسیک و بی هوازی است ، توسعه یافته است و تحت عنوان مدل ASM2 می باشد (هنز و همکاران، ۱۹۹۵). مدل ASM2 به نتایج مدل ارائه شده توسط بارکر و دولد (۱۹۹۷) ضمیمه شده است. مدلها بر اساس رشد در برابر مصرف سوبسترا می باشد. سینتیک های سرعت رشد ویژه مونود برای توصیف رشد باکتریهای اتوتروف یا هتروتروف در مدل استفاده می شود و مقادیر مصرف مواد مغذی، اکسیژن و سوبسترا بوسیله ضرایب استوکیومتری با سرعتهای رشد در ارتباط می باشد.

روش مهم دیگر مدل این است که از COD بعنوان اندازه گیری متداول جرم سلولی و سوبسترای آلی استفاده شود؛ بطوریکه یک موازنه COD برای مصرف سوبسترا ، رشد جرم سلولی و مصرف اکسیژن وجود دارد. همچنین بجای ضریب تجزیه خود تخریبی خالص که در این بخش برای طراحی لجن فعال ارائه شد، از مدل رشد مجدد- لیز شدن برای تنفس خود تخریبی استفاده می شود. در مدل رشد مجدد – لیز شدن، تنفس خود تخریبی منجر به رها شدن مواد ذره ای جرم سلولی می گردد. مقداری که قابل تجزیه بیولوژیکی می باشند و برای تامین منبع rbCOD هیدرولیز می شود . بخش دیگر که بعنوان دور ریز سلولی باقی می ماند ، مشابه چیزی است که برای تنفس خود تخریبی در مدل طراحی لجن فعال ارائه شده در این بخش، ضمیمه شده است. به منظور محاسبه حجم مشابه تولید لجن همانند مدل تنفس خود تخریبی، مقدار ضریب تجزیه در مدل رشد مجدد – لیز شدن بالاتر است.

شکل، اجزاء و واکنشهای مدل ماتریس

شکل متداول ماتریس برای توصیف مدل بدون در اختیار داشتن تعداد زیادی از روابط وابسته استفاده شده است. مدل ASM1 همراه با اجزاء و پارامترهای واکنش در جدول ۳۱-۲ نشان داده شده است. این مدل ۱۳ مورد از مشخصه های فاضلاب را شامل می‌شود که در جدول ۳۲-۲ تعریف شد. این اجزاء قبلاً در قسمت ۲-۲ بیان شد. توصیف کامل فاضلاب یک امر

ضروری برای استفاده از مدلهای ASM2 و ASM1 است. اجزای ۱ تا ۵ و ۱۲ بیانگر مواد آلی ذره ای بر حسب COD و اجزای غلظت MLVSS لجن فعال می باشد. بخشهای ۶تا۱۱ همه مواد آلی محلول است و شامل گیرنده های الکترون هستند (S_0 اکسیژن و S_{NO} نیترات). COD محلول غیر قابل تجزیه بیولوژیکی با S_i نشان داده شده است و همانطور که نشان داده شد، هیچ کدام از عوامل استوکیومتری همانند آنچه در واکنش می باشد، داده نشده است. پارامترهای مختلف واکنش که با فرآیندها توصیف شد در ستون آخر جدول ۳۱-۲ نشان داده شده است. برای مثال r_j (j=۲) واکنش رشد باکتری هتروتروف تحت شرایط انوکسیک می باشد. سرعت رشد باکتری هتروتروف تحت تاثیر غلظت سوبسترای قابل تجزیه سریع (S_s) ، غلظت اکسیژن محلول (S_0) و غلظت نیترات (S_{NO}) است. پارامتر η بیانگر بخشی از باکتری هتروتروف است که می تواند از نیترات بجای اکسیژن محلول استفاده کند . برای تجزیه سلولی ، مدل لیز شدن- مرگ استفاده می شود که فرآیندهای ۴ و ۵ به ترتیب برای باکتریهای هتروتروف و اتوتروف نشان داده شده است . مواد دورریز سلولی که در حین تجزیه جرم سلولی تولید می شود ، بوسیله X_0 مشخص شده و تولید سوبسترای ذره ای قابل تجزیه با ضریب استوکیومتری X_s نشان داده شده است. تبدیل نیتروژن آلی محلول (S_{NS}) به آمونیاک (S_{NH}) بوسیله فرآیند ۶ توصیف شده است. هیدرولیز مواد آلی ذره ای و نیتروژن آلی ذره ای به سوبسترای محلول (به ترتیب S_s و S_{NS}) تحت یکی از شرایط هوازی یا انوکسیک به ترتیب با فرآیندهای ۷ و ۲ بیان شده است .

ضرایب استوکیومتری در محدوده ماتریس، سرعت تغییر در یک ترکیب ذره ای را به سرعت واکنش فرآیند ، مرتبط می سازد . برای مثال ، سرعت فرآیند j_1 ، سرعت رشد باکتری هتروتروف هوازی بر حسب mg/l.d می باشد . ضرایب استوکیومتری رابطه بین تغییرات اجزاء مدل و سرعت رشد را برقرار می کند. برای ترکیب ۳ ، ضریب استوکیومتری ۱ می باشد.

$$R_{B.H} = \hat{\mu}_H \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left(\frac{S_0}{K_{O.H} + S_0} \right) X_{B.H} \qquad (2-77)$$

$R_{B.H}$ = سرعت رشد جرم سلولی هتروتروف ، گرم بر متر مکعب در روز

S_S = غلظت سوبسترای قابل تجزیه بیولوژیکی سریع ، گرم COD بر متر مکعب

$\hat{\mu}_H$ = ماکزیمم سرعت رشد ویژه ، g VSS/g VSS.d

K_s = ضریب نیم سرعت برای سوبسترای قابل تجزیه سریع بیولوژیکی ، $g\ COD/m^3$

S_0 = غلظت اکسیژن محلول ، g/m^3

$K_{O.H}$ = ضریب نیم سرعت برای غلظت اکسیژن محلول ، g/m^3

$X_{B.H}$ = غلظت بیومس هتروتروف ، g/m^3

بخش ۷ ، سوبسترای قابل تجزیه سریع S_S (جدول ۳۲-۲ را ببنید) برای رشد مورد استفاده است و $-(\frac{1}{Y_H})$ رابطه بین سرعت تغییر S_S و سرعت رشد هتروتروف را برقرار می کند.

$$R_{S_S} = -\frac{1}{Y_H}(RX_{B.H}) \qquad (2-78)$$

سرعت کل تغیی S_S برابر با مجموع ضرایب استوکیومتری در پایین ستون S_0 ضربدر سرعت فرآیند مربوطه است . پارامترهای استوکیومتری برای مصرف اکسیژن بصورت زیر بیان می شود: برای رشد هتروتروف ($\psi_{J.1}$) ، پارامتر (Y_H-۱) برابر با گرم اکسیژن مصرفی بازای گرم COD حذف شده می باشد. عنوان (Y_H-۱) به Y_H (گرم COD سلولی به گرم COD مصرفی) تقسیم می شود و ضریب استوکیومتری بر حسب گرم اکسیژن به گرم COD سلولی تولید شده بدست می آید تا با نوع ماتریس مطابقت داشته باشد. عنوان استوکیومتری برای رشد هتروتروف شامل یک ضریب ۴/۵۷ می باشد. این عنوان که بدلیل آمونیاک و سوبسترا برای باکتریهای نیتریفایر، مورد نیاز می باشد؛ بر حسب نیتروژن در ماتریس S_{NH} مشخص شده و اکسیژن بر حسب COD تعیین شده است. اکسیژن معادل آمونیاک ، ۴/۵۷ گرم اکسیژن بازای هر گرم نیتروژن آمونیاکی است. مقدار حجم در صورت کسر به اندازه Y_A کمتر است که برای آمونیاک مورد استفاده در سنتز سلولی محاسبه می شود.

کاربردهای مدل

مدلها ممکن است برای بعضی از اهداف استفاده شود: ۱) بعنوان یک ابزار تحقیقی برای ارزیابی فرآیندهای بیولوژیکی و درک بهتر پارامترهای مهمی که بر نوع خاصی از فعالیت تاثیر می گذارد ۲) برای طراحی طرح تصفیه فاضلاب و ۳) برای ارزیابی ظرفیت تصفیه تاسیسات مشخص. برای پارامترهای ۲ و ۳ توصیف دقیق و جامع مشخصات فاضلاب مهم می باشد و شبیه سازیهای دینامیکی اغلب برای در نظر گرفتن اثر غلظت و جریان متغیر در طول زمان مورد استفاده است. برای ارزیابی ظرفیت طرح موجود، مدل با استفاده از داده های عملکرد طرح و مشخصات فاضلاب کالیبره می شود. کالیبراسیونهایی که تنها بر اساس پیشگوییهای مدل برای غلظت خروجی طرح می باشد احتمالاً معتبر نیست. غلظت های کم پساب خروجی بطور معمول برای تمام ترکیبات محلول قابل تجزیه وجود دارد و بنابراین توانایی مدل برای پیش بینی عملکرد طرح بوسیله ملاحظات عملی و دقیق تحلیلی در ابهام قرار می گیرد. غلظتهای سوبسترای محلول واسط حاصل از مراحل هوازی و یا مراحل انوکسیک و بی هوازی اندیکاتور موثق تری را برای توصیف سینتیک های محل فراهم می کند. داده های مربوط به سرعت جذب اکسیژن دارای معنی بیشتری برای کالیبراسیون مدل می باشد؛ زیرا این اطلاعات، عوامل مختلف را در مدل منعکس می کند که شامل سرعتهای سینتیکی واکنشهای مختلف و

سرعتهای استوکیومتری برای تجزیه و بازده سلولی است. در محلهایی که داده های سرعت جذب اکسیژن می تواند برای سیستم های مرحله ای استفاده شود این اطلاعات دسته با ارزشی از داده ها را برای کالیپراسیون مدل فراهم می کند. مقادیر متداول برای پارامترهای مدل انتخاب شده و در جدول ۳۳-۲ خلاصه شده است. این مقادیر بعنوان مقادیر نامعلوم اشاره شده است؛ اما در این صورت تضمینی برای اینکه مدل بتواند با دقت عملکرد لجن فعال را پیش بینی کند وجود ندارد. بطور همزمان بعضی از مقادیر ضرایب در مکانهای مختلف متفاوت است. یکی از پارامترهایی که متغیر بودن آن در اکثر مکانهای مختلف مشخص شده است و اغلب در حین کالیبراسیون مدل تنظیم می شود ماکزیمم سرعت رشد ویژه باکتریهای نیتریفایر μ_A است. تغییر در سینتیکهای نیتریفیکاسیون ممکن است ناشی از تفاوت در مشخصات فاضلاب و بازدارنده های نیتریفیکاسیون باشد و یا سایر تغییرات سینتیکی را نیز منعکس کند که این تنظیمات μ_A ، تطابق کلی را افزایش می دهد.

مثال صفحه ۸۶۵ به بیان این موضوع اختصاص دارد که چگونه مدل ماتریس برای توصیف سرعت تغییر غلظت یک ترکیب مدل تفسیر می شود. اطلاعات اضافی راجع به کاربرد مدل را می توان در (۱۹۹۳) U.S.EPA پیدا کرد.

جدول ۳۱-۲ روابط استوکیومتری و سینتیک های فرآیند برای مجموع اتفاقات محیط رشد معلق که بوسیله گروه IAWQ Task برای مدل سازی ریاضی ارائه شده است.

بخش	۱	۲	۳	۴	۵	۶	۷	۸	۹	۱۰
فرآیند	X_i	X_s	$X_{B.H}$	$X_{B.A}$	X_D	S_i	S_S	S_0	S_{NO}	S_{NH}
۱. رشد هوازی هتروتروفها			1				$-\frac{1}{Y_H}$	$\frac{1-Y_H}{Y_H}$		$-i_N / X_B$
۲. رشد انوکسیک هتروتروف			1				$-\frac{1}{Y_H}$		$-\frac{1-Y_H}{2.86Y_H}$	$-i_N / X_B$
۳. رشد هوازی اتوتروف				1				$\frac{4.57-Y_A}{Y_A}$	$\frac{1}{Y_A}$	$\frac{-i_N}{X_B}-\frac{1}{Y_H}$
۴. مرگ و لیز شدن هتروتروفها		$1-f'_D$	-1		f'_D					
۵. مرگ و لیز شدن اتوتروفها		$1-f'_D$		-1	f'_D					
۶. امونیفیکاسیون نیتروژن آلی محلول										
۷. هیدرولیز مواد آلی ذره ای		-1					1			1

۸. هیـــدرولیز نیتـروژن آلـی ذره ای	
۹. ســـــرعت تبـــــــدیل مشاهده شده	$r_i = \sum_{i=1}^{n} \psi i_i r_i$

توجه: تمام ترکیبات آلی (ستون ۷-۱) و اکسیژن (۸) بصورت COD بیان شده است ؛ تمام ترکیبات نیتروژن بـر حـسب نیتروژن است . ضرایب باید در ۱- ضرب شود تا بر حسب اکسیژن بیان شود.

ادامه جدول ۳۱-۲

۱۱	۱۲	۱۳	سرعت فرآیند ، $ML^{-3}T^{-1}$
S_{NS}	X_{NS}	S_{Alk}	
		$\frac{-i_N / X_B}{14}$	$\hat{\mu}_H \left(\frac{S_S}{K_S + S_S}\right)\left(\frac{S_0}{K_{O.H} + S_0}\right) X_{B.H}$
		$\frac{1 - Y_H}{14(2.86)Y_H}$	$\hat{\mu}_H \left(\frac{S_S}{K_S + S_S}\right)\left(\frac{K_{O.H}}{K_{O.H} + S_0}\right) \eta_g X_{B.H}$
		$\frac{-i_N / X_B}{14}$	
		$\frac{-i_N / X_B}{14} - \frac{1}{7Y_A}$	$\hat{\mu}_A \left(\frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}}\right)\left(\frac{S_0}{K_{O.A} + S_0}\right) X_{B.A}$
	$-i_N / X_H - f_{D.N} / X_0$		$b_{LH} X_{B.H}$
	$-i_N / X_A - f_{D.N} / X_0$		$b_{LA} X_{B.A}$
-1		$\frac{1}{14}$	$k_a S_{NS} X_{B.H}$
			$k_h \left[\frac{(X_S / X_{B.H})}{K_h + (X_S / X_{B.H})}\right]\left[\left(\frac{S_0}{K_{O.H} + S_0}\right) + \eta_h \left(\frac{K_{O.H}}{K_{O.H} + S_0}\right)\left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}}\right)\right] X_{B.H}$
1	-1		$r_7 (X_{NS} / X_S)$

تعریف اجزای مدل ASM1 موجود در جدول ۳۱-۲

اجزاء		
تعداد	علامت	تعریف
۱	X_i	مواد آلی ذره ای خنثی ، mg/l
۲	X_s	سوبسترای قابل تجزیه بیولوژیکی کند ، mg/l بر حسب COD
۳	$X_{O.H}$	جرم سلولی هتروتروف ، mg/l بر حسب COD
۴	$X_{O.A}$	جرم سلولی اتوتروف ، mg/l بر حسب COD
۵	X_0	دورریز حاصل از مرگ و لیز شدن جرم سلولی، mg/l بر حسب COD
۶	S_i	مواد آلی محلول خنثی ، mg/l بر حسب COD
۷	S_S	سوبسترای قابل تجزیع سریع ، mg/l بر حسب COD
۸	S_0	اکسیژن محلول ، mg/l بر حسب O_2 (COD)

۹	S_{NO}	نیتروژن نیتراته ، mg/l بر حسب N
۱۰	S_{NH}	نیتروژن آمونیاکی ، mg/l بر حسب N
۱۱	S_{NS}	نیتروژن آلی محلول قابل تجزیه بیولوژیکی ، mg/l بر حسب N
۱۲	X_{NS}	نیتروژن آلی ذره ای قابل تجزیه ، mg/l بر حسب COD
۱۳	S_{ALK}	قلیائیت ، واحد مولار

جدول ۳۳-۲ مقادیر پارامترهای استوکیومتری برای مدل ASM1 (گرادی و همکاران، ۱۹۹۹)

علامت	تعریف	واحد	مقدار
Y_H		g COD جرم سلولی/ g COD مصرفی	۰/۶
f_D		گرم دورریز سلولی/گرم COD جرم سلولی	۰/۰۸
i_n/x_b		g COD / g N جرم سلولی فعال	۰/۰۸۶
i_n/x_d		g COD /g N دورریز جرم سلولی	۰/۰۶
Y_A		g COD جرم سلولی/ g N اکسید شده	۰/۲۴
μ_H	ماکزیمم سرعت رشد ویژه باکتری هتروتروف	d^{-1}	۶
K_s	ثابت نیم سرعت باکتری هتروتروف	mg/l	۲۰
$K_{O.H}$	ثابت نیم سرعت DO	mg/l	۰/۱
$K_{N.O}$	ثابت نیم سرعت نیترات	mg/l	۰/۲
$b_{L.H}$	ضریب تجزیه یا لیزشدن هتروترف	g/g.d	۰/۴
η_g	نسبت هتروتروفهای مصرف کننده نیترات در شرایط انوکسیک	g/g	۰/۸
η_h	نسبت سرعت هیدرولیز انوکسیک / هوازی	g/g	۰/۴
K_a	ثابت سرعت تولید آمونیاک	L/mg COD.d	۰/۱۶
K_h	ماکزیمم ثابت سرعت ویژه هیدرولیز مواد ذره ای	g/g.d	۲/۲۱
K_x	ثابت نیم سرعت هیدرولیز	g/g.d	۰/۱۵
μ_A	ماکزیمم سرعت رشد ویژه اتوتروف	g/g.d	۰/۷۶
$K_{N.H}$	ثابت نیم سرعت اتوتروف	mg/l	۱
$K_{O.A}$	ثابت نیم سرعت مصرف DO برای اتوتروف	mg/l	۰/۷۵
$b_{L.A}$	ثابت تجزیه برای اتوتروف	g/g.d	۰/۰۷

مثال ۱۶-۲ کاربرد ماتریس مدل ASM1 : از ماتریس مدل ASM1 برای توصیف سرعتهای واکنش ۱) COD قابل تجزیه سریع (S_S) و ۲) سوبسترای آلی ذره ای (X_S) استفاده کنید.

راه حل: برای S_S و ۷ = i ، پارامترهای واکنش از طریق ماتریس بدست می آید که ۷ ، ۲ ، ۱ = j باشد. این ضرایب استوکیومتری عبارتند از: J=۱ ، $-\frac{1}{Y_H}$ = ضریب

J=۲ ، $-\frac{1}{Y_H}$ = ضریب

۷ = j ، ۱ = ضریب

با ضرب کردن ضرایب استوکیومتری در پارامترهای سرعت فرآیند (r_j) ، سرعت تغییر S_S بصورت زیر بدست می آید:

$$R_{S_s} = -\frac{1}{Y_H}\mu_H\left(\frac{S_S}{K_S+S_S}\right)\left(\frac{S_0}{K_{OH}+S_0}\right)X_{B.H} \qquad (1)$$

$$--\frac{1}{Y_H}\mu_H\left(\frac{S_S}{K_S+S_S}\right)\left(\frac{K_{O.H}}{K_{O.H}+S_0}\right)\left(\frac{S_{NO}}{K_{NO}+S_{NO}}\right)\eta X_{B.H} \qquad (2)$$

$$+k_h\left[\frac{(X_S/X_{B.H})}{K_X+(X_S/X_{B.H})}\right]\left(\frac{S_0}{K_{O.H}+S_0}\right)+\eta_h\left(\frac{K_{O.H}}{K_{O.H}+S_0}\right)\left(\frac{S_{NO}}{K_{NO}+S_{NO}}\right)X_{B.H} \qquad (7)$$

برای X_s و ۲ = i ، پارامترهای واکنش از طریق ماتریس که ۷ و۵ ،۴ = j است، بدست می آید.

$$R_{x_s} = (1-f'_d)b_{L.H}X_{B.H}+(1-f'_d)b_{L.A}X_{B.A}$$
$$-k_h\left[\frac{(X_S/X_{B.H})}{K_X+(X_S/X_{B.H})}\right]\left(\frac{S_0}{K_{O.H}+S_0}\right)$$
$$+\eta_b\left(\frac{K_{O.H}}{K_{O.H}+S_0}\right)\left(\frac{S_{NO}}{K_{NO}+S_{NO}}\right)X_{B.H}$$

مسائل و پرسشهای تشریحی

۱-۲ نتایج آزمایش BOD وUBOD آزمایشگاهی در زیر داده شده است. برای یکی از فاضلابهای زیر (توسط مدرس انتخاب شود) غلظت COD قابل تجزیه بیولوژیکی (bCOD) را تعیین کنید. فرض کنید مقدار f_d و Y_H به ترتیب ۰/۱۵ و ۰/۴ است.

پارامتر آزمایش	واحد	فاضلاب A	فاضلاب B	فاضلاب C
BOD	mg/l	۱۲۰	۲۰۰	۲۰۰
UBOD	mg/l	۱۸۰	۳۰۰	۳۴۰

۲-۲ یک نمونه فاضلاب ورودی در یک تست تنفسی آزمایشگاهی برای تعیین غلظت COD قابل تجزیه سریع بیولوژیکی(rbCOD) ارزیابی شده است. بطری تنفس سنج با اضافه کردن ۵۰۰ میلی متر نمونه پساب ورودی به همراه ۵۰۰ میلی لیتر مایع مخلوط لجن فعال آماده شده است. تنفس سنج ، مصرف تجمعی اکسیژن را با زمان ثبت می کند. مصرف اکسیژن در ابتدا با

سرعت نسبتاً ثابت انجام می شود (فاز A) و سپس سرعت حدود ۳ دقیقه کاهش می یابد تا به سرعت نسبتاً ثابت دیگری می رسد (فاز B) که تا چند ساعت ادامه می یابد. سرانجام سرعت مصرف اکسیژن مجدداً بطور زیادی کاهش می یابد و با یک سرعت نسبتاً ثابتی ادامه پیدا می کند (فاز C). داده های تنفس سنج برای سه نمونه مختلف در جدول زیر خلاصه شده است (توسط مدرس انتخاب شود). غلظت rbCOD بر حسب mg/l را برای نمونه انتخاب شده تعیین کنید. بازده جرم سلولی باکتری هتروتروف را ۰/۴ g VSS/g COD و اکسیژن معادل جرم سلولی را ۱/۴۲ g COD/g VSS در نظر بگیرید.

مصرف تجمعی اکسیژن تنفس سنج در هر فاز

فاز	زمان فاز ، ساعت	نمونه A	نمونه B	نمونه C
A	۰/۸	۶۴	۸۰	۵۸
B	۳/۲	۱۹۲	۲۸۸	۱۹۲
C	۲	۴۰	۵۰	۴۶

۲-۳ برای یکی از نمونه های فاضلاب زیر (توسط مدرس انتخاب شود) که همراه با مقادیر پارامترهای مشخصات متداول فاضلاب در جدول زیر نشان داده شده است، تعیین کنید: الف) غلظت (nbVSS) جامدات معلق فرار غیر قابل تجزیه بیولوژیکی ب) غلظت (iTSS) کل جامدات معلق خنثی ج) نسبت متوسط COD/VSS . فرض کنید نسبت bCOD/BOD برابر ۱/۶ می باشد.

پارامتر	واحد	فاضلاب A	فاضلاب B	فاضلاب C
TSS	mg/l	۲۲۰	۲۲۰	۲۲۵
VSS	mg/l	۲۰۰	۲۰۰	۲۱۰
BOD	mg/l	۲۰۰	۱۵۵	۲۷۰
sBOD	mg/l	۸۰	۸۰	۱۷۰
COD	mg/l	۵۴۴	۴۰۰	۷۰۰
sCOD	mg/l	۱۶۰	۱۶۰	۳۰۰

۲-۴ با استفاده یکی از مشخصات فاضلاب زیر (توسط مدرس انتخاب شود)تعیین کنید الف) COD قابل تجزیه بیولوژیکی (bCOD) ب) COD قابل تجزیه بیولوژیکی کند (sbCOD) ج) غلظت COD غیر قابل تجزیه بیولوژیکی (nbCOD) د) غلظتهای COD محلول و ذره

ای غیر قابل تجزیه بیولوژیکی (nbsCOD) . نسبتهای bsCOD/sBOD و bCOD/BOD را ۱/۶ فرض کنید.

پارامتر	واحد	فاضلاب A	فاضلاب B	فاضلاب C
COD	mg/l	۴۵۰	۵۵۰	۴۲۰
sCOD	mg/l	۱۳۰	۱۷۰	۱۱۰
rbCOD	mg/l	۴۰	۶۰	۳۰
BOD	mg/l	۲۰۰	۲۲۰	۱۶۰
sBOD	mg/l	۶۰	۸۰	۵۰

۲-۵ مشخصات فاضلاب زیر داده شده است (توسط مدرس انتخاب شود). تعیین کنید الف) نیتروژن آلی ب) نیتروژن آلی ذره ای غیر قابل تجزیه بیولوژیکی (nbpON) ج) غلظت نیتروژن آلی قابل تجزیه بیولوژیکی (bON).

پارامتر		فاضلاب A	فاضلاب B	فاضلاب C
TKN	mg/l	۴۰	۴۵	۵۰
آمونیاک	mg/l	۲۵	۳۰	۳۵
نیتروژن آلی محلول غیر قابل تجزیه بیولوژیکی	mg/l	۱/۵	۱/۵	۱/۵
VSS	mg/l	۱۸۰	۱۸۰	۱۹۰
نسبت VSS غیر قابل تجزیه بیولوژیکی	درصد	۴۰	۴۰	۴۰

۲-۶ با استفاده از مقدار بازده مشاهده شده حاصل از نمودار ۲-۷ و روابط ۲-۱۴ و ۱-۵۴ (جدول ۲-۵ را ببنید) تعیین کنید الف) حجم تانک هوادهی، m^3 ب) حجم لجن دفعی روزانه بر حسب kg TSS/d در یک سیستم لجن فعال که برای تصفیه $6000\ m^3/d$ جریان فاضلاب با غلظت BOD mg/l ۱۲۰، ۱۴۰ یا ۱۶۰ (توسط مدرس انتخاب شود) طراحی شده است. SRT سیستم ۶ روز، دمای مایع مخلوط $10^{\circ}C$ و از تصفیه اولیه استفاده می شود. اگر SRT تا ۱۲ روز افزایش یابد، حجم تانک هوادهی و حجم تولید روزانه لجن چه مقدار است؟ فرض کنید غلظت MLVSS وMLSS به ترتیب ۲۵۰۰ mg/l و ۳۰۰۰ mg/l می باشد.

۲-۷ اطلاعات زیر برای طراحی سیستم لجن فعال داده شده است:

پارامتر	واحد	مقدار

جریان	m^3/d	۱۰۰۰۰
BOD ورودی	mg/l	۱۵۰
BOD خروجی	mg/l	۲
t	ساعت	۴
SRT	روز	۶
بازده سنتز ، Y	g VSS/g bCOD	
فاضلاب A		۰/۴
فاضلاب B		۰/۵
فاضلاب C		۰/۳
بازده دورریز سلولی ، f_d	g VSS/g VSS	۰/۱۵
تجزیه خودتخریبی ، k_d	g VSS/g VSS.d	۰/۰۸
nbVSS	mg/l	۴۰
دما	$^\circ C$	۱۰

توجه: مقدار A ، B یا C توسط مدرس انتخاب شود.

فرض کنید نیتریفیکاسیون بدلیل دمای پایین و SRT انتخاب شده، اتفاق نمی افتد. تعیین کنید الف) نیازهای اکسیژن تانک هوادهی بر حسب kg/d ب) سرعت جذب اکسیژن تانک هوادهی mg/l.h ج) غلظت جرم سلولی تانک هوادهی، mg/l

۸-۲ اطلاعات زیر برای یک سیستم لجن فعال داده شده است که برای انجام نیتریفیکاسیون با SRT طولانی طراحی شده است.

پارامتر	واحد	مقدار
جریان	m^3/d	۱۰۰۰۰
BOD ورودی	mg/l	۱۵۰
BOD خروجی	mg/l	۲
TKN ورودی	mg/l	۳۵
آمونیاک خروجی	mg/l	۰/۵
t	ساعت	۸
SRT	روز	۱۵
دما	$^\circ C$	۱۰
بازده دورریز سلولی ، f_d	g VSS/g VSS	۰/۱
بازده سنتز ، Y	g VSS/g bCOD	
فاضلاب A		۰/۴
فاضلاب B		۰/۵
فاضلاب C		۰/۳
تجزیه خودتخریبی ، k_d	g VSS/g VSS.d	۰/۰۸

بازده نیتریفایر ، Y_n	g VSS/g NH_4-N	۰/۱۲
تجزیه نیتریفایر ، k_{dn}	g VSS/g VSS.d	۰/۰۶

توجه: مقدار A ، B یا C توسط مدرس انتخاب شود.

تعیین کنید الف) نیازهای اکسیژن تانک هوادهی بر حسب kg/d ب) سرعت جذب اکسیژن تانک هوادهی mg/l.h ج) غلظت جرم سلولی تانک هوادهی، mg/l د)نسبت کل اکسیژن مورد نیاز به اکسیژن مورد نیاز برای نیتریفیکاسیون.

۹-۲ با استفاده از روابط ۱۵-۲ و ۱۶-۲ ، حجم لجن دفعی روزانه بر حسب الف) VSS ب) TSS و ج) جرم سلولی برای بهره برداری در SRT ۱۰ و ۲۰ روز را با شرایط طراحی و مشخصات فاضلاب زیر مقایسه کنید. فرض کنید نیتریفیکاسیون کامل انجام می شود . محاسبه را بدون در نظر گرفتن دور ریز سلولی تکرار کنید. چه مقدار خطا وجود دارد؟

پارامتر	واحد	مقدار
جریان	m^3/d	۱۵۰۰۰
BOD ورودی	mg/l	۲۰۰
BOD خروجی	mg/l	۲
TKN ورودی	mg/l	۳۵
آمونیاک خروجی	mg/l	۰/۵
بازده هتروتروفیک ، Y	g VSS/g bCOD	۰/۴
تجزیه هتروتروفیک ، k_d	g VSS/g VSS.d	۰/۱
بازده دورریز سلولی ، f_d	g VSS/g VSS	۰/۱۵
بازده نیتریفایر ، Y_n	g VSS/g NH_4-N	۰/۱۲
تجزیه نبتریفایر	g VSS/g VSS.d	۰/۰۸
nbVSS	mg/l	
فاضلاب A		۱۰۰
فاضلاب B		۱۲۰
فاضلاب C		۸۰
دما	$^{\circ}C$	۱۵

توجه : مقدار A ، B یا C توسط مدرس انتخاب شود .

۱۰-۲ فاضلاب صنعتی حاصل از فرآیند مواد غذایی در یک فرآیند لجن فعال تصفیه می شود. فاضلاب شامل BOD کربناته عمدتاً محلول با غلظت کم فسفر و نیتروژن است. با داشتن خلاصه مشخصات فاضلاب و فرضیات طراحی داده شده در جدول زیر, حجم نیتروژن و فسفری که باید بر حسب mg/l و kg/d به جریان ورودی اضافه شود را تعیین کنید. فرض کنید غلظت فسفر محلول و آمونیاک اضافی برابر ۰/۱ mg/l برای جلوگیری از کمبود مواد مغذی مورد نیاز است.

پارامتر	واحد	مقدار
جریان	m^3/d	۳۰۰۰

bCOD محلول ورودی	mg/l	
فاضلاب A		۲۰۰۰
فاضلاب B		۳۰۰۰
فاضلاب C		۲۵۰۰
bCOD محلول خروجی	mg/l	۵
آمونیاک ورودی	mg/l	۲۰
فسفر ورودی بر حسب P	mg/l	۵
SRT	روز	۱۰
بازده سنتز ، Y	g VSS/g bCOD	۰/۴
تجزیه هتروتروفیک ، k_d	g VSS/g VSS.d	۰/۱
بازده دورریز سلولی ، f_d	g VSS/g VSS	۰/۱

توجه: مقدار A ، B یا C توسط مدرس انتخاب شود.

۲-۱۱ یک رسوب سنج ۲ لیتری برای انجام آزمایش SVI استفاده می شود. غلظت MLSS برای آزمایش mg/l ۳۵۰۰ و حجم لجن ته نشین شده بعد از ۳۰ دقیقه, ml ۸۴۰ است. اندیکس حجمی لجن چه مقدار است؟

۲-۱۲ بر اساس رابطه ۲-۲۰ , سرعت سر ریز سطحی زلال ساز ثانویه از طریق تخمین سرعت ته نشینی سطح مشترک اولیه مایع مخلوط (V_i) برآورد می شود و رابطه ۲-۲۲ از طریق غلظت MLSS طراحی و مقدار SVI مورد انتظار برای تخمین V_i استفاده می شود. با استفاده از این روابط, مقدار سرریز سطحی یک زلال ساز را تعیین کنید که SVI مورد انتظار آن حداکثر ۱۸۰، ۲۰۰ یا mg/l ۲۲۰ (توسط مدرس انتخاب شود) می باشد. مقدار ضریب ایمنی را ۲ فرض کنید. چگونه مقدار سرریز محاسبه شده با محدوده مقادیر طراحی در جدول ۲-۷ برای یک سیستم لجن فعال با هوا بدون انتخاب کننده مقایسه می شود؟

۲-۱۳ دو زلال ساز دایره ای با قطر ۲۰ متر برای جداسازی جامدات- مایع در یک سیستم لجن فعال با هوا مورد استفاده است. غلظت MLSS برابر mg/L ۳۰۰۰ و نسبت لجن فعال برگشتی ۵۰ درصد می باشد. فرض کنید مقدار بارگذاری متوسط جامدات در محدوده نشان داده شده در جدول ۲-۷ برابر ۴ , ۵ یا $kg/m^2.h$ ۶ (توسط مدرس انتخاب شود) است. دبی متوسط ورودی مجاز بر حسب m^3/d و غلظت MLSS برگشتی را تعیین کنید.

۲-۱۴ یک سیستم لجن فعال اختلاط کامل تصفیه کننده فاضلاب شهری با SRT برابر ۱۵روز در دمای $۱۲^{\circ}C$ بهره برداری می شود؛ بطوریکه نیتریفیکاسیون کامل اتفاق می افتد. سرعت سرریز سطحی زلال ساز m/h ۱ در شرایط جریان متوسط است؛ اما زلال ساز دارای لایه لجن زیاد با افت زیاد جامدات در پساب خروجی می باشد. توضیح دهید الف) مراحل ویژه ای که شما برای بررسی علت شرایط بالکینگ لجن پیشنهاد می کنید. ب) انجام عمل فوری کوتاه مدت برای کاهش غلظت TSS پساب خروجی ج) گزینه های مربوط به انتخاب کننده که می

تواند برای کنترل لجن حجیم مورد توجه قرار گیرد. کدام یک را شما مورد استفاده قرار می دهید و چرا؟

۱۵-۲ با استفاده از ضرایب سینتیکی در جدول ۱۰-۲ و ۱۱-۲ ، طرح زیر بصورت تابعی از SRT (محدوده ای از ۳ تا ۲۰ روز) برای فاضلاب شهری در جدول زیر بیان شده است. فرض کنید غلظت MLSS برابر ۲۵۰۰ mg/l می باشد. پارامترهایی که باید مشخص شود الف) جامدات دفعی بر حسب kg TSS/d ب) حجم تانک هوادهی بر حسب m^3 و زمان ماند هیدرولیکی بر حسب ساعت ج) بازده مشاهده شده بر حسب g TSS/g bCOD د) غلظت bCOD محلول خروجی ه) غلظت ازت آمونیاکی در پساب خروجی و) اکسیژن مورد نیاز kg/d

پارامتر	واحد	مقدار
جریان	m^3/d	۲۰۰۰۰
BOD	mg/l	
فاضلاب A		۲۲۰
فاضلاب B		۲۵۰
فاضلاب C		۱۸۰
bCOD/BOD	g/g	۱/۶
TSS	mg/l	۲۲۰
VSS	mg/l	۲۰۰
nbVSS	mg/l	
فاضلاب A		۱۰۰
فاضلاب B		۱۲۰
فاضلاب C		۸۰
TKN	mg/l	۴۰
دما	$^\circ C$	۱۵
DO تانک هوادهی	mg/l	۲

توجه: مقدار A ، B یا C توسط مدرس انتخاب شود.

۱۶-۲ مسله ۱۵-۲ را با استفاده از زلال ساز اولیه با فرض ۳۵ درصد حذف BOD , ۶۵ درصد حذف VSS وTSS , حذف ۱۰ درصدی TKN و حذف ۸۰ درصدی nbVSS حل کنید.

۱۷-۲ یک سیستم لجن فعال برای نیتریفیکاسیون و دستیابی به غلظت آمونیاک برابر ۰/۵ ، ۰/۸ یا ۱ mg/l (توسط مدرس انتخاب شود) با غلظت اکسیژن محلول ۲ mg/l و دمای $10^\circ C$ طراحی شده است. بار TKN پیک نسبت به متوسط برابر ۱/۸ می باشد. SRT طراحی را تعیین کنید. از ضرایب جدول ۱۱-۲ استفاده کنید.

۱۲-۸ یک سیستم اختلاط کامل لجن فعال دارای زمان ماند هیدرولیکی ۸/۳ ، ۱۰/۸ یا ۱۳/۱ ساعت (توسط مدرس انتخاب شود), غلظت اکسیژن محلول تانک هوادهی ۲ mg/l و غلظت

MLSS برابر ۳۰۰۰ mg/l می باشد. برای مشخصات فاضلاب شهری داده شده در زیر تعیین کنید الف) STR متوسط تانک هوادهی ب) ضریب ایمنی نیتریفیکاسیون برای غلظت مطلوب متوسط ازت آمونیاکی ۰/۵ mg/l در پساب خروجی.

پارامتر	واحد	مقدار
دما	$^{\circ}C$	۱۰
جریان	m^3/d	۱۵۰۰۰
حذف BOD	mg/l	۱۳۰
nbVSS	mg/l	۳۰
TSS	mg/l	۷۰
VSS	mg/l	۶۰
TKN	mg/l	۴۰

۱۹-۲ فاضلاب صنعتی با دبی ۳۰۰۰ m^3/d و غلظت COD محلول ۱۸۰۰ mg/l در یک فرآیند اختلاط کامل لجن فعال در دمای ۱۵$^{\circ}C$ و غلظت MLSS برابر ۲۵۰۰ mg/l تصفیه شده است. با استفاده از ضرایب سینتیکی و فرضیات ارائه شده در زیر تعیین کنید الف) حجم تانک هوادهی (m^3) و زمان ماند هیدرولیکی بر حسب ساعت ب) اکسیژن مورد نیاز (kg/d) ج) تولید لجن(kg TSS/d) د) غلظت BOD خروجی از زلال ساز ثانویه ه) قطر زلال ساز بر حسب متر با فرض وجود دو زلال ساز و) دبی جزیان هوا برای هوادهی دیفیوزری با حباب ریز . فرض کنید ازت آمونیاکی خیلی کمی بعد از سنتز سلولی وجود دارد؛ بنحوی که نیتریفیکاسیون قابل توجه نیست.

پارامتر	واحد	مقدار
bCOD/BOD	g/g	۱/۶
μ_m	g VSS/g VSS.d	۳
K_S	mg bCOD/l	۶۰
Y	g VSS/g bCOD	۰/۴
k_d	g VSS/g VSS.d	۰/۰۸
f_d	g VSS/g VSS	۰/۱۵
SRT	روز	
فاضلاب A		۸
فاضلاب B		۱۲
فاضلاب C		۱۶
α	بدون واحد	۰/۴۵
F (ضریب گرفتگی دیفیوزر)	بدون واحد	۰/۹
β	بدون واحد	۳۰۰
ارتفاع از دریا	متر	۳۰۰

عمق موثر اشباع DO	متر	۲/۵
عمق مایع تانک هوادهی	متر	۵
بازده انتقال اکسیژن در آب تمییز	درصد	۳۰

توجه: مقدار A ، B یا C توسط مدرس انتخاب شود.

۲-۲۰ یک فرآیند نهراکسیداسیون برای فاضلاب زیر با استفاده از روش متداول طراحی بدون تصفیه اولیه، زمان ماند تانک هوادهی ۲۴ ساعت و غلظت MLSS برابر ۳۵۰۰ mg/l طراحی شده است. پایین ترین دمای مورد انتظار مایع مخلوط $10^{\circ}C$ و غلظت متوسط آمونیاک خروجی mg/l ۱ با ضریب ایمنی ۱/۵برای بارهای پیک مورد نیاز است. راکتورهای سطحی مکانیکی برای فراهم کردن غلظت اکسیژن محلول در ناحیه هوازی به مقدار mg/l ۲ مورد استفاده می باشد. تعیین کنید الف) SRT بر حسب روز ب) تولید لجن kg TSS/d ج) غلظت MLSS د) اکسیژن مورد نیاز (kg/d) ه) کل انرژی مورد نیاز هوادهی بر حسب اسب بخار و) نسبت حجم کل فراهم شده به حجم نیتریفیکاسیون ضروری.

		مقدار		
پارامتر	واحد	فاضلاب A	فاضلاب B	فاضلاب C
جریان	m^3/d	۴۰۰۰	۴۰۰۰	۴۰۰۰
BOD	mg/l	۲۷۰	۲۵۰	۲۰۰
nbVSS	mg/l	۱۳۰	۱۲۰	۱۰۰
TSS	mg/l	۲۵۰	۲۳۰	۲۰۰
VSS	mg/l	۲۴۰	۲۱۵	۱۸۰
TKN	mg/l	۴۰	۴۰	۴۰
بازده انتقال اکسیژن در آب تمییز	kg O2/kW.h	۰/۹	۰/۹	۰/۹
α	بدون واحد	۰/۹	۰/۹	۰/۹
β	بدون واحد	۰/۹۸	۰/۹۸	۰/۹۸
ارتفاع از دریا	متر	۵۰۰	۵۰۰	۵۰۰

توجه: مقدار A ، B یا C توسط مدرس انتخاب شود.

۲-۲۱ برای مشخصات فاضلاب و دمای مایع مخلوط مشابه مسئله ۲-۲۰ و با فرض جریان یکنواخت پیوسته، دو تانک راکتور منقطع متوالی تحت شرایط زیر بهره برداری می شود:

نسبت عمق مایع تانک مورد استفاده برای عمق رسوب = ۰/۲

زمان هوادهی = ۲ ساعت

زمان ته نشینی = ۱ ساعت

زمان تخلیه = ۰/۵ ساعت

تعیین کنید الف) زمان پر شدن بر حسب ساعت ب) کل زمان هر چرخه بر حسب ساعت ج) حجم کل پر در هر تانک د) زمان ماند جامدات SBR با فرض غلظت MLSS برابر mg/l ۳۵۰۰ ه) سرعت پمپاژ تخلیه (m^3/min) .

۲-۲۲ یک راکتور منقطع متوالی تصفیه کننده فاضلاب زیر , تحت شرایط زیر بهره برداری می شود :

دما = ۱۰ $^{\circ}C$

زمان هوادهی در هر چرخه = ۲/۵ ساعت

حجم پر به حجم کل مایع در هر چرخه = ۰/۳

SRT = ۲۰ روز

اکسیژن محلول = ۲ mg/l

دو تانک راکتور SBR مورد استفاده است و حجم پر در هر تانک SBR = ۳۰۰۰ m^3

پارامتر	واحد	مقدار		
		فاضلاب A	فاضلاب B	فاضلاب C
جریان	m^3/d	۶۰۰۰	۶۰۰۰	۶۰۰۰
BOD	mg/l	۲۵۰	۲۵۰	۲۵۰
TKN	mg/l	۴۵	۴۰	۳۰

توجه: مقدار A ، B یا C توسط مدرس انتخاب شود.

ضریب ایمنی نیتریفیکاسیون را تعیین کنید که بر حسب زمان واقعی هوادهی به زمان هوادهی مورد نیاز بازای هر چرخه برای دستیابی به غلظت ازت آمونیاکی ۰/۵ mg/l خروجی تعریف شده است. از مقادیر ضرایب سینتیکی جدول ۱۱-۲ استفاده کنید.

۲-۲۳ یک تانک SBR دارای عمق کل مایع ۵/۵ متر در حالت پر است. غلظت مطلوب MLSS در حالت بهره برداری ۳۵۰۰ mg/l می باشد. اگر SVI برابر ۱۵۰ ، ۱۸۰ یا ml/g ۲۰۰ باشد (توسط مدرس انتخاب شود), نسبت حجم پر به حجم مایع کل را تعیین کنید؛ با فرض اینکه عمق مایع زلال بالای لایه لجن ته نشین شده ۰/۶ متر است.

۲-۲۴ محاسبات مثال ۵-۲ را با استفاده از شرایط و فرضیات مشابه تکرار کنید, به استثنای اینکه غلظت آمونیاک پساب خروجی ۱ ، ۲ و ۴ mg/l است (توسط مدرس انتخاب شود). مزایای سیستم مرحله ای را در مقایسه با سیستم تک مرحله ای نیتریفیکاسیون که غلظت آمونیاک خروجی افزایش یافته است, چگونه است ؟

۲-۲۵ یک سیستم لجن فعال چهار مرحله ای با حجم تانکهای مساوی ، ۲۴۰ متر مکعب بازای هر مرحله برای تصفیه فاضلاب صنعتی با غلظت BOD محلول ۳۰۰ mg/l استفاده شده است. دبی ورودی $4000 m^3/d$ و نسبت برگشت RAS برابر ۰/۵ است. غلظت جرم سلولی فعال ۱۶۰۰ mg/l است. برای اطلاعات بیوسینتیکی زیر تعیین کنید : الف) غلظت سوبسترا در

هر مرحله (mg/l بر حسب bCOD محلول) ب) اکسیژن مورد نیاز به ازای هر مرحله (kg/d) ج) درصد کل اکسیژن مورد نیاز بازای هر مرحله.

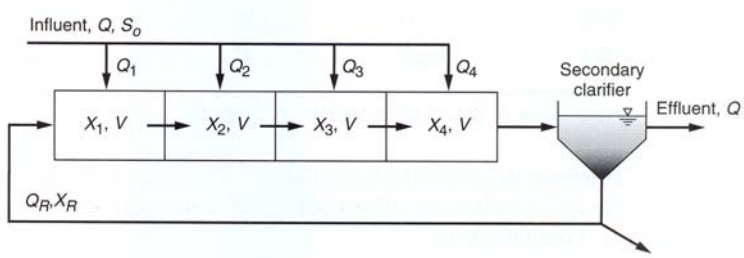
توجه: در ابتدا برای شروع حل مسئله فرض کنید غلظت bCOD محلول مرحله ۴ برابر mg/l ۱ می باشد.

پارامتر	واحد	مقدار
ماکزیمم سرعت ویژه مصرف سوبسترا , k	g VSS/g VSS.d	۱/۲
ثابت نیمه سرعت , K_S	mg COD/l	
فاضلاب A		۵۰
فاضلاب B		۷۵
فاضلاب C		۱۰۰
Y	g VSS/g COD	۰/۳۵
تجزیه خودتخریبی , k_d	g VSS/g VSS.d	۰/۱

توجه: مقدار A ، B یا C توسط مدرس انتخاب شود.

۲-۲۶ فرآیندهای لجن فعال زیر را بر حسب کیفیت پساب خروجی, نیازمندیهای زمین, اختلاط، نیازهای انرژی، نیازهای بهره برداری و توانایی کنترل جریانها و بارهای متغیر مقایسه کنید: اختلاط کامل، اکسیژن خالص، تثبیت تماسی و نهراکسیداسیون.

۲-۲۷ یک سیستم لجن فعال تغذیه چهار مرحله ای که در شکل زیر نشان داده است دارای حجم برابر در هر مرحله تانک هوادهی ۲۴۰ m^3 می باشد. با استفاده از پارامترهای طراحی داده شده در زیر , غلظت MLSS را در هر تانک تعیین کنید.



پارامتر	واحد	مقدار		
		فاضلاب A	فاضلاب B	فاضلاب C
X_R	mg VSS/L	۱۰۰۰۰	۱۰۰۰۰	۱۰۰۰۰
Q_R	m^3/d	۲۰۰۰	۴۰۰۰	۶۰۰۰
Q	m^3/d	۴۰۰۰	۴۰۰۰	۴۰۰۰
Q_1	m^3/d	۸۰۰	۸۰۰	۸۰۰
Q_2	m^3/d	۱۲۰۰	۱۲۰۰	۱۲۰۰

Q_3	m^3/d	۱۰۰۰	۱۰۰۰	۱۰۰۰
Q_4	m^3/d	۱۰۰۰	۱۰۰۰	۱۰۰۰

توجه: مقدار A ، B یا C توسط مدرس انتخاب شود.

۲-۲۸ در زیر شرایط بهره برداری یک فرآیند انوکسیک / هوازی همانند آنچه در مثال ۵-۲ برای حذف ۸۵ درصد نیتروژن نشان داده شد, بیان شده است.

پارامتر	واحد	مقدار
جریان	m^3/d	۱۰۰۰
BOD	mg/l	۲۰۰
rbCOD	mg/l	
فاضلاب A		۶۰
فاضلاب B		۹۵
فاضلاب C		۱۲۰
قلیائیت	mg/l ($CaCO_3$)	۲۰۰
TKN	mg/l	۳۵
دما		۱۵
MLSS	mg/l	۳۵۰۰
جرم سلولی (VSS)	mg/l	۱۶۲۰
RAS (TSS)	mg/l	۱۰۰۰۰
حجم هوازی		۴۶۰
SRT هوازی		۱۰
مقدار نیتروژن جرم سلولی		۰/۱۲
آمونیاک خروجی	mg/l	۱

توجه: مقدار A ، B یا C توسط مدرس انتخاب شود.

تعیین کنید الف) دبی جریان m^3/d و نسبت جریان برگشت داخلی ب) حجم تانک انوکسیک و زمان ماند هیدرولیکی برای یک راکتور انوکسیک تک مرحله ای ج) حجم تانک انوکسیک و زمان ماند هیدرولیکی برای هر مرحله از تانک انوکسیک سه مرحله ای با حجمهای مساوی در هر مرحله د) غلظت قلیائیت نهایی ه) اکسیژن مورد نیاز (kg/d) برای فرآیند انوکسیک/ هوازی در مقایسه باسیستم هوازی بدون تانک انوکسیک.

۲-۲۹ یک سیستم موجود لجن فعال در حداقل دمای $10^{\circ}C$ بهره برداری می شود. سیستم به یک فرآیند انوکسیک/ هوازی تغییر یافته است و تانک انوکسیک ۱۰ درصد حجم کل محاسبه شده است. برای حجم کل تانک و شرایط فاضلاب طرح زیر تعیین کنید: الف) غلظت هایآمونیاک و نیتراتخروجی با فرض اینکه ضریب ایمنی نیتریفیکاسیون ۱/۵ است ب) نسبت

حداقل جریان برگشت داخلی مورد نیاز متناسب با ظرفیت حذف نیترات در تانک انوکسیک. از ضرایب ضروری جدول ۱۰-۲ و ۱۱-۲ استفاده کنید.

پارامتر	واحد	مقدار
جریان	m^3/d	۸۰۰۰
bCOD	mg/l	۲۴۰
rbCOD	mg/l	
فاضلاب A		۲۵
فاضلاب B		۵۰
فاضلاب C		۷۵
nbVSS	mg/l	۶۰
TSS	mg/l	۸۰
VSS	mg/l	۷۰
TKN	mg/l	۴۰
MLSS	mg/l	۳۵۰۰
حجم تانک	m^3	۳۶۰۰
نسبت RAS	بدون واحد	۰/۵
مقدار نیتروژن جرم سلولی	g N/g VSS	۰/۱۲
DO تانک هوادهی	mg/l	۲

توجه: مقدار A ، B یا C توسط مدرس انتخاب شود.

۳۰-۲ یک سیستم نهراکسیداسیون با هواده سطحی مکانیکی بهره برداری می شود که نیمی از حجم تانک هوازی با غلظت اکسیژن محلول از ۰ تا mg/l ۲ متغیر است. با اطلاعات داده شده زیر, غلظت های نیترات و آمونیاک(با فرض ضریب ایمنی ۱/۵) را تعیین کنید.

پارامتر	واحد	مقدار
حجم نهر	m^3	۴۶۰۰
MLSS	mg/l	۳۵۰۰
دما	$^\circ C$	۱۰
BOD	mg/l	
فاضلاب A		۲۵۰
فاضلاب B		۲۲۰
فاضلاب C		۲۰۰
nbVSS	mg/l	۸۰
TKN	mg/l	۴۰
TSS	mg/l	۲۲۰
VSS	mg/l	۲۱۰

توجه: مقدار A ، B یا C توسط مدرس انتخاب شود.

۲-۳۱ برای مشخصات فاضلاب زیر, یک سیستم SBR با استفاده از دو تانک برای تولید غلظت آمونیاکو نیترات خروجی به ترتیب ۱ mg/l و ۶mg/l طراحی کنید. فرض کنید زمان هوادهی, ته نشینی و تخلیه بازای هر چرخه به ترتیب ۲ ، ۱ و ۰/۵ ساعت و غلظت MLSS برابر ۴۰۰۰ mg/l است. تعیین کنید: الف) نسبت حجم پر ب) حجم هر تانک SBR ج) سرعت پمپاژ تخلیه د) ضریب ایمنی نیتریفیکاسیون. فرض کنید غلظت اکسیژن محلول هوادهی ۲ mg/l است و فقط اختلاط انوکسیک در حین دوره پر انجام می شود.

پارامتر	واحد	مقدار
جریان		۵۰۰۰
BOD	mg/l	۲۵۰
rbCOD	mg/l	۵۰
nbVSS	mg/l	۱۲۰
TKN	mg/l	
فاضلاب A		۴۵
فاضلاب B		۴۰
فاضلاب C		۳۵
TSS	mg/l	۲۲۰
VSS	mg/l	۲۱۰
دما	$^{\circ}C$	۱۲

توجه: مقدار A ، B یا C توسط مدرس انتخاب شود.

۲-۳۲ برای مثال فرآیند دنیتریفیکاسیون رشد معلق انوکسیک نهایی که در مسئله ۹-۲ نشان داده شد، SRT طراحی ۵ روز استفاده می شود. تعیین کنید الف) تغییر مقدار متانول مورد نیاز (kg/d) ب) حجم لجن تولید شده (kg/d) ج) حجم تانک انوکسیک در صورتیکه SRT طراحی ۱۵ روز جایگزین شود. اگر هزینه های متانول ۰/۰۵ دلار بازای هر کیلوگرم باشد، آیا SRT طراحی طولانی تر اقتصادی تر خواهد بود؟

۲-۳۳ یک سیستم A^2O برای حذف بیولوژیکی فسفر و نیتروژن با SRT برابر ۱۵ روز طراحی شده است. بازده مشاهده شده ۰/۶ g TSS /g BOD برآورد شده و مشخصات فاضلاب زیر بعد از تصفیه اولیه بدست آمده است.

پارامتر	واحد	مقدار
BOD	mg/l	
فاضلاب A		۱۵۰
فاضلاب B		۱۴۰
فاضلاب C		۱۲۰
TKN	mg/l	۳۵
TSS	mg/l	۸۲
VSS	mg/l	۷۲

pH	۷/۲

توجه: مقدار A ، B یا C توسط مدرس انتخاب شود.

تعیین کنید: الف) غلظت فسفر محلول خروجی برآورد شده برای فرآیند حذف بیولوژیکی فسفر ب) مقدار فسفر لجن دفع شده (بر حسب درصد وزن خشک). چه پارامتر اضافی از مشخصات فاضلاب را پیشنهاد می کنید تا تخمین بهتری از غلظت فسفر خروجی بدست آید؟

۲-۳۴ یک فرآیند A^2O با زمان ماند جامدات ۱۲ روز بهره برداری می شود و غلظت مواد مغذی پساب خروجی زیر همراه با نسبتهای برگشتی (RAS) لجن فعال برگشتی و داخلی به ترتیب ۳ و ۵ بدست می آید:

غلظت فسفر محلول در پساب خروجی = ۰/۵ mg/l

غلظت نیترات در پساب خروجی = ۵ mg/l

با فرض مشخصات فاضلاب ورودی و SRT بدست آمده مشابه، تعیین کنید الف)تغییر در غلظت نیترات و فسفر محلول خروجی در صورتیکه نسبت جریان برگشت داخلی به ۲ ، ۲/۵ یا ۲/۸ (توسط طراح انتخاب شود) تغییر یابد و نسبت RAS به ۱ افزایش پیدا کند . ب) چه مقدار rbCOD اضافی ورودی بوسیله نیترات ورودی به منطقه بی هوازی مصرف می شود؟

۲-۳۵ با تغییر مشخصات فاضلاب یا شرایط بهره برداری فرآیند که در زیر آمده است, توضیح دهید آیا غلظت فسفر پساب خروجی سیستم A^2O افزایش, کاهش و یا بصورت مشابه باقی خواهد ماند. اصول اصلی فرآیند را برای توضیح کلیات پاسخ خود بیان کنید.

۱- SRT افزایش یافته است.

۲- غلظت rbCOD ورودی افزایش می یابد.

۳- غلظت جامدات معلق خروجی زلال ساز افزایش می یابد.

۴- غلظت نیترات بیشتری در چرخه لجن فعال برگشتی وجود دارد.

۵- غلظت BOD ذره ای ورودی افزایش می یابد.

۲-۳۶ اطلاعات ته نشینی حاصل از آزمایشات مایع مخلوط یک طرح لجن فعال در جدول زیر داده شده است. اگر میزان سرریز زلال ساز ۰/۸۲ ، ۱ یا ۱/۲ mg/l (توسط مدرس انتخاب شود) و غلظت MLSS در RAS برابر ۱۰۵۰۰ mg/l باشد, درصد مقدار برگشت RAS را تعیین کنید. اگر مقدار MLSS در RAS برابر ۱۵۰۰۰ mg/l شود, سرعت میزان برگشت چه مقدار خواهد شد؟

ارتفاع مشترک مایع / جامدات لجن در ستون آزمایش بصورت تابعی از زمان و غلظت مایع مخلوط						
غلظت MLSS , mg/l						
زمان , دقیقه	۱۰۰۰	۲۰۰۰	۳۰۰۰	۵۰۰۰	۱۰۰۰۰	۱۵۰۰۰

۰	۰	۰	۰	۰	۰	۰
۳	۴/۹	۱۷/۱	۴۱/۲	۹۰/۵	۱۱۷/۱	۱۰
۶/۱	۱۰/۱	۳۴/۱	۸۴/۱	۱۶۷/۱	۱۸۹	۲۰
۹/۱	۱۴/۹	۵۰/۹	۱۲۷/۷	۱۸۲/۹	۱۹۲/۱	۳۰
۱۱/۹	۲۰/۱	۶۸	۱۵۶/۱	۱۸۸/۱	۱۹۳	۴۰
۱۴	۲۵/۹	۸۵/۱	۱۶۶/۲	۱۸۹	۱۹۳	۵۰
۱۵/۹	۳۱/۱	۱۰۲/۱	۱۷۲	۱۸۹/۹	۱۹۳/۹	۶۰

توجه: داده های جدول با فاصله بالای ستون ته نشینی تا سطح میانی لجن به مرور زمان تطابق دارد.

۲-۳۷ دو زلال ساز ثانویه با سرعت سر ریز ۱ m/h و غلظت MLSS تانک لجن فعال mg/l ۴۰۰۰ بهره برداری می شود. بر اساس آزمایشات تغلیظ لجن ، سرعت ته نشینی سطحی را می توان با رابطه زیر توصیف کرد:

$$V_i = V_0(e^{-kX})$$

V_i = سرعت سطحی ته نشینی , m/d

X = غلظت MLSS ، g/l

V_0 = ۱۷۲ m/d

k = ۰/۴۰۰۴ l/g

الف) فلاکس جامدات ناشی از تغلیظ را بصورت تابعی از غلظت MLSS برحسب g/l رسم کنید.

ب) بر روی منحنی مشابهی، سرعت سر ریز را در حین بهره برداری خط فلاکس رسم کنید و نقطه ثابت بهره برداری را نشان دهید.

ج) سرعت فلاکس جامدات و نسبت برگشت را برای بهره برداری زلال ساز در غلظت جریان تحتانی ۱۰ ، ۱۱ یا ۱۲ g/l تعیین کنید.

د) غلظت MLSS ممکن را با بهره برداری فقط یک زلال ساز و استفاده از غلظت جریان حداقل بالا تعیین کنید. نقطه ثابت بهره برداری و خط فلاکس بهره برداری سرعت سرریز جدید را مشخص کنید.

۲-۳۸ یک لاگون هوادهی برای تصفیه $۱۰۰۰۰\ m^3/d$ فاضلاب تحت شرایط زیر طراحی کنید:

۱- جامدات معلق و BOD محلول ورودی = ۱۵۰ mg/l

۲- ثابت درجه اول سرعت حذف کلی BOD = $۲\ d^{-1}$ در دمای $۲۰^\circ C$

۳- دمای تابستان = $۲۷^\circ C$

۴- دمای تابستان = $۷^\circ C$

۵- دمای فاضلاب = $۱۵^\circ C$

۶- ضریب دما = ۱/۰۷

۷- β =۱ ، α =۰/۸۵

۸- ارتفاع از سطح دریا = ۱۲۵۰ متر

۹- غلظت اکسیژنی که باید نگهداری شود = ۲ mg/l

۱۰- عمق لاگون = ۲ متر

۱۱- زمان ماند هیدرولیکی = ۱۰ روز

۱۲- ثابت نسبت دما f = ۱۲×۱۰^{۶}

مساحت سطح, دمای زمستان و تابستان لاگون و BOD خروجی در تابستان و زمستان را تعیین کنید. اگر بازده رشد حدود ۰/۵ (بر حسب BOD) باشد، غلظت جامدات بیولوژیکی لاگون، نیازهای اکسیژن و نیازهای برق را در شرایط زمستان و تابستان تعیین کنید. از هواده های سطحی با سرعت ۱/۵ kg O_2/ kw.h استفاده کنید.

۳۹-۲ یک فرآیند متداول لجن فعال با حجم تانک هوادهی ۴۶۰۰ m^3 و SRT برابر ۶ روز و غلظت MLSS برابر ۲۵۰۰ mg/l برای فاضلاب زیر بعد از تصفیه اولیه بهره برداری می شود.

پارامتر	واحد	مقدار
جریان	m^3/d	۱۵۰۰۰
BOD	mg/l	۱۵۰
nbVSS	mg/l	۳۵
TSS	mg/l	۸۰
VSS	mg/l	۶۸
TKN	mg/l	۳۵

توجه: مقدار A ، B یا C توسط مدرس انتخاب شود.

سیستم باید برای تصفیه جریان اضافی و انجام نیتریفیکاسیون ارتقاء داده شود و غلظت آمونیاک خروجی ۱ mg/l تولید شود. SRT برابر۱۲ روزه انتخاب شده و جداسازی غشایی جایگزین فعالیت زلال ساز ثانویه شده است که به دلیل فضای محدود برای تانکهای هوادهی اضافی است. با فرض مشخصات مشابه فاضلاب و استفاده از حجم مشابه تانک هوادهی با غلظت MLSS برابر ۱۰۰۰۰ mg/l، ۱۲۰۰۰ یا ۱۵۰۰۰(توسط مدرس انتخاب شود), تعیین کنید: الف) امکان دبی جدید تصفیه فاضلاب ب) بارگذرای حجمی BOD جدید و قدیم ($kg/m^3.d$) و نسبتهای F/M ج) مساحت سطح غشاء مورد نیاز با فرض سرعت فلاکس ۹۰۰ $l/m^2.d$

۴۰-۲ با استفاده از ماتریکس مدل ASM1 بیان شده در جدول ۳۱-۲ , مجموع تمام روابط سرعت را بنویسید که سرعت تغییر ترکیبات زیر را در مدل توصیف می کند:

- مقدار جرم سلولی هتروتروفیک
- مقدار جرم سلولی اتوتروف
- مقدار COD قابل تجزیه بیولوژیکی سریع
- مقدار COD قابل تجزیه بیولوژیکی کند.

منابع :

Adams, C. E., and W. W. Eckenfelder, Jr. (eds.) (1974) Process Design Techniquesfor Industrial Waste Treatment, Enviro, Nashville.

Albertson, O. E. (1987) "The Control of Bulking Sludges: From the Early Innovators to Current Practice," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 59, p. 172.

Anderson, N. E. (1945) "Design of Final Settling Tanks for Activated Sludge," Sewage Works Journal, vol. 17, no. I.

Arceivala, S. J. (1998) Wastewater Treatmentfor Pollution Control, 2d ed., Tata, McGraw-Hill Publishing Company Limited, New Delhi.

Ardem, E., and W. T. Lockett (1914) "Experiments on the Oxidation of Sewage without the Aid of Filters," Journal Society of Chemical Industries, vol. 33, p. 523.

ASCE (1998) Design of Municipal Wastewater Treatment Plants, 4th ed., ASCE Manual and Report on Engineering Practice, No. 76, American Society of Civil Engineers, Reston, VA.

Barker, P. L., and P. L. Dold (1997) "General Model for Biological Nutrient Removal in Activated Sludge Systems: Model Presentation," Water Environment Research, vol. 69, no. 5,pp. 969-984.

Barnard, J. L. (1973) "Biological Denitrification," Water Pollution Control (G.B.), vol. 72, no. 6,pp. 705-720.

Barnard, J. L. (1974) "Cut P and N without Chemicals," Water and Wastes Engineering, vol. 11, pp. 41-44.

Barnard, J. L. (1975) "Biological Nutrient Removal without the Addition of Chemicals," Water Research, vol. 9, pp. 485-490.

Barnard, J. L. (1984) "Activated Primary Tanks for P~osphate Removal," Water SA, vol. 10, pp. 121-126.

Bradstreet, K. A., and G. R. Johnson (1994) "Study of Critical Operational Parameters for Biological Nitrogen Reduction at a Municipal Wastewater Treatment Plant," Proceedings, Water Environment Federation 67th Annual Conference & Exposition, pp. 669-680.

Brindle, K., and T. Stephenson (1996) "The Application of Membrane Biological Reactors for the Treatment of Wastewaters," Biotechnology and Bioengineering, vol. 49, p. 601.

Burdick, C. R., D. R Refling, and H. D. Stensel (1982) "Advanced Biological Treatment to Achieve Nutrient Removal," Journal of Water Pollution Control Federation, vol. 54, no. 7.

Carrio, L., F. Streett, K. Mahoney, C. deBarbadillo, J. Anderson, K. Abraham, and N. Passerelli (2000) "Practical Considerations for Design of a Step-Feed Biological Nutrient Removal System," Proceedings of the Municipal Wastewater Treatment Symposium: Nitrogen and Phosphorus Removal, 73d Annual Conference, Water Environment Federation, Anaheim, CA.

Choo, K.-H., and H. D. Stensel (2000) "Sequencing Batch Membrane Reactor Treatment: Nitrogen Removal and Membrane Fouling Evaluation," Water Environment Research, vol. 72, pp. 490--498.

Chudoba, J., P. Grau, and V. Ottova (1973) "Control of Activated Sludge Filamentous Bulking II. Selection of Microorganisms by Means of a Selector," Water Research, vol. 7, pp. 1389-1406.

Cicek, N., J. P. Franco, M. T. Suidan, and V. Urbain (1998) "Using a Membrane Bioreactor to Reclaim Wastewater," Journal of American Water Works Association, vol. 76, p. 356.

Clark, H. W., and G. 0, Adams (1914) "Sewage Treatment by Aeration and Contact in Tanks Containing Layers of Slate," Engineering Record 69, 158.

Cote, P., H. Buisson, and P. Matthieu (1998) "Immersed Membranes Activated Sludge process Applied to the Treatment of Municipal Wastewater," Water Science Technology, vol. 38, pp. 437--482. .

Crites, R, and G. Tchobanoglous (1998) Small and Decentralized Wastewater Management Systems, McGraw-Hill, New York.

Crosby, R M., and J. H. Bender (1980) "Hydraulic Considerations That Affect Clarifier Performance," EPA Technology Transfer.

Crown Zellerbach Corp. (1970) "Aerated Lagoon Treatment of Sulfite Pulping Effluents," U.S. Environmental Protection Agency, Water Pollution Control Series, Report No. 12040 ELW.

Daigger, G. T. (1995) "Development of Refined Clarifier Operating Diagrams Using an Updated Settling Characteristics Database," Water Environment Research, vol. 67, pp. 95-100.

Daigger, G. T., G. D, Waltrip, E. D. Rumm, and L. A. Morales (1988) "Enhanced Secondary Treatment Incorporating Biological Nutrient Removal," Journal of Water Pollution Control Federation, vol. 60, pp. 1833-1842.

Dold, P. L., W. K. Bagg, and G~ v. R Marais (1986) "Measurement of the Readily Biodegradable COD Fraction (Sb.) in Municipal Wastewater by Ultrafiltration," Research Report No. WS7, University of Cape Town, Cape Town, South Africa.

Dold, P. L., G. A. Ekama, and G. v. R Marais (1986) "Evaluation of the General Activated Sludge Model," Proposed by the IAWPRC Task Group, Water Science and Technology, vol. 18, pp. 63-69.

Eikelboom, D. H. (1975) "Filamentous Organism in Activated Sludge," Water Research, vol. 9, p.365.

Eikelboom, D. H. (2000) Process Control of Activated Sludge Plants by Microscopic Investigation, IWA Publishing, London.

Ekama, G. A., P. L. Dold,.and G. v. R Marais (1986) "Procedures for Determining Influent COD Fractions and the Maximum Specific Growth Rate of Heterotrophs in Activated Sludge Systems," Water Science Technology, vol. 18, no. 6.

Ekama, G. A., 1. p, Srebritz, and G. v. R. Marais (1983) "Considerations in the Process Design of Nutrient Removal Activated Sludge Processes," Water Science and Technology, vol. 15, pp. 283-318.

Fernandez, A., J. Lozier, G. Daigger (2000) "Investigating Membrane Bioreactor Operation for Domestic Wastewater Treatment: A Case Study," Municipal Wastewater Treatment Symposium: Membrane Treatment Systems, Proceedings, 73d Annual Conference, { Water Environment Federation, Anaheim, CA.

Fillos, J., D. Katehis, K. Ramalingam, L. A. Carrio, and K. Gopalakrishan (2000) "Determination of Nitrifier Growth Rates in New York City Water Pollution Control Plants," Research Symposium: Nitrogen Removal, Proceedings, 73d Annual Conference, Water Environment Federation, Anaheim, CA.

Fleckseder, H. R., and J. F. Malina (1970) "Performance of the Aerated Lagoon Process," Technical Report CRWR-7l, Center for Research in Water Resources, University of Texas, Austin, TX.

Giese, T. P., and M. D. Larsen (2000) "Pilot Testing New Technology at the Kitsap County Sewer District No. 5/City of Port Orchard, WA. Joint Wastewater Treatment Facility," Municipal Wastewater Treatment Symposium: Membrane Treatment Systems, Proceedings, 73d Annual Conference, Water Environment Federation, Anaheim, CA.

GLUMRBSS (1978) Recommended Standards for Sewage Works (Ten State Standards), Great Lakes-Upper Mississippi River Board of State Sanitary Engineers.

Goronsky, M. (1979) "Intermittent Operation of the Extended Aeration Process for Small Systems," Journal of Water Pollution Control Federation, vol. 51, p. 272.

Grady, C. P. L., Jr., G. T. Daigger, and H. C. Lim (1999) Biological Wastewater Treatment, 2d ed., Marcel Dekker, Inc., New York.

Grady, C. P. L. Jr., W. Gujer, G. v. R. Marais, and T. Matsuo (1986) "A Model for SingleSludge Wastewater Treatment Systems," Water Science Technology, vol. 18, no. 6, p. 47.

Hellinga, C., A. A. J . C. Schellen, J. W. Mulder, M. C. M. van Loosdrecht, and J. J. Heijnen (1998) "The Sharon Process: An Innovative Method for Nitrogen Removal from Ammonium-Rich Waste Water," Water Science Technology, vol. 37, pp. 135-142.

Henze, M. (1991) "Capabilities of Biological Nitrogen Removal Processes from Wastewater," Water Science Technology, vol. 23, pp. 669-679.

Henze, M., C. P. L. Grady, W. Gujer, G. v. R. Marais, and T. Matsuo (1987a) Activated Sludge Model No.1, IAWPRC Scientific and Technical Reports, no. 1, IAWPRC, London.

Henze, M., C. P. L. Grady, Jr., W. Gujer, G. v. R. Marais, and T. Matsuo (1987b) "A General Model for Single Sludge Wastewater Treatment Systems," Water Research (G.B.), vol. 21, p. 545.

Henze, M., W. Gujer, T. Mino, T. Matsuo, M. C. Wentzel, and G. v. R. Marais (1995) Activated Sludge Model No.2, IAWQ Scientific and Technical Reports, no. 3.

Hong, S. N., Y. D. Feng, and R. D. Holbrook (1997) "Enhancing Denitrification in the Secondary Anoxic Zone by RAS Addition: A Full Scale Evaluation," P,:oceedings, Water Environment Federation 70th Annual Conference & Exposition, pp. 411-417.

Huang, J .Y. C., and M. D. Cheng (1984) "Measurements and New Applications of Oxygen Uptake Rates in Activated Sludge Process," Journal Water Pollution Control Federation. vol. 56, p. 787.

Irvine, R. L., L. H. Ketchum, R. Breyfogle, and E. F. Barth (1983) "Municipal Applications of Sequencing Batch Treatment," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 59, no. 5.

Jenkins, D., M. G. Richards, and G. T. Daigger (1993) The Causes and Cures of Activated Sludge Bulking and Foaming, 2d ed., Lewis Publishers, Ann Arbor, MI.
Kang, S. J., et al. (1987) Handbook, Retrofitting POTWsfor Phosphorus Removal in the Chesapeake Bay Drainage Basin, EPA 625/6-87-017, U.S. Environmental Protection Agency, Cincinnati, OH.
Keinath, T. M. (1985) "Operational Dynamics and Control of Secondary Clarifiers," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 57, no. 7, pp. 770-776.
Keinath, T. M., M. D. Ryckman, C. H. Dana, and D. A. Hofer (1977) "Activated Sludge-Unified System Design and Operation," Journal Environmental Engineering, vol. 103, p. 829.
Levin, G. v., G. J. Topol, and A. G. Tarnay (1975) "Operation of Full Scale Biological Phosphorus Removal Plant," Journal of Water Pollution Control Federation, vol. 47, pp. 577-590.
Ludzack, F. T., and M. B. Ettinger (1962) "Controlling Operation to Minimize Activated Sludge Effluent Nitrogen," Journal of Water Pollution Control Federation, vol. 34, no. 9.
Mamais, D., D. Jenkins, and P. Pitt (1993) "A Rapid Physical-Chemical Method for the Determination of Readily Biodegradable Soluble COD in Municipal Wastewater," Water Research, vol. 27, pp. 195-197.
Mancini J. L., and E. L. Barnhart (1968) "Industrial Waste Treatment in Aerated Lagoons," in E. F. Gloyna and W. W. Eckenfelder, Jr. (eds.), Advances in Water Quality Improvement, University of Texas Press, Austin, TX.
McKinney, R. E. (1962) "Mathematics of Complete Mixing Activated Sludge," Journal Sanitary Engineering Division, American Society of Civil Engineers, Eng., 88, SA3.
McKinney, R. E., and H. H. Benjes, Jr. (1965) "Evaluation of Two Aerated Lagoons," Journal of Sanitary Engineering, American Society of Civil Engineers, vol. 91, pp. 43-55.
McKinney, R. E., J. M. Symons, W. G. Shifron, and M. Vezina (1958) "Design and Operation of a Complete Mixing Activated Sludge System," Sewage and Industrial Wastes, vol. 30, pp. 287-295.
McWhirter, J. R. (1978) The Use of High-Purity Oxygen in the Activated Sludge Process, vol. I and III, CRC Press, West Palm Beach, FL.
Merlo, R. R., S. Adham, P. Gagliardo, R. S. Trussell, and R. Trussell (2000) "Application of Membrane Bioreactor Technology for Water Reclamation," Proceedings, Water Environment Federation, 73th Annual Conference, Anaheim, CA.
Metcalf & Eddy (1930) Sewerage and Sewage Disposal, A Textbook, McGraw-Hill Book Co., New York.
Metcalf & Eddy (1991) Wastewater Engineering: Treatment Disposal, and Reuse, -6. Tchobanoglous and F. L. Burton (eds.), McGraw-Hill, New York.
Mourato, D., D. Thompson, C. Schneider, N. Wright, M. Devol, and S. Rogers (1999) "Upgrade of a Sequential Batch Reactor into a Zenogem® Membrane Bioreactor," Proceedings, Water Environment Federation 72nd Annual Conference, New Orleans, LA.
Murakami, C., and R. Babcock, Jr. (1998) "Effect of Anoxic Selector Detention Time and Mixing Rate on Denitrification Rate and Control of Sphaerotilus Natans Bulking," Proceedings, Water Environment Federation 71st Annual Conference & Exposition, pp.89-98.
Murphy, K., and A. Wilson (1974) "Characterization of Mixing in Aerated Lagoons," Journal Environmental Engineering Division, American Society of Civil Engineers, vol. 100, p. 1105.
Oldham, W. K., and G. M. Stevens (1985) "Operating Experiences with the Kelowna Pollution Control Centre," Proceedings of the Seminar on Biological Phosphorus Removal in Municipal Wastewater Treatment, Penticton, British Columbia, Canada.
O'Neill, M., and N. J. Huren (1995) "Achieving Simultaneous Nitrification and Denitrification of Wastewater at Reduced Costs," Water Science Technology, vol. 32, p. 303.
Orhon, D., and N. Arton (1.994) Modelling of Activated Sludge Systems, Technomic Publishing Co., Inc., Lancaster, PA.
Parker, D. S., D. J. Kinnear, and E. J. Wahlberg (2001) "Review of Folklore in Design and Operation of Secondary Clarifiers," Journal of Environmental Engineering, vol. 127, pp. 476-484.
Parkin, G. F., and P. L. McCarty (1981) "Sources of Soluble Organic Nitrogen in Activated Sludge Effluents," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 53, pp. 89-98.
Rabinowitz, B., and W. K. Oldham (1985) "The Use of Primary Sludge Fermentation in the Enhanced Biological Phosphorus Removal Process," Proceedings of University of British Columbia Conference on New Directions and Research in Waste Treatment and Management, Vancouver, Canada.

Randall, C. w., J. L. Barnard, and H. D. Stensel (1992) Design and Retrofit of Wastewater Treatment Plants for Biological Nutrient Removal, Technomics Publishing, Lancaster, PA.
Reardon, R. D., T. Kolby, and M. Odo (1996) "The LOTI Nitrogen Removal Facilities: A First Year Evaluation," Proceedings, Water Environment Federation 69th Annual Conference & Exposition, pp. 695-705.
Reed, S. c., R. W. Crites, and E. J. Middlebrooks (1995) Natural Systems for Waste Management and Treatment, 2nd ed., McGraw-Hill, New York.
Rensink, J. H. (1974) "New Approach to Preventing Bulking Sludge," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 46, no. 8, pp. 1888-1894.
ReVoir, G. J., II, D. R. Refling, and H. J. Losch. (2000) "Wastewater Process Enhancements Utilizing Submerged Membrane Technology," Proceedings of the Municipal Wastewater Treatment Symposium: Membrane Treatment Systems; 73d Annual Conference, Water Environment Federation, Anaheim, CA.
Rich, L. G. (1982)"Design Approach to Dual-Powered Aerated Lagoons," Journal Environmental Engineering Division, American Society of Civil Engineers, vol. 108, no. 3,pp. 532-548.
Rich, L. G. (1996) "Modification of Design Approach to Aerated Lagoons," Journal Environmental Engineering Division, American Society of Civil Engineers, vol. 122, no. 2, pp. 149-153.
Rich, L. G. (1999) High Performance Aerated Lagoon Systems, American Academy of Environmental Engineers, Annapolis, MD.
Rittman, B. E., and W. E. Langeland (1985) "Simultaneous Denitrification with Nitrification in Single-Channel Oxidation Ditches," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 57, p.300.
Shao, Y. J., M. Starr, K. Kaporis, H. S. Kim, and D. Jenkins (1997) "Polymer Addition as a Solution to Nocardia Foaming Problems," Water Environment Research, vol. 69, no. l.
Slater, N. J., and Y. Bian (1995) "Application of the Cyclic Activated Sludge System to Municipal and Industrial Wastewater Treatment," Seminar Proceedings, Wastewater Treatment Technology-Looking into the 21st Century, The Chartered Institution of Water and Environmental Management.
Stensel, H. D. (1981) "Biological Nitrogen Removal System Design," Water, American Institute of Chemical Engineers, p. 237.
Stensel, H. D., and T. E. Coleman (2000) "Technology Assessments: Nitrogen Removal Using Oxidation Ditches," Water Environment Research Foundation.
Stensel, H. D., T. E. Coleman, W. B. Denham, and D. Fleishman (1995) "Innovative Processes Used to Upgrade Oxidation Ditch for Nitrogen Removal and SVI Control," Proceedings of the 68th Annual Conference and Exposition, Water Environment Federation, Miami Beach, FL.
Stensel, H. D., and G. Home (2000) "Evaluation of Denitrification Kinetics at Wastewater Treatment Facilities," Proceedings, Research Symposium, Water Environment Federation 73d Annual Conference & Exposition, Anaheim, CA.
Stensel, H. D., R. C. Loehr, and A. W. Lawrence (1973) "Biological Kinetics of SuspendedGrowth Denitrification," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 45, p. 249.
Stenstrom, M. K., and S. S. Song (1991) "Effects of Oxygen Transport Limitations on Nitrification in the Activated Sludge Process," Research Journal Water Pollution Control Federation, vol. 63, p. 208.
Stephens, H. L., and H. D. Stensel (1998) "Effect of Operating Conditions on Biological Phosphorus Removal," Water Enyironment Research, vol. 70, pp. 360-369.
Stephenson, T., J. Simon, B. Jefferson, and K. Brindle (2000) Membrane Bidreactors for Wastewater Treatment, IWA Publishing, London.
Strom, P. E, and D. Jenkins (1984) "Identification and Significance of Filamentous Microorganisms in Activated Sludge," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 56, no. 5.
Trivedi, H., and N. Heinen (2000) "Simultaneous NitrificationlDenitrification by Monitoring NAOH Fluorescence in Activated Sludge," Proceedings of the Facility Operations II: Innovative Technology Forum; 73d Annual Conference, Water Environment Federation, Anaheim, CA.
Trussell, R. S., S. Adham, P. Gagliarado, R. Merlo, and R. R. Trussell (2000) "WERF: Application of MBR Technology for Wastewater Treatment," Proceedings of the 73d Annual Water Environment Federation Conference, Anaheim, CA, Oct. 14-18,2000.
U.S. EPA (1992) Wastewater Treatment/Disposal for Small Communities, EPN625/R-92/005, U.S. Environmental Protection Agency, Washington, DC.

U.S. EPA (1993) Nitrogen Control Manual, EPN625/R-93/01O, Office of Research and Development, U.S. Environmental Protection Agency, Washington, DC.

Van Dijk, L., and G. C. G. Roncken (1997) "Membrane Bioreactor for Wastewater Treatment: The State of the Art and New Developments," Water Science and Technology, vol. 35, p.53.

Van Huyssteen, J. A., J. L. Barnard, and J. Hendriksz (1990) "The Olifantsfontein Nutrient Removal Plant," Water Science and Technology, vol. 22, pp. 1-8.

Wahlberg, E. J. (1995) "Update on Secondary Clarifiers; Design, Operation, and Performance," Proceedings, Fourth National Wastewater Treatment Technology Transfer Workshop, Kansas City, MO.

Wahlberg, E. J., and T. M. Keinath (1988) "Development of Settling Flux Curves Using SVI," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 60, pp. 2095-2100.

Wanner, J. (1994) Activated Sludge Bulking and Foaming Control, Technomic Publishing, Lancaster, PA.

WEF (1995) Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 19th Edition, Water Environment Federation, Alexandria, VA.

WEF (1996) Operation of Municipal Wastewater Treatment Plants, 5th ed., Manual of Prac~ce no. 11, vol. 2, Water Environment Federation, Alexandria, VA.

WEF (1998) Design of Wastewater Treatment Plants, 4th ed., Manual of Practice no. 8, Water Environment Federation, Alexandria, VA.

Wentzel, M. c., P. L. Dold, G. A. Ekama, and G. v. R. Marais (1990) "Enhanced Polyphosphate Organism Cultures in Activated Sludge Systems, Part III, Kinetic Model," Water Science, vol. 15, pp. 89-102.

Wentzel, M. C., G. A. Ekama, R. E. Luewenthal, P. L. Dold, and G. v. R. Marais (1989) "Enhanced Polyphosphate Organism Cultures in Activated Sludge Systems, Part II, Experimental Behavior," Water Science, vol. 15, pp. 71-88.

Wilson, T. E. (1996) "A New Approach to Interpret Settling Data," Proceedings of Water Environment Federation 69th Annual Conference and Exposition, vol. 1, Part 1. Wastewater Treatment Research, Alexandria, VA.

Wilson, T. E., and J. S. Lee (1982) "Comparison of Final Clarifier Design Techniques," Journal of Water Pollution Control Federation, vol. 54, p. 1376.

Wood, D. K., and G. Tchobanoglous (1975) "Trace Element in Biological Waste Treatment," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 47, no. 7.

WPCF (1985) Clarifier Design, Manual of Practice FD-8, Water Environment Federation, Alexandria, VA.

WPCF(1987). Activated Sludge, Manual of Practice OM-9, Water Environmental Federation, Alexandria, Va.

WRC(1984). Theory Design and Opration of Nutrient Removal Activated Sludge Processes, Water Research Commision, Pretoria, South Africa.

Wuhrmann, K. (1964) Nitrogen Removal in Sewage Treatment Processes, Proceedings International Association of Theoretical and Applied Limnology, vol. 15, part 2, pp. 580-596.

بخش ۳ فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی ترکیبی و رشد ثابت

۳-۱ پیش گفتار

توجیه فرآیندهای رشد ثابت

محدودیت های انتقال جرم

۳-۲ صافی های چکنده

کاربردها و طبقه بندی صافیهای چکنده

طراحی تجهیزات فیزیکی

ملاحظات طراحی فرآیند

طراحی نیتریفیکاسیون

۳-۳ تماس دهنده های بیولوژیکی چرخان

ملاحظات طراحی فرآیند

تجهیزات فیزیکی فرآیند RBC

طراحی فرآیند RBC

۳-۴ فرآیندهای تصفیه هوازی ترکیبی

صافی چکنده / صافی چکنده و تماسی جامدات / فرآیندهای لجن فعال

فرآیندهای لجن فعال - صافی چکنده

پارامترهای طراحی برای سیستم های ترکیبی لجن فعال - صافی چکنده

۳-۵ لجن فعال با بستر فیلم ثابت

فرآیندها با بستر معلق داخلی برای رشد ثابت

فرآیندها با بستر ثابت داخلی برای رشد ثابت

۳-۶ فرآیندهای چسبیده مستغرق

فرآیندهای رشد ثابت مستغرق با جریان رو به پایین

فرآیندهای رشد ثابت مستغرق با جریان رو به بالا

رآکتورهای بیولوژیکی با بستر سیال (FBBR)

۳-۷ فرآیندهای دنیتریفیکاسیون رشد ثابت

فرآیندهای دنیتریفیکاسیون انوکسیک نهایی با بسترآکنده و جریان روبه پایین

راکتورهای دنیتریفیکاسیون انوکسیک نهایی با بسترآکنده و جریان روبه بالا

راکتورهای بستر سیال دنیتریفیکاسیون انوکسیک نهایی

تماس دهنده های بیولوژیکی چرخان مستغرق

فرآیندهای دنیتریفیکاسیون انوکسیک اولیه با رشد ثابت

مسائل و پرسشهای تشریحی

منابع

مفهوم فرآیندهای رشد ثابت همراه با مکانیسم های اساسی انتقال جرم از سوبسترا و گیرنده های الکترون به داخل بیوفیلم که در سیستم های رشد ثابت شکل گرفته است، در بخش ۱ معرفی شد. در این بخش فرآیندهای بیولوژیکی ترکیبی و رشد ثابت مورد استفاده برای تصفیه فاضلاب بحث شده است. فرآیندهای رشد ثابت که به صورت تفصیلی در این بخش مورد توجه قرار گرفته است عبارتند از: ۱) صافی های چکنده ۲) تماس دهنده های بیولوژیکی چرخان ۳) فرآیندهای رشد معلق و ثابت ترکیبی. علاوه بر این، فرآیندهای لجن فعال با بستر فیلم ثابت، فرآیندهای رشد ثابت مستغرق و فرآیندهای نیتریفیکاسیون رشد ثابت بحث و بررسی شده است.

۱-۳ پیش گفتار

در شروع بحث و بررسی فرآیند رشد ثابت، بطور خلاصه مرور تکامل این فرآیند و توجه به اثر انتقال جرم بر عملکرد این فرآیند، مفید خواهد بود.

مراحل تکامل فرآیندهای رشد ثابت

فرآیندهای رشد ثابت را می توان به سه گروه کلی تقسیم کرد: ۱) فرآیند رشد ثابت غیر مستغرق ۲) فرآیند رشدمعلق با بستر فیلم ثابت و ۳) فرآیند هوازی رشد ثابت مستغرق. تکامل هر کدام از فرآیندها در این طبقه بندی، در ادامه بحث شده است.

فرآیندهای رشد ثابت غیر مستغرق: صافیهای چکنده با بستر سنگی، یک فرآیند ساده، متداول و با انرژی کم می باشد که برای تصفیه ثانویه از اوایل دهه ۱۳۰۰ مورد استفاده قرار گرفته است. صافی چکنده، یک راکتور بیولوژیکی فیلم ثابت غیر مستغرق با استفاده از بستر پلاستیکی یا سنگی می باشد که فاضلاب از بالا بصورت پیوسته توزیع می شود. تصفیه همزمان با عبور مایع از بالای بیوفیلم ثابت انجام می شود. مفهوم صافی چکنده با استفاده صافی های تماسی در انگلیس در اواخر دهه ۱۸۳۰ توسعه پیدا کرد. بطور اولیه، آنها حوضچه های ضد آب بودند که با سنگهای صخره ای پر و بصورت چرخه ای بهره برداری می شد. بستر از بالا با فاضلاب پر و فاضلاب در یک دوره زمانی کوتاه با بستر تماس داشت. سپس بستر شستشو داده می شد و قبل از اینکه چرخه تکرار شود، در مرحله سکون قرار می گرفت. یک چرخه معمول ۱۲ ساعت زمان نیاز داشت (۶ ساعت برای بهره برداری و ۶ ساعت برای سکون). محدودیت های صافی تماسی شامل احتمال نسبتاً زیاد گرفتگی، دوره سکون طولانی مورد نیاز، افت فشار و بارگذاری مورد استفاده نسبتاً کم است. بدلیل مشکلات گرفتگی، دانه بندی بزرگتر استفاده شد و اندازه سنگ به ۱۰۰-۵۰ میلی متر(۴-۲ اینچ) افزایش یافت (کریتس و چوبانوگلاس، ۱۳۳۸).

در دهه ۱۳۵۰ در ایالات متحده شروع به جایگزینی بستر پلاستیکی بجای سنگ شد. با استفاده از بستر پلاستیکی، کاربرد مقادیر بارگذاری بیشتر و صافی های مرتفع تر(همچنین تحت عنوان برج های بیولوژیکی شناخته می شود) با سطح زمین کمتر، بهبود بازده فرآیند و کاهش گرفتگی امکان پذیر شد. در دهه ۱۳۶۰ طرح های عملیاتی برای تماس دهنده های بیولوژیکی چرخان (RBC)[1] شکل گرفت که یک فرآیند رشد ثابت متناوب را فراهم می کرد و بستر در مقایسه با پمپاژ و کاربرد فاضلاب در بالای بستر ثابت، در تانک تصفیه فاضلاب می چرخید. هر دو فرآیند صافی های چکنده و RBC همانند فرآیندهای رشد ثابت هوازی برای حذفBOD تنها، حذف BOD و نیتریفیکاسیون بصورت ترکیبی و برای نیتریفیکاسیون ثالث بعد از تصفیه ثانویه توسط فرآیندهای رشد ثابت یا رشد معلق مورد استفاده می باشد. مزایای اصلی ذکر شده برای این فرآیندهای رشد ثابت هوازی در برابر فرآیند لجن فعال به صورت زیر است:

- انرژی مورد نیاز کمتر
- بهره برداری ساده تر بدون مشکلات مربوط به دفع لجن و کنترل مایع مخلوط موجود
- عدم وجود مشکلات بالکینگ لجن در زلال سازهای ثانویه
- مشخصات بهتر تغلیظ لجن
- نیاز کمتر به نگهداری تجهیزات
- مقاومت بهتر در برابر بارهای شوک مواد سمی

در مقایسه با فرآیند لجن فعال، اغلب معایب ذکر شده برای صافی های چکنده مانند کیفیت بدتر پساب خروجی برحسب غلظت BOD و TSS ، حساسیت بیشتر در دماهای کمتر، تولید بو و اتفاقات مربوط به کنده شدن جامدات (اسلافینگ) به صورت کنترل نشده، بیشتر مربوط به طراحی زلال ساز نهایی و فرآیندهای خاص در مقایسه با توانایی واقعی فرآیند می باشد(WEF,۲۰۰۰). بطور معمول، محدودیت های واقعی فرآیندها شامل ۱) انجام حذف بیولوژیکی فسفر و نیتروژن در مقایسه با طرحهای رشد معلق برای حذف بیولوژیکی مواد مغذی بصورت لجن واحد مشکل می باشد ۲) پساب خروجی با کدورت بیشتری نسبت به تصفیه لجن فعال حاصل می شود. صافی های چکنده و RBC در فرآیندهای ترکیبی نیز با لجن فعال مورد استفاده می باشد تا از مزایای هر دو فرآیند شامل صرفه جویی در انرژی و کیفیت پساب خروجی استفاده شود.

فرآیندهای رشد معلق با بستر فیلم ثابت: قرار دادن مواد بستر در تانک هوادهی فرآیند لجن ، به دهه ۱۳۴۰ در فرآیندهای گریفیت و هایس بر می گردد(WEF,۲۰۰۰). در طرحهای حال حاضر، بیشتر از بسترهای مهندسی شامل مواد دانه بندی شده استفاده می شود که در تانک هوادهی همراه مایع مخلوط بصورت معلق است و یا مواد دانه بندی شده ثابت که در بخشی از تانک هوادهی علاوه بر

[1] .rotating biological contactors

RBC مستغرق قرار دارد. مزایای ذکر شده برای توسعه این نوع از فرآیند لجن فعال بصورت زیر است:

- افزایش ظرفیت تصفیه
- ثبات بیشتر فرآیند
- تولید لجن کمتر
- قابلیت ته نشینی بیشتر لجن
- کاهش بارگذاری جامدات بر روی زلال ساز ثانویه
- عدم افزایش هزینه های نگهداری و بهره برداری

فرآیندهای رشد ثابت مستغرق: با شروع دهه ۱۳۷۰ و ادامه آن در دهه ۱۳۸۰، گروه جدیدی از فرآیندهای رشد ثابت هوازی بعنوان راه حلی برای تصفیه بیولوژیکی فاضلاب تحقق یافت. اینها شامل راکتورهای بستر سیال و راکتورهای بستر آکنده با جریان رو به پایین و جریان رو به بالا می باشند که زلال ساژ ثانویه استفاده نمی کنند. مزایای منحصر به فرد آنها شامل فضای کم و سطح مورد نیازی که بخشی از سطح مورد نیاز برای تصفیه به روش لجن فعال($\frac{1}{3}-\frac{1}{5}$) است. اگرچه آنها دارای تراکم بیشتری هستند، هزینه های سرمایه گذاری آنها معمولاً نسبت به تصفیه لجن فعال بالاتر است. فرآیندهای رشد ثابت مستغرق، علاوه بر حذف BOD برای نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون پیشرفته در ادامه نیتریفیکاسیون رشد ثابت یا معلق نیز مورد استفاده می باشد. راکتورهای بستر آکنده با جریان روبه بالا و جریان رو به پایین، راکتورهای بستر سیال و RBC مستغرق برای دنیتریفیکاسیون انوکسیک نهایی مورد استفاده هستند. همچنین راکتورهای بستر آکنده با جریان رو به بالا و صافی های چکنده برای دنیتریفیکاسیون انوکسیک اولیه استفاده شده است.

محدودیت های انتقال جرم

یک ویژگی مهم فرآیندهای رشد ثابت در مقایسه با تصفیه لجن فعال این واقعیت است که عملکرد فرآیندی بیوفیلم اغلب از نظر نفوذ محدود شده است. حذف سوبسترا و مصرف دهنده الکترون درمحدوده عمق بیوفیلم رشد ثابت اتفاق می افتد و در نتیجه، سرعت حذف کلی تابعی از میزان نفوذ و غلظت گیرنده الکترون و دهنده الکترون در قسمتهای مختلف بیوفیلم می باشد. در مقایسه، سینتیک های فرآیندی برای لجن فعال معمولاً بوسیله غلظتهای مایع حجیم مشخص می شود. مفهوم محدودیت نفوذ[1] بطور خاص زمانی اهمیت دارد که غلظت های اکسیژن محلول قابل اندازه گیری مایع حجیم بر سرعتهای واکنش بیولوژیکی فرآیند رشد ثابت تاثیر داشته باشد. در محلهایی که غلظت

[1] .diffusion-limited

اکسیژن محلول mg/l ۳-۲ برای اکثر فرآیندهای هوازی رشد معلق معمولاً کافی می باشد؛ چنین غلظت های کم اکسیژن محلول می تواند برای فرآیندهای رشد ثابت محدود کننده باشد. همانطور که در بخش ۱ نشان داده شد، با توجه به غلظت آمونیاک، غلظتهای خیلی بیشتر اکسیژن محلول برای انجام نیتریفیکاسیون در بیوفیلم مورد نیاز است.

مفهوم محدودیت نفوذ بر سرعت نیتریفیکاسیون و توانایی توسعه لایه های بی هوازی در محدوده بیوفیلم ممکن است برای انجام هر دو عمل نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون در فرآیندهای رشد ثابت با حضور اکسیژن محلول در مایع حجیم مورد بهره برداری قرارگیرد. محققین نشان داده اند که چگونه لایه های هوازی و بی هوازی در بیوفیلم می تواند برای انجام حذف نیتروژن بوسیله نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون توسعه پیدا کند (چوی و همکاران، ۱۳۳۶؛ ریچتر و کرونر، ۱۳۳۴؛ مینی و استریکلند، ۱۳۳۴).

۲-۳ صافیهای چکنده

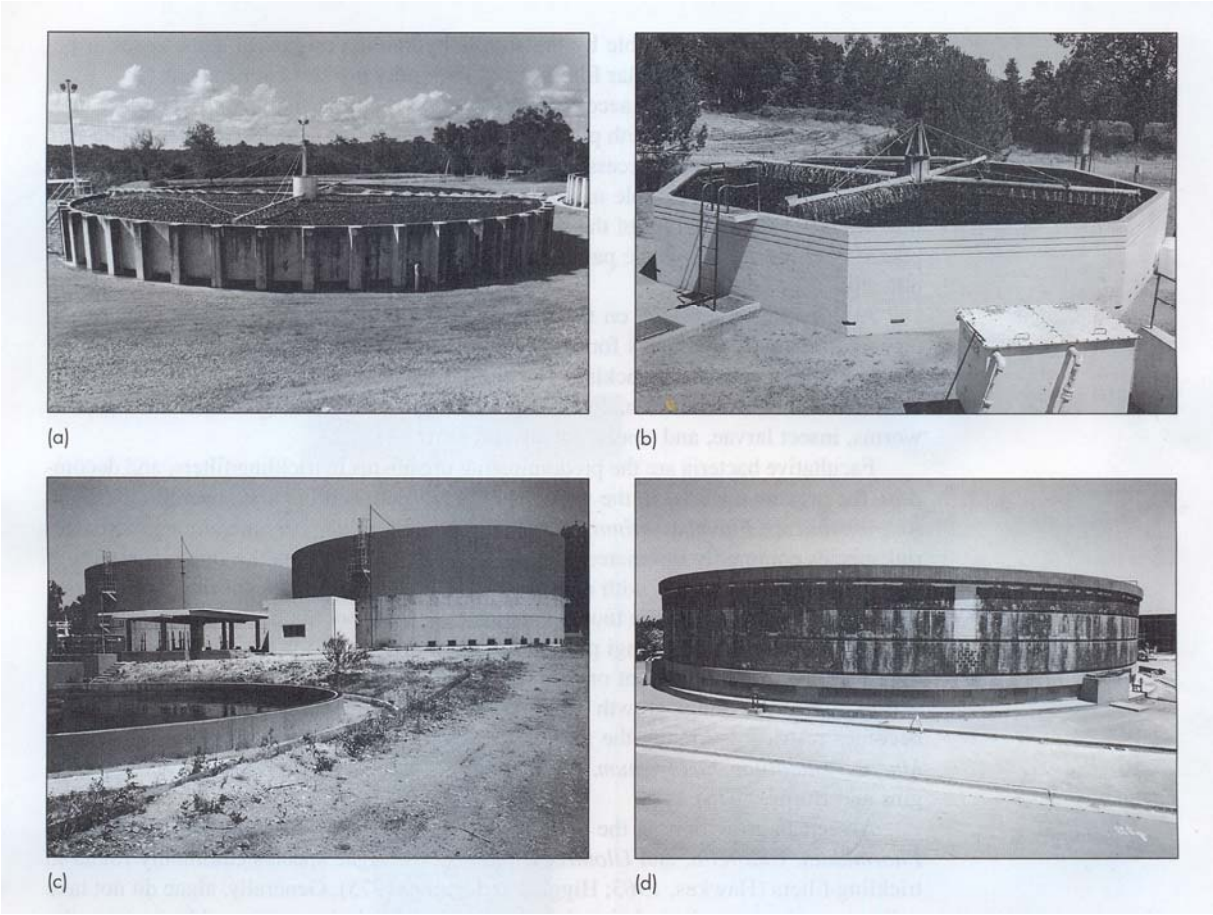
صافیهای چکنده برای انجام تصفیه بیولوژیکی فاضلابهای صنعتی وشهری نزدیک به ۱۰۰ سال مورد استفاده است. همانطور که در بالا اشاره شد، صافی چکنده، یک راکتور بیولوژیکی فیلم ثابت غیر مستغرق با استفاده از دانه بندی پلاستیکی یا سنگی می باشد که بطور پیوسته فاضلاب از بالا توزیع می شود. تصفیه همزمان با جریانهای مایع بالای بیوفیلم ثابت اتفاق می افتد. عمق بستر سنگی از ۲/۵-۰/۳ متر(۸ - ۳ فوت) و متوسط ۱/۸ متر (۶ فوت) است. بسترهای صافی سنگی معمولاً دایره ای می باشد و فاضلاب مایع از بالای بستر بوسیله یک توزیع کننده چرخان توزیع می شود(شکل ۱-۳ را ببینید). در خیلی از صافیهای چکنده متداول که از سنگ استفاده می شد، برای افزایش ظرفیت تصفیه ، مواد بستر به بسترهای پلاستیکی تغییر یافته است. در حال حاضر، تقریباً تمام صافی های چکنده جدید با بستر پلاستیکی ساخته شده است. صافیهای چکنده که از بستر پلاستیکی استفاده می کند، بصورت دایره ای، مربع و اشکال دیگر با عمق متغیر۱۲-۴متر (۴۰-۱۴ فوت) ساخته می شود. علاوه بر بستر، سایر قسمت های صافی چکنده شامل یک سیستم کاربرد یا تزریق فاضلاب، یک زهکش تحتانی و یک ساختار در برگیرنده بستر می باشد. سیستم تخلیه تحتانی هم برای جمع آوری مایع خروجی صافی چکنده و هم بعنوان یک ساختار متخلخل که هوا از طریق آن به گردش در می آید، اهمیت دارد. مایع جمع شده از یک تانک ته نشینی عبور می کند و جامدات از فاضلاب تصفیه شده جدا می شود. در عمل، بخشی از مایع جمع شده در سیستم زهکشی یا پساب خروجی ته نشین شده به جریان ورودی صافی چکنده برگشت داده می شود که معمولاً برای رقیق سازی غلظت فاضلاب ورودی و نگهداری رطوبت کافی برای حفظ رطوبت لایه لجن بیولوژیکی می باشد. فاضلاب ورودی معمولاً از بالای بستر بوسیله بازوهای توزیع کننده که در عرض قطر داخلی صافی چکنده گسترده شده است، بکار می رود و دارای دهانه های متغیری برای فراهم کردن سرعت مصرف

یکنواخت بازای هر واحد سطح می باشد. بازوهای توزیع کننده بوسیله نیروی آب که از میان دهانه های آنها در حال خارج شدن است و یا با استفاده از نیروی الکتریکی به گردش در می آید. طراحی با نیروی الکتریکی نسبت به طرح های ساده هیدرولیکی، انعطاف بیشتری در کنترل و محدوده وسیعتری در سرعت های چرخشی فراهم می کند. در بعضی موارد، بطورخاص برای صافیهای مدور یا مستطیلی، نازلهای اسپری مسطح ثابت استفاده شده است. زلال ساز اولیه قبل از صافیهای چکنده سنگی ضروری می باشد و همچنین قبل ازصافی های چکنده با بستر پلاستیکی معمولاً مورد استفاده است؛ هرچند آشغالگیریهای ریز(دهانه های کوچکتر از ۳ میلی لیتر) بطور موفقیت آمیزی با بستر پلاستیکی استفاده شده است(WEF,۱۹۹۸). با افزایش مواد شناور لاستیکی و پلاستیکی در فاضلاب، غربال کردن این مواد برای کاهش گرفتگی بستر مهم می باشد. در بعضی تأسیسات، یک آشغالگیر توری سیمی در بالا دست بستر پلاستیکی قرار داده شده است و آشغالهایی را جمع آوری می‌کند که بصورت دوره ای باعث گرفتگی می‌شود. یک لایه توده بیولوژیکی بر روی بستر پلاستیکی یا سنگی در صافیهای چکنده تشکیل می شود و حاوی میکروارگانیسم های تجزیه کننده مواد آلی برای حذف از مایع در حال جریان در بالای بستر می باشد. جمعیت بیولوژیکی در داخل صافی شامل باکتریهای اختیاری و هوازی، قارچ، جلبک و پروتزوا است. حیوانات پیشرفته تر مانند کرمها ، لارو حشرات وحلزونها نیز موجود می باشد. باکتریهای اختیاری، ارگانیسم های غالب در صافی های چکنده می باشد و مواد آلی را در فاضلاب همراه با باکتریهای هوازی و بی هوازی تجزیه می کند.

در بین گونه های باکتریایی بطور معمول، آکروموباکتر، فلاووباکتریوم، پسودوموناس وآلکالی ژنز، در ارتباط با صافی چکنده می باشد. در محدوده لایه بیولوژیکی که شرایط نامساعد برای رشد وجود دارد، اشکال رشته ای اسفاروتیلوس و بگژیاتوا یافت می شود. در بخشهای پایین تر صافی، باکتریهای نیتریفایر حضور دارند. همچنین قارچ های موجود مسئول تثبیت مواد زائد می باشد؛ اما معمولاً نقش آنها، تنها در شرایط pH کم یا مواد زائد صنعتی خاص است. با گذشت زمان، رشد قارچها خیلی سریع می شود؛ بطوریکه صافی دچار گرفتگی و تهویه محدود می شود. در بین گونه های قارچی که تشخیص داده شده است فوزاریم، موکور، پنسیلیوم، ژئوتریکم، اسپوراتیکوم و مخمرهای مختلف حضور دارد(هاوکس، ۱۳۶۳؛ هیگینز و برنس، ۱۳۷۵). جلبک ها تنها در قسمتهای بالاتر صافی رشد می‌کنند که نور خورشید در دسترس می باشد. در بین گونه های جلبکی بطور معمول فورمیدیوم، کلرلا و اولوتریکس در صافی چکنده یافت می شود(هاوکس، ۱۳۶۳؛ هیگینز و برنس، ۱۳۷۵). معمولاً جلبک نقش مستقیمی در تجزیه مواد زائد ندارد؛ اما در طول ساعات تابش روزانه، اکسیژن را به فاضلاب نفوذی اضافه می کنند. جلبک از نقطه نظر بهره برداری ممکن است دردسرساز باشد؛ زیرا آنها می توانند باعث گرفتگی سطح صافی شوند که ممکن است باعث ایجاد بو شود. پروتوزوا در صافی بطور غالب از گروه سیلیاته می باشد که شامل ورتیسلا، اپرکولاریا و اپیستلیس است(هاوکس، ۱۳۶۳؛ هیگینز و برنس، ۱۳۷۵). کار آنها، تغذیه فیلم بیولوژیکی است و در نتیجه کدورت پساب خروجی کاهش می یابد و بیوفیلم در یک حالت رشد بالاتری نگهداری می شود. حیوانات پیشرفته تر مانند

کرمها، حلزونها و حشرات از فیلم بیولوژیکی تغذیه می کنند. حلزونها بطور خاص در صافی های چکنده ای که عمدتاً برای نیتریفیکاسیون مورد استفاده است ، مشکل ساز می باشد ؛ آنها با مصرف زیاد باکتریهای نیتریفایر بطور زیادی بازده تصفیه را کاهش می دهند(تیمپانی و هاریسون، ۱۳۸۳).

ضخامت لایه توده بیولوژیکی تا عمق ۱۰ میلیمتر می‌رسد. مواد آلی از مایع به داخل فیلم بیولوژیکی یا لایه توده بیولوژیکی جذب می شود. در بخش بیرونی لایه توده بیولوژیکی(۰/۲-۰/۱ میلیمتر)، موادآلی توسط میکروارگانیسم های هوازی تجزیه می شود. همزمان با رشد میکروارگانیسم ها و افزایش ضخامت لایه بیولوژیکی، اکسیژن فاضلاب قبل از نفوذ به عمق کامل بیوفیلم مورد استفاده قرار می گیرد و یک محیط بی هوازی نزدیک سطح بستر ایجاد می شود. همزمان با اینکه ضخامت لایه بیولوژیکی افزایش می یابد، مواد آلی موجود در فاضلاب قبل از نفوذ به اعماق داخلی بیوفیلم مصرف می شود.



شکل ۱-۳ نمونه مثالهای صافی چکنده: الف) صافی چکنده متداول سنگی کم عمق ب) صافی چکنده هفت ضلعی (طراحی قدیمی تر) با سنگ که توسط دانه بندی پلاستیکی تصادفی جایگزین شده است ج) صافی چکنده با عمق متوسط که به صافی چکنده برجی تغییر یافته است د)یکی از چهار صافی چکنده برجی شکل با ارتفاع ۱۰ متر و قطر ۵۰ متر همراه با بستر پلاستیکی . دمنده هایی که برای تهیه هوا در تصفیه بیولوژیکی مورد استفاده می باشد در

دیواره های نشان داده شده در ته کناره سمت راست وچپ صافی برجی شکل قرار دارد. برای مثال توزیع کننده های چرخان که برای پخش فاضلاب در بالای بستر صافی مورد استفاده قرار می گیرد، شکل ۴-۳ را مشاهده کنید.

باکتریها در لایه بیولوژیکی وارد یک حالت تنفس خود تخریبی می شوند و توانایی خود را در چسبیدن به سطح بستر از دست می دهند. سپس لایه بیولوژیکی توسط مایع به خارج بستر شستشو داده می‌شود و یک لایه بیولوژیکی جدید شروع به رشد می کند. پدیده رها شدن لایه بیولوژیکی اسلافینگ نامیده می شود و در درجه اول تابعی از بارگذاری آلی و هیدرولیکی بر روی صافی است. بارگذاری هیدرولیکی برای سرعت های برشی محاسبه می شود و بارگذاری آلی برای سرعت متابولیسم در لایه بیولوژیکی محاسبه می شود. بارگذاری هیدرولیکی و اسلافینگ صافی چکنده را می توان با استفاده از یک توزیع کننده فاضلاب همراه با یک موتور الکتریکی برای تغییر سرعتهای چرخشی کنترل کرد(آلبرتسون، ۱۳۸۳). مکانیسم های جداشدن فیلم بیولوژیکی در بستر پلاستیکی و سنگی متفاوت است. اسلافینگ فیلم در مقیاس کم و پیوسته در صافی های پلاستیکی با سرعت بالا بدلیل برش هیدرولیکی اتفاق می افتد؛ در حالیکه اسلافینگ بهاره به مقدار زیاد در فیلترهای سنگی قرار گرفته در مناطق معتدل انجام می شود. اسلافینگ ناشی از فعالیت لارو حشرات می باشد که در دماهای گرمتر بهار فعال می شوند و فیلم بیولوژیکی ضخیم را که در زمستان جمع شده است مصرف و به صورت مکانیکی رها می کند. در هنگام پدیده اسلافینگ صافی سنگی ، پساب خروجی قبل از ته نشینی نسبت به فاضلاب مصرفی حاوی مقادیر TSS و BOD بیشتری می باشد(هاوکز،۱۳۶۳).

کاربردها و طبقه بندی صافی چکنده

بارگذاری و کاربردهای صافی چکنده که بر اساس اصلاحات تاریخی بطور اولیه برای طراحی صافی سنگی توسعه یافته است، در جدول ۱-۳ خلاصه شده است. طراحی صافی چکنده توسط مقادیر بارگذاری آلی و هیدرولیکی تقسیم بندی شده است. طرح های صافی چکنده بصورت سرعت استاندارد یا پایین[1]، سرعت متوسط[2] و سرعت بالا[3] طبقه بندی شده است. معمولاً برای طرحهای با سرعت بالا ، بستر پلاستیکی مورد استفاده می باشد. با این وجود بستر پلاستیکی در بارگذاریهای آلی کمتر نیز استفاده می شود که نزدیک به محدوده سرعت بالای صافیهای سنگی با سرعت متوسط است. بارگذاری های آلی خیلی بیشتر برای طراحی بستر پلاستیکی یا سنگی در رافینگ ها[4] استفاده می شود که تنها حذف BOD کم اتفاق می افتد.

[1] .low or standard rate
[2] .intermediate rate
[3] .high rate
[4].roughing

جدول ۱-۳ طبقه بندی تاریخی کاربردهای صافی چکنده (متکف و ادی، ۱۳۷۳ ؛ WEF,۲۰۰۰)

مشخصات طراحی	سرعت استاندارد یا کم	سرعت متوسط	سرعت بالا	سرعت بالا	رافینگ
نوع بستر	سنگ	سنگ	سنگ	پلاستیک	سنگ/پلاستیک
بارگذاری هیدرولیکی	۱-۴	۴-۱۰	۱۰-۴۰	۱۰-۷۵	۴۰-۲۰۰
بارگذاری آلی kg $BOD/m^3.d$	۰/۰۷-۰/۲۲	۰/۲۴-۰/۴۸	۰/۴-۲/۴	۰/۶-۳/۲	>۱/۵
نسبت برگشت	۰	۰-۱	۱-۲	۱-۲	۰-۲
مگسهای صافی	خیلی	متغیر	کم	کم	کم
اسلافینگ	متناوب	متناوب	پیوسته	پیوسته	پیوسته
عمق ، متر	۱/۸-۲/۴	۱/۸-۲/۴	۱/۸-۲/۴	۳-۱۲/۲	۰/۹-۶
درصد بازده حذف BOD	۳۰-۸۰	۵۰-۸۰	۳۰-۵۰	۳۰-۴۰	۴۰-۷۰
کیفیت پساب خروجی	نیتریفیکاسیون مناسب	نیتریفیکاسیون کم	بدون نیتریفیکاسیون	بدون نیتریفیکاسیون	بدون نیتریفیکاسیون
نیروی برق $kW/10^3m^3$	۲-۴	۲-۸	۶-۱۰	۶-۱۰	۱۰-۲۰

توجه : $m^3/m^2.d \times 24.5424 = gal/ft^2.d$
$Kg/m^3.d \times 62.4280 = lb/10^3ft^3.d$
$kW/10^3m^3 \times 5.0763 = hp/10^3gal$

صافیهای با سرعت کم: صافی با سرعت کم، یک طرح با قابلیت اعتماد بالا و نسبتاً ساده می باشد که پساب خروجی کیفی متناسب با تغییر غلظت جریان ورودی تولید می کند. صافیها ممکن است در اشکال مدور یا مستطیلی باشد. معمولاً جریان ورودی از یک تانک تزریق بوسیله پمپهای کنترل شده سطح مکش یا سیفون تزریق حفظ می شود. تانکهای تزریق کوچک است و معمولاً با زمان ماند تنها دو دقیقه می باشد که بر اساس دو برابر جریان طراحی است، بطوریکه سرعت تزریق متناوب در حداقل است. در طرحهای کوچک، جریانهای کم شبانه ممکن است باعث تزریق تناوبی شود و گردش جریان برای حفظ رطوبت بستر مورد نیاز است(U.S.EPA ,۱۳۷۴).

اگر فواصل بین تزریق بیش از ۲-۱ ساعت باشد، بازده فرآیند مختل می شود؛ زیرا ماهیت لایه بیولوژیکی در غیاب رطوبت تغییر می کند. در اکثر صافیهای سرعت کم که فقط عمق بستر صافی بالای ۱/۲-۰/۶ متر (۴-۲ فوت) است، لایه بیولوژیکی محسوس خواهد بود. در نتیجه بخش های پایین تر صافی ممکن است توسط باکتریهای نیتریفایر اتوتروف اشغال شود که نیتروژن آمونیاکی را به اشکال نیتریت و نیترات اکسید می کنند؛ اگر جمعیت نیتریفایرها به اندازه کافی ایجاد شود و شرایط آب و هوایی و مشخصات فاضلاب مناسب باشد، یک صافی با سرعت پایین در حالت بهره برداری خوب می تواند حذف زیاد BOD و پساب خروجی با نیتریفیکاسیون بالا ایجاد کند. با وجود گرادیان هیدرولیکی مناسب، امکان استفاده از جریان ثقلی یک مزیت مهم می باشد. اگر زمین برای انجام جریان ثقلی خیلی صاف باشد، پمپاژ ضروری خواهد بود. بو بویژه اگر فاضلاب سپتیک یا کهنه باشد یا آب وهوا گرم باشد، یک مشکل عمومی محسوب می شود. صافیها نباید در جایی که بو ایجاد مزاحمت می کند، قرار داده شود. مگس های صافی(سایکودا) ممکن است در داخل صافی تخم ریزی کنند؛ مگر در حالتی که از ابزارهای کنترل مؤثر استفاده شود.

صافیهای سرعت بالا و متوسط: صافیهای با سرعت بالا از بستر سنگی یا پلاستیکی استفاده می کنند. صافیها معمولاً مدور است و جریان بطور معمول پیوسته می باشد. برگشت جریان پساب خروجی فیلتر یا پساب خروجی نهایی باعث بارگذاری آلی بیشتر، فراهم کردن سرعتهای تزریق بیشتر در فیلتر برای بهبود توزیع مایع و کنترل بهتر سینتیک های لایه بیولوژیکی، فراهم کردن اکسیژن بیشتر در جریان فاضلاب ورودی و برگشت ارگانیسم های فعال می شود. همچنین برگشت جریان به جلوگیری از حالت مردابی در صافی و کاهش مزاحمت ناشی از بو و مگس کمک می کند(U.S.EPA,۱۳۷۴). صافیهای چکنده با سرعت بالا و متوسط ممکن است بصورت دومرحله ای یا تک مرحله ای طراحی شود. نمودار جریان ساختارهای مختلف صافی چکنده در شکل ۲-۳ نشان داده شده است. دو صافی سری که با مقدار بار هیدرولیکی ($m^3/m^2.h$) مشابه بهره برداری می شود، عملکرد آن معمولاً مانند یک واحد با عمق کلی مشابه است(WEF,۲۰۰۰).

صافیهای رافینگ: رافینگ فیلترها ، صافیهای با بار زیاد هستند که بار آلی بیش از($۱۰۰lbBOD/10^3ft^3.d$) $۱/۶kg/m^3.d$ و بار هیدرولیکی بیش از($۳/۲\ gal/ft^2.min$) $m^3/m^2.d$ ۱۹۰را تصفیه می کند. در اکثر موارد، رافینگ فیلترها برای تصفیه فاضلاب قبل از تصفیه ثانویه بکار می رود. اکثر رافینگ فیلترها با بستر پلاستیکی طراحی می شود(WPCF,۱۳۳۸). یکی از مزایای رافینگ فیلترها نیاز به انرژی کم برای حذف BOD فاضلاب هایی با غلظت بالاتر در مقایسه با هوادهی لجن فعال است. تا زمانی که برگشت بیشتری برای رقیق سازی غلظت یا برای افزایش بازده رطوبت گذاری مورد نیاز باشد، مقدار حذف BOD بازای هر واحد انرژی ورودی همزمان با افزایش غلظت فاضلاب افزایش می یابد؛ زیرا انرژی مورد نیاز، تنها برای پمپاژ فاضلاب ورودی و جریانهای

برگشتی می باشد. انرژی مورد نیاز برای کاربرد رافینگ ها حدود kg BOD/kWh ۴-۲ است که در مقایسه برای تصفیه لجن فعال kg BOD/kWh ۲/۴-۱/۲ می‌باشد.

صافیهای دو مرحله ای: سیستم صافی دو مرحله ای با یک زلال ساز میانی برای جداسازی جامدات تولیدی در صافی اول ، اغلب برای فاضلاب با غلظت بالا کاربرد دارد(شکل ب۲-۳). همچنین، سیستم های دو مرحله ای در جایی بکار می رود که نیتریفیکاسیون مورد نیازاست. صافی مرحله اول و زلال ساز میانی، BOD کربناته را کاهش می دهد و در مرحله دوم ، نیتریفیکاسیون انجام می شود.

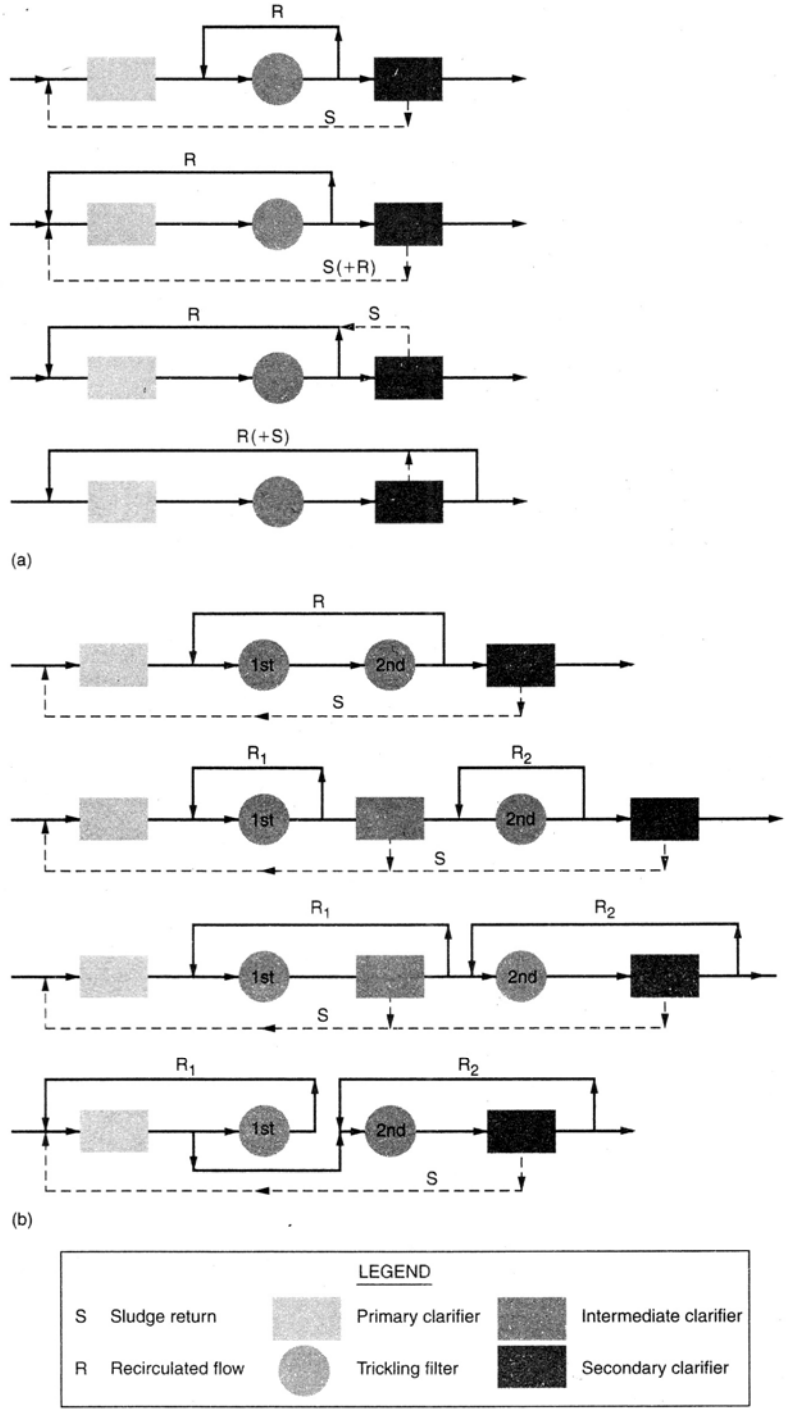
نیتریفیکاسیون: هر دو فرآیند حذف BOD ونیتریفیکاسیون در صافی چکنده با دانه بندی پلاستیکی یا سنگی در بارهای آلی کم انجام می شود(اسنکویست و همکاران، ۱۳۷۴؛ پارکر و ریچارد، ۱۳۸۶). باکتریهای هتروتروف با ضریب بازدهی بیشتر و سرعت های رشد سریعتر نسبت به باکتریهای نیتریفایر برای قرار گرفتن در بستر فیلم ثابت مناسب ترمی باشد. بنابراین بیشتر نیتریفیکاسیون، تنها زمانی انجام می شود که مقدار BOD به صورت قابل ملاحظه ای کاهش یافته باشد. براک و همکارانش(۱۳۷۵) ثابت کردند که برای شروع نیتریفیکاسیون، BOD پساب خروجی باید کمتر از ۳۰mg/l و برای کامل شدن نیتریفیکاسیون ۱۵ mg/l باشد. هارموئز(۱۳۸۲) BOD محلول را بررسی کرد و در نهایت اعلام نمود که غلظت کمتر از ۲۰mg/l برای شروع نیتریفیکاسیون مورد نیاز است. همچنین، نیتریفیکاسیون در صافی چکنده مجزا بعد از تصفیه ثانویه انجام می شود.

طراحی تجهیزات فیزیکی

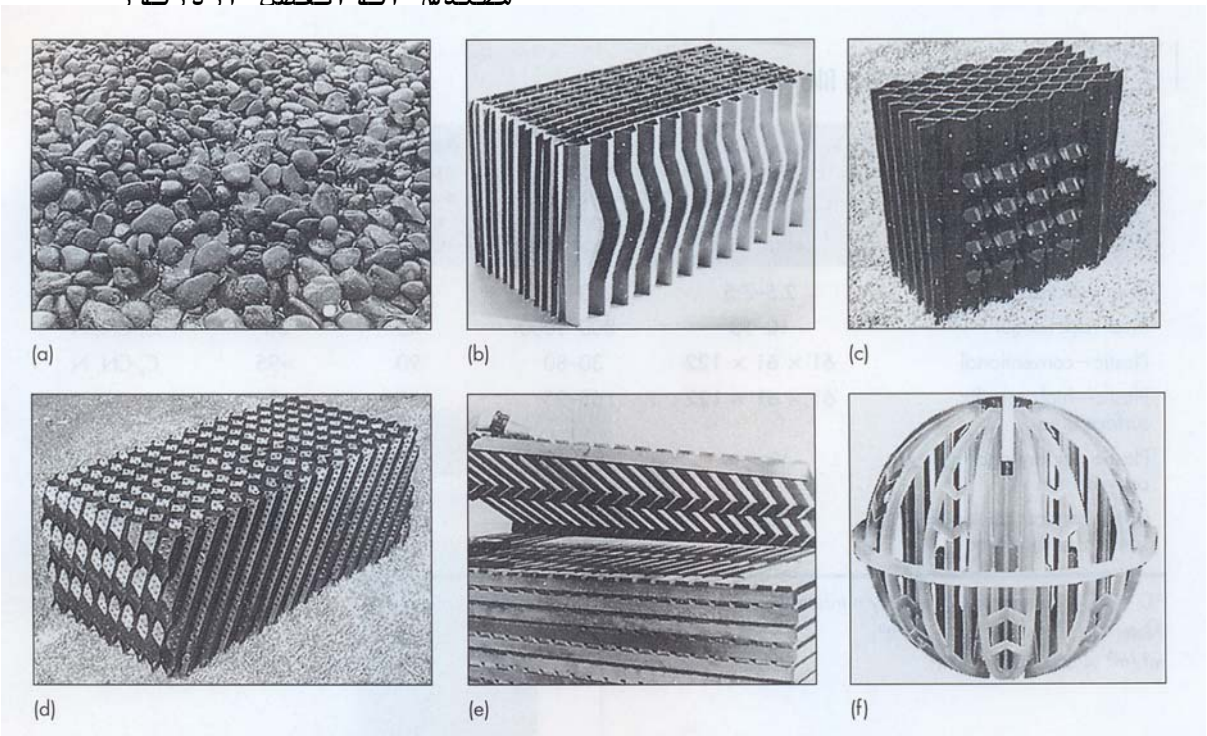
فاکتورهایی که باید در طراحی صافی چکنده مورد توجه قرار گیرد شامل ۱) نوع ومشخصات فیزیکی بستر صافی مورد استفاده ۲) سرعت تزریق ۳)نوع ومشخصات تزریق سیستم توزیع ۴)ساختار سیستم زهکشی تحتانی ۵) تأمین جریان هوای مناسب (به عبارتی دیگر تهویه) بصورت هوای مصنوعی یا طبیعی و ۶) طراحی تانک ته نشینی.

بستر صافی: بستر صافیهای کنونی موادی است که مساحت سطح بالایی بازای هر واحد حجم دارد، ازنظر هزینه پایین است، دوام زیاد دارد و خلل و فرج زیاد به اندازه کافی است؛ بنحوی که گرفتگی حداقل می باشد و چرخش مناسب هوا انجام می شود. نمونه مواد بستر صافی چکنده در شکل ۳-۳ نشان داده شده است. مشخصات معمول فیزیکی مورد استفاده در بستر صافی شامل مواردی که در شکل ۳-۳ نشان داده شده است، در جدول ۲-۳ گزارش شده است. تا اواسط دهه ۱۳۶۰ مواد مورد استفاده از گرانیت با کیفیت بالا یا سرباره های ذوب فلز بود. از دهه ۱۳۶۰ مواد بستر پلاستیکی بصورت جریان عمودی یا جریان عرضی بعنوان بستر انتخابی در ایالات متحده مطرح شد. در محلهایی که سنگ بطور محلی در دسترس باشد، مزیت هزینه پایین را دارد. مناسب ترین مواد، سنگ متراکم

یا سنگ های مدور رودخانه می باشد که به شکل یکنواخت درجه بندی شده است؛ بنحوی که ۳۵ درصد در محدوده ۱۰۰-۷۵ میلی لیتر(۴-۳ اینچ) می باشد. مشخص کردن یکنواختی اندازه، روشی برای اطمینان از فضای تخلخل مناسب برای گردش هوا و جریان فاضلاب است. سایر مشخصت مهم بستر صافی، مقاومت و دوام می باشد. دوام ممکن است با آزمایش سولفات سدیم تعین شود که برای آزمایش استحکام ماسه بتون کاربرد دارد(U.S.EPA,۱۳۷۴). عمق صافیهای سنگی بدلیل وزن ناشی از بستر بطور معمول حدود ۲ متر(۶ فوت) است. حجم کم فضای خالی سنگ، فضای قابل استفاده برای جریان هوا را محدود می کند و پتانسیل گرفتگی و اتصال کوتاه جریان را افزایش می دهد. بار آلی صافی های سنگی بدلیل گرفتگی معمولاً در محدوده $kg\ BOD/m^3.d$ ۱-۰/۳ است.



شکل ۲-۳ نمودارهای معمول جریان فرآیند صافی چکنده: الف) تک مرحله ای ب) دو مرحله ای. متداولترین نمودار جریان مورد استفاده ، دو مورد اول هر سری می باشد.



شکل ۳-۳ مواد متداول بستر صافی چکنده الف) سنگ، ب و ج) پلاستیک با جریان عمودی، د)پلاستیک با جریان عرضی، ه)چوب سرخ (صنوبر)به شکل افقی، و) بستر به شکل تصادفی. توجه: مواد بستر تصادفی، اغلب در برج های حذف آلاینده های هوا بکار می رود.

جدول ۲-۳مشخصات فیزیکی مواد بستر صافی چکنده

مواد بستر	اندازه اسمی cm ،	واحد وزنی تقریبی kg/m^3	مساحت سطح ویژه تقریبی m^2/m^3	فضای خالی %	کاربرد[الف]
سنگ رودخانه(کوچک)	۲/۵-۷/۵	۱۲۵۰-۱۴۵۰	۶۰	۵۰	N
سنگ رودخانه(بزرگ)	10-13	۸۰۰-۱۰۰۰	۴۵	۶۰	C, N , CN
پلاستیک-معمولی	۶۱×۶۱×۱۲۲	۳۰-۸۰	۹۰	>۳۵	C, N , CN
پلاستیک-مساحت سطح ویژه زیاد	۶۱×۶۱×۱۲۲	۶۵-۹۵	۱۴۰	>۳۴	N
دانه بندی تصادفی پلاستیکی –معمولی	متغیر	۳۰-۶۰	۹۸	۸۰	C, N , CN
دانه بندی پلاستیکی تصادفی-مساحت سطح ویژه زیاد	متغیر	۵۰-۸۰	۱۵۰	۷۰	N

الف. C = حذف BOD و N = نیتریفیکاسیون و NC = نیتریفیکاسیون وBOD ترکیبی

توجه : $Kg/m^3.d \times 62.4280 = lb/10^3ft^3.d$

$m^2/m^3 \times 0.0305 = ft^2/ft^3$

اشکال مختلف بسترهای پلاستیکی در شکل ۳-۳ نشان داده شده است. مواد بستر پلاستیکی قالبی دارای شکل لانه زنبوری می باشد. صفحات تخت و شیاردار پلی وینیل کلراید در ساختارهای مستطیلی با یکدیگر ترکیب شده است. صفحات معمولاً برای افزایش رشد توده بیولوژیکی و زمان ماند، دارای یک سطح شیاردار می‌باشد. هر لایه این ساختار با زاویه مشخصی به لایه قبلی تغییر جهت داده است تا توزیع فاضلاب بهتر انجام شود. دو نوع اصلی بستر صفحه ای پلاستیکی شیاردار، جریان عرضی و عمودی می باشد(شکل الف،ب،ج۳-۳ را ببینید) گزارش شده است که هر دو نوع بستر در حذف BOD وTSS در محدوده وسیعی از بارگذاری مؤثر واقع شده است(آریان و جوهنسون، ۱۳۸۷؛ هاریسون و دایج ، ۱۳۸۷ . برجهای بیولوژیکی با عمق ۱۲ متر (۴۰ فوت) ساخته شده است و عمقهای در محدوده ۶ متر (۲۰ فوت) مرسوم تر می باشد. در برجهای بیولوژیکی با بستر پلاستیکی عمودی ، از بستر جریان عرضی در لایه های بالایی استفاده می شود تا توزیع عرضی را در بالای صافی افزایش دهد. بار هیدرولیکی زیاد، نسبت فضای خالی زیاد و مقاومت در برابر گرفتگی که بوسیله این نوع از بستر عرضه شده است به بهترین شکل در یک صافی با سرعت بالا استفاده می شود. بسترهای چوب سرخ یا سایر بسترهای چوبی در گذشته مورد استفاده بوده است؛ اما به دلیل محدودیت در دسترس بودن چوب سرخ، بسترهای چوبی امروز به ندرت استفاده می شود. بستر پلاستیکی بدلیل توانایی استفاده از سرعتهای بارگذاری بیشتر و صافی های چکنده مرتفع تر ، نسبت به سنگ دارای مزیت سطح زمین کمتر برای ساختمان صافی می باشد. گرادی و همکارانش(۱۳۳۳) متوجه شدند که در سرعتهای برابر بارگذاری آلی کم (کمتر از ۱ $kg\ BOD/m^3.d$) عملکرد صافیهای سنگی در مقایسه با صافیهای با بستر پلاستیکی مشابه است. هرچند عملکرد صافی با بستر پلاستیکی در مقادیر بار آلی زیاد، بهتر است. تخلخل بیشتر که باعث ایجاد اسلافینگ صافی و چرخش بهتر هوا می شود، دلیل احتمالی بهبود عملکرد است.

سرعت تزریق[1]: سرعت تزریق صافی چکنده برابر عمق مایع تخلیه شده در بالای بستر در هر مرحله عبور توزیع کننده می باشد. میزان تزریق در سرعت های چرخشی بیشتر توزیع کننده، کمتر است. در گذشته، سرعتهای متداول چرخشی برای توزیع کننده ها تقریباً ۲- ۰/۵ دقیقه بازای هر چرخش بود (WEF,۲۰۰۰). با حضور دو تا چهار بازو ، هر ۱۰ تا ۶۰ ثانیه به صافی چکنده تزریق می شد. نتایج محققین مختلف ثابت نموده است که کاهش سرعت توزیع کننده باعث عملکرد بهتر صافی می شود. هاوکز (۱۳۶۳) نشان داد صافیهای چکنده سنگی که هر ۵۵-۳۰ دقیقه به ازای هر دور تزریق می شود بهتر از عملکرد متداول ۵-۱ دقیقه در دور فعالیت می کند.

علاوه بر بهبود حذف BOD ، کاهش زیادی در تعداد مگس سیکودا و آنیسوپوس، ضخامت بیوفیلم و بو بوجود آمد. آلبرتسون و دیویس (۱۳۸۴) مزایای مشابهی را از بررسی کاهش سرعت توزیع کننده نشان دادند. در مقدار تزریق بیشتر که حجم آب بیشتری بازای هر دور بکار می رود ۱) بازده رطوبت

[1] .Dosing rate

گذاری بیشتری فراهم می شود ۲) باعث آشفتگی بیشتر می شود و جامدات بیشتری از بستر شستشو داده می شود. ۳) باعث تولید بیوفیلم نازک تر می شود ۴) به شستشوی تخم های مگس به بیرون کمک می کند. بیوفیلم نازک تر، سطح مقطع بیشتری را بوجود می آورد و باعث هوازی شدن بیشتر بیوفیلم می شود. اگر سرعت ترزیق زیاد برای کنترل ضخامت بیوفیلم حفظ شود، بازده تصفیه بدلیل کم بودن زمان تماس مایع در صافی، کاهش می یابد. توزیع زیاد روزانه بصورت تناوبی تحت عنوان دز شستشو[1] است که برای کنترل ضخامت بیوفیلم و جامدات موجود استفاده می‌شود. مطابق با آنچه در جدول ۳-۳ نشان داده شده است، تلفیقی از مقدار شستشوی زیاد یکبار در روز و سرعت کمتر تزریق روزانه بصورت تابعی از میزان بارگذاری برحسب BOD پیشنهاد می شود (WEF,۲۰۰۰). اطلاعات جدول ۳-۳ راهنمایی برای مشخص نمودن محدوده تزریق است. بهینه کردن توالی و سرعت شستشو و سرعت تزریق بهتر است از طریق بهره برداری عملی تعیین شود. انعطاف در طراحی توزیع کننده برای فراهم کردن محدوده ای از سرعتهای تزریق مورد نیاز است تا عملکرد صافی چکنده را افزایش دهد. سرعت چرخشی توزیع کننده چرخان را می توان با استفاده از رابطه زیر تعیین کرد(آلبرتسون، ۱۳۸۳):

$$n = \frac{(1+R)(q)(10^3\, mm/m)}{(A)(DR)(60\,\min/h)} \qquad (3-1)$$

n = سرعت چرخشی، دقیقه/ دور

q = مقدار بارگذاری هیدرولیکی ورودی مورد استفاده، $m^3.m^2.h$

R = نسبت برگشتی

A = تعداد بازوها در مجموع توزیع کننده چرخان

DR = سرعت تزریق بر حسب میلی متر در هر مرحله عبور بازوی توزیع کننده

سرعت تزریق DR ، همچنین تحت عنوان مقدارSK می باشد که نشانه Spiilkraft عنوان مورد استفاده در قوانین آلمان برای تعریف سرعت تزریق در اوایل دهه ۱۳۸۰ بوده است. برای دستیابی به مقادیر تزریق پیشنهادی، سرعت توزیع کننده چرخان با موارد زیر ایجاد می‌شود: ۱) معکوس کردن محل تعدادی از روزنه های موجود در جلو بازوی توزیع کننده ۲) اضافه کردن انحراف دهنده های معکوس برای تخلیه های روزنه ای موجود یا ۳) تبدیل توزیع کننده چرخان به موتور الکتریکی با سرعت متغیر(آلبرتسون، ۱۳۳۵).

جدول ۳-۳ راهنمای سرعت تزریق صافی چکنده بصورت تابعی از بارگذاری BOD (WEF,۲۰۰۰)

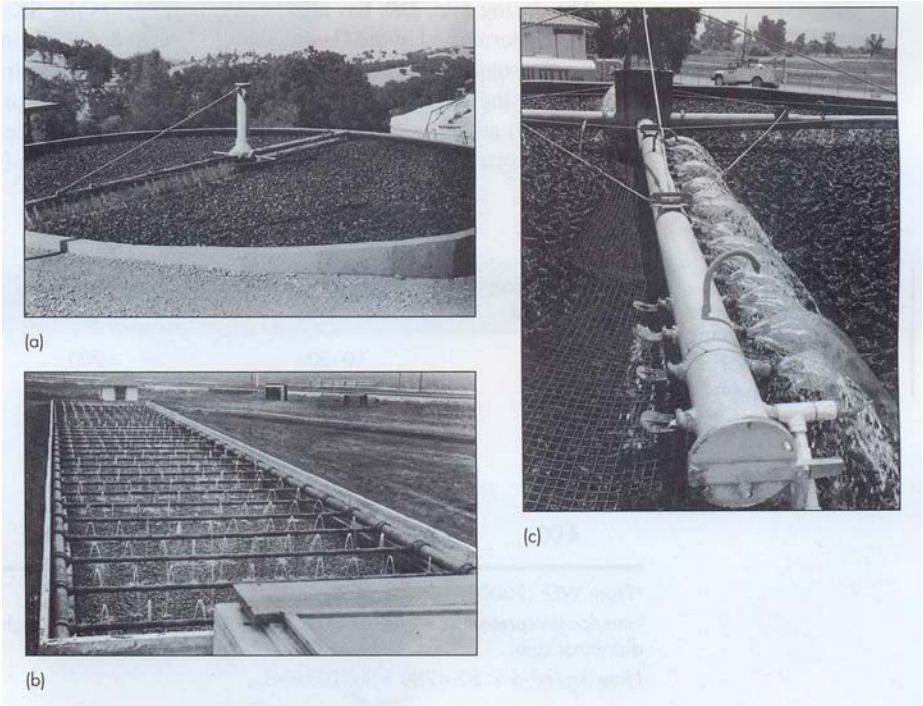
بارگذاری BOD ، $kg/m^3.d$	مقدار تزریق بهره برداری، mm/pass	مقدار تزریق در حالت شستشو[a] mm/pass
۰/۲۵	۱۰-۳۰	≥۲۰۰
۰/۵	۱۵-۴۵	≥۲۰۰

[1] .flushing dose

۱	۳۰-۹۰	≥۳۰۰
۲	۴۰-۱۲۰	≥۴۰۰
۳	۶۰-۱۸۰	≥۶۰۰
۴	۸۰-۲۴۰	≥۸۰۰

الف. mm/mass بیانگر حجم مایع مورد کاربرد برای هر مرحله عبور بازوی توزیع کننده است.
توجه: $Kg/m^3.d \times 62.4280 = lb/10^3ft^3.d$

سیستم های توزیع: یک توزیع کننده شامل دو یا تعداد بیشتری بازو می باشد که بر روی یک محور اصلی در مرکز صافی قرار دارد و به شکل افقی می چرخد (شکل ۴-۳ را مشاهده کنید). بازوها توخالی است و شامل نازلهایی هستند که فاضلاب از طریق آنها به بالای بستر صافی تخلیه می شود. مجموعه توزیع کننده ممکن است با عکس العمل دینامیکی تخلیه فاضلاب از طریق نازلها یا توسط یک موتور الکتریکی به حرکت در آید. توزیع کننده چرخان با نیروی حرکتی جریان فاضلاب در صافی چکنده بصورت سنتی بدلیل قابلیت اطمینان و آسانی در نگهداری استفاده می شود. در طراحی های اخیر، بیشتر محرک موتوری مورد استفاده است. سرعت چرخش که با مقدار جریان و مقدار بار آلی تغییر می کند، با استفاده از رابطه ۱-۳ تعیین می شود. فاصله مجاز ۲۲۵-۱۵۰ میلی متر(۶-۳ اینچ) باید بین کف بازوی توزیع کننده و بالای بستر وجود داشته باشد. فاصله مجاز باعث می شود جریانهای فاضلاب خروجی از نازل بصورت یکنواخت بر روی بستر گسترده و پهن شود و از تجمع یخ که مزاحم حرکت توزیع کننده در شرایط آب و هوایی یخبندان است، جلوگیری می کند. توزیع کننده ها برای صافیهای چکنده با قطر تا ۶۰ متر(۲۰۰ فوت) ساخته می شود. بازوهای توزیع کننده ممکن است بصورت سطح مقطع عرضی ثابت در واحدهای کوچک باشد یا برای حفظ سرعت حداقل انتقال بصورت نوک تیز باشد. نازلها در فاصله غیر مساوی قرار داده می شود؛ بطوریکه جریان بیشتری بازای هر واحد طول در نزدیک کناره صافی نسبت به مرکز بدست می آید. برای توزیع یکنواخت بالای سطح فیلتر باید دبی جریان بازای هر واحد طول متناسب با فاصله از مرکز باشد. افت فشار عبوری از میان توزیع کننده حدود ۱/۵-۰/۶ متر(۵-۲ فوت) است. ملاحظات مهمی که باید در انتخاب توزیع کننده مورد توجه قرار گیرد، محکم بودن ساختمان، سهولت تمیز کردن، توانایی کنترل تغییرات زیاد جریان علی رقم حفظ سرعت چرخشی مناسب و مقاومت مواد در برابر خوردگی و سیستم پوششی آن می باشد.



شکل ۴-۳ توزیع کننده های متداول مورد استفاده برای کاربرد فاضلاب در بستر صافی چکنده: الف) شکل صافی سنگی متداول همراه با توزیع کننده چرخان دو بازویی ب) شکل صافی سنگی اولیه (سیرکا، ۱۳۲۰)همراه با سیستم توزیع ثابت (کتابخانه کنگره) ج) نمایی از بالای صافی چکنده برجی همراه با توزیع کننده چرخان چهار بازویی.

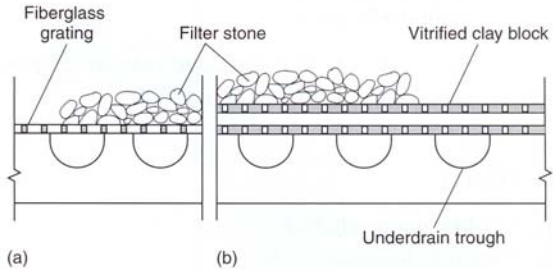
در گذشته سیستم های توزیع نازل ثابت در صافی های سنگی کم عمق مورد استفاده بود (شکل ب۴-۳ را مشاهده کنید). سیستم های توزیع با نازل ثابت شامل یکسری از نازل های اسپری می باشد که در گوشه های مثلث متساوی الاضلاع پوشش بستر صافی قرار دارد. یک سیستم لوله گذاری در صافی برای توزیع فاضلاب بصورت یکنواخت به نازلها مورد استفاده است. نازلهای مخصوص مورد استفاده دارای مدل اسپری صفحه ای می باشد و فشار بطور سیستماتیک تغییر می کند؛ بطوریکه اسپری ابتدا در فاصله زیادی از نازل پخش می شود و سپس همزمان با کاهش آهسته فشار ، فاصله کم می شود. در این روش، تزریق یکنواخت در بالای سطح تمام بستر بکار برده می شود. نازلهای نیمه اسپری در طول کناره های صافی مورد استفاده است. در طرح اخیر، سیستم نازل ثابت به ندرت استفاده می شود.

زهکشهای زیرین[1]: سیستم جمع آوری فاضلاب در یک صافی چکنده شامل زهکش تحتانی می باشد که فاضلاب تصفیه شده را جمع و جامدات را از بستر فیلتر برای انتقال به تانک ته نشینی نهایی تخلیه می کند. معمولاً سیستم زهکش تحتانی در یک صافی سنگی بلوکهای پیش ساخته رسی یا نرده های فایبرگلاس است که بر روی سطح زیرین ساخته شده از بتن مسلح قرار دارد (شکل ۵-۳ را

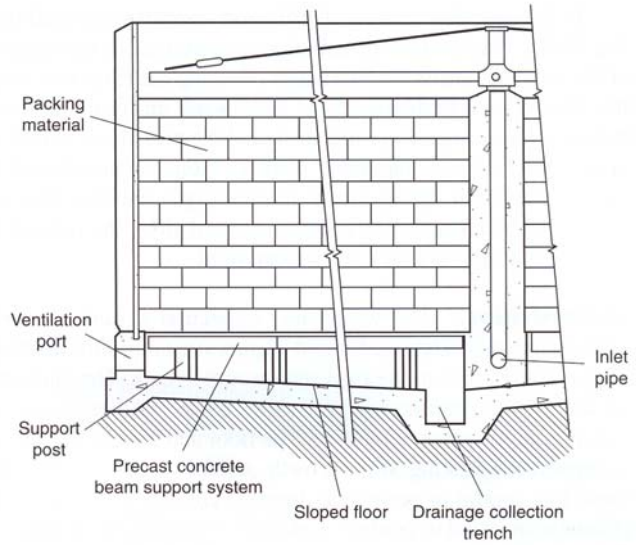
[1] .underdrains

ببینید). کف و زهکش تحتانی باید قدرت کافی برای تحمل بستر، رشد توده بیولوژیکی و فاضلاب را داشته باشد. شیب بلوکهای زهکشی و کف به طرف کانال زهکشی مرکزی یا جانبی ۵- ۱ درصد است. کانالهای خروجی به اندازه ای ساخته شده است که حداقل سرعت(۲ft/s) m/s ۰/۶ را در دبی متوسط جریان روزانه ایجاد می‌کند(WPCF,۱۳۸۸). زهکش ها ممکن است به هر دو طرف باز شود، بطوریکه آنها به راحتی مورد بازبینی قرار گیرد و در صورت گرفتگی، شسته شود. همچنین زهکشی باعث تهویه صافی و فراهم کردن هوای میکروارگانیسم هایی می شود که در توده بیولوژیکی صافی زندگی می کنند. زهکش ها باید همانند کانال جمع آوری مرکزی به یک کانال جانبی برای تهویه دیواره وصل شود.

سیستم نگهدارنده و زهکش برای بستر پلاستیکی شامل یکی از موارد نرده فلزی، ستون یا تیر ساختمانی می باشد. سیستم متداول زهکشی برای یک صافی برجی در شکل ۶-۳ نشان داده شده است. سیستم تیر و ستون معمولاً از تیرهای بتونی پیش ساخته است که بوسیله ستون یا تیر نگهداشته می شود. بستر پلاستیکی در بالای تیرها قرار دارد و برای اطمینان از جریان آزاد هوا و فاضلاب دارای کانالهایی در بالای آنها می باشد. همه سیستم های زهکشی باید به نحوی طراحی شود که تهویه مصنوعی هوا در صورت تغییر شرایط بهره برداری فیلتر در آینده به آن اضافه شود.



شکل ۵-۳ زهکش متداول صافی سنگی الف) نرده های فایبرگلاس ب) بلوکهای ساخته شده از رس



شکل ۶-۳ سیستم زهکش متداول صافی برجی

جریان هوا: جریان مناسب هوا ، اهمیت اساسی در بهره برداری موفق صافی چکنده دارد؛ زیرا باعث ایجاد تصفیه مؤثر و جلوگیری از بو می شود. تهویه طبیعی از لحاظ تاریخی، ابزارهای اولیه فراهم کردن جریان هوا می باشد؛ اما برای همیشه مناسب نیست و تهویه مصنوعی با استفاده از فن های فشار پایین، جریان هوای کنترل شده و مطمئن تری را فراهم می کند. نیروی حرکتی برای جریان هوا در مورد تهویه طبیعی، اختلاف دما بین هوای آزاد و هوای داخل منافذ می باشد. اگر فاضلاب نسبت به هوای آزاد سردتر باشد، هوای منافذ سرد خواهد شد و جهت جریان به سمت پایین می شود. اگر هوای آزاد نسبت به فاضلاب سردتر باشد، جریان به سمت بالا خواهد بود. حالت اخیر، مطلوبیت کمتری از نقطه نظر انتقال جرم دارد؛ زیرا در منطقه ای که نیاز به اکسیژن بالاتر باشد، فشار جزئی اکسیژن (و بنابراین میزان انتقال اکسیژن) کمتر است. در اکثر نواحی کشور ، دوره هایی مخصوصاً در طول تابستان وجود دارد که ضرورتاً جریان هوا از میان صافی چکنده اتفاق نمی افتد؛ زیرا اختلاف دما ناچیز است.

تهویه که افت فشار ناشی از تفاوتهای دمایی و رطوبت می باشد، از طریق رابطه ۲-۳ تعیین می شود(اسکرودر و چوبانوگلاس، ۱۳۷۶):

$$D_{air} = 353\left(\frac{1}{T_C} - \frac{1}{T_h}\right)Z \qquad (3-2)$$

D_{air} = تهویه طبیعی هوا برحسب میلی متر آب

T_c = دمای سرد، کلوین

T_c = دمای گرم، کلوین

Z= ارتفاع فیلتر، متر

برآورد محتاطانه تر دمای متوسط هوای منافذ با استفاده ازلگاریتم دمای متوسط T_m برای T_n در رابطه ۲-۳ بدست می آید.

$$T_m = \frac{T_2 - T_1}{\ln(T_2 / T_1)} \qquad (3-3)$$

T_1= دمای سردتر، کلوین

T_1= دمای گرم تر، کلوین

با قرار دادن تهویه معادل مجموع افت فشارهای ناشی از عبور هوا از میان صافی و سیستم زهکش می توان میزان جریان حجمی هوا را برآورد کرد(آلبرتسون و اوکی، ۱۳۸۸).

در جایی که تهویه طبیعی مورد استفاده باشد، نیازمندیهای زیر در طراحی لحاظ می گردد:

۱- کانالهای جمع آوری و زهکش ها باید طوری طراحی شود که جریان فاضلاب بیش از نصف حالت پر نشود و راه عبور هوا فراهم شود.

۲- دریچه های ورودی تهویه با انواع نرده های باز پوششی باید در هر دو انتهای کانال جمع آوری مرکزی نصب شود.

۳- صافیهای با قطر بزرگ باید داری کانالهای جمع آوری شبکه ای با منهول های تهویه یا هواکش های تهویه باشد که در کنار صافی نصب می شود.

۴- سطح باز سوراخهای بالای بلوکهای زهکش نباید کمتر از ۱۵ درصد سطح فیلتر باشد.

۵- سطح ناخالص نرده های باز در منهول های تهویه و هواکش های تهویه باید ۱ متر مربع بازای هر ۲۳ متر مربع سطح فیلتر فراهم شود($۱۰ft^2/۲۵۰ft^2$).

استفاده از فن های تهویه اجباری یا مصنوعی در طرحهای صافی چکنده توصیه می شود تا مقدار قابل قبول اکسیژن را فراهم کند. هزینه های تهیه هوا برای تهویه مصنوعی در مقایسه با مزایای آن حداقل می باشد. برای تصفیه فاضلاب با دبی ($۳۸۰۰m^3/d$(۱Mgal/d) نیروی مورد نیاز تنها حدود (hp ۰/۲) ۰/۱۵ kW برآورده شده است(WEF,۲۰۰۰). در یک برآورد مشابه، میزان هوای($۰/۳m^3/m^2.min$ ($۱ft^3/ft^2.min$ از سطح فیلتر در هر جهت پیشنهاد شده است. جهت جریان رو به پایین دارای بعضی از مزیت ها می باشد که شامل فراهم کردن زمان تماس برای تصفیه ترکیبات بودار رها شده در بالای فیلتر و تهیه ذخیره هوای غنی تر در جایی که تقاضای اکسیژن بالاتر می باشد. طرحهای هوای مصنوعی باید چند نقطه توزیع هوا فراهم کنند که با استفاده از فن های اطراف کناره های برج یا استفاده از لوله های هوا در زیر مواد بستر است؛ بطوریکه افت فشار کمی در میان بستر فیلتر برای انجام توزیع هوا وجود داشته باشد. در کاربردهای با دمای خیلی کم ممکن است محدود کردن جریان هوای عبوری فیلتر برای جلوگیری از انجماد ضروری باشد. اندازه گیری حجم اکسیژن مورد استفاده در صافی چکنده و بازده واقعی انتقال اکسیژن، کمتر انجام شده است. فرمولهای زیر بر اساس کارهای اولیه توسط Dow Chemical در حین توسعه مواد بستر پلاستیکی برای

کاربردهای صافی چکنده می باشد، در شکل گیری این فرمولها ، بازده انتقال اکسیژن حدود ۵ درصد درنظر گرفته شد. تهیه اکسیژن مورد نیاز همانند زیر داده شده است:

حذفBOD تنها :

$$R_0 = (20kg/kg)\left[0.80e^{-9L_B} + 1.2e^{-0.17L_B}\right]PF \qquad (3-4)$$

حذف BOD و نیتریفیکاسیون :

$$R_0 = (40kg/kg)\left[0.80e^{-9L_B} + 1.2e^{-0.17L_B} + 4.6N_{OX}/BOD\right]PF \qquad (3-5)$$

R_0 = تهیه اکسیژن، کیلوگرم اکسیژن به ازای هر کیلو گرم BOD مصرفی

L_B = بارگذاری BOD صافی، kg BOD/m^3.d

N_{OX}/BOD = نسبت نیتروژن ورودی اکسید شده به BOD ورودی mg/mg

PF = ضریب بستر، نسبت بار ماکزیمم به بار متوسط

سرعت مصرف هوا در دمای ۲۰°C و فشار ۱ اتمسفر بصورت زیر محاسبه شده است. مطابق ضمیمه B ، چگالی هوا در دمای ۲۰°C و فشار ۱ اتمسفر برابر ۱/۲۰۴ kg/m^3 می باشد و درصد اکسیژن برحسب وزن آن در هوا برابر ۲۳/۸ درصد است. بنابراین حجم اکسیژن بازای هرکیلوگرم هوا برابر ۳/۵۸kg/m^3 [۱/(۱/۲۰۴kg/m^3)(۰/۲۳۱۸)] است و جریان هوای مورد نیاز با رابطه زیر داده شده است:

$$AR_{20} = \frac{(R_0)(Q)(S_0)(3.58m^3/kgO_2)}{(10^3 g/kg)(1440\min/d)} \qquad (3-6)$$

AR_{20} = میزان جریان هوا دردمای ۲۰°C وفشار۱ اتمسفر، m^3/min

Q= میزان جریان فاضلاب، m^3/d

S_o = BOD پساب خروجی اولیه، g/m^3

میزان جریان هوا براساس قانون گاز ایده آل برای دما و فشار تصحیح می شود:

$$AR_{TA} = AR_{20}\left(\frac{273.15 + T_A}{273.15}\right)\left(\frac{760}{P_0}\right) \qquad (3-7)$$

AR_{TA} = میزان جریان هوا دردمای هوای آزاد، °C

T_A= دمای هوای آزاد، °C

P_0= فشار در محل طرح تصفیه، mmHg

تصحیح بیشتر جریان هوای محاسبه شده برای دمای بالاتر از ۲۰°C توصیه می شود تا غلظت اشباع کمتر اکسیژن در دمای بالاتر و مقادیر جذب بیولوژیکی بیشتر در صافی محاسبه شود. بازای هر درجه سیلیوس بالای ۲۰°C ، میزان جریان هوا ۱ درصد افزایش می یابد.

$$AR_{T>20^0C} = AR_T\left(1 + \frac{T_A - 20}{100}\right) \qquad (3-8)$$

افت فشار عبوری از بستر در ارتباط با سرعت ظاهری هوا بصورت زیر است:

$$\Delta P = N_P\left(\frac{v^2}{2g}\right) \qquad (3-9)$$

ΔP = افت فشار کل، کیلو پاسکال
g = شتاب ثقلی، m/s^2
v = سرعت ظاهری، m/s
N_P = مقاومت برج برحسب تعداد افت هد ناشی از سرعت

مقاومت برج مخفف N_P برابر با مجموع تمام افت فشارهای مجزا مرتبط با جریان هوا است. افت فشار همزمان با عبور هوا از میان ورودی، زهکش و مواد بستر اتفاق می افتد. افت بستر تحت عنوان تعداد افت فشارهای ناشی از سرعت بوسیله Dow chemical برای بستر اولیه قائم شکل گرفت:

$$N_P = 10.33(D)e^{(1.36\times10^{-5})(L/A)} \qquad (3-10)$$

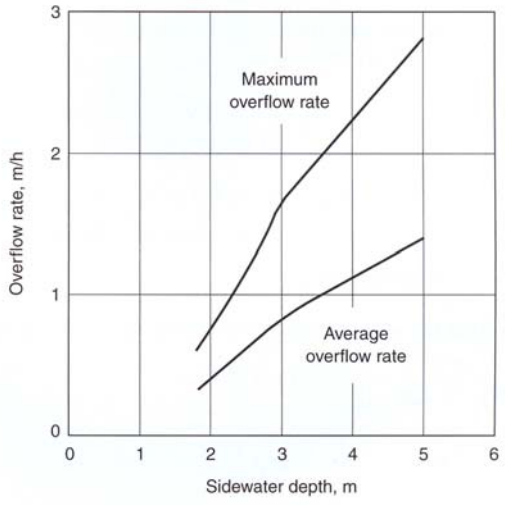
N_P = افت فشار بستر تحت عنوان ارتفاع ناشی از سرعت
D = عمق بستر
L = سرعت بارگذاری مایع
A = سطح مقطع عرضی برج

اگرچه روابط مشابهی برای سایر مواد بستر شکل نگرفته است، فاکتورهای اصلاحی پیشنهاد شده است که می توان برای بدست آوردن مقادیر N_P سایر مواد بستر بر اساس مقدار تعیین شده با رابطه ۱۰-۳ جدول ۴-۳ استفاده کرد. برای تخمین کل افت فشار ، مقدار N_P که با استفاده از رابطه ۱۰-۳ محاسبه شد، اغلب در یک ضریب ۱/۳ تا ۱/۵ ضرب می شود که شامل افت های ورودی، زهکشی وسایر افتهای موضعی است.

جدول ۴-۳ فاکتورهای تصحیح برای محاسبه افت فشار بستر صافی چکنده غیرقائم براساس رابطه۱۰-۳ (WEF,۲۰۰۰)

بستر	مساحت سطح ویژه ، m^2/m^3	ضریب تصحیح
سنگ	۴۵	۲
جریان عرضی پلاستیکی	۱۰۰	۱/۳
حریان عرضی پلاستیکی	۱۴۰	۱/۶
پلاستیکی اتفاقی	۱۰۰	۱/۶

توجه: $m^2/m^3 \times 0.3048 = ft^2/ft^3$



نمودار ۷-۳ سرعت های پیشنهادی برای سرریز زلال ساز چکنده بصورت تابعی از عمق دیواره جانبی زلال ساز (WEF,۲۰۰۰)

تانک های ته نشینی: عملکرد تانک های ته نشینی بعد از صافی های چکنده تولید پساب خروجی زلال می باشد. آنها با تانک های ته نشینی لجن ناشی فعال متفاوت می باشند؛ بطوریکه زلال ساز مقدار جامدات معلق خیلی کمتری دارد و برگشت لجن ضروری نیست. همه لجن ناشی از تانک های ته نشینی صافی چکنده به تاسیسات پردازش لجن فرستاده می شود یا به زلال ساز اولیه برگشت داده می شود و با جامدات اولیه ته نشین می شود. فعالیت صافی چکنده در قدیم بدلیل طراحی های ضعیف زلال ساز مختل می شد. استفاده از زلال سازهای کم عمق برای کاربرد در صافی چکنده با مقادیر نسبتاً زیاد سرریز در حالت های اولیه استانداردهای ده گانه توصیه می شد(GLUMRB۱۹۹۷). متاسفانه استفاده از زلال سازهای کم عمق معمولاً باعث بازده کم زلال ساز می شد. اخیراً مقادیر سرریز زلال ساز پیشنهادی در استانداردهای ده گانه، بیشتر مشابه با مقدار مورد استفاده در فرآیند لجن فعال است. طراحی زلال ساز برای صافی چکنده باید مشابه طرح های مورد استفاده در زلال سازهای فرآیند لجن فعال باشد (پاراگراف ۷-۲ از بخش ۲ رامشاهده کنید) که از نظر عمق و اندازه مناسب چاهک ورودی فاضلاب، افزایش عمق جانبی آب و مقادیر سرریز هیدرولیکی مشابه می باشد. مقادیر سرریز پیشنهادی بصورت تابعی از عمق جانبی آب زلال ساز در نمودار ۷-۳ داده شده است. با طراحی مناسب زلال ساز، صافی های چکنده تک مرحله ای می تواند به غلظت BOD وTSS کمتر از ۲۰ mg/l دست پیدا کند.

مثال ۱-۳ مقدار جریان هوای مورد نیاز صافی چکنده و افت فشار تهویه اجباری را تعیین کنید: نیاز هوای تهویه مصنوعی و افت فشار را در صافی چکنده با بستر پلاستیکی از نوع جریان عرضی تعیین کنید. اطلاعات بهره برداری وطراحی در زیر داده شده است.

مشخصات فاضلاب:

۱- میزان جریان فاضلاب = ۱۳۰۰۰ m^3/d (۲۲۰ L/S)

۲- BOD پساب خروجی اولیه = ۱۴۰ mg/l(g/m^3)

۳- دما = ۲۰$^\circ$C

فرضیات طراحی :

۱- بارگذاری BOD = ۰/۵۶ kg BOD/m^3.d

۲- ضریب پیک بار آلی = ۱/۴

۳- قطربرج = ۲۲متر

۴- تعداد برج = ۲

۵- عمق بستر = ۶/۱ متر

۶- ضریب تصحیح افت فشار برای افت های ورودی وسایر افت های موضعی = ۱/۵

۷- ضریب تصحیح افت فشار برای بستر جریان عرضی = ۱/۳ (جدول ۴-۳ راببینید) .

۸- دمای هوا = ۷- تا ۲۸$^\circ$C

۳- رطوبت = ۲۰ تا ۱۰۰درصد

راه حل:

۱- سرعت تهیه اکسیژن مورد نیاز را با استفاده از رابطه ۴-۳ تعیین کنید.

$$R_0 = (20\,kg/kg)\left[0.80\,e^{-9L_B} + 1.2\,e^{-0.17L_B}\right](PF)$$

$$L_B = 0.56\,kg\,BOD/m^3.d$$

$$PF = 1.4$$

$$R_0 = 20\left[0.80e^{-9(0.56)} + 1.2e^{-.17(0.56)}\right](1.4) = 30.69\,kg\,O_2/kg\,BOD\ \text{مصرفي}$$

۲- میزان جریان هوا را برای شرایط داده شده تعیین کنید.

الف) میزان جریان هوا را در شرایط استاندارد با استفاده از رابطه ۶-۳ تعیین کنید.

$$AR_{STD} = \frac{R_0(Q)(S_0)(3.58\,m^3/kg\,O_2)}{(10^3\,g/kg)(1440\,\min/d)}$$

$$= \frac{(30.69\,kg/kg)(19000\,m^3/d)(140\,g/m^3)(3.58\,m^3/kg\,O_2)}{(10^3\,g/kg)(1440\,\min/d)}$$

$$= 203\,m^3/\min$$

ب) میزان جریان هوا رابااستفاده از رابطه ۷-۳ برای دما وفشار تصحیح کنید.

$$AR_{TA} > AR_{STD}\left(\frac{273.15+T_A}{273.15}\right)$$

$$T_A = 28^0 C$$

$$AR_{28} = (203m^3/\min)\left(\frac{273.15+28}{273.15}\right) = 223.8\,m^3/\min$$

ج) میزان جریان هوا را با استفاده از رابطه ۸۰-۳ برای اشباع کمتر اکسیژن تصحیح کنید.

۳- افت فشار را در بستر با جریان عرضی تعیین کنید.

الف) مقدار N_P را با استفاده از رابطه ۱۰-۳ تعیین کنید. سپس میزان N_P در تعیین افت فشار با استفاده از رابطه ۳-۳ بکار می رود.

$$N_P = 10.33(D)e^{(1.36\times10^{-5})(L/A)}$$

L/A را برحسب $kg/m^2.h$ بدست آورید.

مقدار بار هیدرولیکی = q = Q/A

$$Q = (19000m^3d)(1d/24h) = 792m^3/h$$

سطح برج منفرد $A = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi(22m)^2}{4} = 380\,m^2$

$$q = \frac{792}{380} = 2.08\,m^3/m^2.h$$

$$\frac{L}{A} = (2.08\,m^3/m^2.h)(10^3\,L/m^3)(1kg/L) = 2080\,kg/m^2.h$$

عمق بستر = ۶/۱ متر

$$N_P = 10.33(6.1)e^{(1.36\times10^{-5})(2080)} = 64.8$$

ضریب تصحیح افت فشار برای بستر جریان عرضی = ۱/۳

ضریب تصحیح برای ورودی و سایر افت ها = ۱/۵

$$N_P = (1.5)(1.3)(64.8) = 126.3$$

ب) افت فشار را با استفاده از رابطه ۳-۳ بدست آورید.

$$\Delta P = N_P\left(\frac{v^2}{2g}\right)$$

سطح برج/ میزان جریان هوا در هر برج = v سرعت ظاهری

$$v = \frac{(241.7/2)}{380.0} = 0.32m/\min = 0.005m/s$$

$$\Delta P = 126.3\left(\frac{v^2}{2g}\right) = \frac{(126.3)(0.005m/s)^2}{2(9.8m/s^2)} = 0.00016m$$

چگالی هوا دردمای ۲۸°C= ۱/۱۷۵ kg/m^3 (ضمیمه B را ببینید)

-۴ $\Delta P = 0.00016m)(1.175kg/m^3)(9.8m/s^2) = 0.0018N/m^2 = 0.0018Pa = 1.8\times10^{-6}kPa$

فشار تهویه طبیعی را در روابط ۲-۳ و ۳-۳ مقایسه کنید.

الف) لگاریتم دمای متوسط را با استفاده از رابطه ۳-۳ تعیین کنید.

دمای فاضلاب = ۲۰˚C

دمای هوا = ۲۸˚C

$$T_m = \frac{T_2 - T_1}{\ln(T_2/T_1)} = \frac{28-20}{\ln(28/20)} = 23.8^0 C$$

ب) تهویه را با استفاده از رابطه ۲-۳ تعیین کنید.

$$D_{air} = 353\left(\frac{1}{T_c} - \frac{1}{T_m}\right)Z$$

$$T_c = 273.15 + 20 = 293.15K$$

$$T_m = 273.15 + 23.8 = 296.95K$$

$$D_{air} = 353\left(\frac{1}{293.15} - \frac{1}{296.95}\right)6.1 = 0.094mm$$

ج) تهویه را با افت فشار برآورد شده ، مقایسه کنید.

میلی متر آب را به فشار برحسب پاسکال تبدیل کنید.

$$\text{تهویه} = 0.094\,mm\,H_2O)\left(\frac{9.797\,Pa}{mm\,H_2O}\right) = 0.921\,Pa$$

بنابراین میزان تهویه (پاسکال ۰/۳۲۱) > افت فشار (۰/۰۰۱۸ پاسکال)

توضیح: در این اختلاف دما، تهویه بیشتری نسبت به آنچه مورد نیازمی باشد، دردسترس است. اما برای دوره هایی که دمای هوا وفاضلاب خیلی به هم نزدیک است، اکسیژن کافی، در دسترس نخواهد بود که ممکن است باعث تشکیل گازهای بدبو مانند هیدروژن سولفید شود. توجه کنید افت فشار برای میزان جریان هوای ضروری خیلی پایین است و چندین نقطه ورودی هوا برای اطمینان از توزیع یکنواخت هوا مورد نیاز می باشد.

ملاحظات طراحی فرآیند

یک فرآیند صافی چکنده ساده شامل بستر مواد دانه بندی شده که از بین آن جریان فاضلاب عبورمی کند و یک زلال ساز خارجی است. درواقع صافی چکنده یک سیستم خیلی پیچیده از نظر مشخصات رشد ثابت و هیدرودینامیک داخلی است. با درنظر گرفتن این پیچیدگی ها، طراحی صافی چکنده عمدتاً بر اساس روابط تجربی گرفته شده از طرح های پایلوت و تجارب طرح های با مقیاس کامل می باشد. دراین قسمت عملکرد صافی چکنده برای حذف BOD و نیتریفیکاسیون، عواملی مؤثر بر عملکرد و عمدتاً روش های طراحی مورد استفاده در فرآیند مرور شده است.

مشخصات پساب خروجی: از نظر تاریخی، صافی های چکنده به خاطر داشتن مزایای مهم استفاده از انرژی کم نسبت به تصفیه لجن فعال و آسان تر بودن بهره برداری، مورد توجه قرار گرفته است؛ اما

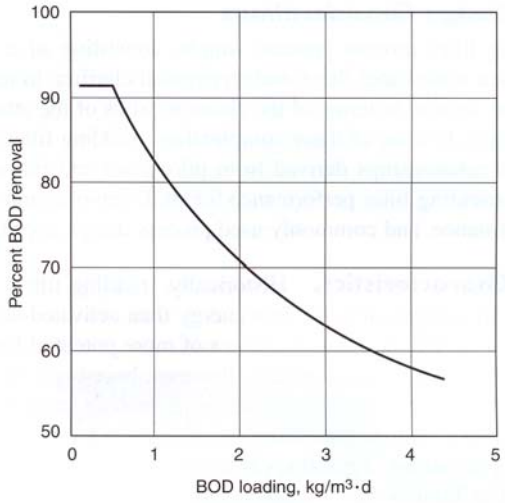
دارای معایب بالقوه بیشتر برای بو وکیفیت پایین تر پساب خروجی می باشد. هرچند بعضی از این معایب ناشی از تهویه نامناسب، طراحی ضعیف زلال ساز، حفاظت نامناسب دربرابر دماهای سرد و عملکرد تزریق است. صافی های چکنده با طراحی مناسب بطور موفقی در تعدادی از کاربردها استفاده شده است. کاربردهای متداول، بارگذاری های فرآیند وکیفیت پساب خروجی درجدول ۵-۳ خلاصه شده است.

ضوابط بارگذاری: در فرآیند لجن فعال نشان داده شد بازده تجزیه بیولوژیکی با متوسط SRT بیومس یا نسبت F/M مرتبط است. برای هر کدام از این پارامترها می توان از جامدات یا جرم سلولی نمونه برداری و بطور قابل قبولی اندازه گیری کرد. هرچند در صافی چکنده، اندازه گیری جرم سلولی سیستم امکان پذیر نیست و فقط اخیراً کنترل جامدات موجود با عملکرد تزریق تا حدودی پیشرفت حاصل شده است (آلبرتسون، ۱۳۸۳). رشد ثابت بطور یکنواخت درصافی چکنده توزیع نشده است(هینتون و استنسل، ۱۳۳۴). ضخامت بیوفیلم می تواند متغیر باشد و غلظت جامدات بیوفیلم ممکن است محدوده ای از ۱۰۰-۴۰g/l باشد و مایع نمی تواند بصورت یکنواخت در بالای تمام مساحت سطح بستر جریان یابد که تحت عنوان بازده رطوبت گذاری شناخته می شود. بدلیل عدم توانایی در اندازه گیری مشخصات هیدرودینامیکی و بیولوژیکی سیستم های صافی چکنده میدانی ، پارامترهای واضح تری مانند بارگذاری آلی حجمی، بارگذاری در واحد سطح و مقادیر بار هیدرولیکی بعنوان پارامترهای طراحی و بهره برداری مرتبط با بازده تصفیه استفاده شده است.

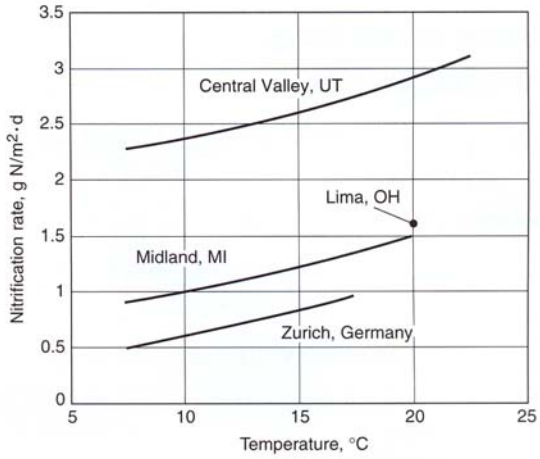
جدول ۵-۳ کاربردها، بارگذاری و کیفیت پساب خروجی صافی چکنده

	بارگذاری		کیفیت پساب خروجی	
کاربرد	واحد	محدوده	واحد	محدوده
تصفیه ثانویه	kg $BOD/m^3.d$[a]	۰/۳-۱	BOD, mg/L	۱۵-۳۰
			TSS, mg/L	۱۵-۳۰
حذف BOD و	kg $BOD/m^3.d$	۰/۱-۰/۳	BOD, mg/L	<۱۰
نیتریفیکاسیون ترکیبی	g $TKN/m^2.d$[b]	۰/۲-۱	NH_4-N, mg/L	<۳
نیتریفیکاسیون ثالث	g NH_4-$N/m^2.d$	۰/۵-۲/۵	NH_4-N, mg/L	۰/۵-۳
حذف جزئی BOD	kg $BOD/m^3.d$	۱/۵-۴	درصد حذفBOD	۴۰-۷۰

a. بارگذاری حجمی
b. بارگذاری بر حسب مساحت سطح بستر
توجه : $m^3/m^2.d \times 24.5424 = gal/ft^2.d$
$g/m^2.d \times 0.204 = lb/10^3ft^2.d$



نمودار ۸-۳ مثالی از عملکرد صافی چکنده دردمای $28^{\circ}C$. تاثیر بارگذاری در بازده صافی با بستر پلاستیکی



نمودار ۳-۳ تاثیر دما بر میزان نیتریفیکاسیون صافی های چکنده برجی (پارکر و همکاران، ۱۳۳۰)

برای حذفBOD در طرح های صافی چکنده ترکیبی BOD و نیتریفیکاسیون ، بارگذاری حجمیBOD با عملکرد تصفیه برای حذف BOD و نیتریفیکاسیون ارتباط مستقیم دارد. مدل اولیه طراحی صافی های چکنده سنگی توسط موسسه تحقیقات ملی (NRC) در اوایل دهه ۱۳۴۰ در تأسیسات نظامی توسعه پیدا کرد (موهلمن و همکارانش، ۱۳۴۶). روابط NRC بر اساس اطلاعات میدانی بازده حذف BOD و مقدار بارگذاری آلی بود. مدل طراحی NRC حتی در میان آنهایی که حجم زیادی از داده های پراکنده بود، استفاده می شد. براک و مرکنز (۱۳۷۳ و۱۳۷۰) دریافتند که میزان بار آلی، عملکرد صافی چکنده را کنترل می کند و میزان بار هیدرولیکی موثر نیست. در سیستم های ترکیبی حذف BOD ونیتریفیکاسیون، بازده نیتریفیکاسیون با بارگذاری BOD حجمی

در ارتباط است(دایگر و همکاران، ۱۳۳۳؛ استنکویست و کلی، ۱۳۸۰ و U.S.EPA,۱۳۷۵). مثالهایی از تأثیر بارگذاری BOD بر حذف BOD در نمودار ۸-۳ بیان شده است. در بارگذاری BOD کم ، بازده حذف BOD به مقدار ثابت ماکزیمم حدود ۳۰ درصد می رسد. در بهره برداری از طرحهای واقعی، داده های پراکنده قابل توجهی اطراف منحنی وجود دارد که ناشی از تغییرات در اسلافینگ جامدات، مشخصات فاضلاب (نسبت sBOD) و بازده زلال ساز است. در کاربردهای نیتریفیکاسیون ثالث، BOD خیلی کمی در صافی چکنده بکار می رود و بیوفیلم نازکی بر روی بستر شکل می شود که شامل بخش زیادی از باکتریهای نیتریفایر است. بازده حذف نیتریفیکاسیون با مساحت سطح بستر رابطه دارد و با سرعت ویژه بارگذاری نیتروژن بر حسب آمونیاک حذف شده بازای هر متر مربع مساحت سطح بستر در روز مرتبط است (دادلس و همکاران، ۱۳۷۴؛ آلبرتسون و اکی، ۱۳۸۳؛ پارکر و همکاران، ۱۳۳۰؛ U.S.EPA,۱۹۳۳ ؛ آلبرتسون و همکاران، ۱۳۳۴). مقادیر نیتریفیکاسیون سطحی برجهای نیتریفیکاسیون ثالث با بستر پلاستیکی همراه با تأثیر دما بر میزان نیتریفیکاسیون در نمودار ۳-۳ نشان داده شده است. مقادیر نیتریفیکاسیون ویژه برای تأسیسات مرکزی Valley خیلی بیشتر از مقادیر گزارش شده قبلی برای صافیهای چکنده می باشد. سرعت بالاتر بدلیل استفاده از مواد بستر جریان عرضی به جای بستر پلاستیکی قائم و روش های بهتر کنترل بیوفیلم بود. همچنین غلظتهای آمونیاک بیشتری وجود داشت. مقادیر کمتر برای تأسیسات زوریخ به بازده رطوبت گذاری کمتر و پوشش بیوفیلم با یکنواختی کمتر نسبت داده شد. آنالیز بارگذاری صافی چکنده در مثال ۲-۳ توضیح داده شده است.

مثال ۲-۳ بارگذاری صافی چکنده: یک صافی چکنده تک مرحله ای به قطر ۱۰ متر حاوی بستر پلاستیکی با جریان عرضی متداول با عمق ۶,۱ متر وجود دارد. پساب خروجی اولیه با مشخصات داده شده زیر در صافی بکار برده شده است. بارگذاری TKN و BOD حجمی چه مقدار است؟ بارگذاری TKN ویژه چه مقدار است؟ بازده حذف تقریبی BOD در دمای ۲۰°C چقدر است؟ آیا انجام نیتریفیکاسیون مورد انتظار است؟

مشخصات فاضلاب پساب خروجی اولیه:

پارامتر	واحد	مقدار
دبی	m^3/d	۴۰۰۰
BOD	g/m^3	۱۲۰
TSS	g/m^3	۸۰
TKN	g/m^3	۲۵

توجه : $g/m^3 = mg/l$

راه حل:

۱- حجم مواد بستر صافی چکنده را تعیین کنید.

حجم $V = V = (A)(D)$

$$A = \frac{\pi(10m^2)}{4} = 78.5m^2$$

$$V = (78.5m^2)(6.1m) = 479\,m^3$$

۲- بارگذاری BOD را تعیین کنید.

سرعت بارگذاری BOD $= QS_0 / V$

$$= \frac{(4000\,m^3/d)(120\,g/m^3)(1kg/10^3\,g)}{479\,m^3} = 1.0\,kg/m^3.d$$

۳- میزان بارگذاری TKN را تعیین کنید.

$$TKN = \frac{(4000\,m^3/d)(25\,g/m^3)(1kg/10^3\,g)}{479\,m^3} = 0.21\,kg\,TKN/m^3.d$$

۴) بازده تقریبی حذف BOD را برآورد کنید.

با توجه به نمودار ۸-۳ در مقدار بارگذاری $1\ kg\ BOD/m^3.d$ ، بازده حذف BOD تقریباً ۸۲ درصد است.

۵- آیا انجام نیتریفیکاسیون مورد انتظار است؟

خیر. بر اساس اطلاعات داده شده در جدول ۵-۳ ، حتی زمانی که میزان بارگذاری TKN مناسب است، بارگذاری BOD برای انجام نیتریفیکاسیون وحذف BOD بصورت ترکیبی خیلی زیاد می باشد($1\ kg/m^3.d$). در مقادیر بارگذاری BOD بالاتر ، باکتریهای هتروتروف باعث می شود باکتریهای نیتریفایر در محل های سطح بستر از رقابت خارج شود و بنابراین جمعیت بیومس توده بیولوژیکی کنترل می شود.

۱- بارگذاری TKN ویژه چه مقدار است؟

ازجدول ۲-۳ ، مساحت سطح ویژه بستر = $30\ m^2/m^3$

مساحت سطح کل = $(90\,m^2/m^3)(479\,m^3) = 43110\,m^2$

بارگذاری TKN ویژه $= \frac{QN_0}{A} = \frac{(4000\,m^3/d)(25\,g/m^3)}{43110\,m^2} = 2.3\,g\,N/m^2.d$

توضیح: به طور خلاصه توجه به تغییرات گسترده در مقادیر نیتریفیکاسیون با توجه به شرایط ویژه مکانی مشاهده شده، اهمیت دارد.

طراحی حذف BOD: روابط تجربی اولیه طراحی برای حذف BOD در صافیهای چکنده سنگی از طریق آنالیز عملکرد صافی چکنده در ۳۴ طرح تأسیسات نظامی برای تصفیه فاضلاب شهری توسعه

پیدا کرد(موهلمن وهمکاران، ۱۳۴۶). تأثیر بارگذاری BOD حجمی و نسبت برگشت بر عملکرد تصفیه در روابط محاسبه شده بود. روابط داده شده زیر باید تنها بعنوان یک تخمین عملکرد مورد استفاده باشد؛ چرا که آنها بر اساس اطلاعات محدود می باشند و مقادیر BOD ورودی در تاسیسات نمونه برداری شده در مقایسه با اکثر پسابهای خروجی اولیه شهری نسبتاً بیشتر بود. حذف BOD شامل تأثیر زلال ساز ثانویه می باشد؛ بطوریکه اگر از قبل، عملکرد تصفیه توسط این رابطه پیش بینی شود، طراحی زلال ساز ثانویه عمیق تر و پیشرفته تر که امروزه مورد استفاده است ، برای رسیدن به عملکرد تصفیه مطلوب کمک می کند.

رابطهNRC برای یک صافی سنگی مرحله اول یا تک مرحله ای برابر است با:

$$E_1 = \frac{100}{1+0.4432\sqrt{\frac{W_1}{VF}}} \qquad (3-11)$$

E_1 = بازده حذف BOD صافی مرحله اول در دمای ۲۰ $^\circ C$ با برگشت جریان، درصد

W_1 = بارگذاری BOD فیلتر

V= حجم بستر صافی

F = ضریب برگشت

ضریب برگشت با استفاده از رابطه ۱۲-۳ محاسبه شده است:

$$F = \frac{1+R}{(1+R/10)^2} \qquad (3-12)$$

F = ضریب برگشت

R = نسبت برگشت، بدون واحد

ضریب برگشت بیانگر متوسط تعداد مراحل عبور مواد آلی ورودی از میان صافی است. ضریب R/10 برای این واقعیت محاسبه می شود که مزایای برگشت جریان همزمان با افزایش تعداد مراحل عبور کاهش می یابد. نسبتهای برگشتی مورد استفاده معمولاً از ۲-۰ متغیر است. بازده حذف BOD مرحله دوم در یک سیستم صافی چکنده دو مرحله ای (شکل ۲-۳ را ببینید) به صورت زیر داده شده است:

$$E_2 = \frac{100}{1+\frac{0.4432}{1-E_1}\sqrt{\frac{W_2}{VF}}} \qquad (3-13)$$

E_2 =بازده حذف BOD صافی مرحله دوم در دمای ۲۰ $^\circ C$ ، درصد.

E_1 = نسبت حذف BOD در صافی مرحله اول

W_2= بارگذاریBOD بکار برده شده برای صافی مرحله دوم

تاثیر دمای فاضلاب بر بازده حذف BOD بصورت زیر محاسبه شده است:

$$E_2 = E_{20}(1.035)^{T-20} \qquad (3-14)$$

E_T = بازده حذف BOD در دمای T بر حسب درجه سانتیگراد، درصد

E_{20} = بازده حذف BOD در دمای $۲۰^{\circ}C$ ، درصد

مثال ۳-۳ طراحی اندازه صافی چکنده با استفاده از روابط NRC: فاضلاب شهری با BOD برابر ۲۵۰ mg/l بوسیله یک صافی چکنده دو مرحله ای تصفیه می شود. کیفیت پساب خروجی مورد نظر ۲۵ mg/l بر حسب BOD می باشد. اگر عمق هر دو صافی ۱/۸۳ متر و نسبت برگشت ۱ : ۲ باشد، قطر صافیهای مورد نیاز را پیدا کنید. فرض کنید فرضیات طراحی زیر قابل کاربرد است (توجه: $g/m^3 = mg/l$)

فرضیات طراحی:

۱- دبی جریان = ۷۵۷۰ m^3/d

۲- دمای فاضلاب = $۲۰^{\circ}C$

۳- حذف BOD در ته نشینی اولیه = ۳۵ درصد

۴- $E_1 = E_2$

راه حل :

۱) E_1 و E_2 را محاسبه کنید.

$$\text{بازده کلی} = \left\{\frac{[(200-25)g/m^3]}{(200\,g/m^3)}\right\}(100) = 87.5\%$$

$$E_1 + E_2(1-E_1) = 0.875$$

$$E_1 = E_2 = 0.646$$

۲) ضریب برگشت را با استفاده از رابطه ۱۲-۳ محاسبه کنید.

$$F = \frac{1+R}{(1+R/10)^2} = \frac{1+2}{(1.2)^2} = 2.08$$

۳.بارگذاری صافی اول را بر حسب BOD محاسبه کنید.

$$\text{BOD خروجی اولیه} = (1.0-0.35)(250\,g/m^3) = 163\,g/m^3$$

$$W_1 = (163\,g/m^3)(7570\,m^3/d)(1\,kg/10^3\,g) = 1234\,kg\,BOD/d$$

۴.حجم مرحله اول را با استفاده از رابطه ۱۱-۳ محاسبه کنید.

$$E_1 = \frac{100}{1+0.4432\sqrt{\frac{W_1}{VF}}}$$

$$64.6 = \frac{100}{1+0.4432\sqrt{\frac{1234}{V(2.08)}}}$$

$$V = 388\,m^3$$

۵. قطر صافی اول را محاسبه کنید.

$$A=\frac{V}{D}=\frac{388\,m^3}{1.83m}=212\,m^2$$
$$D=16.4\,m$$

۶.بارگذاری صافی مرحله دوم را بر حسب BOD محاسبه کنید.

$$W_2=(1-E_1)W_1=(1-0.646)(1234\,kg\,BOD/d)=437\,kg\,BOD/d$$

۷.حجم صافی مرحله دوم را با استفاده از رابطه ۱۳-۳ محاسبه کنید.

$$E_2=\frac{100}{1+\frac{0.4432}{1-E_1}\sqrt{\frac{W_2}{VF}}}$$

$$64.6=\frac{100}{1+\frac{0.4432}{1-0.646}\sqrt{\frac{437}{V(2.08)}}}$$

$$V=1096\,m^3$$

۸- قطر صافی دوم را محاسبه کنید.

$$A=\frac{V}{D}=\frac{1096\,m^3}{1.83m}=599\,m^2$$
$$D=27.6\,m$$

۳- بارگذاری هر صافی را بر حسب BOD محاسبه کنید.

الف) صافی مرحله اول:

$$\text{بارگذاری بر حسب BOD}=\frac{(1234\,kg/d)}{388\,m^3}=3.18\,kg/m^3.d$$

ب) صافی مرحله دوم:

$$\text{بارگذاری بر حسب BOD}=\frac{(437\,kg/d)}{1096\,m^3}=0.40\,kg/m^3.d$$

۱۰- بارگذاری هیدرولیکی را در هر صافی حساب کنید.

الف) صافی مرحله اول:

$$\text{بارگذاری هیدرولیکی}=\frac{(1+2)(7570\,m^3/d)}{(1440\min/d)(212\,m^2)}=0.0744\,m^3/m^2.\min$$

ب) صافی مرحله دوم:

$$\text{بارگذاری هیدرولیکی}=\frac{(1+2)(7570\,m^3/d)}{(1440\min/d)(599\,m^2)}=0.0263\,m^3/m^2.\min$$

توضیح: برای انطباق مکانیسم های توزیع کننده چرخشی استاندارد، قطر هر دو صافی باید به نزدیکترین ۱/۵ متر (۵ فوت) گِرد شود. برای کاهش هزینه های ساختمانی، هر دو صافی اغلب در

اندازه مشابه ساخته می شود. درجایی که دو صافی چکنده با قطر برابر مورد استفاده است، بازده حذف برابر نمی باشد. در موارد زیادی، میزان بار هیدرولیکی بوسیله استانداردهای محلی محدود می شود.

فرمول سازی برای بستر پلاستیکی

در روابط عمومی شکل گرفته برای صافی های چکنده با بستر پلاستیکی، حذف BOD با مقدار بار هیدرولیکی مرتبط می باشد. فرمول سازی ها بر اساس تحقیق اولیه ولز (۱۳۸۴) است که مشاهده نمود BOD باقیمانده با عمق صافی چکنده بعنوان یک رابطه درجه اول مدل سازی می شود و هولند (۱۳۵۸) و اسکولز (۱۳۶۰) زمان ماند هیدرولیکی را توصیف کردند. هولند (۱۳۵۸) بیان نمود زمان تماس مایع با بیوفیلم متناسب با عمق صافی می باشد و نسبت معکوس با میزان بار هیدرولیکی بصورت زیر دارد:

$$t = \frac{CD}{q^n} \qquad (3-15)$$

$$q = \frac{Q}{A} \qquad (3-16)$$

t = زمان تماس مایع، دقیقه
C = ضریب ثابت بستر مورد استفاده
D = عمق بستر، متر
q = میزان بار هیدرولیکی، $L/m^2.min$
n = ضریب ثابت هیدرولیکی برای مواد بستر مورد استفاده، بدون واحد
Q = میزان جریان ورودی، L/min
A = سطح مقطع عرضی صافی، m^2

براساس رابطه ۱۵-۳ همزمان با افزایش دبی ورودی به صافی چکنده ، مقدار زمان ماند در نسبت مستقیم با جریان کاهش نمی یابد؛ زیرا ضخامت لایه مایع افزایش می یابد. با توجه به تغییر علظت BODدر عمق صافی با گذشت زمان بصورت یک رابطه درجه اول، رابطه زیر بدست می آید:

$$\frac{ds}{dt} = -kS \qquad (3-17)$$

k = ثابت سرعت تعیین شده بصورت تجربی
S = غلظت BOD در زمان t

و با استفاه از رابطه ۱۵-۳ برای تعیین زمان در صافی، اسکولز رابطه زیر را بدست آورد:

$$\frac{S_e}{S_0} = e^{-kD/Q^n} \qquad (3-18)$$

S_e = غلظتBOD درپساب خروجی ته نشین شده صافی،$mg/l\ (g/m^3)$
S_0 = غلظت BOD ورودی، $mg/l\ (g/m^3)$
k = ثابت سرعت تعیین شده بصورت تجربی

D = عمق بستر، متر
Q = میزان بار هیدرولیکی، $m^3/m^2.d$
n = ثابت مشخصات بستر مورد استفاده

مقادیر k و n تعیین شده در دمای $۲۰^{\circ}C$ توسط اسکولز ۰/۶۳/d و ۰/۶۷ بود.

ژرمین روابط اسکولز را در سال ۱۳۶۶ بصورت زیر برای صافی های چکنده با بستر پلاستیکی (WEF,۲۰۰۰) بکار برد:

$$\frac{S_e}{S_0} = e^{-kD/q^n} \qquad (3-19)$$

S_e = غلظت BOD پساب خروجی ته نشین شده صافی، mg/l (g/m^3)
S_0 = غلظت BOD ورودی به صافی، mg/l (g/m^3)
k = ضریب بستر و قابلیت تصفیه پذیری فاضلاب، $(L/S)^{0.5}/m^2$ (براساس۰/۵= n)
D = عمق بستر، متر
q = میزان بارهیدرولیکی پساب خروجی اولیه شامل برگشت جریان، $L/m^2.s$
n = ثابت مشخصات بستر مورد استفاده

مقدار n به طور معمول ۰/۵ درنظر گرفته شده است و اطلاعات غلظت BOD خروجی و ورودی طرح پایلوت و طرح با مقیاس کامل برای بدست آوردن k مورد استفاده است. مقادیر k در بیش از۱۴۰ طرح پایلوت مورد مطالعه توسط شرکت شیمیDOW با استفاده از بستر پلاستیکی عمودی با مساحت سطح ویژه حدود $۳۰\ m^2/m^3$ توسعه پیدا نمود. آزمایشات مشابهی بوسیله سایر تهیه کننده های انواع بستر انجام شده است. اکثر این آزمایشات با عمق بستر ۶/۷-۶/۱ متر (۲۲-۲۰ فوت) انجام گرفته است. باید توجه نمود که روش و چرخه تزریق و طراحی زلال ساز می تواند بر نتایج طرح پایلوت درمحاسبه مقدار k موثر باشد(دایگر و هاریسون، ۱۳۸۷). بطور خلاصه، مقدار k تحت تاثیر خیلی از عوامل شامل مشخصات فاضلاب، طراحی زلال ساز و صافی و شرایط بهره برداری است. بطور معمول تصحیح دمای پذیرفته شده برای k بصورت زیر است:

$$k_T = k_{20}(1.035)^{T-20} \qquad (3-20)$$

سایر فرمول سازی ها (WEF,۲۰۰۰) که برای توصیف عملکرد صافی با بستر پلاستیکی پیشنهاد شده است؛ شامل مدل های اکن فیلدر (۱۳۶۳) و اکن فیلدر و بارنهارت (۱۳۶۳) می باشد. یکی از روابط اصلاح شده تحت عنوان رابطه اصلاح شده ولز که بصورت زیر داده شده است؛ شامل یک ضریب برای مساحت سطح ویژه بستر و جریان برگشتی می باشد.

$$S_e = \frac{S_0}{(R+1)\exp\left\{\frac{k_{20}A_s D\theta^{T-20}}{[q(R+1)]^n}\right\} - R} \qquad (3-21)$$

S_0 = BOD ورودی، mg/l
S_e = BOD خروجی، mg/l
R = نسبت برگشت ، دبی جریان برگشتی تقسیم بردبی جریان ورودی

K_{20} = ثابت تصفیه پذیری صافی دردمای ۲۰°C ، $(L/s)^{0.5}/m^2$
A_s = مساحت سطح ویژه بستر تمیز، m^2/m^3
D = عمق بستر، متر
θ = ضریب تصحیح دما، ۱/۰۳۵
q = میزان بار هیدرولیکی، $L/m^2.s$
n = ثابت مشخصات بستر مورد استفاده

بدلیل اینکه حذف BOD بصورت تابعی از میزان بار هیدرولیکی تعیین شده است، کاربرد روابط ۱۳-۳ و۲۱-۳ بدون توجه به تاثیر مهم بار آلی می تواند منجر به طراحی اشتباه شود. برای مثال در رابطه ۱۳-۳ برای دستیابی به بازده مشابه حذف BOD ، با افزایش عمق بستر بزرگتر از ۶/۱ متر، حجم بستر مورد نیاز کمتری پیش بینی می شود. هرچند همزمان با کاهش حجم، بارگذاری آلی افزایش می یابد و بنابراین بازده تصفیه باید کاهش یابد. با فرض این که بازده حذف BOD در بارگذاری آلی مشابه برابر می باشد، مقدار k باید با توجه به غلظتBOD ورودی و عمق تنظیم شود. مقدار k در یک غلظت BOD ورودی و عمق خاص بصورت زیر استاندارد می شود (WEF,۲۰۰۰):

$$k_2 = k_1\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{0.5}\left(\frac{S_1}{S_2}\right)^{0.5} \qquad (3-22)$$

k_2= مقدار نرمال شده k برای غلظت BOD ورودی و عمق بستر در مکان خاص
k_1 = مقدار k در عمق ۶/۱ متر (۲۰ فوت) و BOD ورودی ۱۵۰mg/l
S_1 = ۱۵۰g BOD/m^3
S_2 = غلظت BOD ورودی درمکان خاص ، g BOD/m^3
D_1 = عمق بستر ، ۶/۱ متر (۲۰ فوت)
D_2 = عمق بستر در مکان خاص ، متر .

مقادیر استاندارد K_1 در دمای ۲۰˚C که از طریق مطالعات طرح پایلوت شرکت شیمی DOW تعیین شده است، در جدول ۶-۳ خلاصه شده است. مقادیر K_1 گزارش شده درجدول ۶-۳ بصورت یک برآورد صحیح از تفاوت های تصفیه پذیری فاضلاب های مختلف مورد استفاده قرار می گیرد. فاضلاب هایی که بازده تصفیه کمتری دارند عبارتند از: پالایشگاه، کارخانجات کاغذ بسته بندی و کارخانجات نساجی.

جدول ۶-۳ مقادیر k_1 رابطه نرمال شده ژرمین حاصل از مطالعات طرح پایلوت فاضلابهای مختلف

نوع فاضلاب	مقدار $(L/S)^{0.5}/m^2$، k1
شهری	۰/۲۱
کنسروسازی میوه	۰/۱۸۱
کارخانه کاغذ	۰/۱۰۸
بسته بندی گوشت	۰/۲۱۶
داروسازی	۰/۲۲۱

پروسه کردن سیب زمینی	۰/۳۵۱
پالایشگاه	۰/۰۵۳
پروسه کردن شکر	۰/۱۶۵
لبنیاتی	۰/۱۷
کارخانه نساجی	۰/۱۰۷

توجه : $(L/s)^{0.5}/m^2 \times 0.3704 = (gal/min)^{0.5}/ft^2$

برگشت جریان: حداقل مقدار بار هیدرولیکی توصیه شده Dow Chemichal (WEF,۲۰۰۰) برای فراهم کردن حداکثر بازده ۰/۵$L/m^2.s$(۰/۷۵$gal/ft^2.min$) است. طرح های برجی کم عمق برای فراهم کردن حداقل سرعت رطوبت گذاری به برگشت جریان نیاز دارد. هنگامی که مقدار حداقل بار هیدرولیکی زیاد باشد، برگشت جریان گزارش شده ، مزیت کمی دارد (ژرمین، ۱۳۶۶). گردش جریان در صافی هایی با بار هیدرولیکی کم و بارگذاری آلی بالاتر، بازده را افزایش می دهد. گردش جریان در سیستم های طراحی مانند صافی های سنگی با مقادیر بار هیدرولیکی کم ، جریان بیشتری را برای بهبود رطوبت گذاری و شستشوی بستر صافی فراهم می کند.

تولید جامدات: تولید جامدات از فرآیندهای صافی چکنده به ویژگی های فاضلاب و بارگذاری صافی چکنده بستگی دارد. در مقادیر بارگذاری آلی کمتر ، حجم زیادی از BOD ذره ای تجزیه می شود، SRT جرم سلولی طولانی تر است و در نتیجه جرم سلولی کمتری تولید می شود. روشی که می توان برای ارزیابی تولید جامدات در صافی چکنده مورد استفاده قرارداد، در ادامه قسمت ۴-۳ این بخش ارائه می شود که با فرآیندهای ترکیبی لجن فعال صافی چکنده در ارتباط می باشد.

محدودیت های انتقال جرم: یکی از نکات مورد توجه در طراحی فرآیند صافی چکنده این است که بارگذاری آلی در عملکرد صافی بوسیله انتقال اکسیژن محدود می شود. هنگامی که این شرایط اتفاق می افتد، بازده تصفیه در بارگذاری آلی بالاتر، محدود می شود و ممکن است بدلیل فعالیت بی هوازی در بیوفیلم، بو تولید شود. بر اساس ارزیابی داده های متون علمی، انتقال اکسیژن در غلظت های BOD ورودی حدود ۴۰۰-۵۰۰mg/l ، عامل محدود کننده است (اسکرودر و چوبانوگلاس، ۱۳۷۶). هینتون و استنسل (۱۳۳۴) گزارش نمودند که اکسیژن قابل دسترس باعث کنترل سرعتهای حذف سوبسترای آلی در بارگذاری COD قابل تجزیه بیولوژیکی محلول بالاتر از ۳/۳ $kg/m^3.d$ می شود.

مثال ۴-۳ طراحی صافی چکنده بابستر پلاستیکی: مشخصات فاضلاب خروجی اولیه و مقادیر دبی جریان طراحی در زیر داده شده است. پارامترهای طراحی زیر را برای طرح صافی چکنده با فرض وجود ۲ برج به عمق ۶/۱ متر، بستر پلاستیکی با جریان عرضی به مساحت سطح ویژه ۳۰ m^2/m^3 ،

مقدار n ضریب بستر ۰/۵ و سیستم توزیع کننده با دو بازو تعیین کنید. حداقل سرعت رطوبت گذاری مورد نیاز = ۰/۵ $L/m^2.s$ و عمق زلال ساز ثانویه را ۴/۲ متر در نظر بگیرید.

شرایط طراحی:

پارامتر	واحد	پساب خروجی اولیه	پساب خروجی نهایی
دبی	m^3/d	۱۵۱۴۰	
BOD	g/m^3	۱۲۵	۲۰
TSS	g/m^3	۶۵	۲۰
حداقل دما	°C	۱۴	

توجه: $g/m^3 = mg/l$

با استفاده از اطلاعات بالا تعیین کنید:

۱- قطرصافی چکنده برجی، متر

۲- حجم بستر مورد نیاز، متر مکعب

۳- میزان برگشت جریان مورد نیاز

۴- سرعت کل پمپاژ، متر مکعب بر ساعت

۵- سرعت تزریق معمولی و در حالت شستشو

۶- سرعت نرمال توزیع کننده و در حالت شستشو

۷- قطرزلال ساز، متر (نسبت پیک به جریان متوسط را ۱/۵ درنظر بگیرید)

راه حل:

۱- k_{20} را برای شرایط طراحی با استفاده از رابطه ۲۲-۳ تعیین کنید.

$$k_2 = k_1\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{0.5}\left(\frac{S_1}{S_2}\right)^{0.5}$$

الف) k_2 را بدست آورید.

از جدول ۶-۳ ، $k_1 = 0.210(L/s)^{0.5}/m^2$

عمق صافی چکنده = ۶/۱ متر

$$=0.210\left(\frac{6.1m}{6.1m}\right)^{0.5}\left[\frac{(150g/m^3)}{(125g/m^2)}\right]^{0.5} = 0.230(L/s)^{0.5}/m^2$$

ب) k_2 را برای تاثیر دما ، با استفاه از رابطه ۲۰-۳ تصحیح کنید.

- $k_T = k_{20}(1.035)^{T-20}$
- $k_{14} = 0.230(1.035)^{14-20} = 0.187$

۲- قطر ، حجم و مساحت فیلتر ومقدار بارهیدرولیکی را تعیین کنید.

الف) مقدار بار هیدرولیکی را با استفاده از رابطه ۱۳-۳ تعیین کنید.

$$\frac{S_e}{S_0} = e^{-kD/q^n}$$

$$q = \left[kD/\ln(S_0/S_e)\right]^{1/n}$$

$$q = \left[0.187(6.1)/\ln(125/20)\right]^{1/0.05} = 0.3875 L/m^2.S$$

ب) مساحت برج را تعیین کنید.

$$Q = 15140 m^3/d = 175.2 L/s$$

سطح صافی $= Q/q = (175.2 L/s)/(0.3875 L/m^2.s) = 452.2 m^2$

ج) حجم بستر را تعیین کنید.

حجم بستر $= (452.2 m^2)(6.1 m) = 2785 m^3$

د) قطر برج را تعیین کنید.

سطح هر برج $= 452.2 m^2/2 = 226.1 m^2$

قطر= ۱۷ متر برای هرکدام از صافی ها

۳- سرعت برگشت جریان و نسبت برگشت را تعیین کنید.

الف) سرعت برگشت جریان را تعیین کنید.

حداقل سرعت رطوبت گذاری= ۰/۵ $L/m^2.s$

$$q + q_r = 0.5 L/m^2.s$$

$$q_r = 0.5 - 0.39 0.11 L/m^2.s$$

ب) نسبت برگشت جریان را تعریف کنید.

$$R = q_r/q = 0.11/0.39 = 0.28$$

۴- سرعت پمپاژ را تعیین کنید.

$$q + q_r = 0.5 L/m^2.s$$

سرعت کل پمپاژ $= (0.5 L/m^2.s)(452.2 m^2)$

$$= 226 L/s = 814 m^3/h$$

۵- سرعت استاندارد تزریق و شستشو را با استفاده از اطلاعات داده شده درجدول ۳-۳ تعیین کنید .

الف) بارگذاری BOD راتعیین کنید.

بارگذاری بر حسب BOD $= QS_0/V$

$$= \frac{(15140 m^3/d)(125 mg/L)(1 kg/10^3 g)}{2758 m^3} = 0.69 kg/m^3.d$$

ب) سرعت تزریق را تعیین کنید. مقادیر تزریق در حالت بهره برداری و شستشو که از جدول ۳-۳ برآورد شده است برابر با:

- تزریق در حالت شستشو = ۳۰۰ میلی لیتر در هر مرحله

- تزریق در حالت بهره برداری = ۵۰ میلی لیتر در هر مرحله

۶- سرعت تزریق کننده را با استفاده از رابطه ۱-۳ تعیین کنید .

الف) در حالت شستشو:

$$n=\frac{(1+R)q(10^3\,mm/\min)}{(A)(DR)(60\min/h)}$$

$$A=2$$

$$q=\frac{(15140m^3/d)}{(452.2m^2)(24hr/d)}=1.4\,m^3/m^2.h$$

$$R=0.28$$

$$n=\frac{(1+0.28)(1.4)(1000)}{(2)(300)(60)}=0.0498\,rev/\min(20\min/rev)$$

ب) در حالت بهره برداری معمولی:

$$n=\frac{(1+0.28)(1.4)(1000)}{(2)(50)(60)}=0.30\,rev/\min(3.33\min/rev)$$

توجه: بدلیل نیازمندیهای مختلف سرعت برای بهره برداری در حالت شستشو و معمولی ، یک محرک توزیع کننده با قابلیت سرعت متغیر باید استفاده شود.

۷- قطر زلال ساز راتعیین کنید.

عمق زلال ساز: ۴/۲ متر

سرعت سرریز پیشنهادی برای دبی متوسط و پیک با توجه به نمودار۷-۳ به ترتیب ۱/۱ و ۲/۴ m/h می باشد. با توجه به این که نسبت دبی پیک به متوسط ۱/۵ است، سرعت متوسط سرریز، طراحی را کنترل می کند.

دبی جریان $=(15140\,m^3/d)/(24\,h/d)=630.8\,m^3/h$

سطح زلال ساز $=(630.8\,m^2/h)/(1.1\,m/h)=573.5\,m^2$

از دو زلال ساز استفاده کنید.

سطح هرکدام $=573.5\,m^2/2=286.7\,m^2$

قطر هر کدام = ۱۴/۱ متر

۸- خلاصه طراحی:

پارامتر	واحد	مقدار
تعداد صافی	تعداد	۲
قطر	m	۱۷
عمق	m	۶/۱
حجم کل بستر	m^3	۲۷۸۵
بارگذاری BOD	$kg/m^3.d$	۰/۶۳
مقدار بار هیدرولیکی	$L/m^2.s$	۰/۳۳
سرعت کل پمپاژ	m^3/h	۸۱۴

نسبت برگشت	بدون واحد	۰/۲۸
بازوهای توزیع کننده	تعداد	۲
سرعت معمول توزیع کننده	دور/دقیقه	۳/۳۳
سرعت شستشوی توزیع کننده	دور/دقیقه	۲۰
زلال ساز	تعداد	۲
عمق زلال ساز	m	۴/۲
قطر زلال ساز	m	۱۴/۱

طراحی نیتریفیکاسیون

دو نوع روش طراحی فرآیند برای انجام نیتریفیکاسیون بیولوژیکی در صافی چکنده مورد استفاده می باشد که هم بصورت یک سیستم ترکیبی با حذف BOD یا بصورت کاربرد ثالث بدنبال تصفیه ثانویه و زلال سازی برای حذف BOD است. فرآیند تصفیه ثانویه ممکن است یک فرآیند فیلم ثابت یا رشد معلق باشد. روش های تجربی طراحی براساس نتایج طرح مقیاس کامل و طرح پایلوت برای اصول طراحی های نیتریفیکاسیون به این دلیل استفاده می شود که پیش بینی مساحت سطح بیوفیلم، بازده رطوبت گذاری و دانسیته و ضخامت بیوفیلم مشکل است. غلظت BOD ورودی و غلظت اکسیژن محلول اطراف مایع حجیم صافی چکنده، اثرات زیادی بر عملکرد نیتریفیکاسیون دارد. همزمان با افزایش نسبت BOD به TKN فاضلاب ورودی، بخش زیادتری از سطح بستر صافی چکنده بوسیله باکتری های هتروتروف پوشیده می شود و سرعت ظاهری نیتریفیکاسیون ($kg/m^3.d$) بر اساس حجم کل صافی چکنده کاهش می یابد. بعضی از بررسی ها نشان داده است اگر غلظت BOD به اندازه کافی زیاد باشد، مانع از نیتریفیکاسیون می شود. مطالعات انجام شده توسط هارموئز (۱۳۸۲) نشان داد نیتریفیکاسیون ۱) در غلظت BOD محلول کمتر از ۵mg/l با حداکثر سرعت اتفاق می افتد ۲) در نسبت غلظت BOD محلول بالاتر از ۵mg/l جلوگیری می شود ۳) در نسبت غلظت BOD محلول ۳۰mg/l یا بیشتر قابل طرفنظر است. در یک مطالعه با طراحی تجربی صفحه صاف ، هانگ و هوپسون (۱۳۷۴) ثابت کردند بازدارندگی ثابت نیتریفیکاسیون همزمان با افزایش غلظت BOD محلول از mg/l ۸-۱ اتفاق می افتد. فیگوارا و سیلورستن (۱۳۳۱) دریافتند سرعت نیتریفیکاسیون در فرآیندهای فیلم ثابت با غلظت BOD بالای mg/l ۱۰ جلوگیری می شود که این یافته ها با مشاهدات سایر افراد مطابقت دارد(پارکر و ریچارد،۱۳۸۶).

اصول طراحی برای حذف ترکیبی BOD و نیتریفیکاسیون: بازده نیتریفیکاسیون در صافی های چکنده سنگی با بارگذاری حجمی BOD مرتبط می باشد(U.S.EPA,۱۳۷۵). بارگذاری BOD کمتر از ($۵\ lb\ BOD/m^3.d$) ۰/۰۸$kgBOD/m^3.d$ برای بازده ۳۰ درصدی نیتریفیکاسیون توصیه می شود. در بارگذاری حدود($۱۴lb\ BOD/10^3ft^3.d$) ۰/۲۲$kgBOD/m^3.d$ تقریباً بازده ۵۰

درصدی نیتریفیکاسیون مورد انتظار است. باید توجه نمود که با افزایش مقادیر برگشتی جریان ، عملکرد نیتریفیکاسیون بهبود می یابد. بازده نیتریفیکاسیون بجای مقادیر بارگذاری BOD حجمی ، با بارگذاری BOD در مساحت سطح بستر ارتباط دارد. پارکر و ریچاردز(۱۳۸۶) در مقایسه عملکرد نیتریفیکاسیون هر دو بستر سنگی و پلاستیکی دریافتند که بازده نیتریفیکاسیون در مقادیر بارگذاری سطحی BOD مشابه برای هر دو بستر ($gBOD/m^2.d$) مانند یکدیگر بود. سرعت بارگذاری سطحی کم برابر ۲/۴g $BOD/m^2.d$ برای حذف بیش از ۳۰ درصد ازت آمونیاکی ضروری است.

دایگر و همکاران (۱۳۳۴) دریافتند اکسیداسیون BOD و آمونیاک در صافیهای چکنده با بستر پلاستیکی می تواند با یک سرعت اکسیداسیون حجمی مشخص بصورت زیر تعیین شود:

$$VOR = \frac{[S_0 + 4.6(NO_X)]Q}{(V)(10^3\, g/kg)} \qquad (3-23)$$

VOR = سرعت اکسیداسون حجمی، $kg/m^3.d$

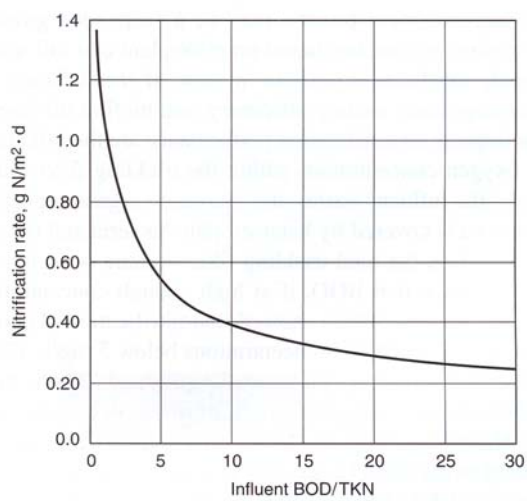
S_0 = غلظت BOD ورودی، g/m^3

NO_X = حجم نیتروژن آمونیاکی اکسیدشده، g/m^3

Q = میزان جریان ورودی، m^3/d

V = حجم بستر، m^3

سرعت حجمی اکسیداسیون با استفاده از رابطه ۲۳-۳ برای سه طرح صافی چکنده همراه با نیتریفیکاسیون تعیین شد و ۳۰ درصد مقادیر از $kg/m^3.d$ ۱-۰/۷۵متغیر بود.



نمودار ۱۰-۳ تاثیر نسبت BOD/TKN فاضلاب ورودی بر روی سرعت نیتریفکاسیون در صافی چکنده با بستر پلاستیکی مورد استفاده برای حذف BOD و نیتریفیکاسیون (اکی و آلبرتسون، WEF,۲۰۰۰)

سپس می توان مقدار نیتریفیکاسیون را با استفاده از مقدار VOR و غلظت BOD ورودی تخمین زد. با استفاده از داده های چهار مطالعه مختلف (WEF, ۲۰۰۰)، اکی و آلبرتسون یک ارتباط خطی بین سرعت نتیریفیکاسیون ویژه ($g/m^2.d$) و نسبت BOD/TKN ورودی در سیستم های ترکیبی پیدا کردند. محدوده نتایج و ارتباط انها در نمودار ۱۰-۳ توصیف شده است. داده های در بر گیرنده این ارتباط برای بهره برداری در محدوده دمایی ۲۰-۹ $^{\circ}C$ بود. رابطه زیر که بر روی نمودار ۱۰-۳ ارائه شده است، ۲۵ درصد پایین تر از متوسط مشاهدات گزارش شده بر روی نمودار ۱۰-۳ می باشد که باعث می شود سرعتهای نیتریفیکاسیون مشتمل بر اکثر داده ها در طراحی فراهم شود.

$$R_n = 0.82\left(\frac{BOD}{TKN}\right)^{-.44} \qquad (3-24)$$

R_n = سرعت نیتریفیکاسیون، $g\ N/m^3.d$

BOD/TKN = نسبت BOD ورودی به TKN ، g / g

طراحان به این نتیجه رسیده اند که غلظت اکسیژن محلول نسبت به دما تاثیر بیشتری بر روی سرعت نیتریفیکاسیون دارد. تاثیر غلظت اکسیژن محلول که بوسیله ملاحظات کلی انتقال جرم تهیه شده است نشان داده که در غلظت آمونیاک مایع ۱ mg/l ، غلظت اکسیژن محلول مایع حجیم ۲/۸ mg/l برای نیتریفیکاسیون بدون محدودیتهای انتشار اکسیژن مورد نیاز است.

مثال ۵-۳ حذف BOD و نیتریفکاسیون بصورت ترکیبی در یک صافی چکنده با بستر پلاستیکی: حجم بستر پلاستیکی مورد نیاز برای حذف ۳۰ درصد TKN را در صافی چکنده با عمق ۶/۱ متر برای مشخصات فاضلاب داده شده، تعیین کنید. چگونه حجم محاسبه شده را با سرعت اکسیداسیون حجمی مورد انتظار مقایسه کنید؟

فرض کنید مساحت سطح ویژه مواد بستر پلاستیکی ، ۱۰۰ m^2/m^3 می باشد. همچنین میزان بار هیدرولیکی را تعیین کنید.

مشخصات فاضلاب:

پارامتر	واحد	مقدار
دبی	L/S	۱۰۰
BOD	g/m^3	۱۶۰
TKN	g/m^3	۲۵
TSS	g/m^3	۷۰

توجه : g/m^3 : mg/l

راه حل:

۱- سرعت ویژه حذف TKN را با استفاده از رابطه ۲۴-۳ تعیین کنید.

$$R_n = 0.82\left(\frac{BOD}{TKN}\right)^{-.44}$$

$$BOD/TKN = 160/25 = 6.4$$

$$R_n = 0.82(6.4)^{-.044} = 0.36\ g/m^2.d$$

۲- مقدار حذف TKN را تعیین کنید.

$$Q = 100\ L/s = 8640\ m^3.d$$

$$\text{حذف TKN} = 0.90(8640\ m^3/d)(25\ g/m^3) = 194400\ g/d$$

۳- مساحت سطح مورد نیاز بستر را تعیین کنید.

$$A_s = \frac{(194400\ g/d)}{R_n} = \frac{(194400\ g/d)}{(0.36\ g/m^2.d)} = 540000\ m^2$$

۴- حجم مواد بستر را تعیین کنید.

$$Vol = \frac{540000\ m^2}{(100\ m^2/m^3)} = 5400\ m^3$$

۵- میزان بار هیدرولیکی را تعیین کنید.

$$\text{سطح فیلتر} = \text{حجم/ عمق} = \frac{5400\ \mathrm{m}^3}{6.1\ \mathrm{m}} = 885\ \mathrm{m}^2$$

میزان بار هیدرولیکی q :

$$q = \frac{Q}{A} = \frac{(100\ L/s)}{885\ m^2} = 0.11\ L/m^2.s$$

برای رسیدن به حداقل مقدار بار هیدرولیکی که قبلاً ۰/۵ $L/m^2.s$ داده شد، برگشت جریان مورد نیاز می باشد.

۶- بار گذاری بر حسب BOD را بر اساس حجم و مساحت سطح تعیین کنید.

الف) بارگذاری بر اساس حجم:

$$\text{بارگذاری بر حسب BOD} = \frac{(8640\ m^3/d)(160\ g/m^3)(1\ kg/10^3\ kg)}{5400\ m^3} = 0.26\ kg/m^3.d$$

ب) بار گذاری بر اساس سطح:

$$\text{بارگذاری بر حسب BOD} = (0.26\ kg/m^3.d)\left[1/(100\ m^2/m^3)\right](10^3\ g/kg) = 2.6\ g/m^2.d$$

۷- سرعت اکسیداسیون حجمی را با استفاده از رابطه ۲۳-۳ تعیین کنید.

$$VOR = \frac{\left[S_0 + 4.6(NO_X)\right]Q}{(V)(10^3\ g/kg)}$$

$$S_0 = 160\ g/m^3$$

$$NO_X = 0.90(25) = 22.5\ g/m^3$$

$$VOR = \frac{\left[(160\ g/m^3) + 4.6(22.5\ g/m^3)\right](8640\ m^3/d)}{(5400\ m^3)(10^3\ g/kg)} = 0.42\ kg/m^3.d$$

توضیح: مقدار محاسبه شده برای بارگذاری BOD بر اساس مساحت سطح مواد بستر در محدوده گزارش شده توسط پارکر و ریچارد (۱۳۸۶) است. مقدار گزارش شده برای سرعت اکسیداسیون حجمی، کمی پایین تر از سرعت اکسیداسیون حجمی گزارش شده توسط دایگر و همکارانش (۱۳۳۴) می باشد.

نیتریفیکاسیون ثالث: در تعدادی از تاسیسات موجود از صافیهای چکنده با بستر پلاستیکی بعد از تصفیه ثانویه برای نیتریفیکاسیون استفاده شده است. غلظت BOD ورودی تقریباً پایین و کمتر از ۱۰ mg/l و در بعضی از موارد کمتر از ۵mg/l است. عملکرد نیتریفیکاسیون صافی چکنده به میزان بارگذاری آمونیاک، در دسترس بودن اکسیژن، دما و طراحی بستر بستگی دارد. غلظتهای ازت آمونیاکی خروجی در بهره برداری تابستان و زمستان متفاوت خواهد بود و محدوده کمتر از ۱mg/l در دماهای گرم و کمتر از ۱-۴mg/l در دماهای سرد دارد. مقادیر بار هیدرولیکی ممکن است محدوده ای از ۰/۴-۱$L/m^2.s$ باشد. عملکرد فرآیند در ارتباط با سرعت نیتریفیکاسیون سطح بستر توصیف شده است. سرعتهای نیتریفیکاسیون سطحی همانطور که در نمودار ۳-۳ نشان داده شده است، محدوده ای از ۱-۳$g/m^2.d$ دارد که همزمان با کاهش دما از ۲۰ به ۱۰$^{\circ}C$ ، مقدار مشاهده شده کاهش ۵۰-۲۰ درصدی دارد(پارکر و همکاران،۱۳۳۰). مقادیر نیتریفیکاسیون بیشتر که در نمودار ۳-۳ برای Certral vally گزارش شده است بیانگر نتایج بدست آمده در مقادیر بارگذاری هیدرولیکی بیشتر با غلظت های آمونیاک خروجی بالای ۵ mg/l می باشد. سایر محققین، اثرات حداقل دما را برای نیتریفیکاسیون ثالث مورد توجه قرار داده اند و حداقل تغییر سرعت مشاهده شده را بیشتر به تاثیر هیدرولیک و غلظت اکسیژن محلول نسبت داده اند(اکی و آلبرتسون، ۱۳۸۳).
بطور معمول این موضوع کاملاً پذیرفه شده است که سرعت نیتریفیکاسیون در قسمت فوقانی صافی چکنده بوسیله قابلیت دسترسی به اکسیژن و نفوذ به داخل بیوفیلم محدود می شود. برای غلبه بر محدودیت اکسیژن معمولاً هوای تهویه اجباری برای اطمینان از در دسترس بودن ماکزیمم اکسیژن مورد استفاده می باشد. سرعت های هیدرولیکی بیشتر باعث ایجاد بازده رطوبت گذاری بهتر می شود و تلاطم سطح بیوفیلم معمولاً عملکرد بهتری را ایجاد می کند. مواد بستر با دانسیته متوسط (برای مثال مساحت سطح ویژه حدود ۱۰۰ m^2/m^3) ترجیح داده می شود تا سطحی بیشتری را بصورت تابعی از درصد حجم راکتور فراهم کند ؛ زیرا گرفتگی به جز در موقع حضور حلزونها کمتر بعنوان یک مشکل محسوب می شود (بخش بعدی را مشاهده کنید). در بخش بزرگی از برج نیتریفیکاسیون غلظت آمونیاک به اندازه ای زیاد است که سرعت نیتریفیکاسیون از نظر اکسیژن محدود می شود و بنابراین نسبت به نیتروژن درجه صفر می باشد. در بخش پایین تر بستر ، همزمان با کاهش غلظت آمونیاک ، سرعت نیتریفیکاسیون توسط غلظت آمونیاک محدود می شود و در نتیجه کاهش می یابد. کاهش در سرعت نیتریفیکاسیون بیشتر تحت تاثیر رشد کمتر باکتریهای نیتریفایر است و ناشی از مقدار کم آمونیاک قابل استفاده می باشد. استفاده از صافیهای چکنده نیتریفیکاسیون بصورت سری با

تغییرات بهره برداری برای جبران این محدودیت ها نشان داده شده است (بولر و گوجر، ۱۳۸۶). ترتیب بهره برداری برجها در روزهای کمتری عوض می شود؛ بطوریکه تعداد بیشتری از باکتریهای نتیریفایر تولید می شود و در جایی قابل استفاده است که غلظت آمونیاک پایین باشد. آندرسون و همکارانش (۱۳۳۴) نشان دادند بازده نیتریفیکاسیون در این روش ۲۰ درصدی بهبود داشت.

بطور معمول روش طراحی پذیرفته شده برای تعیین حجم بستر مورد نیاز و مقادیر بار هیدرولیکی در صافیهای چکنده نیتریفیکاسیون بر اساس روابط تجربی می باشد که برای توصیف فلاکس سطحی حذف آمونیاک مورد استفاده است (WEF,۲۰۰۰).

$$r_n(Z,T) = r_{n.\max}\left(\frac{N}{K_n + N}\right)e^{-rz} \qquad (3-25)$$

$r_n(Z,T)$ = سرعت نیتریفیکاسیون یا حذف سطحی آمونیاک در عمق z و دمای T , $g/m^2.d$

$R_{n.max}$ = ماکزیمم سرعت حذف سطحی آمونیاک در دمای $T(^\circ C)$ ، $g/m^2.d$

N = غلظت آمونیاک مایع حجیم، mg/l

k_n = ثابت نیم سرعت، mg/l

r = ثابت تجربی برای توصیف کاهش سرعت بصورت تابعی از عمق

Z = عمق مورد نظر در برج، متر

کاهش سرعت نیتریفیکاسیون با عمق که بوسیله عبارت rz محاسبه می شود، ناشی از ۱) کاهش رشد نیتریفایرهای بیوفیلم در جایی که غلظت آمونیاک پایین تر است ۲) فعالیت ارگانیسم های شکارچی ۳) تغییر در بازده رطوبت گذاری است. مقدار $r_{n.max}$ بطور فرضی در نظر گرفته می شود و بوسیله خصوصیات انتقال جرم اکسیژن برج و بیوفیلم کنترل می شود. مقدار $r_{n.max}$ بوسیله مشاهدات سرعت نتیریفیکاسیون درجه صفر در بهره برداری صافی چکنده ثالث تعیین می شود که مقدار N بطور معنی داری بزرگتر از k_n است. مقدار قابل قبولk_n برابر ۱/۵ mg/l می باشد (گرادی و همکاران، ۱۳۳۳). تصحیح دمایی بین ۱۰-۲۵$^\circ C$ توصیه نمی شود. در دمای کمتر از ۱۰$^\circ C$ ، ضریب تصحیح دمایی زیر پیشنهاد می شود:

$$r_{n.\max(T)} = r_{n.\max(10)}(1.045)^{T-20} \qquad (3-26)$$

مقادیر ویژه $r_{n.max}$ و k_n و r خاص هر محل خواهد بود و می تواند بوسیله مطالعات طرح پایلوت یا انجام آنالیز طرحهای با مقیاس کامل با ویژگیهای مشابه فاضلاب حاصل شود. بدون وجود اطلاعات خاص، مقادیر طراحی محتاطانه ای باید مورد استفاده قرار گیرد. سرعت های درجه صفر نیتریفیکاسیون ویژه ($r_{n.max(T)}$) همانطور که در جدول ۷-۳ گزارش شده است بطوره گسترده ای متغیر می باشد. بستر پلاستیکی با جریان عرضی به نظر سرعتهای نیتریفیکاسیون بالاتری را ایجاد می کند. سرعتهای بیشتر نیتریفیکاسیون ممکن است بدلیل توزیع بهتر جریان و رطوبت گذاری بیشتر بستر باشد که مساحت سطح بیشتری از بیوفیلم تشکیل می شود. اگر چه مواد بستر جریان عرضی با دانسیته بالاتر به نظر عملکرد خوبی ندارد. روش طراحی برای تعیین حجم بستر مورد نیاز برجهای نیتریفایر به یک روش طراحی مرحله ای احتیاج دارد که با استفاده از واکنش های درجه اول و درجه

صفر نیتریفیکاسیون بر اساس رابطه ۲۵-۳ است. در روش پیشنهادی، تاثیر عمق بدلیل فقدان اطلاعات در نظر گرفته نمی شود و در عوض حجم آمونیاک اکسید شده در اعماق نهایی محاسبه می شود. ابتدا سرعت درجه صفر ($r_{n.max(T)}$) برای محاسبه حجم بستر مورد نیاز استفاده می شود و غلظت آمونیاک به اندازه ای کاهش می یابد که به مقدار کافی برای تخمین سرعت درجه صفر زیاد است. معمولاً غلظت آمونیاک برابر mg/l ۷-۵ استفاده می شود. در غلظت کمتر از mg/l ۷-۵ حجم بستر مورد نیاز را می توان با افزایش غلظت آمونیاک احیاء شده، محاسبه کرد و سرعت حذف سطحی برای هر افزایش و نیازهای حجم بستر مربوطه راتعیین کرد.

جدول ۷-۳ حداکثر سرعتهای نیتریفیکاسیون ویژه سطحی برای صافیهای چکنده نیتریفیکاسیون ثالث

محل	بستر[الف]	محدوده مقادیر $r_{n,max}$، $g\ N/m^2.d$	مرجع
Central Valley,UT	XF۱۳۸	۲/۱-۲/۹	پارکر،۱۹۹۰
Malmo,Sweden	XF۱۳۸	۱/۶-۲/۸	پارکر، ۱۹۹۵
Littleton/Englewood,CO	XF۱۳۸	۱/۲-۲/۳	پارکر، ۱۹۹۷
Midland.Ml	VF۸۹	۱/۱-۱/۸	WEF,۲۰۰۰
Lima,OH	VF۸۹	۱/۲-۱/۸	WEF,۲۰۰۰
Zurich,Switzerland	VF۹۲	۱/۶	WEF,۲۰۰۰
Zurich,Switzerland	XF۲۲۳	۱/۲	WEF,۲۰۰۰

الف. جریان عرضی = XF و m^2/m^3 ۲۲۳ و ۱۳۸ و ۳۲ و ۸۳ ، عمودی = VF
ب. توجه : $g/m^2.d \times 0.204 = lb/10^3ft^2.d$

مثال ۶-۳ طراحی صافی چکنده نیتریفیکاسیون ثالث: صافی نیتریفیکاسیون دو مرحله ای برای تصفیه جریان m^3/d ۶۰۰۰ بعد از تصفیه ثانویه موجود می باشد. غلظت آمونیاک ورودی g/m^3 ۲۵ و غلظت آمونیاک خروجی g/m^3 ۱ مورد نظر است. مقدار $r_{n.max}$ حاصل از مطالعات طرح پایلوت $g/m^2.d$ ۱/۵ و مقدار k_n برابر با g/m^3 ۱/۵ در دمای $^\circ C$ ۱۵ می باشد. مواد بستر پلاستیکی جریان عرضی با دانسیته متوسط به مساحت سطح ویژه m^2/m^3 ۱۳۸ مورد استفاده می باشد که همراه با آن TSS و BOD کمی در فاضلاب ورودی از نظر مطرح شدن مشکلات گرفتگی وجود دارد. برای فراهم شدن رطوبت گذاری مناسب بستر، میزان بار هیدرولیکی $l/m^3.s$ ۱ را استفاده کنید. فرض کنید ۰ = r و غلظت آمونیاک خروجی حاصل از قسمت سرعت نیتریفیکاسیون با درجه صفر بخشی از برج برابر g/m^3 ۶ می باشد. (توجه: $mg/l=g/m^3$). در این مثال سنتز نادیده گرفته شده است که بیانگر یک روش محتاطانه است.

راه حل:

۱- حجم مواد بستر را برای سرعت نیتریفیکاسیون با درجه صفر با کاهش غلظت آمونیاک از ۲۵ به ۶ g/m^3 تعیین کنید. بدلیل اینکه هیچ برگشت جریانی مورد استفاده نمی باشد، غلظت آمونیاک در بالای برج ۲۵ g/m^3 است.

$r_{n.\max} = 1.5\, g/m^2.d$

حذف شده درجه صفر = آمونیاک $[(25-6)g/m^3](6000\, m^3/d) = 114000\, g/d$

مساحت سطح بستر $= \dfrac{(114000\, g/d)}{(1.5\, g/m^2.d)} = 76000\, m^2$

حجم مواد بستر $= \dfrac{76000\, m^2}{(138\, m^2/m^3)} = 551\, m^3$

۲- سرعتهای درجه اول را در افزایش غلظت ۱ g/m^3 بدست آورید.

فرضیات مورد نیاز برای افزایش غلظت ۶ ← ۵ g/m^3 در زیر بیان شده است.

آمونیاک متوسط = ۵/۵g/m^3

سرعت حذف سطحی را با استفاده از رابطه ۲۵-۳ تعیین کنید.

$$r_n(Z,T) = r_{n.\max}\left(\frac{N}{K_n + N}\right)e^{-rz}$$

$$r_n = (1.5 g/m^2.d)\left(\frac{5.5}{1.5+5.5}\right) = 1.18\, g/m^2.d$$

آمونیاک حذف شده = $(1g/m^3)(6000 m^3/d) = 6000\, g/d$

مساحت سطح بستر مورد نیاز $= \dfrac{(6000\, g/d)}{(1.18 g/m^2.d)} = 5085\, m^2$

حجم $= 5085 m^2/(138 m^2/m^3) = 36.8\, m^3$

۳- محاسبات سایر افزایش ها در جدول زیر خلاصه شده است.

افزایش آمونیاک ، g/m^3	آمونیاک متوسط ، g/m^3	r_n , $g/m^2.d$	آمونیاک حذف شده ، g/d	حجم ، m^3
۲۵-۶	15.5	۱/۵	۱۱۴۰۰۰	۵۵۱
۶-۵	5.5	۱/۱۸	۶۰۰۰	۳۷
۵-۴	4.5	۱/۱۳	۶۰۰۰	۳۸
۴-۳	3.5	۱/۰۵	۶۰۰۰	۴۱
۳-۲	2.5	۰/۳۴	۶۰۰۰	۴۶
۱-۲	۱/۵	۰/۷۵	۶۰۰۰	۵۸
				کل : ۷۷۱

۴- مساحت مقطع عرضی صافی چکنده را تعیین کنید.

مساحت = میزان بار هیدرولیکی/ جریان

مساحت $= \dfrac{(6000 m^3/d)(1d/86400s)(10^3 L/m^3)}{(1.0 L/m^2.s)} = 69 m^2$

$$\text{قطر} = \sqrt{\frac{4(69m^2)}{\pi}} = 9.4\,m$$

۵- عمق بستر صافی چکنده را تعیین کنید.

$$\text{حجم} = (\text{A})\times(\text{عمق})$$

$$\text{عمق} = \frac{771m^3}{69m^2} = 11m$$

عمق بازای صافی چکنده بصورت سری:

$$\text{برج/عمق} = \frac{11m}{2} = 5.5\,m$$

مشکلات موجودات شکارچی: معضل مهم صافیهای چکنده گسترش تعداد حلزونها می باشد که ممکن است از بیوفیلم استفاده کنند و تعداد باکتریهای نیتریفایر و عملکرد نیتریفیکاسیون را کاهش دهند. علاوه بر این حلزونها می توانند باعث مشکلات گرفتگی کانالها و پمپ ها، تجمع در هاضم ها و باعث فرسودگی و پارگی تجهیزات شوند. یک چاهک فاضلاب می تواند در جریان بالا دست محفظه جمع آوری پساب خروجی زلال سازهای ثانویه تهیه شود و حذف حلزونها از پساب خروجی را تسهیل کند . روشهای پیشهادی برای کنترل حلزونها شامل تغذیه دوره ای صافی چکنده، کاهش سرعت توزیع کننده برای ایجاد سرعتهای بیشتر شستشو، تزریق pH زیاد، کلرزنی، تزریق آب شور و تزریق سولفات مس ۰/۴ g/l (WEF,۲۰۰۰) می باشد. تغذیه دوره ای ظاهراً برای کنترل حلزونها نیست؛ اما مگس های فیلتر را محدود می کند. بعضی موفقیت ها با کاهش سرعت توزیع کننده و تصفیه در PH بالا مطرح شده است. شستشوی معکوس قلیایی برای کنترل جمعیت حلزونها و افزایش سرعت نیتریفیکاسیون بطور موفقی در طرح تصفیه فاضلاب Littleton / Englewood CO به اثبات رسیده است (پارکر و همکاران، ۱۳۳۷).

صافیهای چکنده برج نیتریفیکاسیون بعد از اینکه بازده نیتریفیکاسیون بدلیل رشد موجودات شکارچی کاهش یافت، در سه زمان جداگانه از اکتبر تا نوامبر ۱۳۳۳ پر شد. برای شستشوی معکوس مرحله اول pH برابر ۱۰ بود؛ اما برای دو مرحله شستشوی معکوس بعدی pH = ۳ مورد استفاده بود تا افت فعالیت نیتریفیکاسیون را به حداقل برساند. بازده نیتریفیکاسیون بعد از شستشوی معکوس با pH زیاد بهبود یافت و در دوره طولانی حفظ شد.

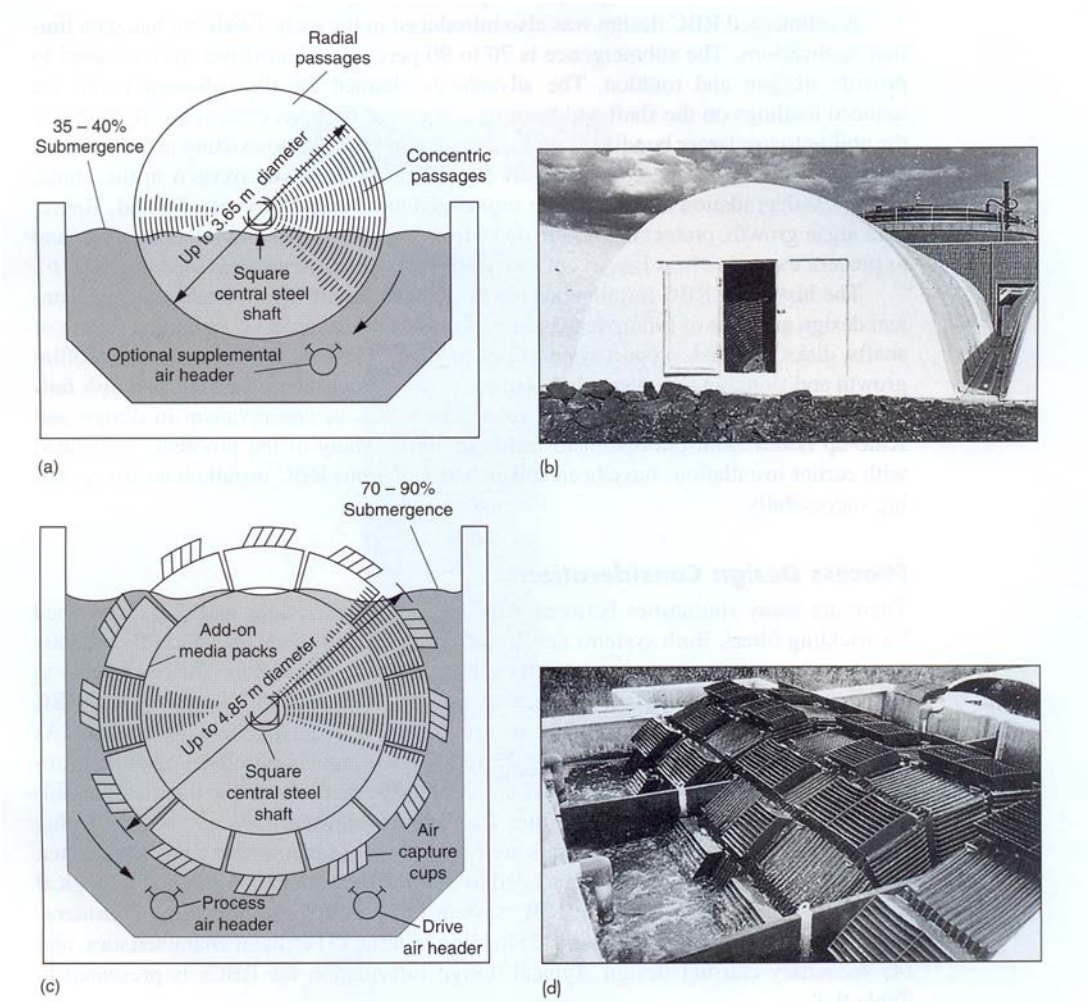
۳-۳ تماس دهنده های بیولوژیکی چرخان

تماس دهنده های بیولوژیکی چرخان (RBC) ابتدا در سال ۱۳۶۰ در آلمان غربی بکار برده شد و سپس در ایالات متحده ارائه گردید. صدها مورد از تاسیسات RBC در دهه ۱۳۷۰ نصب شد و فرآیند در تعدادی از گزارشات مورد بررسی قرار گرفته است(۱۳۳۳، ۱۳۸۵، ۱۳۸۴ U.S.EPA، ۲۰۰۰ و

(WEF, ۱۳۳۸). RBC شامل یکسری از دیسکهای مدور محصور پلی استیرن یا پلی وینیل کلرید می باشد که در فاضلاب مستغرق است و در میان آن به گردش در می آید(شکل ۱۱-۳ را ببینید). دیسکهای پلاستیکی استوانه ای به یک شافت افقی متصل شده و در اندازه های واحد استاندارد به قطر تقریباً ۳/۵ متر (۱۲ فوت) و طول ۷/۵ متر (۲۵فوت) فراهم شده است. مساحت سطح دیسکها برای یک واحد استاندارد تقریباً ۳۳۰۰ m^2 (۱۰۰۰۰۰ فوت مربع) و یک واحد با چگالی بالاتر نیز با مساحت سطح تقریبی ۱۳۴۰۰ متر مربع (۱۵۰۰۰۰ فوت مربع) قابل استفاده است. واحد RBC بصورت غیر کامل (معمولاً ۴۰ درصد) در یک تانک حاوی فاضلاب مستغرق است و دیسکها به آرامی در دور تقریبی ۱ تا ۱/۶ دور در دقیقه به گردش در می آید (شکل الف۱۱-۳ را ببینید). محرک های مکانیکی معمولاً برای چرخش واحدها مورد استفاده می باشد. اما واحدهایی که محرک آنها هوا می باشد نیز به کار گرفته شده است. در واحدهای به حرکت در آمده با هوا ، یک آرایشی از ظرفها در کناره های دیسکها ثابت شده است و هوادهی دیفیوزری برای هدایت هوا مورد استفاده می باشد تا باعث چرخش شود. همزمان با خارج شدن دیسکهای RBC از فاضلاب ، هوادهی با در معرض قرار گرفتن با اتمسفر انجام می شود. فاضلاب از میان دیسکها به سمت پایین جریان می یابد. سیستم های RBC مشابه صافی چکنده احتیاج به پیش تصفیه زلال ساز اولیه یا آشغالگیر ریز و زلال ساز ثانویه برای جداسازی جامدات/ مایع دارد.

طراحی RBC مستغرق نیز در اوایل دهه ۱۳۸۰ آغاز شد؛ اما کاربردهای محدودی برای آن در نظر گرفته شده بود. مستغرق بودن ۷۰-۳۰ درصد است و واحدهای با محرک هوا برای فراهم کردن اکسیژن و چرخش مورد استفاده بود. مزایای مورد ادعا برای واحد مستغرق شامل کاهش بارگذاری بر روی شافت و بلبرینگ، بهبود کنترل بیومس بوسیله تلاطم هوا، امکان استفاده از دسته های بزرگتر دیسک و تسهیل در تطابق با تانکهای هوادهی موجود است. هر چند بدلیل مقادیر نسبتاً پایین اکسیژن محلول موجود در مایع، فعالیت تجزیه بیولوژیکی بوسیله واحدهای مستغرق ممکن است از نظر اکسیژن محدود شود. واحدهای RBC برای جلوگیری از رشد جلبک، حفاظت دیسکهای پلاستیکی از اثرات در معرض قرار گرفتن نور فرابنفش و برای جلوگیری از افت حرارت اضافی در آب و هوای سرد، سر پوشیده می باشد(شکل ب۱۱-۳ را ببینید).

تاریخ تاسیسات RBC فراز و نشیب هایی دارد که ناشی از طراحی مکانیکی نامناسب و فقدان فهم کامل فرآیند بیولوژیکی است. خرابی ساختار شافتها، دیسکها و سیستم های حمایتی دیسک اتفاق افتاده است. مشکلات اسلافینگ و گسترش بیوفیلم اضافی منجر به آسیب دیسک، بلبرینگ و شافت های مکانیکی شده است. خیلی از این مشکلات در ارتباط با عدم احتیاط در طراحی و مشکلات مقیاس گذاری از طرح پایلوت به طرح های با مقیاس کامل می باشد. اکثر مشکلات مرتبط با تاسیسات اولیه حل شده است و تاسیسات RBC متعدد بطور موفقیت آمیزی در حال بهره برداری می باشد.



شکل ۱۱-۳ نمونه واحدهایRBC : الف) RBC متداول با محرک مکانیکی و ورودی هوای اختیاری ب)RBC متداول در راکتور سر پوشیده ج) RBC نوع مستغرق با ظروف گیرنده هوا (هوا هم برای چرخش و هم برای هوادهی دیسکهای بیولوژیکی استفاده می‌شود) د) نمونه RBC مجهز به ظروف به دام انداختن هوا

ملاحظات طراحی فرآیند

مشابهت های زیادی بین شرایط طراحی RBC و آنچه برای صافی های چکنده بیان شد وجود دارد. هر دو سیستم مساحت سطح بیوفیلم زیادی را تشکیل می دهند و به انتقال جرم اکسیژن و سوبسترا از مایع حجیم به بیوفیلم وابسته است. پیچیدگی در مشخصات فیزیکی و هیدرودینامیکی باعث شده است طراحی فرآیند RBC بر اساس اطلاعات اساسی از تاسیسات میدانی و طرح پایلوت باشد. همانند صافی چکنده ، بارگذاری آلی بر بازده حذف BOD موثر است و بارگذاری نیتروژن بعد از اینکه غلظت BOD به حداقل رسید، بر بازده نیتریفیکاسیون موثر است. در مقایسه با صافی چکنده که نوع جریان فاضلاب، یک رژیم هیدولیکی جریان پیستونی بود، واحدهای RBC در یک حوضچه حاوی فاضلاب

به گردش در می آید؛ بطوریکه حوضچه های مجزای بافل دار برای افزایش مزایای طراحی راکتور بیولوژیکی مرحله ای مورد نیاز است. طراحی یک سیستم RBC باید شامل ملاحظات زیر باشد:۱) مرحله بندی واحدهای RBC ۲) ضوابط بارگذاری ۳) مشخصات پساب خروجی ۴) طراحی زلال سازی ثانویه. نمونه اطلاعات طراحی RBC در جدول ۸-۳ ارائه شده است.

مرحله بندی واحدهای RBC : مرحله بندی عبارت از محفظه سازی دیسک های RBC به شکل یکسری از سلولهای مستقل می باشد. بر اساس اصول سینتیک بیولوژیکی و انتقال جرم ، سرعتهای ویژه حذف سوبسترا بیشتر در بیوفیلم های RBC با غلظت های بالاتر سوبسترا در مایع حجیم انجام خواهد شد.

جدول ۸-۳ نمونه اطلاعات طراحی برای تماس دهنده های بیولوژیکی چرخان

پارامتر	واحد	سطح تصفیه[الف]		
		حذف BOD	حذف BOD و نیتریفیکاسیون	نیتریفیکاسیون جداگانه
بارگذاری هیدرولیکی	$m^3/m^2.d$	۰/۰۸-۰/۱۶	۰/۰۳-۰/۰۸	۰/۰۴-۰/۱
بارگذاری آلی	$g\ sBOD/m^2.d$	۴-۱۰	۲/۵-۸	۰/۵-۱
	$g\ BOD/m^2.d$	۸-۲۰	۵-۱۶	۱-۲
ماکزیمم بارگذاری آلی یک مرحله ای	$g\ sBOD/m^2.d$	۱۲-۱۵	۱۲-۱۵	
	$g\ BOD/m^2.d$	۲۴-۳۰	۲۴-۳۰	
بارگذاری NH_3	$g\ N/m^2.d$		۰/۷۵-۱/۵	
زمان ماند هیدرولیکی	h	۰/۷-۱/۵	۱/۵-۴	1.2-3
BOD خروجی	mg/L	۱۵-۳۰	۷-۱۵	7-15
آمونیاک خروجی	mg/L		<۲	1-2

الف. دمای فاضلاب بالای $13^{\circ}C(55^{\circ}F)$

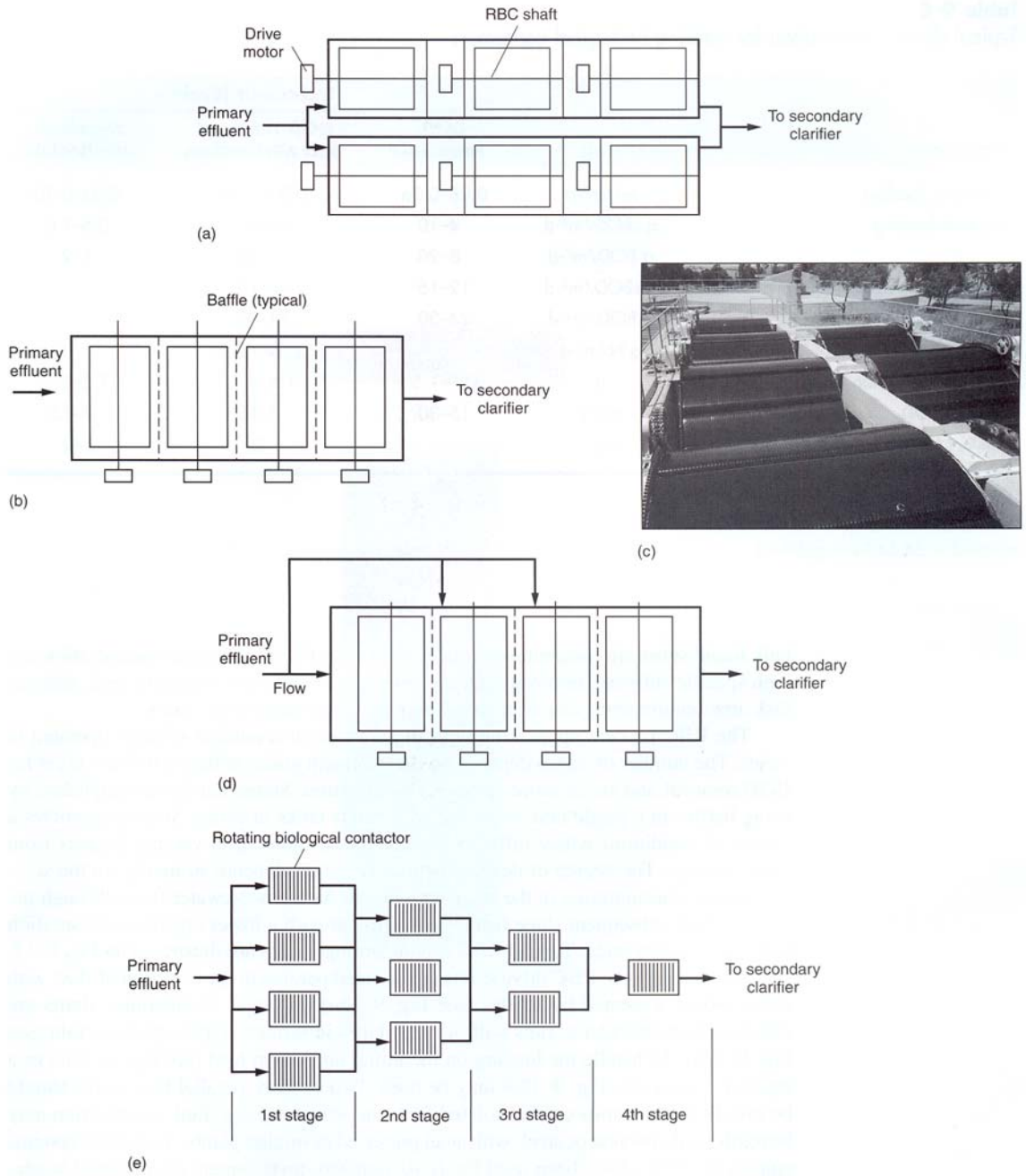
توجه : $g/m^2.d \times 0.204 = lb/10^3ft^2.d$

$m^3/m^2.d \times 24.5424 = gal/ft^2.d$

بدلیل اینکه معمولاً هدف نهایی تصفیه، غلظت پایین سوبسترا در پساب خروجی و مقادیر حذف ویژه سوبسترا به مقدار زیاد است، کاهش سطح دیسکهای مورد نیاز فقط با استفاده از واحدهای RBC مرحله بندی شده محقق می شود. کاربرد فرآیند RBC معمولاً شامل تعدادی از واحدها می باشد که بصورت سری بهره برداری می شود. تعداد مراحل بسته به اهداف تصفیه با دو تا چهار مرحله برای حذف BOD و شش مرحله یا بیشتر برای نیتریفیکاسیون می باشد. مراحل با استفاده از بافل در یک تانک واحد و یا با استفاده از تانکهای مجزا بصورت سری انجام می گیرد. مرحله بندی باعث گسترش

شرایط مختلفی می شود که ارگانیسم های متفاوتی به شکلهای مختلف مرحله به مرحله رشد می کنند. درجه پیشرفت در هر مرحله بطور اولیه به غلظت مواد آلی محلول در مایع حجیم بستگی دارد. هر کدام از مراحل بعدی همراه با عبور جریان فاضلاب از سیستم، پساب ورودی با غلظت مواد آلی کمتر نسبت به مرحله قبل دریافت می کنند. نمونه ترتیب مرحله بندی RBC در شکل ۱۲-۳ بیان شده است. شافت های محرک RBC در طرحهای کوچک، موازی با جهت جریان با دسته های دیسک جدا شده توسط بافل ها منطبق شده است (شکل ب۱۲-۳ را ببینید). شافت ها در تاسیسات بزگتر، عمود بر جریان همراه با چند مرحله بصورت سری به شکل یک سلسله فرآیند قرار دارد (شکل ب۱۲-۳ را ببینید). یک سیستم تغذیه مرحله ای(شکل ۱۲-۳د را ببینید) یا باریک شده(شکل ه۱۲-۳ را ببینید) برای کنترل بارگذاری واحدهای اولیه استفاده شده است. دو ردیف جریان موازی یا بیشتر باید به کار گرفته شود؛ بطوریکه واحدها بتوانند برای تعمیر یا استراحت از رده خارج شود. ساختمان تانک ممکن است بتون مسلح یا استیل باشد که استیل در طرحهای کوچکتر ترجیح داده می شود. سیستم های تصفیه با RBC برای حذف ترکیبی BOD ، نیتریفیکاسیون ثالث و دنیتریفیکاسیون استفاده می شود. مزایای کلی فرآیند RBC ، سادگی بهره برداری و هزینه های نسبتاً کم انرژی است.

شکل ۱۲-۳ نمونه ترتیب مرحله بندی RBC: الف)جریان موازی با شافت ب) جریان عمود به شافت ج) تصویر RBC با جریان عمود به شافت د) جریان تغذیه مرحله ای ه) جریان تغذیه باریک شده موازی با شافت.



تاریخچه ضوابط بارگذاری RBC: بر اساس تجربه، عملکرد یک سیستم RBC با سرعت کل بارگذاری سطحی ویژه و BOD محلول برای حذف BOD و آمونیاک برای نیتریفیکاسیون در ارتباط می باشد. برای تصفیه موفق، سرعت بارگذاری باید در محدوده ظرفیت انتقال اکسیژن سیستم باشد.

مشکلات اسلافینگ بیوفیلم، بو و عملکرد ضعیف زمانی صورت می گیرد که میزان تقاضای اکسیژن ناشی از بارگذاری BOD از ظرفیت انتقال اکسیژن سیستم بیشترشود. مشخصه این مشکل، گسترش بگژیوتا بر روی بخش خارجی بیوفیلم است که یک باکتری اکسید کننده سولفور احیاء شده می باشد و از اسلافینگ جلوگیری می کند (U.S.EPA, ۱۳۸۴). بیوفیلم ضخیم باعث افزایش وزن کافی برای فشار به نیروی ساختاری شافت و دیسکهای پلاستیکی می شود. در شرایط بارگذاری زیاد ، حالت بی هوازی در عمق فیلم ثابت افزایش می یابد. سولفات به H_2S احیاء می شود و به لایه های بیرونی تر بیوفیلم نفوذ می کند که اکسیژن در دسترس می باشد. بگژیوتا که یک باکتری رشته ای با توانایی احیاء H_2S و سایر ترکیبات احیاء شده سولفور می باشد، بیوفیلم سفید محکم تشکیل می دهد و در شرایط چرخش معمول RBC جدا نمی شود.

در طراحی واحدهای RBC ، انتخاب بارگذاری BOD کم در واحدهای اولیه طراحی مرحله ای برای جلوگیری از بارهای بیش از حد اهمیت دارد. مشکلات بو، اکثراً بصورت دوره ای بوسیله بارگذاری آلی اضافی بویژه در مرحله اول بوجود می آید. بدلیل اینکه BOD محلول بطور سریعتری در مرحله اول یک سیستم RBC مورد استفاده است، اکثر سازندگان تجهیزات RBC بارگذاری BOD محلول ویژه برای مرحله اول را حدود ($۲/۵-۴/۱ lb\ sBOD/10^3 ft^2.d$) ۱۲-۲۰g $sBOD/m^2.d$ ذکر می کنند. با فرض نسبت BOD محلول ۵۰ درصد، محدوده بارگذاری کل ۲۴-۳۰ g $BOD/m^2.d$ می باشد. در بعضی از طرحها که حاوی فاضلابهای قوی تر است، ضوابط بارگذاری با توزیع جریان به واحدهای چندگانه RBC در مرحله اول یا استفاده از یک روش تغذیه مرحله ای مطابق آنچه در شکل د۱۲-۳ نشان داده شده است، تعیین می شود.

روش طراحی سیستمهای RBC برای انجام نیتریفیکاسیون خیلی شبیه مواردی است که در صافی های چکنده نیتریفیکاسیون ثالث نشان داده شد و غلظت BOD محلول قبل از نیتریفیکاسیون در واحدهای RBC کاهش می یابد. قبل از اینکه تعداد نیتریفایرهای مهم بر روی دیسکهای RBC زیاد شود، غلظت BOD محلول باید به ۱۵ mg/l برسد (پانو و میدلبروکس، ۱۳۸۳). ماکزیمم سرعت حذف سطحی نیتروژن تقریباً ۱/۵ g $N/m^2.d$ مشاهده شده است (U.S.EPA,۱۳۸۵) که تقریباً مشابه مقدار مشاهده شده برای صافیهای چکنده است.

مشخصات پساب خروجی: سیستم های تصفیه با RBC را می توان برای سطوح تصفیه پیشرفته یا ثانویه طراحی کرد. مشخصات BOD پساب خروجی تصفیه ثانویه و فرآیندهای لجن فعال با بهره برداری مناسب قابل مقایسه می باشد. در جایی که پساب خروجی نیتریفایر شده مورد نیاز است ، سیستمهای RBC برای فراهم کردن تصفیه ترکیبی BOD و نیتروژن آمونیاکی یا فراهم نمودن نیتریفیکاسیون جداگانه پساب خروجی ثانویه استفاده می شود. محدوده متداول مشخصات پساب خروجی در جدول ۸-۳ مشخص شده است. شکل تغییر یافته فرآیند RBC که شافت نگهدارنده

دیسک بطور کامل مستغرق می باشد برای دنیتریفیکاسیون فاضلاب استفاده شده است (پاراگراف ۷-۳ را ببینید).

تجهیزات فیزیکی فرآیند RBC

در این قسمت، اجزای اصلی یک واحد RBC و اهمیت آنها در فرآیند بیان شده است. عرضه کننده های تجهیزات RBC از نظر طراحی دیسک آنها، نگهدارنده بستر و شافت ها و طراحی ساختاری، مختلف است. اجزاء اصلی طراحی یک سیستم RBC شامل شافت، ساختار و مواد مورد استفاده دیسک، سیستم محرک، محصور بودن و تانک های ته نشینی می باشد.

شافت ها: شافتهای RBC برای نگهداری و چرخش دیسکهای پلاستیکی استفاده می شود. ماکزیمم طول شافت در حال حاضر ۸/۲۳ متر (۲۷فوت) است که ۷/۶۲ متر (۲۵ فوت) آن بوسیله دیسکها اشغال شده است. طولهای کمتر شافت در محدودهای از ۱/۵۲ تا ۷/۶۲ متر(۵- ۲۵ فوت) نیز ، قابل استفاده است. اشکال شافت با توجه به کارخانه سازنده شامل مربع، کروی و هشت ضلعی می باشد. شافت های استیل برای حفاظت در برابر خوردگی دارای پوشش است و محدوده ضخامت آنها از ۱۳-۳۰ میلی متر(۱/۵-۰/۵اینچ) می باشد (WEF, ۱۳۳۸). پارامترهای مهم طراحی شامل جزئیات ساختاری و طول عمر شافت دیسک است.

مواد دیسک: بطور معمول پلی اتیلن با چگالی زیاد در شافت و دیسکهای RBC استفاده می شود که به شکلهای شیاردار یا ساختارهای متفاوت قابل استفاده است. شیارها مساحت سطح قابل استفاده را افزایش می دهند و مقاومت ساختمانی را زیاد می کنند. انواع دیسکهای RBC بر اساس مساحت کل دیسکهایی که روی شافت می باشد معمولاً بصورت دانسیته پایین (استاندارد)، دانسیته متوسط و دانسیته بالا تقسیم بندی می شود. دیسکهای دانسیته استاندارد که بصورت دیسکهایی با مساحت سطح m^2 ۳۳۰۰ (۱۰۰۰۰۰ فوت مربع) بازای هر ۸/۲۳ متر (۲۷فوت) شافت تعریف می شود، فضای بیشتری را در بین دیسکها اشغال می کند و معمولاً در مراحل اولیه یک دیاگرام جریان فرآیند RBC مورد استفاده می باشد. مجموعه دیسکهای با دانسیته متوسط و بالا دارای مساحت سطح m^2 ۱۶۷۰۰-۱۱۰۰۰ (ft^2 ۱۸۰۰۰۰-۱۲۰۰۰۰) بازای هر ۸/۲۳ متر(۲۷ فوت) شافت است و معمولاً در مراحل میانی و نهایی یک سیستم RBC استفاده می شود که رشد بیولوژیکی کمتری اتفاق می افتد.

سیستم های حرکتی: اکثر واحدهای RBC بوسیله واحدهای محرک مکانیکی مستقیم به گردش در می آید که بطور مستقیم به شافت مرکزی متصل است. موتورها معمولاً ۳/۷ یا ۵/۶ kW (۵ یا ۷/۵ اسب بخار) بازای هر شافت قدرت دارد. واحدهای حرکتی با هوا نیز قابل استفاده است. مجموعه حرکتی با هوا شامل ظروف پلاستیکی عمیق که به اطراف دیسکها متصل است، یک لوله هوا که در

زیر دیسکها قرار دارد و یک کمپرسور هوا می باشد. جریانهای هوای ضروری برای دستیابی به سرعتهای چرخشی طراحی در یک شافت با دانسیته استاندارد تقریباً ۵/۳ m^3/min (۱۳۰ scfm) و در یک شافت با دانسیته بالا ۷/۶ m^3/min (۲۷۰ scfm) است. رها شدن هوا بداخل ظروف، نیروی شناور ایجاد می کند که باعث حرکت شافت می شود. هر دو سیستم از نظر قابلیت اعتماد مکانیکی به اثبات رسیده است. حالتهای متغیر سرعت را می توان برای تنظیم سرعت چرخش شافت فراهم کرد.

ظرفیت تانک: گنجایش تانک سیستم های RBC برابر ۰/۰۰۴۳ m^3(۰/۱۲ gal/ft^2) بازای هر متر مربع از مساحت دیسک بهینه شده است که در حجم مرحله ای (۱۲۰۰۰ gal) ۴۵ متر مکعب برای یک شافت با مساحت سطح ۳۳۰۰ m^2 بدست آمده است. بر اساس این حجم، زمان ماند ۱/۴۴ ساعت در بارگذاری هیدرولیکی (۲ gal/ft^2) ۰/۰۸ $m^3/m^2.d$ فراهم شده است. عمق جانبی متداول آب در حالت مستغرق شدن ۴۰ درصد دیسکها برابر ۱/۵ متر است.

محصور سازی: پوششهای پلاستیکی محکم فایبرگلاس لولا شده معمولاً در بالای هر شافت تدارک دیده می شود. در بعضی موارد، واحدها برای حفاظت در برابر آب و هوای سرد و بهبود دسترسی یا به دلایل استاتیکی در داخل یک ساختمان قرار داده می شود. سیستم های RBC بصورت سر پوشیده می باشند تا ۱) دیسکهای پلاستیکی از تجزیه در برابر اشعه فرابنفش حفاظت شود ۲) فرآیند از دماهای کم حفاظت شود ۳) دیسکها و تجهیزات را از صدمه حفاظت کند ۴) افزایش تدریجی جلبک را در فرآیند کنترل کند.

تانک های ته نشینی: تانکهای ته نشینی RBC مشابه تانک های ته نشینی صافی چکنده است که در آن تمام لجن حاصل از تانکهای ته نشینی برای پردازش در تاسیساتی لجن حذف می شود. سرعتهای سر ریز معمول طراحی برای تانکهای ته نشینی مورد استفاده در سیستم RBC مشابه مواردی است که در قسمت ۲-۳ برای صافیهای چکنده با بستر پلاستیکی توصیف شد.

طراحی فرآیند RBC

روشهای تجربی طراحی برای سیستم های RBC بر اساس اطلاعات طرح پایلوت و طرح با مقیاس کامل و بررسی فاکتورهای اساسی مانند مساحت سطح دیسک و بارگذاری ویژه بر حسب g/m^2 سطح دیسک در روز شکل گرفته است. روشهای طراحی سیستم های RBC مرحله ای برای حذف BOD و نیتریفیکاسیون در این قسمت ارائه شده است.

حذف BOD: مدلهای طراحی برای حذف BOD در سیستم های RBC در WEF(۲۰۰۰) بررسی شده است. در مقایسه طراحی، مدلها معمولاً منجر به بارگذاری BOD توصیه شده کمتری نسبت به

مقدار تعیین شده در دستور العمل سازنده می شود و در بعضی موارد برای حذف BOD کمتر از ۳۰درصد، مشابه است. یک مدل درجه دوم توسط اپاتکن(U.S.EPA,۱۳۸۵) برای تخمین مساحت سطح مورد نیاز RBC انتخاب شده است که این مدل با اطلاعات حاصل از ۳ طرح با مقیاس کامل و شامل طرحی های راکتور مرحله ای شکل گرفته است. مدل درجه دوم توسط گرادی و همکاران (۱۳۳۳) به واحدهای SI تبدیل شد و پارامترها برای محاسبه مساحت سطح دیسک تغییر یافت. این مدل برای تخمین غلظت BOD محلول در هر مرحله استفاده می شود.

$$S_n = \frac{-1+\sqrt{1+(4)(0.00974)(A_S/Q)S_{n-1}}}{(2)(0.00974)(A_S/Q)} \qquad (3-27)$$

S_n = غلظت BOD محلول در مرحله n , mg /L

A_s = مساحت سطح دیسک در مرحله n , m^2

Q = دبی جریان، m^3/d

بدلیل اینکه رابطه ۲۷-۳ تنها برای غلظتهای BOD محلول می باشد نسبت sBOD/BOD خروجی زلال ساز ثانویه ۰/۵ برای طراحی غلظت BOD خروجی در نظر گرفته می شود. به طور مشابه بدون اطلاعات مربوط به غلظت BOD محلول پساب خروجی اولیه که وارد سیستم RBC می شود، نسبت sBOD/BOD برابر ۰/۷۵-۰/۵ را می توان در نظر گرفت. بدلیل اینکه طراحی بر اساس BOD محلول می باشد، سرعت بار گذاری آلی محلول واحد RBC مرحله اول باید برابر یا کمتر از g $sBOD/m^2.d$ ۱۵-۱۲ باشد تا مساحت دیسک مرحله اول و غلظت BOD محلول خروجی از رابطه ۲۷-۳ تعیین شود. روش محاسباتی مورد استفاده در تعیین اندازه یک سیستم RBC برای حذف BOD در جدول ۳-۳ خلاصه شده است و در مثال ۷-۳ توضیح داده می شود.

جدول ۳-۳ روش محاسبه برای طراحی یک فرآیند(RBC) تماس دهنده بیولوژیکی چرخان

مرحله	توصیف
۱	غلظت BOD محلول ورودی و خروجی و دبی فاضلاب را تعیین کنید.
۲	مساحت سطح دیسک را برای مرحله اول بر اساس ماکزیمم BOD محلول ، $sBOD/m^3.d$ ۱۵-۱۲ تعیین کنید.
۳	تعداد شافتهای RBC را با استفاده از دیسک استاندار با دانسیته m^2 ۳۳۰۰ در هر شافت تعیین کنید.
۴	تعداد ردیف ها را برای طراحی ، جریان هر ردیف ، تعداد مراحل و مساحت دیسک بازای هر شافت را در هر مرحله تعیین کنید. برای مراحل بارگذاری کمتر ، یک دیسک با دانسیته بالاتر، ممکن است مورد استفاده باشد.
۵	بر اساس فرضیات طراحی و بدست آمده در مرحله ۴ ، غلظت BOD محلول را در هر مرحله محاسبه کنید. تعیین کند اگر تعداد مراحل تعداد شافت در هر مرحله و یا مساحت دیسک بازای هر مرحله تغییر نکند، آیا غلظت BOD محلول خروجی بدست می آید؟ در صورتیکه غلظت BOD محلول خروجی ایجاد شود، روشهایی را که به بهینه کردن طراحی کمک می کند ارزیابی کنید.

۶ طراحی زلال ساز ثانویه را انجام دهید.

توجه: $g/m^3.d \times 0.0624 = lb/10^3\ ft^3.d$

مثال ۷-۳ طراحی RBC مرحله ای برای حذف BOD: با استفاده از شرایط طراحی داده شده در زیر، طراحی فرآیند یک سیستم RBC مرحله ای را انجام دهید.

پارامتر	واحد	پساب خروجی اولیه	پساب خروجی نهایی
دبی	m^3/d	۴۰۰۰	
BOD	g/m^3	۱۴۰	۲۰
sBOD	g/m^3	۹۰	۱۰
TSS	g/m^3	۷۰	۲۰

توجه: $g/m^3 = mg/L$

راه حل:

۱- تعداد شافتهای RBC را در مرحله اول تعیین کنید.

BOD محلول مرحله اول را ۱۵ $g/m^2.d$ در نظر بگیرید.

بارگذاری بر حسب BOD محلول $= (90\,g/m^3)4000\,m^3/d = 360000\,g/d$

مساحت دیسک مورد نیاز $= \dfrac{(360000\,g/d)}{(15\,g/m^2.d)} = 24000\,m^2$

۳۳۰۰ متر مربع بازای هر شافت استفاده کنید.

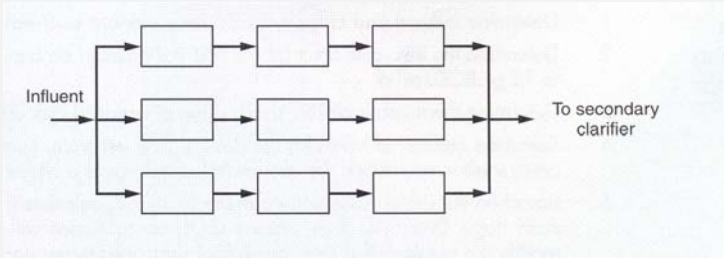
تعداد شافت $= \dfrac{24000\,m^2}{(9300\,m^2/\text{شافت})} = 2.6$

در مرحله اول از ۳ شافت استفاده کنید که ۳۳۰۰ متر مربع بازای هر شافت است.

۲- تعداد ردیف ها و تعداد مراحل را انتخاب کنید.

فرض: ۳ ردیف همراه با ۳ مرحله در هر ردیف

دبی جریان در هر ردیف $= \dfrac{(4000\,m^3/d)}{3\ \text{ردیف}} = 1333.3\,m^3/d$



۳- غلظت BOD محلول را در هر مرحله با استفاده از مساحت شافت و جریان هر ردیف محاسبه کنید. از رابطه ۲۷-۳ استفاده کنید.

الف) مرحله ۱ :

$$S_1 = \frac{-1+\sqrt{1+(4)(0.00974)(A_s/Q)S_{n-1}}}{(2)(0.00974)(A_s/Q)}$$

$$S_0 = 90\, g/m^3$$

$$A_s/Q = 9300\, m^2/(1333.3\, m^3/d) = 6.97\, d/m$$

$$S_1 = \frac{-1+\sqrt{1+24.6}}{0.136} = 29.8\, g/m^3$$

ب) مشابه بالا، محاسبات را (الف) تکرار کنید. بازده S_3 وS_2 را بدست آورید.

S_2=۱۴/۸g/m^3

S_3=۳/۱g/m^3

بدلیل اینکه هدف S_3رسیدن به مقدار ۱۰g/m^3 بود، طراحی پیشنهادی قابل اطمینان است.

۴- بارگذاریهای آلی و هیدرولیکی را تعیین کنید.

الف) بارگذاری آلی مرحله اول:

$$L_{org} = \frac{(4000 m^3/d)(90\, g\, sBOD/m^3)}{(3)(9300\, m^2)} = 12.9\, g\, sBOD/m^2.d$$

ب) بارگذاری آلی کل:

$$L_{org} = \frac{(4000\, m^3/d)(140\, g/m^3)}{(3\, stage)(3 shaft/stage)(9300 m^2/shaft)} = 6.7\, g\, BOD/m^2.d$$

ج) بارگذاری هیدرولیکی:

$$HLR = \frac{(4000\, m^3/d)}{(3\, stage)(3\, shafts/stage)(9300\, m^2/shaft)} = 0.05\, m^3/m^2.d$$

۵- خلاصه:

پارامتر	واحد	مقدار
تعداد زنجیره	تعداد	۳
دبی هر زنجیره	m^3/d	۱۳۳۳/۳
تعداد مرحله	تعداد	۳
مساحت کل دیسک در هر مرحله	m^2	۹۳۰۰
بارگذاری sBOD مرحله اول	g BOD/m^2.d	۱۲/۳
تعداد کل شافت	تعداد	۳
بارگذاری آلی سراسری	g BOD/m^2.d	۶/۷
بارگذاری هیدرولیکی هر شافت	m^3/m^2.d	۰/۰۵

توضیح: در غلظتهای کمتر BOD محلول مراحل دو و سه، احتمالاً مقداری نیتریفیکاسیون انجام می شود.

نیتریفیکاسیون: برای انجام نیتریفیکاسیون پسابهای خروجی ثانویه یا بارهای BOD محلول کم که نیتریفیکاسیون در سیستم های حذف BOD انجام می شود، از سیستم های تصفیه با استفاده از واحدهای RBC برای توسعه بیوفیلم های نیتریفایر استفاده می شود. در نیتریفیکاسیون ثالث می توان مشابه روش مورد استفاده برای طراحی صافیهای چکنده (قسمت ۲-۳) عمل کرد. مقدار $r_{n.max}$ بر اساس نتایج آزمایشات میدانی ۱/۵g $N/m^2.d$ توصیه شده است (U.S.EPA, ۱۳۸۴). برای انجام همزمان حذف BOD و نیتریفیکاسیون، با اضافه کردن BOD محلول به واحدهای RBC از نیتریفیکاسیون جلوگیری یا ممانعت می شود. هر گاه غلظت BOD محلول به ۱۵-۱۰ mg/l کاهش یابد باکتریهای نیتریفایر برای فضای روی دیسک RBC رقابت می کنند. غلظت BOD محلول باقیمانده در تانک RBC با بارگذاری BOD محلول رابطه دارد. پانو و میدلبروکس (۱۳۸۳) رابطه ای را برای نشان دادن تاثیر بار گذاری BOD محلول بر سرعتهای نیتریفیکاسیون ارائه کردند.

$$F_{r_n} = 1.00 - 0.1 sBOD \qquad (3-28)$$

F_{r_n} : نسبت سرعت نیتریفیکاسیون ممکن بدون تاثیر BOD محلول

sBOD : بار گذاری BOD محلول، $g/m^2.d$

در مقدار بارگذاری BOD محلول ۱۰ g $sBOD/m^2.d$ ، سرعت نیتریفیکاسیون صفر پیش بینی می شود.

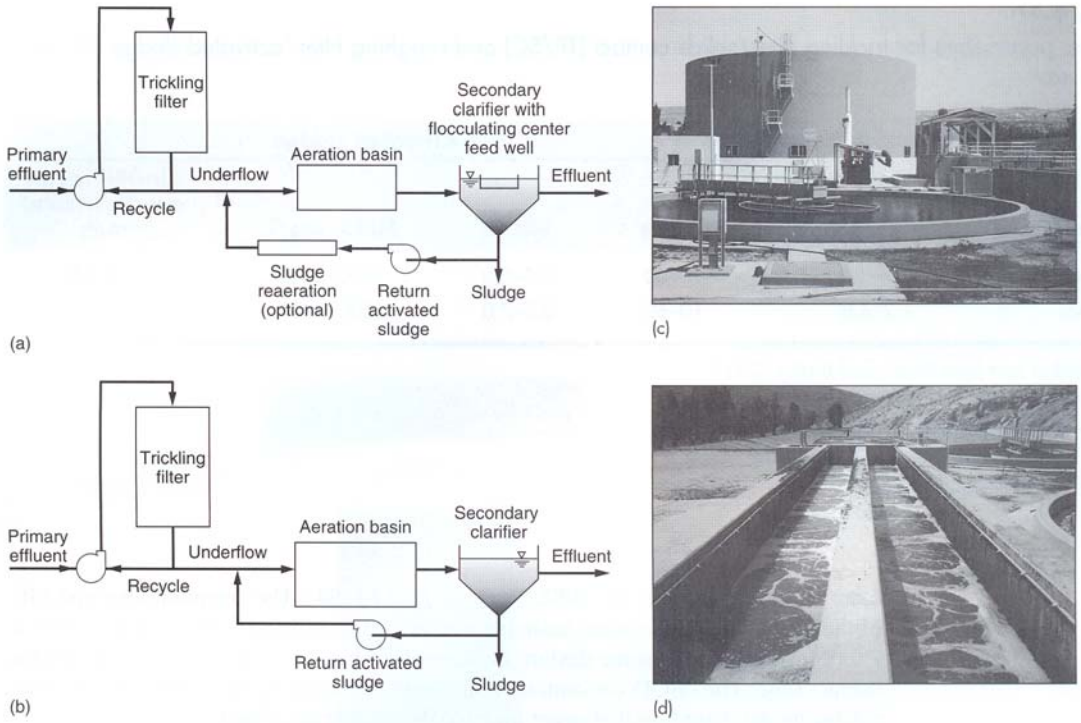
۳-۴ فرآیندهای تصفیه هوازی ترکیبی

فرآیندهای تلفیقی مختلفی در تصفیه بوجود آمده است که در آن، فرآیند لجن فعال با صافی چکنده همراه می شود. فرآیندهای بیولوژیکی تلفیقی تحت عنوان فرآیندهای دوگانه یا سیستم های لجن فعال / صافی چکنده جفت شده، شناخته می شود. فرآیندهای ترکیبی بعنوان بخشی از طرح ارتقاء انجام می شود که در آن یکی از فرآیندهای لجن فعال یا صافی چکنده اضافه می گردد. آنها همچنین به طرحهای جدید تصفیه ضمیمه می شوند (پارکر و همکاران،۱۳۳۴). فرانیدهای ترکیبی مزیت های هر دو فرآیند مجزا را دارد که شامل ۱) ثبات و پایداری در برابر بارهای ناشی از شوک در فرآیند رشد ثابت ۲) بازده حجمی و نیاز به انرژی کم در فرآیند رشد ثابت برای حذف BOD جزئی ۳) نقش پیش تصفیه رشد ثابت بعنوان یک انتخاب کننده بیولوژیکی برای بهبود مشخصات ته نشینی لجن فعال و ۴) امکان پساب خروجی با کیفیت بالا همراه با تصفیه لجن فعال. سه نوع کلی فرآیندهای ترکیبی در زیر توصیف شده است.

فرآیندهای صافی چکنده / صافی چکنده و تماس جامدات / لجن فعال

اولین گروه فرآیندهای تصفیه ترکیبی معمولاً تحت عنوان فرآیند صافی چکنده / تماس جامدات (TF/SC) یا صافی چکنده / لجن فعال (TF/AS) می باشد که در شکل ۱۳-۳ بیان شد. تفاوت

اصلی بین این فرآیندها ، زمان کوتاهتر هوادهی در فرآیند TF/SC در حد چند دقیقه در برابر چند ساعت در فرآیند TF/AS است. هر دو فرآیند از یک صافی چکنده (با بستر سنگی یا پلاستیکی)، یک تانک هوادهی لجن فعال و یک زلال ساز نهایی استفاده می کنند. در هر دو فرآیند پساب خروجی صافی چکنده بطور مستقیم بدون زلال سازی به فرآیند لجن فعال وارد می شود و لجن فعال برگشتی حاصل از زلال ساز ثانویه به حوض هوادهی لجن فعال فرستاده می شود. یک اصلاح فرآیندی که فقط به فرآیند TF/SC ضمیمه شده است (شکل الف، ج، د۱۳-۳ را ببینید) شامل یک تانک هوادهی لجن برگشتی و چاهک تغذیه مرکزی لخته ساز برای زلال ساز می باشد. فرآیند TF/AS در شکل ب۱۳-۳ توصیف شده است. بیشترین کاربرد فرآیند TF/AS در جایی است که صافی چکنده بعنوان صافی با بار زیاد (رافینگ) برای حذف ۷۰-۴۰ درصد BOD طراحی شده است و بعنوان یک فرآیند (RF/AS) رافینگ فیلتر/ لجن فعال شناخته می شود. بارگذاری صافی چکنده تقریباً ۴ برابر مقدار مورد استفاده برای فرآیند TF/SC است (جدول ۱۰-۳ را ببینید). زمان ماند هیدرولیکی حوض هوادهی ممکن است ۷۰-۵۰ درصد مقدار مورد استفاده در فرآیند لجن فعال متداول باشد. فرآیند RF/AS برای تصفیه فاضلاب صنعتی با غلظت بالا مناسب است؛ زیرا انرژی نسبتاً کمی بازای مقدار BOD حذف شده بر روی صافی چکنده مصرف می شود. همچنین استفاده از صافی چکنده همزمان با اینکه بعنوان یک انتخاب کننده بیولوژیکی در حذف BOD محلول عمل می کند، باعث مقادیر مناسب اندیکس حجمی لجن SVI در مایع مخلوط لجن فعال می گردد (بیسینگر و همکاران، ۱۳۸۰). تفاوت اصلی بین فرآیند TF/SC و RF/AS در مقدار بارگذاری صافی چکنده و مقدار زمان ماند جامدات لجن فعال می باشد که در جدول ۱۰-۳ خلاصه شده است. بارگذاری آلی نسبتاً کم صافی چکنده در فرآیند TF/SC استفاده می شود و هدف از تانک هوادهی، حذف BOD محلول باقیمانده و شکل گیری جرم لجن فعال لخته شده می باشد و جامدات پراکنده شده حاصل از اسلافینک صافی چکنده را با یکدیگر ترکیب می کند. این فرآیند قادر به تولید پساب خروجی تصفیه با کیفیت بالا می باشد که غلظت های TSS وBOD پایین و نزدیک به mg/L ۱۰ و معمولاً کمتر از mg/L ۱۵ است (هاریسون و همکاران، ۱۳۸۴؛ نوریس و همکاران،۱۳۸۲).



شکل ۱۳-۳ فرآیندهای ترکیبی لجن فعال / صافی چکنده: الف) دیاگرام جریان کلی فرآیند (TF/SC) تماس جامدات/ صافی چکنده ب) دیاگرام جریان کلی فرآیند (TF/AS) لجن فعال / صافی چکنده ج) تصویر فرآیند(TF/SC) تماس جامدات/ صافی چکنده د) تصویر واحد تماس جامدات نشان داده شده در سمت راست شکل ج.

جدول ۱۰-۳ پارامترهای فرآیندی برای فرآیندهای (TF/SC) تماس جامدات /صافی چکنده و (RF/AS) لجن فعال / رافینک فیلتر[الف] :

فرآیند	بارگذاری صافی چکنده[ب] kg BOD/m^3.d	لجن فعال			
		t, min	SRT,d	MLSS,mg/L	سرعت سرریز پیک زلال ساز ، m/h
TF/SC	۰/۳-۱/۲[ج]	۱۰-۶۰	۰/۳-۲	۱۰۰۰-۳۰۰۰	۱/۸-۳
RF/AS	۱/۲-۴/۸	۱۰-۶۰	۲-۷	۲۵۰۰-۴۰۰۰	۲-۳/۵

الف. پارکر و براتبی(۲۰۰۱)

ب. مقادیر بارگذاری برای بستر پلاستیکی با جریان عرضی می باشد .

ج. مقدار کمتر برای نیتریفیکاسیون – اکسیداسیون ترکیبی است .

توجه : $Kg/m^3.d \times 62.4280 = lb/10^3ft^3.d$

$m/h \times 0.4030 = gal/ft^2.min$

زمان ماند و SRT حوض تماس هوادهی TF/SC نسبتاً کم است و به ترتیب محدوده ای از ۱-۰/۱۵ ساعت و ۲-۰/۵ روز دارد. در بعضی از طرحها، یک کانال هوادهی برای فراهم کردن زمان تماس هوازی استفاده می شود. غلظت BOD محلول بوسیله مدل راکتور با جریان پیستونی بصورت زیر است که براساس سینتیک های درجه اول تخمین زده می شود (ماتاسکی و همکاران، ۱۳۸۶).

$$\ln \frac{S}{S_0} = -k_{20}\theta^{(T-20)} Xt \qquad (3-29)$$

S_0 : BOD محلول مایع مخلوط در ورودی تانک تماس، mg/L

S : BOD کربناته محلول بعد از زمان t , mg/L

K_{20} : ضریب سرعت واکنش در جه اول در دمای ۲۰°C ، L/mg.min

θ : ضریب تصحیح دما (فرض کنید θ = 1.035)

T : دمای فاضلاب، °C

X : MLVSS , mg/L

T : زمان تماس بر اساس کل جریان تانک، دقیقه

مقدار S_0 ابتدای تانک تماس با BOD محلول خروجی صافی چکنده در موازنه جرمی زیر ارتباط دارد:

$$(1+R)S_0 = RS_e + S_1 \qquad (3-30)$$

R = نسبت برگشت مجدد لجن برگشتی

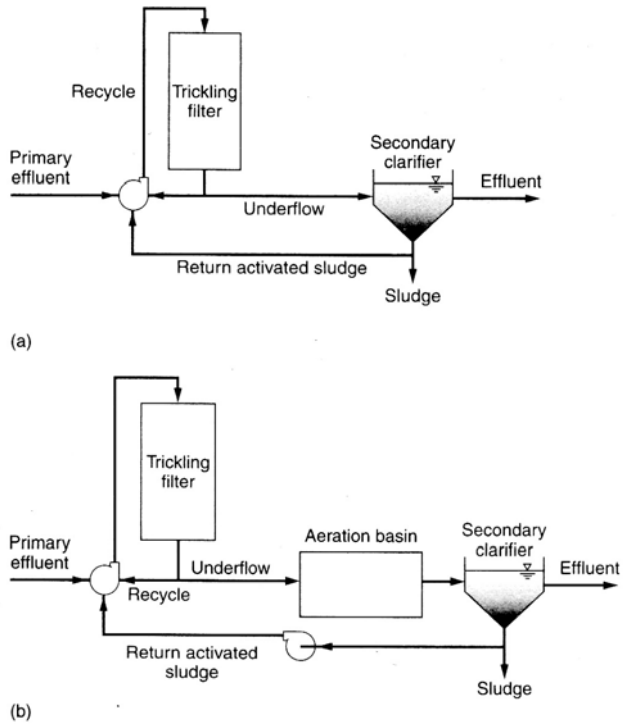
S_0 = BOD محلول صافی چکنده

S_1 = BOD محلول پساب خروجی تانک تماس جامدات هوازی

مقادیر گزارش شده برای K_{20} حدود $۲-۳/۳\times۱۰^{-۵}$ L/mg.min است. نیوبری و همکارانش (۱۳۸۸) مقادیر $۱/۴\times۱۰^{-۵}$ L/mg.min و $۳/۵\times۱۰^{-۵}$ را در دوره های مختلف بهره برداری مشاهده کردند که حجمهای مختلف مواد خنثی در فاضلاب بود. علاوه بر این، نیوبری و همکارانش (۱۳۸۸) نشان دادند غلظت TSS و BOD محلول خروجی در SRT حوض هوادهی ۱ روز یا بیشتر کاهش می یابد. آنها همچنین نشان دادند بارگذاری آلی صافی چکنده بر غلظتهای BOD و TSS خروجی TF/SC موثر است. بر اساس نتایج گزارش شده توسط نیوبری و همکارانش (۱۳۸۸)، مقدار بارگذاری BOD صافی چکنده با SRT تانک هوادهی ۱ روز باید کمتر از ۷ kg BOD/m^3.d باشد تا فعالیت حداکثر حاصل شود. همچنین فرآیند TF/SC برای کاربردهای نیتریفیکاسیون به اثبات رسیده است. نیتریفیکاسیون در یک صافی چکنده که بارگذاری آلی به مقدار کافی پایین باشد، اتفاق می افتد. نیتریفیکاسیون در برج صافی چکنده با دانسیته زیاد در ویندزور و اورتاریو در محدوده دمایی ۲۰°C-۱۱با مقدار بارگذاری BOD برابر ۰/۴-۰/۷ kg/m^3.d انجام می شد (پارکر و همکاران، ۱۳۳۸).

غلظت آمونیاک پساب خروجی صافی چکنده بطور متوسط ۲/۸ mg/l و غلظت پساب خروجی نهایی با زمان ماند تماس ناحیه ای ۱۵ دقیقه و SRT دو تا چهار روز بطور متوسط ۱/۳ mg/L بود. برای بوجود آمدن غلظتهای BOD وTSS خیلی کم (۳۰-۷۰ g/m^3)، از تصفیه شیمیایی با زلال ساز اولیه استفاده می شد تا بتوان از بستر پلاستیکی با دانسیته بالا بدون ایجاد مشکلات گرفتگی استفاده

کرد. دایگر و همکارانش(۱۳۳۴) نیز ، مشخصات عملکردی مشابهی را برای صافیهای چکنده با بار پایین در فرآیند (TF/SC) نشان دادند و متوجه شدند که باکتریهای نیتریفایر جدا شده از صافی چکنده باعث می شود نیتریفیکاسیون در فرآیند لجن فعال تماسی نسبت به SRT تئوری ناشی از تعداد بذر میکروبی کمتر باشد.



شکل ۱۴-۳ فرآیند ترکیبی لجن فعال / صافی چکنده همراه با برگشت لجن برگشتی به صافی چکنده: الف) نمودار جریان کلی بیوفیلتر فعال (ABF) ب) نمودار جریان کلی لجن فعال / بیوفیلتر(BF/AS)

جدول ۱۱-۳ پارامترهای فرآیندی برای بیوفیلتر فعال (ABF) و لجن فعال/ بیوفیلتر (BF/AS)

فرآیند	بارگذاری صافی چکنده kg BOD/m^3. d	لجن فعال			
		t, h	SRT,d	MLSS,mg/L	سرعت سرریز پیک زلال ساز ، m/h
ABF	۰/۳۶-۱/۲	—	۰/۵-۲	۱۵۰۰-۴۰۰۰	۱/۸-۳
BF/AS	۱/۲-۴/۸	۲-۴	۲-۷	۱۵۰۰-۴۰۰۰	۲-۳/۵

توجه: Kg/m^3.d ×62.4280 = lb/10^{3}ft^3.d
m/h × 0.4030 = gal/ft^2.min

فرآیندهای بیوفیلتر فعال و بیوفیلتر لجن فعال

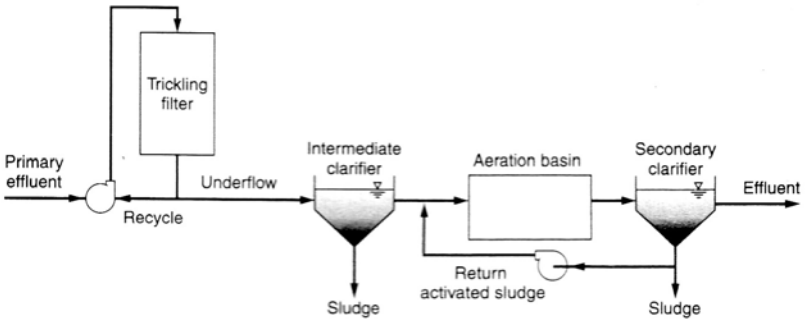
دومین گروه فرآیندهای ترکیبی مشابه گروه اول است که در بالا بیان شد، به استثنای اینکه RAS بطور مستقیم مطابق آنچه در شکل ۱۴-۳ نشان داده شد، به صافی چکنده برگشت داده می شود و تانک هوادهی ممکن است استفاده شود و یا استفاده نشود. دو فرآیند ترکیبی تحت عنوان فرآیند بیوفیلتر فعال (ABF) و لجن فعال/ بیوفیلتر (BF/AS) می باشد. امروزه فرآیندهای ABF و BF/AS خیلی استفاده نمی شود و تنها در قسمتهایی انجام می شود که طرحهای قدیمی به صافی با بستر چوب صنوبر وابسته است که فقط با هزینه زیاد قابل استفاده می باشد. در هر دو حالت، سنگ بدلیل مشکلات قابل دسترس بودن اکسیژن و احتمال گرفتگی با وارد شدن لجن فعال برگشتی به صافی چکنده استفاده نمی شود. بستر پلاستیکی با سرعت زیاد بجای بستر چوب صنوبر استفاده می شود. فرآیند ABF می تواند در بار آلی کم ورودی به صافی چکنده، کیفیتی معادل کیفیت پساب خروجی ثانویه ایجاد کند (جدول ۱۱-۳ را ببینید). در مقادیر بارگذاری آلی بیشتر، ایجاد کیفیت پساب خروجی ثانویه قابل قبول با فرآیند ABT مشکل است. برای بهبود کیفیت پساب خروجی ، فرآیندABF با یک حوض هوادهی با زمان ماند هیدرولیکی کوتاه ادامه داده می شود که نوعی از فرآیند BF/AS (شکل ب۱۴-۳ را ببینید) است(هاریسون و تیمپانی، ۱۳۸۸). مراحل فرآیند BF/ASخیلی شبیه به فرآیند RF/AS می باشد؛ به استثنای اینکه برگشت RAS بجای حوض هوادهی به صافی چکنده است. هاریسون و همکارانش(۱۳۸۴) عملکرد مشابهی را برای فرآیندهای BF/AS و RF/AS که در طرحهای با مقیاس کامل بررسی شده بود، نشان دادند. پارامترهای متداول برای فرآیندهای BF/AS و ABF در جدول ۱۱-۳ داده شده است.

فرآیند لجن فعال – صافی چکنده بصورت سری

در سومین روش بکارگیری فرآیندهای ترکیبی، یک صافی چکنده و یک فرآیند لجن فعال بصورت سری بهره برداری می شود که همراه با یک زلال ساز ثانویه بین فرآیند لجن فعال و صافی چکنده می باشد(شکل ۱۵-۳ را ببینید). ترکیب یک فرآیند صافی چکنده که بدنبال یک فرآیند لجن فعال قرار دارد، اغلب برای ۱) ارتقاء یک سیستم موجود لجن فعال ۲) کاهش قدرت فاضلاب در جایی که فاضلاب شهری و صنعتی در تاسیسات تصفیه متداول تصفیه می شود و ۳) حفاظت فرآیند لجن فعال انجام دهنده نیتریفیکاسیون از مواد بازدارنده و سمی استفاده می شود. در سیستمهایی که فاضلاب با قدرت بالا را تصفیه می کند، زلال ساز میانی بین صافیهای چکنده و واحدهای لجن فعال مورد استفاده است که بار جامدات را در سیستم لجن فعال کاهش می دهد و حجم مورد نیاز هوادهی را به حداقل می رساند. نمونه پارامترهای طراحی برای فرآیندهای لجن فعال/ صافی چکنده در جدول ۱۲-۳ داده شده است.

ملاحظات طراحی برای سیستم های لجن فعال / صافی چکنده

طراحی لجن فعال در فرآیندهای ترکیبی بدون زلال ساز میانی، تحت تاثیر عملکرد و بارگذاری طراحی صافی چکنده است. حجم اکسیژن مورد نیاز در حوض هوادهی لجن فعال به مقدار حذف BOD در صافی چکنده بستگی دارد. تمام جامدات تولید شده که شامل جامدات بیولوژیکی بعلاوه جامدات غیر قابل تجزیه بیولوژیکی ورودی می باشد، در تانک هوادهی لجن فعال افزایش می یابد؛ اما مقدار جرم سلولی تحت تاثیر مقدار BOD حذف شده در صافی چکنده است. تخمین SRT در صافی چکنده بصورت تابعی از بارگذاری BOD در نمودار ۱۶-۳ ارائه شده است. در بارگذاری بالاتر BOD می توان غلظت بیومس تولیدی در صافی چکنده را بر اساس SRT تخمینی و مقدار BOD حذف شده در صافی چکنده تعیین کرد.



شکل ۱۵-۳ نمودار جریانی کلی فرآیند ترکیبی لجن فعال، صافی چکنده با زلال ساز میانی

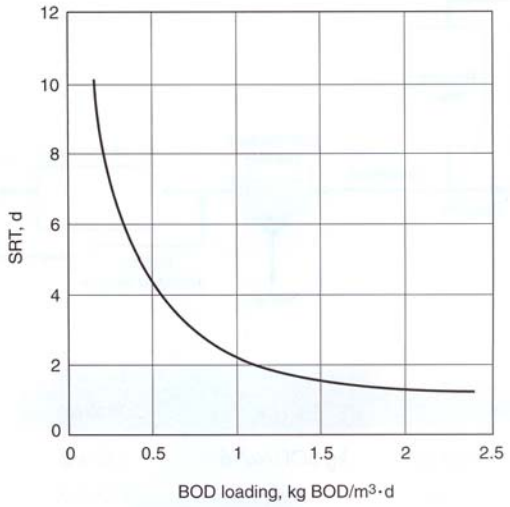
جدول ۱۲-۳ پارامترهای فرآیندی برای فرآیند لجن فعال – صافی چکنده بصورت سری همراه با زلال ساز میانی

پارامتر	واحد	مقدار
بارگذاری صافی چکنده	kg BOD/m^3. d	۱-۴/۸
زلال ساز میانی	m/h	۲-۳/۵
لجن فعال :		
زمان ماند هیدرولیکی	h	الف
SRT	d	۲-۷
F/M	بدون واحد	۰/۲-۰/۵
MLSS	mg/L	۱۵۰۰-۴۰۰۰
زلال ساز نهایی	m/h	۲-۳/۵

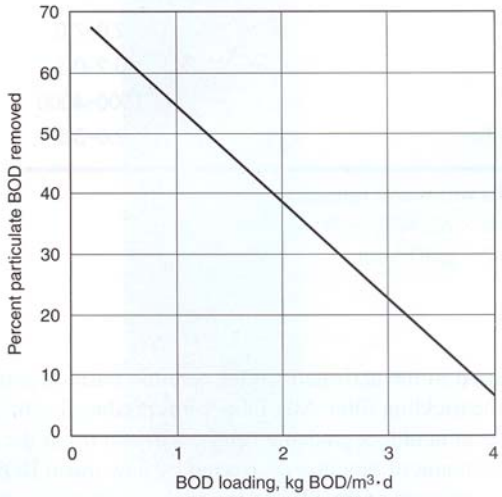
الف.تابعی از دمای فاضلاب

توجه: $Kg/m^3.d \times 62.4280 = lb/10^3ft^3.d$

$m/h \times 0.4030 = gal/ft^2.min$



نمودار۱۶-۳ SRT معادل جرم سلولی در صافی چکنده بصورت تابعی از بارگذاری بر حسب BOD (WEF ,۲۰۰۰)



نمودار ۱۷-۳ مقدار تخمینی BOD ذره ای تجزیه شده در صافی چکنده بصورت تابعی از بارگذاری آلی (بوگوس، ۱۳۸۳)

پیش بینی مقدار BOD حذف شده در صافی چکنده مشکل می باشد. هر دو پارامتر BOD محلول و ذره ای توسط توده بیولوژیکی در صافی چکنده حذف می شود و مدلهای طراحی تجربی کنونی (قسمت ۲-۳) معمولاً بر اساس BOD ته نشین شده پساب ورودی و نهایی می باشد و بنابراین تمایزی بین سرعت حذف BOD محلول (sBOD) و BOD ذره ای (pBOD) وجود ندارد. از این مدلها برای تخمین حذفBOD محلول همانند غلظت نهایی جامدات معلق بعد از ته نشینی استفاده می شود و سهم BOD آنها را می توان برآورد کرد. هر چند BOD ذره ای که در صافی چکنده

تجزیه نشده است به احتمال زیاد در فرآیند لجن فعال تجزیه می شود و در نتیجه بر مقدار اکسیژن مورد نیاز موثر است. بنابراین حجم BOD ذره ای تجزیه شده در صافی چکنده برای تعیین اکسیژن مورد نیاز در فرآیند لجن فعال مهم می باشد. حذف BOD ذره ای در یک طرح پایلوت فرآیند ترکیبی لجن فعال و صافی چکنده در محدوده وسیعی از بارگذاری BOD صافی چکنده مطالعه شد. نمونه برداری ویژه همراه با موازنه جامدات COD وBOD بر روی صافی چکنده برای تعیین تجزیه BOD ذره ای مورد استفاده قرار گرفت (بوگوس، ۱۳۸۳). حجم BOD ذره ای تجزیه شده همزمان با کاهش بار گذاری BOD صافی چکنده افزایش یافت. تخمین درصد BOD ذره ای تجزیه شده پساب ورودی بصورت تابعی از بارگذاری BOD بر روی نمودار ۱۷-۳ تهیه شده است. مقدار جرم سلولی تولیدی را می توان با تخمین مقدار حذف BOD محلول و BOD ذره ای در صافی چکنده و SRT صافی چکنده محاسبه کرد. حجم اکسیژن مورد نیاز در صافی چکنده را می توان با داشتن این اطلاعات برآورد کرد. سپس جرم سلولی صافی چکنده و غلظت BOD محلول و BOD ذره ای غیر قابل تجزیه برای تخمین مقدار تقاضای اکسیژن حوض هوادهی لجن فعال استفاده می‌شود. نسبت BOD محلول به BOD پساب خروجی صافی چکنده معمولاً از ۰/۵- ۰/۲۵ متغیر است. موازنه جامدات نیز برای تعیین حجم حوض بصورت تابعی از غلظت MLSS و SRT طراحی انجام می‌شود. ضرایب تجزیه خود تخریبی و بازده جرم سلولی و روابط کلی مشابه مواردی است که در قسمت ۴-۷ و ۵-۷ در بخش ۷ ارائه شد. روش طراحی برای تعیین اکسیژن مورد نیاز، تولید لجن و حجم هوادهی تانک لجن فعال برای یک فرآیند ترکیبی لجن فعال و صافی چکنده شامل RF/AS و TF/SC در جدول ۱۳-۳ خلاصه شده است. مثال طراحی TF/SC در مسئله ۸-۳ با استفاده از روشی بیان شده است که طرح کلی آن در جدول ۱۳-۳ می باشد.

جدول ۱۳-۳ روش محاسباتی برای طراحی یک فرآیند ترکیبی لجن فعال، صافی چکنده

عنوان	توصیف
۱-	مقدار بار BOD صافی چکنده را انتخاب کنید که با انتخاب فرآیند ترکیبی مطابقت دارد.
۲-	SRT فرآیند لجن فعال را انتخاب کنید. در صافیهای چکنده با بار زیاد ، SRT طولانی تری در فرآیند لجن فعال استفاده می‌شود.
۳-	حذف BOD و اندازه برج صافی چکنده را تعیین کنید. حذف BOD محلول را در صافی چکنده برآورد کنید.
۴-	بر اساس مقدار بار BOD صافی چکنده ، از نمودار ۱۷-۳ برای تعیین نسبت BOD ذره ای حذف شده در صافی چکنده ، استفاده کنید .
۵-	برای تخمین SRT جرم سلولی در صافی چکنده ، از نمودار۱۶-۳ استفاده کنید. این مقدار را برای تخمین تولید جرم سلولی استفاده کنید.
۶-	از طریق تولید جرم سلولی در صافی چکنده و مقدار BOD حذف شده ، موازنه جرمی BOD نهایی شامل تولید جرم سلولی برای تعیین مقدار اکسیژن کافی مورد نیاز در صافی چکنده انجام دهید.
۷-	فرض کنید اگر ۱۰ ≤ SRT روز باشد، بخشی از BOD ورودی که در صافی چکنده تجزیه نمی شود، در

حوض لجن فعال تجزیه می شود. در غیر این صورت، بر اساس حذف BOD محلول بر روی نمودار۱۷-۳ می باشد. تولید جرم سلولی در تانک لجن فعال از طریق حذف BOD محاسبه می شود. جرم سلولی تولید شده از صافی چکنده را با افت ناشی از تجزیه خود تخریبی در تانک لجن فعال تنظیم کنید.

۸ بر اساس کل جرم سلولی تولید شده ، موازنه جرمی BOD نهایی را برای تعیین کل اکسیژن مورد نیاز در تمام سیستم انجام دهید. برای بدست آوردن اکسیژن مورد نیاز تانک لجن فعال، حجم اکسیژن مورد نیاز در صافی چکنده را کم کنید. یک ضریب پیک مناسب را برای بارهای متغیر در حوضهای با زمان ماند کوتاه، اضافه کنید.

۳ تولید لجن حاصل از جرم سلولی، VSS غیر قابل تجزیه بیولوژیکی (nbVSS) در فاضلاب ورودی و TSS غیر آلی (TSS-VSS) در فاضلاب ورودی را با هم جمع کنید.

۱۰ با استفاده از SRT تولید لجن خالص و با در نظر گرفتن غلظت MLSS، حجم تانک هوادهی لجن فعال را محاسبه کنید.

۱۱ بارگذاری هیدرولیکی و جامدات را برای طراحی زلال ساز ثانویه برآورد کنید.

مثال ۸-۳ طراحی فرآیند (TF/SC) تماس جامدات/ صافی چکنده: پارامترهای طراحی زیر را برای مشخصات فاضلاب داده شده در یک فرآیند (TF/SC) تماس جامدات / صافی چکنده تعیین کنید.

۱- مقدار بار هیدرولیکی و قطر صافی چکنده
۲- مقدار اکسیژن مورد نیاز کافی در صافی چکنده، kg/d
۳- مقدار اکسیژن مورد نیاز در تانک هوادهی لجن فعال، kg/d
۴- مقدار جامدات دفعی در هر روز، kg/d
۵- حجم و زمان ماند هیدرولیکی تانک هوادهی

مشخصات فاضلاب:

پارامتر	واحد	مقدار
جریان	m^3/d	۵۰۰۰
BOD	g/m^3	۱۳۰
sBOD	g/m^3	۹۰
TSS	g/m^3	۶۰
VSS	g/m^3	۵۲
nbVSS	g/m^3	۲۰
دما	$^\circ C$	۱۵

توجه: $g/m^3 = mg/l$

برای طراحی (TF/SC) فرض کنید شرایط زیر قابل کاربرد است:

۱- تعداد صافیهای چکنده = ۲

۲- ضریب بستر پلاستیکی $k_{20} = 0.21(L/s)^{0.5}/m^2$ (جدول ۶-۳ را ببینید)

۳- عمق بستر = ۶/۱ متر

۴- بارگذاری BOD صافی چکنده =۰/۷kg BOD/m^3.d

۵- بازده بیومس Y= ۰/۶g VSS/g BOD

۶- ضریب تجزیه خود تخریبی K_d =۰/۰۸ g/g.d

۷- UBOD/BOD = bCOD/bsCOD =۱/۶

۸- BOD محلول خروجی صافی چکنده = ۰/۵BOD

۹-SRT لجن فعال = ۱ روز

۱۰- MLSS = ۲۵۰۰g/m^3

۱۱- sBOD/BOD زلال ساز ثانویه = ۰/۵

۱۲- نسبت VSS/TSS بیومس = ۰/۸۵

راه حل:

۱- میزان بار هیدرولیکی و قطر صافی چکنده را تعیین کنید.

الف) میزان بار هیدرولیکی را تعیین کنید.

سرعت بارگذاری حجمی آلی همانند آنچه در رابطه ۶۷-۱ داده شده است، برابر است با:

$$L_{org} = \frac{QS_0}{(V)(10^3\, g/kg)} = \frac{QS_0}{(A)(D)(10^3\, g/kg)} = \frac{qS_0}{D(10^3\, g/kg)}$$

A = مساحت مقطع عرضی، متر مربع

D = عمق بستر، متر

q = میزان بار هیدرولیکی، m^3/m^2.d

بازده q را بدست آورید.

$$q = \frac{(L_{org})(D)(10^3\, g/kg)}{S_0}$$

مقادیر معلوم را جایگزین و q را بدست آورید.

$$q = \frac{(0.70\, kg/m^3.d)(6.1\, m)(10^3\, g/kg)}{(130\, g/m^3)} = 32.85\, m^3/m^2.d$$

ب) قطر برج صافی چکنده را تعیین کنید.

$$A = \frac{Q}{q} = \frac{(5000\, m^3/d)}{(32.85\, m^3/m^2.d)} = 152.2\, m^2$$

با وجود دو برج، مساحت هر برج =۷۶/۱ متر مربع

قطر هر برج = ۳/۸ متر

۲- حجم BOD محلول و ذره ای حذف شده در صافی چکنده و BOD خروجی از صافی چکنده را با استفاده از رابطه ۱۳-۳ تعیین کنید.

الف) BOD محلول حذف شده را با استفاده از رابطه ۱۳-۳ و با این واقعیت که sBOD =۰/۵BOD تعیین کنید.

$$\frac{S_e}{S_0} = e^{-kD/q^n}$$

ضریب سرعت حذف را با استفاده از رابطه ۲۰-۳ برای دما تصحیح کنید.

$$k_{15^0C} = k_{20^0C}(1.035)^{15-20} = 0.21(1.035)^{-5} = 0.177(L/s)^{0.5}/m^2$$

ضریب سرعت حذف را با استفاده از رابطه ۲۲-۳ نرمال کنید.

$$k_{15^0C} = k_1\left(\frac{D_1}{D_2}\right)^{0.5}\left(\frac{S_1}{S_2}\right)^{0.5} = 0.177\left(\frac{6.1}{6.1}\right)^{0.5}\left(\frac{150}{130}\right)^{0.5}$$

$$= 0.177(1.074) = 0.19(L/s)^{0.5}/m^2$$

$$\frac{S_e}{S_0} = e^{-.19(6.1)/0.38^{0.5}} = 0.152$$

$$S_e = 0.152(130)19.7\,g/m^3$$

BOD محلول حذف شده در خروجی صافی چکنده برابر است با:

BOD محلول حذف شده = $90\,g/m^3 - 0.5(19.7\,g/m^3) = 80.1\,g/m^3$

ب) BOD ذره ای حذف شده را تعیین کنید.

ذره ای در ورودی $BOD = BOD - sBOD$

$$pBOD = (130-90)g/m^3 = 40\,g/m^3$$

مقدار BOD ذره ای حذف شده با توجه به شکل ۱۷-۳ در ۰/۷kg BOD/m^3.d =۵۶٪

pBOD = $(1-0.56)(40\,g/m^3) = 17.6\,g/m^3$ در خروجی صافی چکنده

BOD ذره ای حذف شده در خروجی صافی چکنده برابر است با:

حذف شده $pBOD = 40\,g/m^3 - 17.6\,g/m^3 = 22.4\,g/m^3$

ج) BOD را در پساب خروجی صافی چکنده تعیین کنید.

خروجی صافی چکنده $BOD = sBOD + pBOD = (9.9+17.6)g/m^3 = 27.5\,g/m^3$

۳- اکسیژن مورد نیاز در صافی چکنده را تعیین کنید.

SRT صافی چکنده با توجه به شکل ۱۶-۳ برابر ۲/۵ روز در مقدار بارگذاری آلی kg ۰/۷BOD/m^3.d می باشد.

با استفاده از رابطه ۴۳-۱ ، جرم سلولی تولید شده را تعیین کنید (توجه: زمان ماند جامدات = زمان ماند هیدرولیکی):

$$X = \frac{Y(S_0 - S)}{1+(k_d)SRT}$$

حذف سوبسترا در صافی چکنده $(S_0 - S) = (130-27.5) = 102.5\,g/m^3$

$$X_{TF} = \frac{0.6(102.5\,g/m^3)}{[1+(0.08\,g/g.d)(2.5\,d)]} = 51.2\,g/m^3$$

دور ریز سلولی (رابطه ۵۰-۱)در مقدار SRT کوتاه ، قابل صرفنظر می باشد و شامل اینجا نمی شود.

اکسیژن قابل اطمینان را در صافی چکنده با موازنه COD تعیین کنید.

مورد استفاده $O_2 = bCOD_{IN} - bCOD_{out} - 1.42X$

$$= 1.6(130\,g/m^3 - 27.5\,g/m^3) - 1.42(51.2\,g/m^3)$$

اکسیژن مورد استفاده در صافی چکنده = ۳۱/۱ g/m^3

۴- بیومس تولیدی در تانک هوادهی تماس جامدات(SC) را تعیین کنید.

BOD حذف شده تقریبی = ۲۷,۵ g/m^3

SRT = ۱ روز

بیومس حاصل از اکسیداسیون مواد آلی:

$$X_{SC} = \frac{0.6(27.5\,g/m^3)}{[1+(0.08\,g/g.d)(1\,d)]} = 15.3\,g/m^3$$

بیومس باقیمانده صافی چکنده بعد از تجزیه خود تخریبی توده بیولوژیکی صافی:

$$X_{TF,decay} = \frac{(51.2\,g/m^3)}{[1+(0.08\,g/g.d)(1\,d)]} = 47.4\,g/m^3$$

کل بیومس تولیدی یا وارد شده به تانک هوادهی تماس جامدات برابر است با :

$$= 62.7\,g/m^3 = 47.4\,g/m^3 + 15.3\,g/m^3$$

۵- اکسیژن مورد نیاز در تانک هوادهی SC را بر حسب g/m^3 و kg O_2/d تعیین کنید.

کل اکسیژن مصرفی $= 1.6(130\,g/m^3) - 1.42(62.7\,g/m^3) = 119\,g/m^3$

حجم اکسیژن مورد نیاز لجن فعال = حجم مورد نیاز صافی چکنده TF- حجم کل مورد نیاز

$$= 119\,g/m^3 - 91.1\,g/m^3 = 27.9\,g/m^3$$

$$kg\,O_2/d = (27.9\,g/m^3)(5000\,m^3/d)(1\,kg/10^3\,g) = 140\,kg/d$$

۶-حجم جامدات دفعی به ازای هر روز را (TSS) تعیین کنید.

الف) جامدات غیر آلی خنثی را تعیین کنید.

جامدات خنثی $= TSS - VSS = 60\,g/m^3 - 52\,g/m^3 = 8\,g/m^3$

ب) کل جامدات دفعی در هر روز را بر حسب g/m^3 تعیین کنید.

کل جامدات = جرم سلولی + مواد غیر آلی خنثی + nbVSS

$$= \frac{(62.7\,g\,VSS/m^3)}{(0.85\,g\,VSS/g\,TSS)} + 8\,g/m^3 + 20\,g/m^3 = 101.8\,g/m^3$$

ج) کل جامدات دفعی در هر روز را بر حسب kg/d تعیین کنید.

جامدات دفعی $P_X = (101.8\,g/m^3)(5000\,m^3/d)(1\,kg/10^3\,g) = 509\,kg/d$

۷- حجم تانک هوادهی تماس جامدات و زمان ماند هیدرولیکی مربوط به آن را تعیین کنید.

الف) حجم تانک هوادهی تماس جامدات را با استفاده از رابطه ۵۵-۱ تعیین کنید.

$$(X_{TSS})(V) = P_{X,TSS}(SRT)$$

$$V = \frac{P_{X,TSS}(SRT)}{X_{TSS}} = \frac{(509\,kg/d)(1.0\,d)(10^3\,g/kg)}{(2500\,g/m^3)} = 203.6\,m^3$$

ب) زمان ماند هیدرولیکی را در تانک هوادهی تماس جامدات تعیین کنید.

$$t = \frac{(203.6\,m^3)(24\,h/d)}{(5000\,m^3/d)} = 0.98\,h$$

توضیحات: بیشتر حذف BOD و اکسیژن مورد تقاضا در صافی چکنده رضایت بخش است. اکسیژن فراهم شده در لجن فعال بازای هر گرم BOD حذف شده سیستم برابر ۰/۲ است[(۲۷/۹mg/l)/(۱۳۰mg/l)] که با اطلاعات منتشر شده، همخوانی خوبی دارد. میزان برگشت جریان به زلال ساز ، به روش مشابه آنچه در بخش ۲ برای فرآیند رشد معلق نشان داده شد، تعیین می شود.

۵-۳ لجن فعال با بستر رشد ثابت

چندین نوع مواد مصنوعی بستر برای استفاده در فرآیندهای لجن فعال توسعه یافته است. این مواد بستر ممکن است بصورت معلق در مایع مخلوط لجن فعال یا بصورت ثابت در تانک هوادهی باشد. عنوان مورد استفاده برای توصیف این نوع از فرآیندها، فرآیند ترکیبی لجن فعال با فیلم ثابت است (سن و همکاران، الف۱۳۳۴ ،ب۱۳۳۴). این فرآیندها با فراهم نمودن غلظت بیومس بیشتر در تانک هوادهی باعث ارتقاء فرآیند لجن فعال می شود و بنابراین بعنوان پتانسیلی برای کاهش نیازهای اندازه حوض پیشنهاد می شود. همچنین، آنها برای بهبود سرعتهای حجمی نیتریفیکاسیون و انجام دنیتریفیکاسیون در تانک هوادهی با ایجاد مناطق انوکسیک در عمق بیوفیلم مورد استفاده می باشند. بدلیل پیچیدگی فرآیند و مسائل مربوط به فهم عملکرد و مساحت بیوفیلم، طراحی فرآیند بصورت تجربی و بر اساس نتایج طرحهای بایلوت قدیمی یا با مقیاس کامل بصورت محدود می باشد. در این قسمت، این فرآیندها معرفی و توصیف و تعدادی از ملاحظات طراحی و پارامترهای طراحی ارائه می-شود.

فرآیندهای رشد ثابت با بستر معلق داخلی

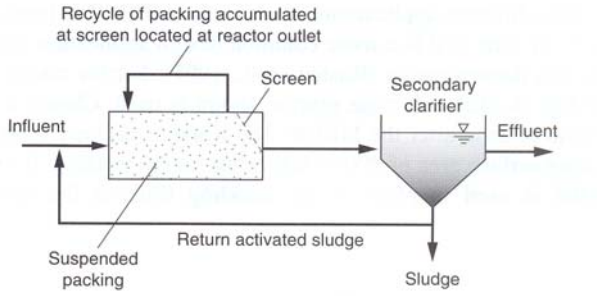
هم اکنون بیش از ۱۰ مورد و در حال آمارگیری، تغییرات مختلف فرآیندی وجود دارد که انواع مختلف مواد بستر بصورت معلق در تانک هوادهی فرآیند لجن فعال قرار دارد (شکل ۱۸-۳ را ببینید). نمونه مثالهای فرآیند تصفیه لجن فعال با بستر رشد معلق شامل «کاپتر» ، «لیمپور» و «کالدنس » می باشد.

شکل ۱۸-۳ تصویر بستر معلق در تانک هوادهی لجن فعال با اختلاط مناسب. بدون اختلاط مناسب بستر معلق در سطح راکتور تجمع می یابد.

کاپتر و لیمپور: در فرآیندهای کاپتر[1] و لیمپور[2]، لایه های اسفنجی با دانسیته ویژه حدود g/cm^3 ۰/۳۵ به شکل شناور آزاد در راکتور بیولوژیکی قرار گرفته است و توسط آشغالگیرهای خروجی نگهداری می شود (شکل ۱۳-۳ را ببینید). حجم لایه ۲۰ تا ۳۰ درصد حجم راکتور محاسبه می شود. ابعاد مواد مختلف بستر در جدول ۱۴-۳ بیان شده است. اختلاط حاصل از سیستم هوادهی دیفیوزری، لایه های اسفنجی را در سیستم به گردش در می آورد؛ اما بدون استفاده از روشهای اختلاط اضافی ممکن است در پساب خروجی نهایی حوض هوادهی تجمع یابد و در سطح معلق شود (برینک و همکاران، ۱۳۳۶؛ گولا و همکاران، ۱۳۳۴). یک برش دهنده هوا برای تمییز کردن پیوسته آشغالگیر نصب شده است و یک پمپ برای برگشت مواد بستر به انتهای ورودی راکتور استفاده می شود. جامدات از طریق زلال ساز ثانویه متداول حذف می شود و دفع لجن همانند فرآیند لجن فعال، از خط برگشت می باشد.

مزیت اصلی سیستم های بستر اسفنجی، توانایی افزایش بارگذاری در طرح موجود بدون افزایش بار جامدات زلال ساز ثانویه موجود می باشد؛ چرا که بیشتر بیومس در حوض هوادهی باقی می ماند. با این فرآیندها، مقادیر بارگذری بر حسب BOD برابر $kg/m^3.d$ ۴-۱/۵ همراه با غلظت های MLSS معادل mg/L ۵۰۰۰-۳۰۰۰ بدست آمده است (WEF، ۲۰۰۰). براساس نتایج آزمایشات در مقیاس پایلوت و مقیاس کامل که بستر اسفنجی نصب شده بود، ظاهراً نیتریفیکاسیون در مایع مخلوط رشد معلق، با SRT کمتری نسبت به لجن فعال بدون بستر داخلی انجام می شود.

[1] . Captor
[2] .Limpor



۱۳-۳ نمودار جریان متداول برای فرآیندهای لیمپور و کاپتور

جدول ۱۴-۳ مواد بستر معلق برای فرآیند لجن فعال با رشد ثابت

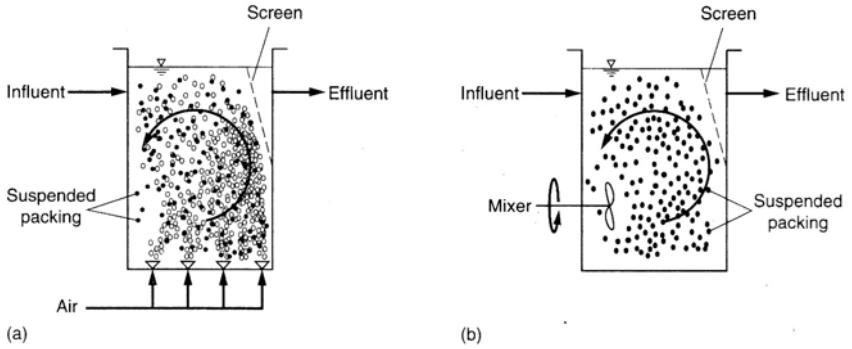
نام	مشخصات	
	مواد	ابعاد ، mm
Captor	پلی اورتان	۳۰×۲۵×۲۵
Linpor	پلی اورتان	۱۰-۱۳

کالدنس[1]: یک راکتور بیوفیلم با بستر متحرک (MBBR)[2] توسط شرکت نروژی «کالدنس میلدج تکنولوژی» توسعه پیدا نمود. فرآیند شامل اضافه کردن اجزای کوچک حامل به شکل استوانه از جنس پلی اتیلن (دانسیته مخصوص g/cm^3 ۰/۳۶) در حوضهای هوادهی یا غیر هوادهی است که به رشد بیوفیلم کمک می‌کند (شکل ۲۰-۳ را ببینید). استوانه های کوچک تقریباً ۱۰ میلی متر قطر و ۷ میلی متر ارتفاع همراه با اتصالاتی درون استوانه و باله های طولی در بیرون می باشد. حاملهای بیوفیلم با استفاده از یک صفحه سوراخدار (سوراخهای ۲۵ × ۵ میلی متر) در خروجی تانک حفظ می شود. تلاطم هوا یا اختلاط دهنده ها بنحوی بکار برده می شود که بستر بطور پیوسته در حال گردش باشد. بستر ممکن است ۲۵-۵۰ درصد حجم تانک را اشغال کند. مساحت سطح ویژه بستر تقریباً ۵۰۰ متر مربع بازای هر متر مکعب حجم بستر حجیم می باشد. MBBR به جریان لجن برگشتی یا شستشوی معکوس نیاز ندارد. زلال ساز نهایی برای جامدات ته نشینی حاصل از اسلافینگ استفاده می شود. فرآیند MBBR با کاهش بارگذاری جامدات در زلال سازهای موجود، مزیتی را برای ارتقاء طرح فراهم می کند (روستن و همکاران، ۲۰۰۰و۱۳۳۸). حضور مواد بستر باعث می‌شود از تجهیزات هوادهی حباب ریز با بازدهی بیشتر استفاده نشود؛ زیرا نیازمند تخلیه دوره ای هواده و حذف بستر برای تمیز کردن دیفیورز است.

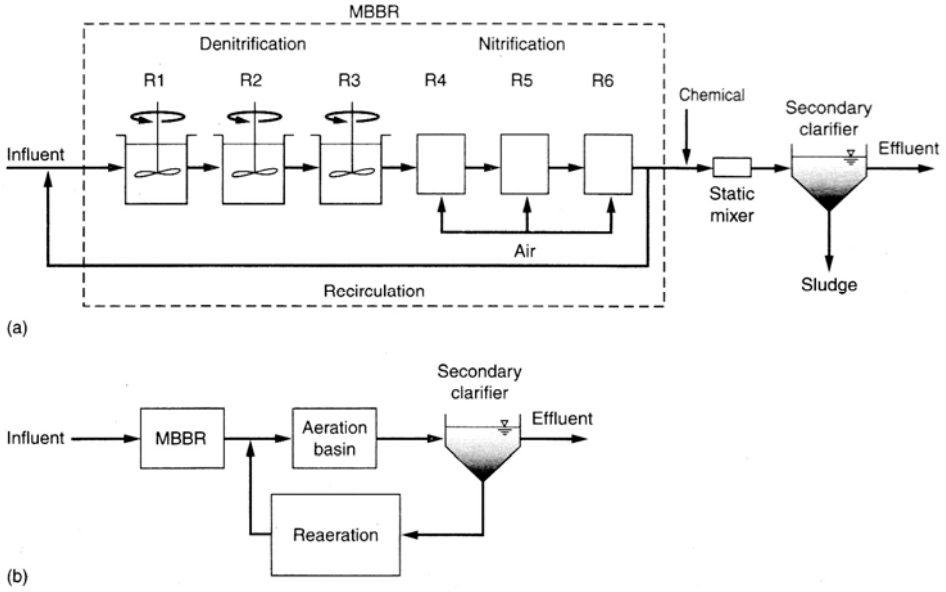
دو کاربرد مختلف MBBR بر روی شکل ۲۱-۳ بیان شده است. اولین مورد، کاربرد متداول تر طراحی برای حذف BOD ، نیتریفکاسیون و دنیتریفیکاسیون می باشد (روستن و همکاران، ۱۳۳۵).

[1] .Caldnes
[2] .moving-bed biofilm reactor

در شکل تصفیه هوازی- انوکسیک (شکل ب۲۱-۳ را ببینید)، طراحی یک راکتور ۶ مرحله ای مورد استفاده است. اضافه کردن مواد شیمیایی برای حذف فسفر بعد از MBBR انجام می شود. بستر کالدنس برای فراهم نمودن مساحت سطح ویژه بستر m^2/m^3 ۲۰۰-۴۰۰ به راکتور اضافه شده است. در کاربرد دوم، MBBR بجای صافی چکنده در فرآیند تماس جامدات استفاده شده است (شکل ب۲۱-۳ را ببینید). نمونه پارامترهای طراحی فرآیند برای راکتور بیوفیلم بستر متحرک و فرآیند (MBBR/SC) تماس جامدات / راکتور بیوفیلم بستر متحرک به ترتیب در جدول ۱۶ و ۱۵-۳ گزارش شده است.



۲۰-۳ نمونه راکتورهای مورد استفاده با مواد بستر معلق الف) هوازی ب)بی هوازی / انوکسیک با اختلاط دهنده داخلی مستغرق



شکل ۲۱-۳ نمودار جریان کلی برای کاربرد فرآیند (MBBR) تصفیه بیوراکتور با بستر متحرک الف) حذف BOD و مواد مغذی ب) فرآیند تماس جامدات که در آن فرآیند MBBR مطابق آنچه در شکل الف۱۳-۳ نشان داده شده، جایگزین صافی چکنده می‌شود.

جدول ۱۵-۳ نمونه پارامترهای طراحی فرآیندی برای راکتور بیوفیلم با بستر متحرک(MBBR)[الف]

پارامتر	واحد	محدوده مقادیر
MBBR :		
زمان ماند انوکسیک	ساعت	۱-۱/۲
زمان ماند هوازی	ساعت	۳/۵-۴/۵
سطح بیوفیلم	m^2/m^3	۲۰۰-۲۵۰
بارگذاری BOD	$Kg/m^3.d$	۱-۱/۴
مقدار بار هیدرولیکی زلال ساز ثانویه	m/h	۰/۵-۰/۸

الف. روستن و همکاران (۲۰۰۰)

توجه: $m^2/m^3 \times 0.0305 = ft^2/ft^3$

$Kg/m^3.d \times 62.4280 = lb/10^3ft^3.d$

$m/h \times 0.4030 = gal/ft^2.min$

جدول ۱۶-۳ نمونه پارامترهای بهره برداری فرآیند MBBR/SC تماس جامدات/ راکتور بیوفیلم بستر متحرک [الف]

پارامتر	واحد	محدوده مقادیر
MBBR :		
مساحت سطح بیوفیلم	m^2/m^3	۳۰۰-۳۵۰
بار آلی	$Kg\ BOD/m^3.d$	۴-۷
غلظت MLSS	mg/L	۲۵۰۰-۴۵۰۰
SC :		
SRT	روز	۲-۳
غلظت MLSS	mg/L	۱۵۰۰-۲۵۰۰
SVI	mL/g	۹۰-۱۲۰
زمان ماند	ساعت	۰/۶-۰/۸
تانک هوادهی مجدد	ساعت	۰/۶-۰/۸
MLSS	mg/L	۶۰۰۰-۸۵۰۰

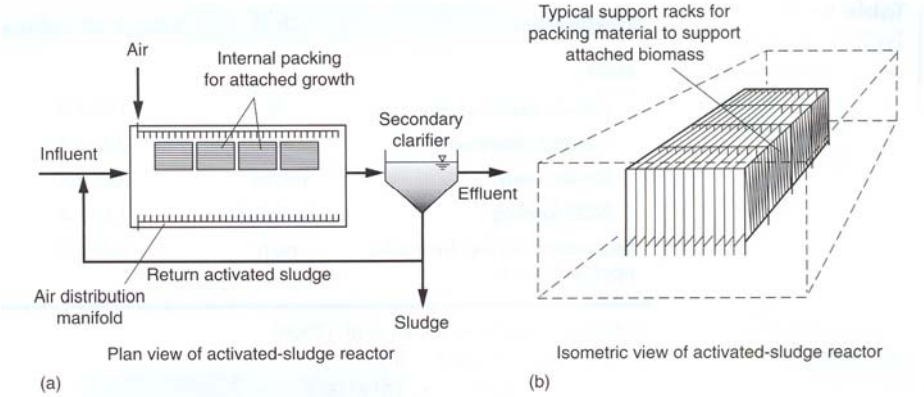
الف. روستن و همکاران (۱۳۳۸)

توجه : $m^2/m^3 \times 0.0305 = ft^2/ft^3$

$Kg/m^3.d \times 62.4280 = lb/10^3ft^3.d$

فرآیندهای رشد ثابت با بستر ثابت داخلی

هم اکنون بیش از ۶ مورد و در حال آمارگیری، تغییرات مختلف فرآیندی وجود دارد که مواد بستر ثابت در تانک هوادهی فرآیند لجن فعال قرار گرفته است. سه نمونه مثال فرآیندهای بستر ثابت شامل فرآیندهای «بیوماتریکس» و «رینگلیس» ، فرآیند Bio-2-Sludge و RBC مستغرق می باشد.



شکل ۲۲-۳ قرار گیری بستر رینگلیس در یک راکتور لجن فعال: الف) تصویر قرار گیری بستر در راکتور لجن فعال ب) تصویر سه بعدی بستر قرار گرفته در راکتور لجن فعال (شرکت رینگلیس)

رینگلیس[1]: بستر رینگلیس شامل مواد حلقوی پلی وینیل کلرید می باشد که قطر آن حدود ۵ میلی متر است. این بستر تقریباً در ۲۵ تا ۳۵ درصد حجم حوض لجن فعال قرار گرفته است که بصورت واحدهایی با لایه های مجزا و ۱۰۰-۴۰ میلی متر فاصله از کنار می باشد(شکل ۲۲-۳ را ببینید). مساحت سطح ویژه با محدوده ای از ۵۰۰-۱۲۰ متر مربع بازای هر متر مکعب حجم تانک فراهم شده است. محل قرارگیری بستر در تانک هوادهی مهم می باشد. برای فراهم کردن تماس موثر با فاضلاب، بستر باید در طول یک سمت محفظه هوادهی همراه با تجهیزات هوادهی قرار داده شود که یک مدل حرکت چرخشی را برای جریان عبوری از بستر فراهم می کند(سن و همکاران، ۱۳۳۳). هوادهی متلاطم چرخشی معمولاً بازده کمتری نسبت به هوادهی کامل پوشش کف با دیفیوزرهای حباب ریز دارد.

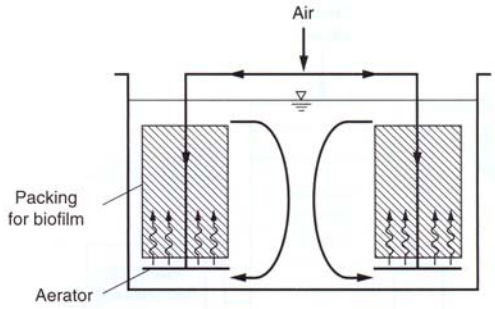
محل قرارگیری در امتداد طول تانک نیز برای بهره برداری سیستم نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون اهمیت دارد. راندال و سن (۱۳۳۶) محلی را پیشنهاد کردند که BOD کافی برای توسعه رشد بیوفیلم باقی می ماند؛ اما مقدار BOD به اندازه ای پایین است که اکسیداسیون آمونیاک در فیلم انجام می شود. هر چند آنها متوجه شدند دستیابی به سرعت بهینه مشکل می باشد؛ زیرا تغییرات بارگذاری BOD می تواند رشد بیوفیلم را در بستر و رقابت بین باکتریهای اتوتروف و هتروتروف را در مساحت

[1] .Ringlace

سطح تغییر دهد. در بعضی از کاربردها، مزایای استفاده از بستر ثابت داخلی بدلیل رشد کرمهای «بریستل» در بیوفیلم وجود ندارد.

فرآیند Bio-2-sludge: نمایی کلی از فرآیند Bio-2-sludge در شکل ۲۳-۳ توصیف شده است. یک دسته بستر PVC با مساحت سطح ۱۶۵-۳۰ m^2/m^3 و حداقل روزنه ۲۰ × ۲۰ میلی متر برای جلوگیری از گرفتگی در امتداد دیواره های تانک قرار داده می شود. سیستم دیفیوزری هوا برای ایجاد جریان چرخشی مایع مخلوط از میان بستر طراحی شده است(WEF, ۲۰۰۰).

تماس دهنده های بیولوژیکی چرخان مستغرق: واحدهای تماس دهنده بیولوژیکی چرخان در لجن فعال نصب شده است. تماس دهنده های بیولوژیکی چرخان مستغرق(SRBC) تقریباً در ۱۵ درصد حالت استغراق بهره برداری می شود (شکل ج۱۱-۳ را ببینید). واحدهای SRBC قطری به بزرگی ۵/۵ متر با مساحت سطح ۲۸۸۰۰ m^2 دارد. حرکت چرخشی با نیروی هوادهی انجام می گیرد و ممکن است بصورت مکانیکی کمک شود. بهره برداری مستغرق ، مقدار بار را بر روی شافت بستر کاهش می دهد.



شکل ۲۳-۳ تصویر کلی فرآیند Bio-2-sludge

۶-۳ فرآیندهای رشد ثابت مستغرق

فرآیندهای هوادهی رشد ثابت مستغرق شامل سه قسمت است: بستر، بیوفیلم و مایع. BOD و یا ازت آمونیاکی حذف شده از مایع در حال جریان بعد از بیوفیلم اکسید می شود. اکسیژن بوسیله هوادهی دیفیوزری بداخل بستر یا با حل شدن اولیه در فاضلاب ورودی تهیه می شود. فرآیندهای فیلم ثابت هوازی شامل راکتورهای بستر آکنده با جریان رو به پایین، راکتورهای بستر آکنده با جریان رو به بالا و راکتورهای بستر سیال با جریان رو به بالا است. نوع و اندازه بستر عامل مهمی است که بر مشخصات

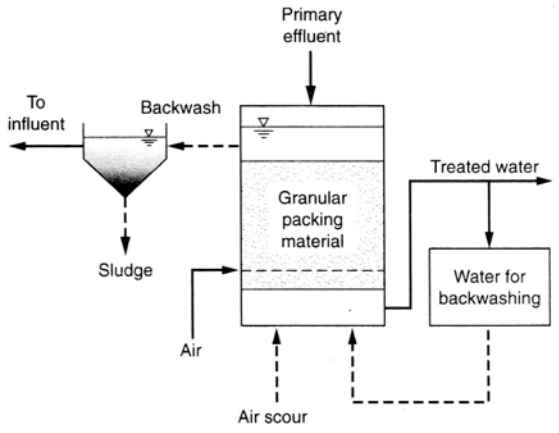
بهره برداری و عملکردی فرآیندهای رشد ثابت مستغرق تاثیر می گذارد. طراحی ها از نظر ساختار بستر آنها و جمع آوری و توزیع جریان ورودی و خروجی متفاوت است. زلال ساز در فرآیندهای رشد ثابت مستغرق هوازی استفاده نمی شود و جامدات معلق ورودی و جامدات اضافی حاصل از رشد بیومس، در سیستم به دام می افتد و باید بصورت دوره ای حذف شود. بیشتر طرح ها به یک سیستم شستشوی معکوس نیاز دارند و مشابه موردی است که در طرح صافی سازی آب برای شستشوی جامدات تجمع یافته معمولاً بصورت روزانه استفاده می شود. مزایای مهم فرآیندهای رشد ثابت مستغرق شامل نیاز به فضای نسبتاً کم، توانایی تصفیه موثر فاضلابهای رقیق، عدم مشکلات مربوط به ته نشینی لجن همانند فرآیند لجن فعال و زیباشناختی می باشد. همچنین در خیلی از فرآیندها ، فیلتراسیون جامدات برای تولید پساب با کیفیت بالا انجام می شود. این چنین سیستمهای فیلم ثابت، زمانهای ماند هیدولیکی کمتر از ۱/۵-۱ ساعت براساس حجمهای خالی تانک دارد. معایب آنها شامل یک سیستم پیچیده تر از نظر تجهیزات و کنترل، محدودیتهای اقتصادی مقیاس برای کاربرد در تاسیسات بزرگتر و معمولاً هزینه سرمایه گذاری بیشتر نسبت به تصفیه لجن فعال می باشد. انواع گسترده ای از فرآیندهای رشد ثابت مستغرق استفاده شده است. هدف از این قسمت، توصیف فرآیندهایی است که بطور معمول بیشتر استفاده می‌شود و بیان بارگذاری طراحی و توانایی عملکردی آنها می باشد. فرآیندهای توصیف شده عبارتند از: فرآیند بیوکربن با جریان رو به پایین، فرآیند بیوفر و فرآیند بیواستیر با جریان رو به بالا و راکتور هوازی بستر سیال با جریان رو به بالا.

فرآیندهای رشد ثابت مستغرق با جریان رو به پایین

فرآیند بیوکربن مثال متداولی از فرآیند رشد ثابت مستغرق با جریان رو به پایین است. بیش از ۱۰۰ مورد تاسیسات در سراسر جهان از زمان توسعه فرآیند در فرانسه در اوایل دهه ۱۳۸۰ ساخته شده است(WEF,۱۳۳۸). فرآیند همچنین تحت عنوان فیلتر هوادهی بیولوژیکی (BAF)[1] نامیده می شود(استنسل و همکاران، ۱۳۸۸). هر چند بستر کربن فعال در طرحهای اولیه استفاده می شد؛ اما در طرحهای کنونی، مواد رس نسوز به قطر ۵-۳ میلی متر استفاده می شود.

شکل ۲۴-۳ تصویر کلی یک فرآیند بیولوژیکی با جریان رو به پایین بیوکربن

[1] .biological aerated filter



جدول ۱۷-۳ بارگذاری متداول طراحی فرآیند رشد ثابت مستغرق هوازی بیوکربن[a]

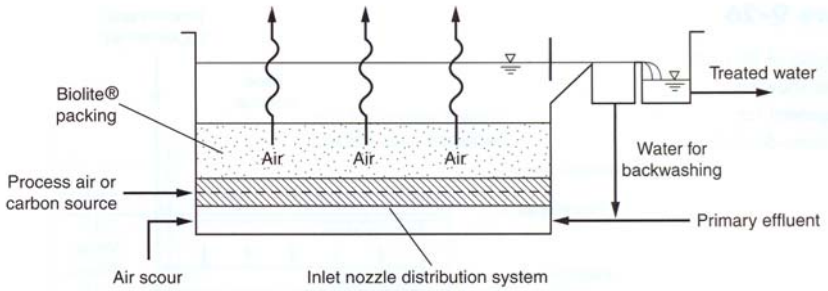
کاربرد	واحد	محدوده بارگذاری
حذف BOD	Kg BOD/m^3.d	۳/۵-۴/۵
حذف BOD و نیتریفیکاسیون ترکیبی	Kg BOD/m^3.d	۲-۲/۷۵
نیتریفیکاسیون ثالث	Kg N/m^3.d	۱/۲-۱/۵

a. مندوزا و استفنسون (۱۳۳۳) و WEF(۲۰۰۰)

توجه: Kg/m^3.d ×62.4280 = lb/10^{3}ft^3.d

محدوده دبی تاسیسات طرح حدود ۲۰۰۰-۸۰۰۰۰ m^3/d می باشد. تصویر کلی فرآیند بیوکربن در شکل ۲۴-۳ نشان داده شده است. سیستم خیلی شبیه به صافی آب طراحی شده است که همراه با اضافه کردن یک لوله هوای تقریباً ۳۰۰ میلی متری در بالای زهکش تحتانی برای عبور هوا از میان بستر می باشد. لوله هوا برای اطمینان از فراهم شدن اکسیژن در تمام سطح بستر آکنده بصورت یکنواخت در عرض بستر قرار گرفته است. بازده واقعی انتقال اکسیژن حدود ۶ - ۵ درصد می باشد که با عملکرد هوادهی دیفیوزری با حباب ریز در عمق قابل مقایسه است(استنسل و همکاران، ۱۳۸۸). شستشوی معکوس معمولاً یک مرتبه در روز و یا هنگامی که افت فشار به حدود ۱/۸ متر افزایش می یابد، انجام می گیرد. در طراحی باید به هر دو مقدار بار هیدرولیکی و بارگذاری آلی توجه شود. مقدار بار هیدرولیکی در محدوده ۲/۴-۴/۸ m^3/m^2.h برای جلوگیری از افت فشار اضافی توصیه می شود. فرآیند بیوکربن در کاربردهای هوازی برای حذف BOD تنها ، حذف BOD و نیتریفیکاسیون بصورت ترکیبی و نیتریفیکاسیون ثالث مورد استفاده است. این فرآیند همچنین برای دنیتریفیکاسیون در تمام فرآیندهای رشد ثابتی که در اینجا نشان داده شد، استفاده می شود و این کاربردها در بخش ۴ بیان شده است. بارگذاری متداول طراحی برای کاربردهای بیوکربن در جدول ۱۷-۳ ارائه شده است. در سیستم های حذف BOD و نیتریفیکاسیون بصورت ترکیبی، سرعت نیتریفیکاسیون حدود

۰/۴۵ $kg/m^3.d$ می باشد (استنسل و همکاران، ۱۳۸۸). غلظتهای بیشتر اکسیژن محلول حدود ۳-۵ mg/L برای نیتریفیکاسیون موثر توصیه می شود. برای کاربردهای حذف BOD ، غلظتهای BODوTSS خروجی معمولاً کمتر از ۱۰ mg/L است و برای نیتریفیکاسیون، غلظت های ازت آمونیاکی خروجی ممکن است در محدوده ای از ۱-۴ mg/L باشد. یک فرآیند مشابه، اما با استفاده از بستر رسی گسترده در انگلیس توسط موسسه آب تامز لندن تشکیل و نصب شده است (اسمیت و ادوارد، ۱۳۳۴).



شکل ۲۵-۳ تصویر کلی یک راکتور بیولوژیکی جریان رو به بالا بیوفر

جدول ۱۸-۳ محدوده بارگذاری پیشنهادی برای فرآیند بیوفر (پاژول و همکاران، ۱۳۳۴)

پارامتر	واحد	حذفCOD	نیتریفیکاسیون ثالث
منافذ بستر نصب شده	%		~۴۰
بارگذاری	Kg $COD/m^3.d$	۱۰-۱۲	
	Kg $N/m^3.d$		۱/۵-۱/۸
بار هیدرولیکی	$m^3/m^2.h$	۵-۶	۱۰-۱۲

توجه : $m^2/m^3 \times 0.0305 = ft^2/ft^3$
$Kg/m^3.d \times 62.4280 = lb/10^3ft^3.d$

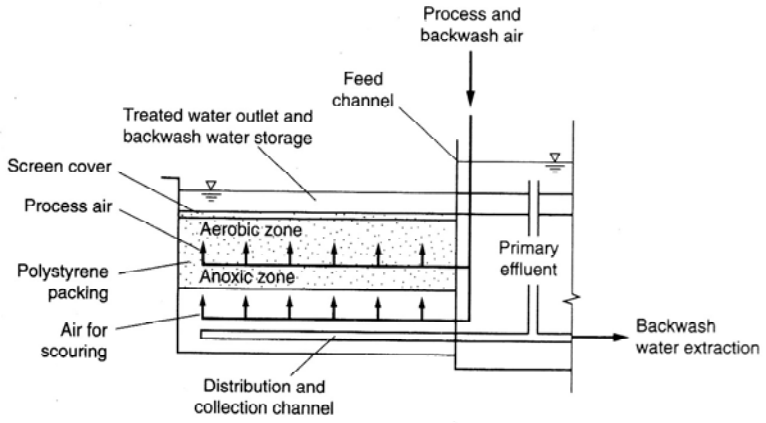
فرآیند های رشد ثابت مستغرق با جریان رو به بالا

دو فرآیند رشد ثابت مستغرق با جریان رو به بالا که بصورت موفقیت آمیزی به کار برده شده است شامل فرآیندهای بیوفر و بیواستیر می باشد. اشکال مهم این فرآیندها در ادامه توصیف شده است.

فرآیند بیوفر[1]: فرآیند بیوفر یک فرآیند رشد ثابت هوازی مستغرق با جریان رو به بالا است (شکل ۲۵-۳ را ببینید) که در بیش از ۱۰۰ مورد از تاسیسات در اروپا و امریکای شمالی استفاده شده است (نیناسی و همکاران، ۱۳۳۸). راکتور جریان رو به بالا دارای عمق متداول بستر ۳ متر می باشد. اما عمق بستر در طراحی ها در محدوده ای از ۴-۲ متر مورد استفاده است (پاژول و همکاران، ۱۳۳۴).

[1] .Biofor

بستر تحت عنوان «بیولیت» از مواد رسی گسترده با دانسیته بزرگتر از ۱ و اندازه ۴-۲ میلی متر می باشد. نازلهای ورودی، فاضلاب ورودی را از بالا در میان بستر توزیع می کند و یک لوله هوا (سیستم oxazur)، هوای مورد نیاز فرآیند را در عرض سطح بستر فراهم می کند. شستشوی معکوس معمولاً یکبار در روز با سرعت شستشوی آب m/h ۳۰-۱۰ برای انبساط بستر انجام می شود(لازاروا و همکاران، ۲۰۰۰). آشغالگیر دهانه ریز فاضلاب برای حفاظت نازلهای ورودی مورد نیاز می باشد. فرآیند بیوفر برای حذف BOD و نیتریفیکاسیون، نیتریفیکاسیون ثالث و دنیتریفیکاسیون بکار برده شده است. محدودیتهای بهره برداری توصیه شده برای فرآیند بیوفر در جدول ۱۸-۳ نشان داده شده است. مقادیر بارگذاری با آنچه در فرآیند بیوکربن استفاده شد، مشابه می باشد. مطالعه ۱۲ طرح بوسیله کانلر و پرت (۱۳۳۴) نتایج عملکردی تصفیه مشابهی را برای حذف COD نشان داد که بصورت تابعی از مقدار بار هیدرولیکی و بارگذاری COD برای هر دو سیستم بیوفر و بیوکربن می باشد.



شکل ۲۶-۳ شکل کلی یک فرآیند بیواستیر نشان دهنده ترتیب قرارگیری فرآیند نیتریفیکاسیون

فرآیند بیواستیر[1]: فرآیند بیواستیر یک فرآیند با جریان رو به بالا می باشد که در دانمارک توسعه یافته است و از دانه های پلی استیرن ۴-۲ میلی متری استفاده می شود که چگالی مخصوص آن کمتر از آب است. منافذ بستر نصب شده تقریباً ۴۰ درصد است و سطح ویژه ای حدود $۴۰۰\ m^2/m^3$ برای رشد بیوفیلم فراهم می کند. عمق بستر محدوده ای از ۳ تا ۱/۵ متر دارد. تصویر کلی یک فرآیند بیواستیر در شکل ۲۶-۳ نشان داده شده است. بستر را می توان با فراهم کردن هوا در کف، بطور کاملاً هوازی و یا یک بستر انوکسیک/ هوازی با تهیه هوا در سطح میانی بهره برداری کرد. پساب خروجی نیتریفایر شده برای بهره برداری هوازی/ انوکسیک برگشت داده می شود. بستر معلق بوسیله

[1] .Biostyr

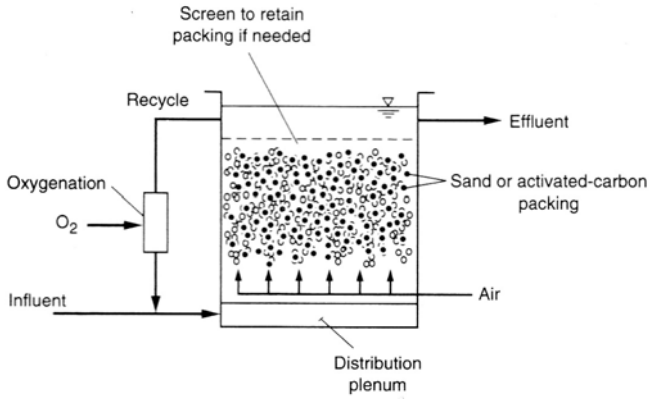
صفحات نازل نگه داشته می شود و همزمان با جریان رو به بالای فاضلاب فشرده می شود تا فیلتراسیون انجام گیرد. آب شستشوی معکوس در بالای بستر تصفیه ذخیره شده است. آب تصفیه شده با سرعت خیلی زیاد در حین چرخه شستشوی معکوس به سمت پایین حرکت می کند که باعث انبساط بستر فشرده شده اولیه به سمت پایین می شود. جامدات در بخش پایین راکتور باقی می ماند و بیومس اضافی تولید شده بر روی بستر به داخل تانک جمع آوری شستشوی معکوس شسته می شود. روش معمول شستشوی معکوس شامل مراحل شستشوی مکرر (رسوب زدایی با آب) و پاک کردن با هوا می باشد. معمولاً چهار فاز آبی و سه فاز هوا مورد استفاده است(هولبروک و همکاران، ۱۳۳۸؛ بورگارد، ۱۳۳۷).

فرآیند بیواستیر برای حذف BOD تنها، حذف ترکیبی BOD همراه با نیتریفیکاسیون، نیتریفیکاسیون ثالث و دنیتریفیکاسیون نهایی مورد استفاده می باشد. نمونه بارگذاریهای ممکن برای انواع مختلف تصفیه با فرآیند بیواستیر در جدول ۱۳-۳ ارائه شده است(لی تالک و همکاران، ۱۳۳۷؛ بورگارد، ۱۳۳۷؛ پایرادیو و همکاران، ۲۰۰۰). مقادیر بار آلی در محدوده مشابه با فرآیندهای بیوفر و بیوکربن می باشد. در انجام آزمایش نیتریفیکاسیون توسط پایرادیو و همکارانش (۲۰۰۰) بیان شد بار نیتریفیکاسیون بیشتری برای نیتریفیکاسیون ثالث امکان پذیر است. در مقدار بارگذاری $kg\ N/m^3.d$ ۱/۸-۱/۵ اکسیداسیون نیتروژن ۸۵-۳۰ درصد نشان داده شد. عملکرد پساب خروجی تعدادی از تاسیسات با مقیاس کامل توسط بورگارد (۱۳۳۷) داده شده است؛ اما بارگذاری فرآیند مشخص نشده بود. غلظت های متوسط BOD , TSS و آمونیاک پساب خروجی به ترتیب ۷ ، ۱۱ و $1/8\ mg/L$ برای بهره برداری طولانی مدت نشان داده شد.

جدول ۱۳-۳ بارگذاری متداول طراحی برای فرآیند بیواستیر

کاربرد	واحد	مقدار
BOD تنها	$Kg\ COD/m^3.d$	۸-۱۰
حذف BOD و نیتریفیکاسیون	$Kg\ COD/m^3.d$	۴-۵
نیتریفیکاسیون ثالث	$Kg\ N/m^3.d$	۱-۱/۷

توجه : $Kg/m^3.d \times 62.4280 = lb/10^3ft^3.d$



شکل ۲۷-۳ شکل کلی راکتور بیولوژیکی بستر سیال (FBBR)

بیوراکتورهای بستر سیال (FBBR)

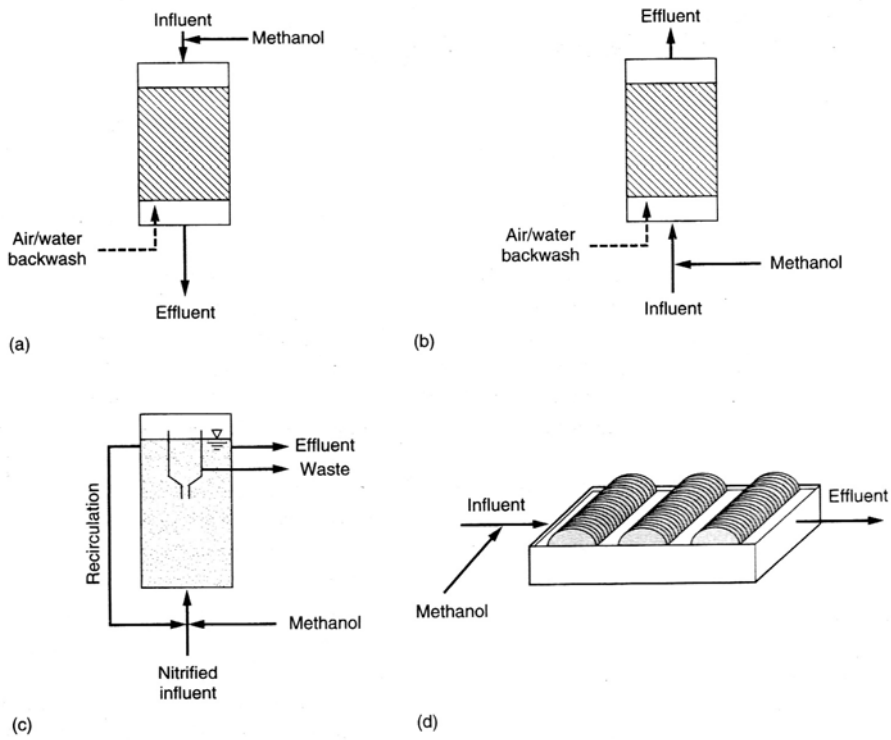
فاضلاب با جریان رو به بالا در بیوراکتورهای بستر سیال[1] به یک بستر کربن فعال یا ماسه ۰/۵-۰/۴ میلی متری وارد می شود. عمق بستر در محدوده بین ۴-۳ متر است. مساحت سطح ویژه حدود m^2 ۱۰۰۰ بازای هر متر مکعب از حجم تانک می باشد که از سایر بسترهای فیلم ثابت بیشتر است. سرعتهای جریان رو به بالا m/h ۳۶-۳۰ است. چرخش مجدد پساب ضروری می باشد تا سرعت سیال در محدوده زمانهای ماند لازم تصفیه فراهم شود. زمان ماند هیدرولیکی سیستم FBBR حدود ۲۰-۵ دقیقه است. همزمان با افزایش اندازه بیوفیلم ، بستر سبک تر می شود و بیوفیلم در بالای بستر ، در جایی که بصورت دوره ای حذف و متلاطم می‌شود، تجمع می یابد و جامدات اضافی حذف می‌شود. نمودار کلی یک سیستم FBBR در شکل ۲۷-۳ نشان داده شده است. برای حل شدن اولیه اکسیژن در کاربردهای هوازی، پساب خروجی برگشت داده شده از میان یک تانک اکسیژن زنی عبور داده می شود. با اضافه کردن هوا به راکتور بستر سیال، مواد بستر به پساب خروجی تخلیه می شود. سیستم FBBR در تصفیه فاضلاب شهری، عمدتاً برای دنیتریفیکاسیون نهایی استفاده می شود(قسمت ۷-۳ را ببینید). کاربردهای بی هوازی سیستم FBBR در بخش ۴ بیان شده است. سیستم FBBR هوازی بصورت دوره ای برای تصفیه آب زیر زمینی آلوده شده با مواد آلی خطرناک مورد استفاده می باشد. در این کاربردها، کربن فعال بعنوان بستر استفاده می شود و هر دو عمل تجزیه بیولوژیکی و جذب سطحی کربن را فراهم می‌کند (ساتون و میشرا، ۱۳۳۴). مزایای اصلی تکنولوژی FBBR در این کاربرد عبارتند از: ۱) این فرآیند SRT خیلی طولانی را برای میکروارگانیسم های ضروری در تجزیه ترکیبات سمی و باز دارنده فراهم می کند ۲) بارهای ناشی از شوک یا ترکیبات سمی غیر قابل تجزیه بیولوژیکی را می توان به داخل کربن فعال جذب نمود ۳) پساب خروجی با کیفیت بالا از نظر

[1] .Fluidized-bed bioreactors

غلظت COD وTSS تولید می شود ۴) روش تزریق اکسیژن از رها شدن و انتشار ترکیبات آلی سمی به هوا جلوگیری می کند ۵) بهره برداری سیستم ساده و قابل اعتماد است.

۳-۷ فرآیندهای دنیتریفیکاسیون رشد ثابت

فرآیندهای دنیتریفیکاسیون بیولوژیکی در ادامه فرآیندهای تصفیه ثانویه نیتریفیکاسیون برای کاهش نیترات / نیتریت تولیدی بکار برده می شود. معمولاً یک منبع کربن خارجی برای فراهم کردن دهنده الکترون اضافه می شود که با استفاده نیترات و نیتریت بصورت بیولوژیکی، اکسید می‌شود. هر دو فرآیند رشد معلق و رشد ثابت با موفقیت برای دنیتریفیکاسیون انوکسیک نهایی استفاده شده است. فرآیندهای رشد معلق دنیتریفیکاسیون در قسمت ۵-۲ بخش ۲ بحث شد. انواع مختلف فرآیندهای رشد ثابت انوکسیک نهایی که بر روی شکل ۲۸-۳ بیان شده است شامل ۱) راکتورهای بستر آکنده با جریان رو به بالا و رو به پایین ۲) راکتورهای بستر سیال با جریان رو به بالا و ۳) تماس دهنده های بیولوژیکی چرخان مستغرق. همه فرآیندها نیازمند اضافه کردن کربن بصورت متانول به پساب ورودی می باشد. نسبت مقدار متانول به نیترات حدود ۳/۵-۳ کیلوگرم متانول بازای هر کیلوگرم نیترات است. طرحهای متداول فیزیکی سیستم های بیواستیر، بیوفر با جریان رو به بالا و بیوکربن با جریان رو به پایین در قسمت ۶-۳ توضیح داده شد. مقادیر بارگذاری ویژه طراحی که برای سیستم های مختلف دنیتریفیکاسیون انوکسیک نهایی رشد ثابت مورد استفاده است، در این قسمت بحث و بررسی شده است. همچنین فرآیندهای دنیتریفیکاسیون انوکسیک نهایی رشد ثابت مورد توجه قرار گرفته است.



شکل ۲۸-۳ فرآیندهای دنیتریفیکاسیون رشد ثابت انوکسیک نهایی: الف) راکتور بستر آکنده با جریان رو به پایین ب) راکتور بستر آکنده با جریان رو به بالا ج) راکتور دنیتریفیکاسیون با بستر سیال د) تماس دهنده بیولوژیکی چرخان مستغرق.

جدول ۲۰-۳ ضوابط متداول طراحی برای صافیهای دنیتریفیکاسیون با جریان رو به پایین[a]

پارامتر	واحد	مقدار	
		محدوده	متوسط
دانه بندی :			
نوع		ماسه	ماسه
اندازه موثر	میلی متر	۱/۸-۶	۴
کرویت	بدون واحد	۰/۳-۰/۸	۰/۸۲
جرم مخصوص	بدون واحد	۲/۵-۲/۷	۲/۶
عمق	متر	۱/۲-۱/۸	۱/۶
مقدار بار هیدرولیکی :			
۲۰°C	$m^3/m^2.d$	۶۰-۱۲۰	۱۰۰
۱۰°C	$m^3/m^2.d$	۳۰-۹۰	۸۰
بارگذاری نیترات :			
۲۰°C	$Kg/m^3.d$	۱/۴-۱/۸	۱/۶
۱۰°C	$Kg/m^3.d$	۰/۸-۱/۲	۱

زمان تماس بستر خالی	دقیقه	۳۰-۲۰	۲۰
نسبت متانول به $N-N0_3$	بدون واحد	۳/۵-۳	۳/۲
پاک کردن با هوا قبل از			
شستشوی معکوس :			
سرعت جریان	$m^3/m^2.min$	۱/۶-۱/۲	۱/۵
زمان	ثانیه	۴۰-۲۰	۳۰
شستشوی معکوس :			
سرعت جریان هوا	$m^3/m^2.h$	۱۲۰-۹۰	۱۱۰
سرعت جریان آب	$m^3/m^2.h$	۲۵-۱۵	۲۰
زمان	دقیقه	۲۰-۱۰	۱۵
توالی	تعداد در روز	۱	۱
شستشو با آب (ضربه) :			
سرعت جریان	$m^3/m^2.d$	۱۴-۱۰	۱۲
زمان	دقیقه	۵-۳	۴
توالی	تعداد در روز	۱۲	۱۲

a.(۱۹۹۳)U.S.EPA و بیلی و همکاران (۱۹۹۸)

توجه : $m^3/m^2.d \times 24.5424 = gal/ft^2.d$

$Kg/m^3.d \times 62.4280 = lb/10^3ft^3.d$

فرآیندهای دنیتریفیکاسیون انوکسیک نهایی با بستر آکنده و جریان رو به پایین

صافیهای دنیتریفیکاسیون بستر آکنده با جریان رو به پایین (شکل الف۲۸-۳ را ببینید) صافیهایی با بستر عمیق می باشد [(فوت ۶/۵-۴)۲-۱/۲ متر] که در تاسیسات زیادی برای حذف نیترات بروش انوکسیک نهایی (U.S.EPA, ۱۳۳۳) استفاده می شود. صافی دنیتریفیکاسیون که بیشتر مورد استفاده است، یک فرآیند انحصاری تکنولوژی TETRA می باشد. صافیها حذف جامدات معلق و دنیتریفیکاسیون را با رشد میکروبی بر روی بستر صافی فراهم می کند. ضوابط متداول طراحی در جدول ۲۰-۳ گزارش شده است. مواد تشکیل دهنده بستر از ماسه می باشد و اندازه انتخاب شده به قدری کوچک است که فیلتراسیون موثر و مساحت سطح کافی را برای رشد میکروبی تامین می‌کند؛ اما برای جمع کردن جامدات به دام افتاده و رشد میکروبی بدون افت فشار اضافی به اندازه کافی بزرگ است. در مقادیر بار هیدرولیکی $m^3/m^2.d$ ۱۰۰-۸۰ (جدول ۲۰-۳) ، بطور معمول غلظت TSS پساب خروجی کمتر از mg/L ۵ بدست می آید. با کنترل مناسب غلظت متانول ، غلظت کل نیتروژن mg/L ۳-۱ در پساب خروجی امکان پذیر است. مقادیر بیش از حد متانول منجر به تولید بو می‌شود که به دلیل احیاء بیولوژیکی سولفات در صافی است.

افت فشار در حین بهره برداری صافی دنیتریفیکاسیون، فوراً بدلیل تجمع جامدات (ناشی از فیلتراسیون)، رشد بیومس و تجمع گاز نیتروژن ناشی از دنیتریفیکاسیون افزایش می یابد. صافی بصورت دوره ای با یک موج جریان هیدرولیکی تحت ضربه قرار می گیرد و گاز نیتروژن حذف و

شستشوی معکوس برای حذف جامدات انجام می‌شود. شستشو دادن تنها با آب در سرعت ۱۲ m/h با زمان حدود ۵-۳ دقیقه برای ایجاد ضربه استفاه می‌شود تا گاز نیتروژن تجمع یافته رها شود. توالی ضربه یکبار در هر ۴-۲ ساعت متغیر است. شستشوی معکوس با آب و هوا با توجه به افت فشار و تجمع جامدات هر ۴۸-۲۴ ساعت مورد نیاز است. ظرفیت ذخیره جامدات قبل از اینکه افت فشار زیادی بوجود آید، تقریباً ۴ $kgTSS/m^3$ برآورد می شود. شستشوی معکوس معمولاً شامل پاک کردن با هوا می باشد که بوسیله شستشوی معکوس با آب و هوا ادامه داده می شود.

مثال ۳-۳۳ طراحی صافی دنتیریفیکاسیون: ویژگیهای جریان و پساب خروجی ثانویه ورودی به صافی های دنیتریفیکاسیون انوکسیک نهایی در زیر داده شده است، پارامترهای طراحی زیر را برای دستیابی به غلظت های TSS ونیترات خروجی به ترتیب کمتر از ۵ و ۲ mg/L تعیین کنید. مقادیر متداول داده شده در جدول ۲۰-۳ را برای طراحی فرآیند استفاده کنید.

پارامترهای طراحی که باید تعیین شود:

۱- ابعاد صافی
۲- سرعت آب شستشوی معکوس
۳- سرعت هوای شستشوی معکوس
۴- سرعت ضربه آب شستشوی معکوس جهت رها شدن نیتروژن
۵- نیازهای متانول
۶- تولید جامدات

مشخصات فاضلاب:

پارامتر	واحد	مقدار
دبی	m^3/d	۸۰۰۰
TSS	g/m^3	۲۰
نیترات	g/m^3	۲۵
دما	$^\circ C$	۱۵

توجه: $g/m^3 = mg/l$

فرضیات و پارامترهای بهره برداری:

۱- توالی دوره شستشوی معکوس= یکبار در روز
۲- میزان جریان شستشوی معکوس با آب = ۲۰ $m^3/m^2.h$ (جدول ۲۰-۳ را ببنید.)
۳- سرعت شستشوی معکوس با هوا = ۱۱۰ $m^3/m^2.h$ (جدول ۲۰-۳ را ببنید.)
۴- توالی ضربه شستشو با آب = یکبار بازای هر دو ساعت
۵- یک صافی بعنوان ذخیره مورد نیاز می باشد.
۶- بازده سنتز با متانول = ۰/۱۸ g VSS/g COD
۷- VSS/TSS=۰/۸۵

راه حل:

۱- ابعاد صافی دنیتریفیکاسیون را تعیین کنید.

الف) اندازه صافی را بر اساس مقدار بار نیتروژن تعیین کنید.

NH_3-N حذف $= \left[(25.0-2.0)g/m^3\right](8000m^3/d)(1kg/10^3g) = 184kg/d$

از جدول ۲۰-۳ ، مقدار بارگذاری نیترات در دمای ۱۵°C ، ۱/۳kg/m^3.d و عمق ۱/۶ متر را انتخاب کنید.

$$\text{حجم} = \frac{(184kg/d)}{(1.3kg/m^3.d)} = 141.5m^3$$

$$\text{سطح} = \frac{V}{D} = 141.5m^3/1.6m = 88.4m^2$$

ب) اندازه صافی را بر اساس مقدار پایه بار هیدولیکی صافی تعیین کنید.

از جدول ۲۰-۳ ، مقدار بار هیدرولیکی ۳۰ m^3/m^2.d را انتخاب کنید.

سطح صافی $= (8000m^3/d)/(90m^3/m^2.d) = 88.9m^2$

بنابراین اندازه صافی بوسیله مقدار بار هیدرولیکی کنترل می شود.

فرض کنید ۵ عدد صافی که یکی بعنوان ذخیره مورد استفاده می باشد، نصب شده است. استفاده از صافیها باید بصورتی چرخشی باشد؛ بطوریکه بیوفیلم فعال در تمام صافی ها حفظ شود.

$$\text{سطح هر صافی} = \frac{88.9m^2}{4} = 22.2m^2$$

از یک ساختار مربع شکل استفاده کنید.

ابعاد صافی $= 4.7 \times 4.7 \times 1.6m$

۲- دبی جریان شستشوی معکوس با آب و هوا و درصد آب تولیدی مورد استفاده برای آب شستشوی معکوس را تعیین کنید.

الف) دبی جریان هوای شستشوی معکوس را در مقدار بار هیدرولیکی ۱۱۰ m^3/m^2.h تعیین کنید.

دبی جریان هوا $= (110m^3/m^2.h)(22.2m^2/filter) = 2442m^3/h$

ب) دبی جریان آب شستشوی معکوس را در مقدار بار شستشوی معکوس با آب ۲۰ m^3/m^2.h تعیین کنید.

دبی جریان آب $= (20m^3/m^2.h)(22.2m^2/filter) = 444m^3/h = 7.4m^3/\min$

ج) حجم آب شستشوی معکوس را برای یک بار شستشو بازای هر ۲۴ ساعت برای هر صافی در یک دوره ۱۵دقیقه تعیین کنید(جدول ۲۰-۳)

حجم آب شستشوی معکوس $= (7.4m^3/\min)(15\min/filter)(4filters) = 444m^3/d$

د) درصد آب تولیدی مورد استفاده بعنوان آب شستشوی معکوس را تعیین کنید.

$(444m^3/d)/(8000m^3/d) = 0.0555 = 5.6\%$

۳- حجم آب مورد استفاده برای شستشوی (ضربه) صافیها را تعیین کنید که یکبار ضربه در هر دو ساعت با زمان ۳ دقیقه در هر ضربه و میزان جریان m/d ۱۲ است.

$$\text{حجم آب} = (88.9m^2)(12m/d)(3\min/bump)(1bump/2h.filter)(24h/d)(1h/60\min)$$

$$= 640m^3/d$$

درصد آب تولیدی مورد استفاده در ضربه زدن برای رها شدن نیتروژن:

$$= (640m3/d)/(8000m3/d) = 0.08 = 8.0\%$$

۴- کل آب تولیدی مورد استفاده = ۸ +۵/۶ = ۱۳/۶ ٪

سرعت واقعی فیلتراسیون مورد نیاز شامل آب تولیدی مورد استفاده برای شستشوی معکوس و ضربه زدن:

$$(90m^3/m^2.d)(1.136) = 102m^3/m^2.d$$

توجه: تکرار محاسبه می تواند برای شکل گیری سرعت واقعی فیلتراسیون نزدیک به ۳d.m^3/m^2 0 با استفاده از سرعت کمتر در مرحله ۱ انجام شود.

۵-نیازمندیهای متانول (CH_3OH):

حذف نیترات = ۱۸۴ kg/d

از ۳/۲ کیلو گرم متانول بازای هر کیلو گرم حذف نیترات استفاده کنید(جدول ۲۰-۳ را ببینید).

$$\text{متانول} = (3.2kg/kg)(184kg/d) = 588.8kg/d$$

۶- جامدات تولیدی را تعیین کنید.

بیومس تولیدی + جامدات صاف شده = جامدات

از TSS خروجی = ۵mg.l (g/m^3) استفاده کنید (مقدار داده شده).

$$\text{جامدات صافی} = \left[(20-5)g/m^3\right](8000m^3/d)(1kg/10^3g) = 120kg/d$$

بیومس تولیدی:

بر اساس موازنه استوکیومتری برای اکسیداسیون متانول ، ۱/۵ گرم COD بازای هر گرم متانول وجود دارد ($CH_3OH + 1.5O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_20$).

$$\text{جرم سلولی} = \left(\frac{0.18gVSS}{gCOD}\right)\left(\frac{1.5gCOD}{gCH_3OH}\right)\left(\frac{588.8kg}{d}\right) = 159kgVSS/d$$

$$TSS = (159kgVSS/d)/(0.85gVSS/gTSS) = 187.1kgTSS/d$$

$$\text{کل جامدات} = (120kg/d + 187.1kg/d = 307.1kg/966d$$

ذخیره جامدات با فرض یکبار شستشو در روز:

$$\text{حجم صافی} = (222.2m^2)(1.6)(1backwash/d) = 36m^3/filter.d$$

$$\text{ذخیره جامدات} = \left(\frac{307.1kg}{d}\right)\left(\frac{1}{4filters}\right)\left[\frac{filter}{(36m^3/d}\right] = 2.1kgTSS/m^3$$

تفسیر: بدلیل اینکه مقدار جامدات ذخیره شده کمتر از $4\ kg\ TSS/m^3$ مناسب است، شستشوی معکوس ممکن است تنها یکبار بازای هر دو روز مورد نیاز باشد. اگر چه برای حفظ بهداشت صافی، شستشوی معکوس یکبار در روز توصیه می شود.

فرآیند بیوکربن بستر آکنده با جریان رو به پایین همانطور که در قسمت ۶-۳ توصیف شد ، در مقیاس پایلوت برای حذف نیتروژن به اثبات رسیده است. در مقدار بارگذاری نیترات $4\ kg\ NO_3\text{-}N/m^3.d$ و دمای ۱۰-۱۲°C غلظت کل نیتروژن پساب خروجی کمتر از ۸mg/l بروش انوکسیک نهایی بدست آمد (جانسن و جپسون، ۱۳۳۳). اندازه موثر مواد بستر ۶-۴ میلی متر و عمق بستر ۲ متر بود. ضربه زدن برای گاز نیتروژن برای این سیستم توصیه نمی‌شد.

جدول ۲۱-۳ ضوابط طراحی راکتورهای بستر سیال با جریان رو به بالا برای دنیتریفیکاسیون برروش انوکسیک نهایی[a]

پارامتر	واحد	مقدار	
		محدوده	متوسط
دانه بندی :			
نوع		ماسه	ماسه
اندازه موثر	میلی متر	۰/۳-۰/۵	۰/۴
کرویت	بدون واحد	۰/۳-۰/۸	۰/۸-۰/۸۵
ضریب یکنواختی	بدون واحد	۱/۲۵-۱/۵	≤۱/۴
جرم مخصوص	بدون واحد	۲/۴-۲/۶	۲/۶
عمق	متر	۱/۵-۲	۲
انبساط بستر	%	۷۵-۱۵۰	۱۰۰
سرعت جریان رو به بالا	m/min	۰/۶-۰/۷	۰/۶
مقدار بار هیدرولیکی	$m^3/m^2.d$	۴۰۰-۶۰۰	۵۰۰
نسبت برگشت	بدون واحد	۲:۱-۵:۱	۲:۱-۵:۱
بارگذاری نیترات :			
۲۰°C	$Kg/m^3.d$	۲-۴	۳
۱۰°C	$Kg/m^3.d$	۳-۶	۵
زمان تماس بستر خالی	دقیقه	۱۰-۲۰	۱۵
نسبت متانول به $N\text{-}N0_3$	بدون واحد	۳-۳/۵	۳/۲

a. U.S.EPA(۱۹۹۳) ؛ سادیک و همکاران ، ۱۹۹۴و۱۹۹۶ .
توجه : $m^3/m^2.d \times 24.5424 = gal/ft^2.d$
$Kg/m^3.d \times 62.4280 = lb/10^3ft^3.d$

راکتورهای بستر آکنده با جریان رو به بالا برای دنیتریفیکاسیون انوکسیک نهایی[1]

همانطور که در شکل ۲۸-۳ب بیان شد، راکتورهای بستر آکنده با جریان رو به بالا برای دنیتریفیکاسیون انوکسیک نهایی در هر دو فرآیند بیوفر و بیواستیر به اثبات رسیده است. بستر مورد استفاده در این فرآیندها همانطور که قبلاً بیان شد، دانه های ۵-۲ میلی متری پلی استیرن به عمق ۲ متر برای فرآیند بیواستیر (جپسون و جانسون، ۱۳۳۳) و مواد رسی گسترده (بیولیت)۴-۲ میلی متر به عمق ۲ متر برای فرآیند بیوفر می باشد(ایسوی و همکاران، ۱۳۳۸). مقادیر بارگذاری نیترات گزارش شده در این فرآیندها برای دستیابی به غلظت ازت نیتراته کمتر از ۵ mg/L در پساب خروجی برابر ۳-۴ kg NO_3-N/m^3.d است (بورگارد، ۱۳۳۷؛ پاژول و همکاران، ۱۳۳۴) که با فرض تامین مقدار کافی دهنده الکترون می باشد. مقادیر بار هیدرولیکی بیشتر تا ۳۳۰ m^3/m^2.d برای این فرآیندها ادعا شده است. هیچ گونه ضربه شستشوی معکوس برای آزاد شدن نیتروژن در حین شستشوی معکوس در مقایسه صافی انحصاری Tetra انجام نمی شود.

راکتورهای بستر سیال برای دنیتریفیکاسیون انوکسیک نهایی

در راکتور بستر سیال(FBR) ، جریان رو به بالا در راکتور حاوی ماسه یا سایر مواد مناسب بستر دارای سرعت کافی برای شناور کردن و گسترده کردن ذرات ماسه با بیوفیلم است(شکل ج۲۸-۳ را ببینید). اختلاط شدید باعث فراهم شدن انتقال جرم مناسب می‌شود و تشکیل بیوفیلم متراکم منجر به غلظت بیومس راکتور معادل ۳۰-۲۰ g/L برای کاربردهای دنیتریفیکاسیون نهایی می شود(۱۹۹۳ ,U.S.EPA).

ضوابط طراحی راکتورهای بستر سیال دنیتریفیکاسیون انوکسیک نهایی در جدول ۲۱-۳ خلاصه شده است. نسبتهای ۱ : ۵ تا ۱ : ۲ برگشت مجدد پساب در حفظ سرعت مایع جریان رو به بالا برای شناور ماندن ماسه مورد استفاده است. بارگذاری حجمی ازت نیتراته متناسب با دما ۶-۲ kg/m^3.d برای عملی شدن کاربردهای دنتیریفیکاسیون نشان داده شده است. زمانهای ماند مایع بستر خالی تنها ۲۰-۱۰ دقیقه می باشد و غلظتهای ازت نیتراته خروجی ۴-۲ mg/l در هنگام تصفیه فاضلابهای نیتریفایر شده شهری قابل دستیابی است(سادیک و همکاران، ۱۳۳۶). سیستم های FBR بدون نیاز به فیلتراسیون یا زلال سازی پساب خروجی بهره برداری می شود. بستر ماسه ای به بالای راکتور انتقال داده می شود و از میان یک نیروی برشی زیاد برای جدا شدن بیومس از ماسه عبور می کند. مواد بستر تمیز شده به سیستم FBR برگشت داده می شود. بستر با بیوفیلم ضخیم تر به بالای بستر حرکت می کند که بدلیل دانسیته کلی کمتر ذرات ناشی از رشد بیوفیلم است. بیومس اضافی برای کنترل عمق لایه بستر از بالای بستر حذف می شود. تکنیک های مختلف جداسازی شامل آشغالگیر همراه با شستشو دهنده های اسپری، سیکلونهای خارجی و جدا کننده های هیدرولیکی برای جداسازی بیومس کنده شده از مواد بستر مورد استفاده می باشد(U.S.EPA, ۱۹۹۳). در یک

[1] .upflow packed-bed postanoxic denitrification reactors

سیستم که بطور مناسب طراحی و بهره برداری شده است، غلظت TSS خروجی حدود mg/L ۲۰-۱۵ می‌باشد. سیستم چند شاخه ای ورودی نیز یک عنصر اصلی طراحی فیزیکی سیستم FBR است. شیر چند شاخه باید برای توزیع یکنواخت جریان در عرض بستر سیال طراحی شود.
طرح تصفیه فاضلاب رن اسپارک اولین تاسیسات FBR با مقیاس کامل برای دنیتریفیکاسیون بروش انوکسیک نهایی بود که شروع بهره برداری آن در اوایل دهه ۱۳۸۰ می باشد.

جدول ۲۲-۳ مقادیر دنیتریفیکاسیون بروش انوکسیک نهایی در سیستم RBC مستغرق (WEF,۱۹۹۸)

غلظت نیترات خروجی ، mg/L	سرعت دنیتریفیکاسیون ویژه مرتبط با سطح بستر ، $kg\ NO_3\text{-}N/10^3m^2.d$
۱	۰/۴
۶	۳/۲۵

توجه : $Kg/10^3m^2.d \times 0.2048 = lb/10^3ft^2.d$

تماس دهنده های بیولوژیکی چرخان مستغرق

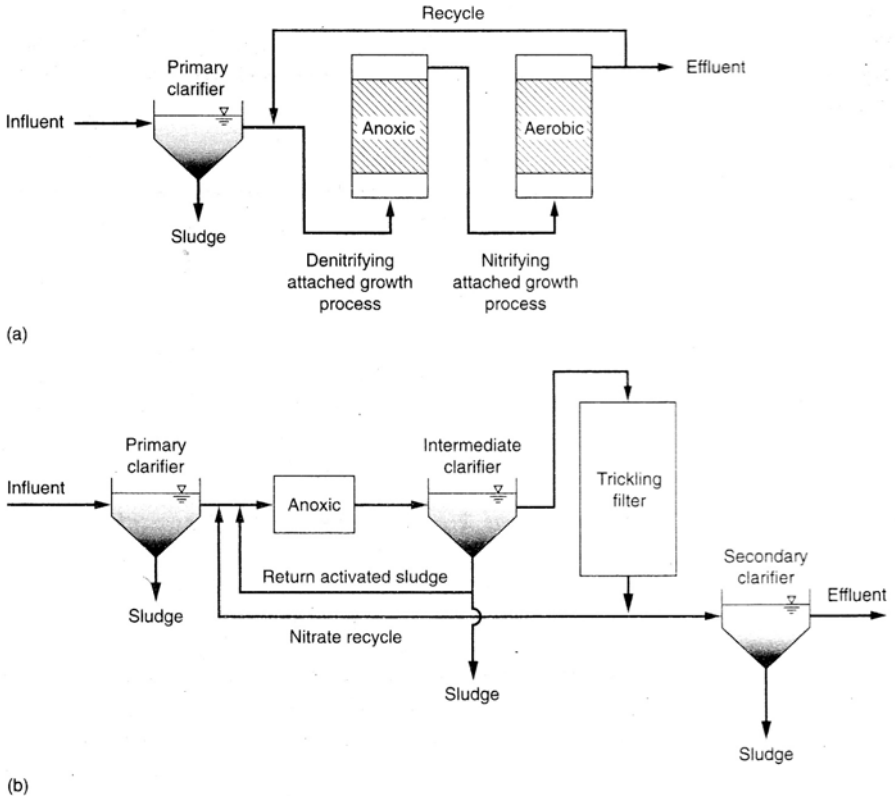
سیستم RBC مستغرق (شکل د۲۸-۳ را ببینید) برای کاربردهای دنیتریفیکاسیون انوکسیک نهایی پیشنهاد شده است و عملکرد خوبی را در طرح با مقیاس پایلوت نشان داده است. سرعتهای دنیتریفیکاسیون سیستم RBC مستغرق در جدول ۲۲-۳ گزارش شده است.

فرآیندهای دنیتریفیکاسیون انوکسیک اولیه رشد ثابت[1]

دنیتریفیکاسیون انوکسیک اولیه همانطور که در شکل ۲۶-۳ بیان شده است با فرآیندهای رشد ثابت استفاده می‌شود. در مرحله اول یک فرآیند رشد ثابت برای انجام دنیتریفیکاسیون وجود دارد که از مواد آلی فاضلاب ورودی بعنوان دهنده الکترون برای احیاء ازت نیتراته استفاده می کند. در جریان برگشتی که با سرعت ۴-۳ برابر دبی ورودی پمپاژ می شود، نیترات فراهم می شود. فرآیندهای انوکسیک اولیه رشد ثابت که برای دنتیریفیکاسیون انوکسیک اولیه مورد استفاده است شامل ۱) صافیهای چکنده (ناصر و همکاران، ۱۳۳۴؛ دوریاس و بامن، ۲۰۰۰) ۲) فرآیند بیوفر در مقیاس پایلوت (نیناسی و همکاران، ۱۳۳۸) و ۳) راکتور فیلم ثابت با بستر متحرک (لازاروا، ۱۳۳۸). مزیت مهم روش تصفیه دنیتریفیکاسیون انوکسیک اولیه این است که BOD ورودی برای احیاء نیترات استفاده می شود و بنابراین هزینه اضافه کردن متانول محدود است. تاثیر جریانهای برگشتی نیترات بر هزینه بهره برداری و طراحی یک عیب محسوب می شود. در جایی که صافی چکنده برای نیتریفیکاسیون مورد استفاده است انرژی مورد نیاز برای پمپاژ جریان ورودی و برگشتی به صافی چکنده افزایش قابل توجهی دارد. شرایط بارگذاری انوکسیک اولیه برای حذف ۸۰ درصد ازت نیتراته ورودی به راکتور بیوفر انوکسیک اولیه در جدول ۲۳-۳ خلاصه شده است. یک روش موجود برای دنیتریفیکاسیون

[1] .Attached growth preanoxic denitrification processes

انوکسیک اولیه در شکل ۲۳-۳ب نشان داده شده است که در یک سیستم با فرآیند رشد ثابت برای نیتریفیکاسیون می باشد. پساب خروجی نیتریفایر شده صافی چکنده برای تامین نیترات در راکتور انوکسیک اولیه رشد معلق برگشت داده می شود(ملهارت، ۱۳۳۴). یک زلال ساز میانی برای جداکردن مایع مخلوط دنیتریفایر شده مورد استفاده است و لجن فعال برگشتی را برای تانک انوکسیک فراهم می‌کند. جریان برگشتی مورد نیاز برای تهیه نیترات در ناحیه انوکسیک اولیه، اثر مهمی بر اندازه زلال ساز و نیازمندیهای پمپاژ به صافی چکنده و در نتیجه اقتصادی بودن کلی سیستم دارد. قسمتی از تاسیسات صافی چکنده با مقایس کامل در سالزبر برای ارزیابی حذف بیولوژیکی نیتروژن با تبدیل صافی چکنده موجود به یک صافی انوکسیک اولیه اصلاح شد که در ادامه یک صافی چکنده نیتریفیکاسیون بود (ناصر و همکاران، ۲۰۰۰). هر دو صافی از بستر سنگی به پلاستیکی تغییر یافت که با افزایش ارتفاع و عمق بستر همراه بود. صافی انوکسیک اولیه بصورت یک راکتور مستغرق بهره بردای می شد و نسبت جریان برگشت داخلی از پساب خروجی صافی چکنده نیتریفیکاسیون به صافی انوکسیک اولیه ۱ : ۵ بر اساس دبی ورودی طرح بود. با حذف بیشتر مقدار BOD در صافی چکنده انوکسیک اولیه ، غلظت اکسیژن محلول بالاتری (۳-۶mg/l) در پساب خروجی صافی نیتریفیکاسیون باقی می ماند. مقادیر نیتریفیکاسیون صافی چکنده تقریباً ۱/۵-۲g $N/m^3.d$ بود و میزان دبی فرآیند تصفیه کنترل می شد. غلظت نیتروژن کل پساب خروجی کمتر از ۸mg/l در دماهای کم تا $13^{\circ}C$ بدست آمده است. اطلاعات بهره بردای طولانی مدت برای ارزیابی جامدات موجود و کنترل مشکلات صافی چکنده انوکسیک اولیه کافی نبود. غلظت زیاد اکسیژن محلول در پساب خروجی صافی چکنده نیتریفیکاسیون و اثر آن بر حذف نیترات در صافی انوکسیک اولیه قابل توجه بود. در طرح دیگر استفاده از صافیهای چکنده ، بامن و دوریاس (۱۳۳۴) از یک صافی چکنده انوکسیک اولیه غیر مستغرق با جریان برگشتی استفاده کردند و جریانهای پساب ورودی بوسیله توزیع کننده صافی چکنده تهیه می شد. یک پوشش ضد گاز در بالای صافی چکنده برای توسعه شرایط انوکسیک ضروری است و غلظتهای ازت نیتراته در پساب خروجی صافی چکنده انوکسیک اولیه حدود mg/L ۲-۴ می‌باشد و مقادیر حذف ویژه ازت نیتراته ۷۰-۱۰۰$g/m^3.d$ است. فرآیند رشد ثابت بیوفر برای نیتریفیکاسیون و دنیتریفیکاسیون انوکسیک اولیه بصورت سری در یک طرح مقیاس پایلوت با فاضلاب شهری به اثبات رسید(نیناسی و همکاران، ۱۳۳۸). نسبت جریان برگشت داخلی برابر ۲/۵ بر اساس دبی خروجی مورد استفاده بود و بازده حذف نیتروژن تحت تاثیر نسبت $bCOD/NO_3$-N ورودی به راکتور انوکسیک اولیه و نسبت جریان برگشت داخلی بود. مقدار COD/N بزرگتر از ۱۰ برای حداکثر فعالیت مورد نیاز بود.



شکل ۲۳-۳ فرآیندهای حذف بیولوژیکی نیتروژن بروش انوکسیک اولیه: الف) فرآیند دنیتریفیکاسیون رشد ثابت ب) فرآیند دنیتریفیکاسیون رشد معلق همراه با نیتریفیکاسیون رشد ثابت

جدول ۲۳-۳ شرایط بارگذاری راکتور انوکسیک اولیه برای فرآیند بیوفر در سیستم تصفیه رشد ثابت حذف بیولوژیکی نیتروژن

پارامتر	واحد	مقدار	
		محدوده	متوسط
بارگذاری نیتروژن	$Kg\ NO_3\text{-}N/m^3.d$	۱-۱/۵	۱/۲
سرعت بار هیدرولیکی شامل جریان برگشتی	$m^3/m^2.d$	۴۸۰-۷۵۰	۶۰۰

مسائل و پرسشهای تشریحی

۱-۳ یک صافی چکنده بستر پلاستیکی به قطر ۲۰ متر حاوی بستر با جریان عرضی به عمق ۶٫۱ متر با سطح مقطع $۳۰\ m^2/m^3$ ، فاضلاب شهری را بعد از تصفیه اولیه دریافت می کند. دبی متوسط جریان ۴۵۰ ، ۴۰۰ یا $۴۸۰\ m^3/h$ (مقدار توسط مدرس انتخاب شود) می باشد و مقدار BOD برابر ۱۳۰mg/L است. غلظت BOD خروجی و درصد حذف BOD در دمای $۲۰^{\circ}C$ و $۱۵^{\circ}C$ را تعیین و مقایسه کنید. مقادیر n را ۰/۵ در نظر بگیرد.

۳-۲ صافی چکنده با قطر ۱۵ متر حاوی بستر پلاستیکی با جریان عرضی متداول به عمق ۶ متر است و برای تصفیه فاضلاب داروسازی با دبی متوسط ۲۱۲۰ m^3/d استفاده می شود. غلظت BOD خروجی ۵۰۰ ، ۸۰۰ یا ۱۰۰۰mg/l (مقدار توسط مدرس انتخاب شود) و دما ۲۰˚C است. هر برج دارای یک توزیع کننده دوبازویی می باشد. الف) سرعت تزریق در حالت بهره برداری و سرعت تزریق در حالت شستشو را از جدول ۳-۳ و سرعت توزیع کننده بر حسب دور در دقیقه برای هر مورد ب) نسبت برگشت و سرعت کل پمپاژ بر حسب m^3/h در هر صافی را تعیین کنید.

۳-۳ برای مثال ۴-۳ با استفاده از ضوابط طراحی مشابه داده شده برای برج های چکنده، غلظت BOD ورودی و دما و غلظت BOD خروجی، موارد زیر را با کاربرد یک عمق ۴ ، ۵ یا ۶ متر (مقدار توسط مدرس انتخاب شود) تعیین کنید:

۱- حجم بستر پلاستیکی m^3

۲- میزان بارهیدرولیکی $L/m^2.s$

۳- بارگذاری BOD حجمی $kg/m^3.d$

نتایج را با مقادیر تعیین شده برای پارامترهای مشابه طراحی در مثال مقایسه کنید.

۳-۴ اطلاعات زیر از یک مطالعه طرح پایلوت شامل تصفیه فاضلاب مخلوط شهری و صنعتی همراه با یک صافی چکنده برجی پر شده با بستر پلاستیکی به عمق ۶/۱ متری بدست آمده است. قطر برج طرح پایلوت ۱ متر و مساحت سطح ویژه بستر پلاستیکی ۳۰ m^2/m^3 بود. دمای فاضلاب در زمان آزمایش ۱۵، ۱۸ یا ۲۲˚C (مقدار توسط مدرس انتخاب شود) است. غلظت BOD ورودی در حین آزمایش ۳۵۰ mg/L بود. جدول زیر بازده حذف BOD متوسط در دبی های مختلف را خلاصه نموده است. با استفاده از این اطلاعات، مقدار ضریب تصفیه پذیری فاضلاب K را در دمای آزمایش و ۲۰˚C تعیین کنید(مقدار n را ۰/۵ فرض کنید).

نتایج آزمایش طرح پایلوت:

دبی m^3/d	بازده حذف BOD ، %
۶	۸۸
۱۲	۸۲
۱۸	۶۷
۲۴	۶۳
۴۸	۵۴

۳-۵ اطلاعات طراحی زیر برای فاضلاب شهری داده شده است (فاضلاب A ، B یا C توسط مدرس انتخاب شود). با استفاده از اطلاعات بالا و با فرض حذف ۳۰ درصدBOD در زلال ساز اولیه، عمق بستر ۶/۱ متر و مقدار R برابر ۰/۵ ، پارامترهای طراحی زیر را برای یک سیستم تصفیه صافی چکنده تعیین کنید:

اطلاعات طراحی	فاضلاب		
	A	B	C
دبی m^3/d	۱۰۰۰۰	۱۰۰۰۰	۱۵۰۰۰
BOD, mg/L	۲۶۰	۳۰۰	۲۲۰
حداقل دما $^\circ C$	۱۵	۱۵	۱۵
TSS, mg/L	۲۴۰	۲۸۰	۲۰۰

۱- قطر زلال ساز اولیه و ثانویه، متر

۲- قطر برج صافی چکنده، متر

۳- حجم بستر، مترمکعب

۴- نسبت برگشت در صورت نیاز

۵- سرعت کل پمپاژ، متر مکعب در ساعت

۶- سرعتهای تزریق در حالت طبیعی و شستشو (میلی متر در هر مرحله)

۶-۳ قطر و حجم بستر دو صافی چکنده سنگی با عمق ۱/۵ متر را که بصورت سری بهره برداری می شوند، برای کاربرد در تصفیه فاضلات شهری با مشخصات زیر و نیازهای مورد استفاده در مدل NRC تعیین کنید.

پارامتر	واحد	مقدار
دبی	m^3/d	۵۰۰۰
BOD ورودی	mg/L	(۲۲۰)A
		(۲۰۰)B
		(۱۸۰)C
دما	$^\circ C$	۱۴
بازده حذفBOD زلال ساز اولیه	%	۳۵
BOD متوسط خروجی صافی چکنده		۲۰

توجه: مقدار A ، B یا C توسط مدرس انتخاب شود.

۷-۳ یک برج صافی چکنده به قطر ۱۸ متر حاوی بستر پلاستیکی متداول به عمق ۶/۱ متر، پساب خروجی اولیه با دبی ۷۵۷۰ m^3/d را تصفیه می کند. BOD پساب خروجی اولیه ۱۲۰، ۱۵۰ یا ۱۶۰mg/l می باشد (مقدار توسط مدرس انتخاب شود) و دمای فاضلاب ۱۸$^\circ C$ است. دمای هوا از ۲ تا ۲۳$^\circ C$ متغیر می باشد. ضریب حداکثر بارگذاری BOD برابر ۱/۵است. ضریب افت فشار بین خروجی و ورودی را ۱/۵ فرض کنید. موارد زیر را تعیین کنید:

۱- سرعت تامین اکسیژن مورد نیاز، (kg/h)

۲- میزان جریان هوای مورد نیاز در گرمترین دما، (m^3/min)

۳- افت فشار جریان هوا در عرض بستر، (Pa)

۸-۳ دو صافی چکنده برجی پلاستیکی به قطر ۲۰ متر حاوی ۶/۱ متر بستر پلاستیکی متداول (مساحت ۳۰ متر مربع بازای هر متر مکعب حجم)، پساب خروجی زلال ساز اولیه ای را با دبی متوسط ۱۱۲۰۰ m^3/d دریافت می کند. غلظت TKN برابر ۲۴mg/l می باشد و غلظت BOD برابر ۱۲۰،۱۳۰ یا ۱۵۰ mg/L می باشد (مقدار توسط مدرس انتخاب شود). درجه حرارت ۱۸°C است. بارگذاری صافی چکنده را بر حسب BOD برآورد و بازده حذف نیتروژن ناشی از نتیریفیکاسیون را تعیین کنید.

۳-۳ جدولی را برای مقایسه مزایا و محدودیت های صافی چکنده با بستر پلاستیکی در برابر تصفیه لجن فعال بر حسب زمین، سهولت بهره برداری فرآیند، مشخصات ته نشینی لجن، نیازمندهای انرژی، انعطاف پذیری تصفیه، قابلیت اطمینان نیتریفیکاسیون، بوهای بالقوه و پتانسیل حذف فسفر و نیتروژن آینده تهیه کنید.

۱۰-۳ یک برج صافی چکنده به قطر ۲۰ متر حاوی بستر پلاستیکی با چگالی بالا به عمق ۵ متر (مساحت ۱۳۸ متر مربع بازای هر متر مکعب حجم بستر) برای کاربرد نیتریفیکاسیون ثالث مورد استفاده است. میزان دبی ورودی برابر ۳۷۰۰۰ ، ۳۳۰۰۰ یا ۴۰۰۰ m^3/d می باشد (مقدار توسط مدرس انتخاب شود) و غلظت ازت آمونیاکی ۲۰mg/l است. با فرض مقدار $r_{n.max}$ نیتریفیکاسیون ۱/۵ $g/m^2.d$ و مقدار k_n برابر ۱/۵ g/m^3 ، غلظت آمونیاک خروجی صافی چکنده (mg/l) را تعیین کنید. چرا تانک ته نشینی ثقلی برای خروجی صافی چکنده مورد استفاده نیست؟

۱۱-۳ یک فرآیند TF/AS بعد از زلال ساز اولیه مورد استفاده می باشد و مشخصات فاضلاب خروجی اولیه در زیر داده شده است. با استفاده از پارامترهای طراحی زیر ، تاثیر طراحی مرحله صافی چکنده برجی پلاستیکی برای حذف ۴۰ درصد BOD در برابر ۷۵ درصد را مقایسه کنید.

۱- قطر صافی چکنده (متر) و میزان بار هیدرولیکی، $(L/m^2.s)$

۲- اکسیژن مورد نیاز در تانک هوادهی لجن فعال، (kg/d)

۳-حجم جامدات دفعی بازای هر روز، (kg/d)

۴- حجم m^3 و زمان ماند هیدرولیکی (h) تانک هوادهی

فرضیات زیر را برای طراحی لجن فعال و صافی چکنده استفاده کنید.

صافی چکنده:

ضریب قابلیت تصفیه بستر پلاستیکی $K_{20^0C} = 0.18(L/s)^{0.5}/m^2$

عمق بستر = ۶/۱ متر

تعداد برج =۲

۵۰ درصد BOD خروجی تئوری، محلول می باشد.

لجن فعال:

SRT = ۵ روز (بدون نیتریفیکاسیون)

MLSS = ۳۰۰۰ mg/l

بازده جرم سلولی Y= ۰/۶ گرم VSS بازای هر گرم BOD حذف شده

ضریب تجزیه خود تخریبی k_d = ۰/۱۲ gVSS/g VSS.d
UBOD/BOD=۱/۶

کدام طراحی ترجیح داده می شود؟ دلایل خود را ذکر کنید.

پارامتر	واحد	مقدار
دبی	m^3/d	۸۰۰۰
BOD	mg/L	(۱۵۰)A
		(۱۴۰)B
		(۱۱۰)C
sBOD	mg/L	۸۰
TSS	mg/L	۶۵
VSS	mg/L	۵۵
NbVSS	mg/L	۲۲
دما	$^\circ C$	۱۲

توجه: مقدار A ، B یا C توسط مدرس انتخاب شود.

۳-۱۲ تاسیسات موجود لجن فعالی با تصفیه اولیه در زمان ماند جامدات ۱۲ روز و دمای حداقل $۱۲^\circ C$ بهره برداری می شود؛ بطوریکه نیتریفیکاسیون کامل حفظ می شود. سیستم با غلظت MLSS برابر ۲۲۰۰ mg/l بهره برداری می شود و SVI معمولاً در محدوده ۱۸۰ تا ۲۰۰ mg/l است. در این شرایط جریان تصفیه برابر ۸۰۰۰ m^3/d می باشد. مهندسی شهری از شرکت شما خواسته است که یک سیستم پیش تصفیه برج پلاستیکی برای حذف تقریبی ۶۰ درصد BOD قبل از واحد لجن فعال طراحی کنید. شما اثرات بالقوه تبدیل فرآیند لجن فعال موجود به فرآیند TF/AS را برای مهندس شهری لیست کنید که شامل ظرفیت جریان، تولید جامدات، نیازمندیهای اکسیژن، مقدار انرژی مورد نیاز، مشخصات ته نشینی لجن و غلظت BOD و ازت آمونیاکی خروجی است. توجیه کلی عقیده خود را در رابطه با اثرات بالقوه ارائه کنید.

۳-۱۳ برای یک تانک تماس که در فرآیند TF/SC مورد استفاده است، نمودار بازده حذف BOD محلول بر حسب درصد را در برابر زمان تماس بر حسب دقیقه آماده کنید. شرایط بهره برداری عبارتند از:

۱- دما ۱۲ ، ۱۵ یا $۱۸^\circ C$ (مقدار توسط مدرس انتخاب شود)

۲- MLVSS = ۲۰۰۰ mg/l

۳- $k_{۲۰} = ۳ \times ۱۰^{-۵}$ l/mg.min

۳-۱۴ فاضلاب صنعتی برای تصفیه با صافی چکنده برجی وجود دارد که بعد از آن، یک فرآیند لجن فعال (فرآیند TF/AS) است. دبی فاضلاب ۲۰۰۰۰m^3/d می باشد و یکنواخت سازی شده است. بدلیل اینکه فاضلاب عمدتاً مواد آلی محلول است، ته نشینی اولیه استفاده نمی شود. صافی چکنده برجی شامل بستر پلاستیکی متدول و SRT بهره برداری فرآیند لجن فعال در حین دوره بحرانی تابستان ۵ روز است و در زمستان از ۵ تا ۱۵ روز متغیر می باشد. کمترین دمای متوسط ثابت

زمستانی (حداقل دو هفته) $5^{\circ}C$ و بالاترین دمای متوسط ثابت تابستان $26^{\circ}C$ است. مشخصات فاضلاب صنعتی، اطلاعات گرفته شده از مطالعات طرح پایلوت و اطلاعات طراحی مرتبط در زیر ارائه شده است. با استفاده از این اطلاعات، موارد زیر و اندازه واحدها را تعیین کنید:

۱- غلظت جامدات معلق مایع مخلوط که در حین بهره برداری زمستان و تابستان نگهداری می شود.

۲- مقادیر برگشت در فرآیند لجن فعال و صافی چکنده

۳- مقدار لجن دفعی

۴- غلظت BOD خروجی فرآیندهای لجن فعال و صافی چکنده

۵- مقدار مواد مغذی که باید اضافه شود

مشخصات فاضلاب:

BOD_5 = ۱۲۰۰ ، ۱۵۰۰ یا ۱۸۰۰ mg/l(مقدار توسط مدرس انتخاب شود)

TSS =۱۰۰ mg/l

VSS =۰ mg/l

کل نیتروژن بر حسب N = ۱۰mg/l

فسفر کل بر حسب P = ۴mg/l

نتایج طرح پایلوت صافی چکنده:

$$K_{20^0C} = 0.18(L/s)^{0.5}/m^2$$

بازده خالص جامدات = ۰/۵ گرم VSS بازای هر گرم BOD حذف شده

مقدار ضریب تصحیح دمایی θ = ۱/۰۶

نتایج طرح پایلوت لجن فعال:

بازده سنتز جامدات Y = ۰/۶ گرم VSS بازای هر گرم BOD حذف شده

ضریب تجزیه خود تخریبی، k_d = ۰/۱۲gVSS/gVSS.d

پارامترهای طراحی:

مقدار بار هیدرولیکی صافی چکنده = ۰/۱m^3/m^2.min

SRT لجن فعال تابستان = ۵ روز ، زمستان = ۱۵- ۵ روز

۱۵-۳ فاضلاب زیر با یک فرآیند رشد ثابت با جریان رو به بالا برای حذف BOD تنها (فرآیند بیواستیر را در نظر بگیرید) تصفیه می شود تا غلظت BOD خروجی به ۲۰ mg/l یا کمتر برسد. عمق بستر را ۲ متر و مساحت سطح ماکزیمم ۱۰۰ m^2 را برای فرآیند بیواستیر فرض کنید. تعیین کنید الف) حجم راکتور و تعداد واحدهای بیواستیر ب) سطح مورد نیاز یک صافی چکنده برجی پلاستیکی و زلال ساز ثانویه برای تصفیه فاضلاب مشابه. سطح مورد نیاز برای هر دو فرآیند را مقایسه کنید. عمق بستر پلاستیکی را ۶/۱ متر ، ضریب تصفیه پذیری بستر $0.21(L/s)^{0.5}/m^2$ و دمای $20^{\circ}C$ را فرض کنید.

مشخصات فاضلاب طراحی:

پارامتر	واحد	مقدار
COD	mg/L	۴۰۰
دبی	m^3/d	(۱۵۰۰۰)A
		(۱۸۰۰۰)B
		(۲۰۰۰۰)C
BOD	mg/L	۱۶۰
TSS	mg/L	۸۰
دما	$^\circ C$	۱۸

توجه: مقدار A ، B یا C توسط مدرس انتخاب شود.

۱۶-۳ پساب خروجی ثانویه دارای مشخات زیر است:

پارامتر	واحد	مقدار
دبی	m^3/d	۵۰۰۰
TSS	mg/L	۱۵
نیترات	mg/L	۳۰
دما	$^\circ C$	۱۸

یک صافی دنیتریفیکاسیون با جریان رو به پایین با بستر ماسه ای به عمق ۱/۶ متر برای کاهش ازت نیتراته در غلظت پساب خروجی به ۱ ، ۲ یا ۴mg/l (مقدار توسط مدرس انتخاب شود) طراحی کنید. موارد زیر را تعیین کنید:

۱- حجم بستر صافی دنیتریفیکاسیون، m^3
۲- مقدار بار هیدرولیکی صافی، $m^3/m^2.d$
۳- تعداد صافیها و ابعاد صافی با فرض اینکه تانک های مربع شکل با ابعاد ماکزیمم ۱۰ متر در ۱۰متر می باشد.
۴- دز متانول ، mg/l و kg/d
۵- حجم جامدات تولید شده، kg/d

منابع :

Aesoy, A., H. Odegaard, K. Bach, R. Pujol, and M. Hamon (1338) "Denitrification in a Packed Bed Biofilm Reactor (Biofor) Experiments with Different Carbon Sources," Water Research, vol. 32, no. 5, pp. 1463-1470.

Albertson, O. E. (1383) "Optimizing Rotary Distributor Speed for Trickling Filters," Water Pollution Control Federation Operators Forum, vol. 2, no. 1.

Albertson, O. E. (1335) "Excess Biofilm Control by Distributor Speed Modulation," Journal Environmental Engineering, vol. 121, p. 330.

Albertson, O. E., and G. Davies (1384) "Analysis of Process Factors Controlling Performance of Plastic Bio-Packing," Proceedings of the 57th Annual Water Pollution Control Federation Conference, New Orleans.

Albertson, O. E., and R. N. Okey (1388) "Trickling Filters Need to Breathe Too," Presented at the Iowa Water Pollution Control Federation, Des Moines, Iowa, June 1388.

Anderson, B., H. Aspegren, D. S. Parker, and M. P. Lutz (1334) "High Rate Nitrifying Trickling Filters," Water Science and Technology, vol. 23, pp. 47-60.
Aryan, A. E, and S. H. Johnson (1387) "Discussion of a Comparison of Trickling Filter Packing," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 53, p. 315.
Bailey, w., A. Tesfaye, T. Dakita, A. Benjamin, M. McGrath, T. Sadick, E. Daigger, and M.
Tucker (1338) "Demonstration of Deep Bed Denitrification at the Blue Plains Wastewater Treatment Plant," Proceedings of the 71 st Water Environment Federation Annual Conference.
Biesinger, M. G., H. D. Stensel, and D. Jenkins (1380) "Brewery Wastewater Treatment without Activated Sludge Bulking Problems," Proceedings of the 34th Annual Purdue Industrial Wastewater Conference, West Lafayette, IN.
Bogus, B. J. (1383) A Spreadsheet Design Modelfor the Trickling Filter/Suspended Growth Process, Master's Thesis, University of Washington, Department of Civil Engineering, Seattle, WA.
Boller, M., and W. Gujer (1386) "Nitrification in Tertiary Trickling Filters Followed by DeepBed Filters," Water Research, vol. 20, p. 1363.
Borregaard, V. R. (1337) "Experience with Nutrient Removal in a Fixed-Film System at FullScale Wastewater Treatment Plants," Water Science and Technology, vol. 36, pp. 123-137.
Brink, W. P., R. R. Copithom, D. E. Schwinn, D. Sen, R. J. White, and A. Daniel (1336) "FullScale Experience of IFAS Processes Using Sponge Packing for BOD, Ammonia, and Nitrogen Removal," Proceedings, 63th Water Environment Federation Annual Conference and Exposition.
Bruce, A. M., J. C. Merkins, and B. A. O. Haynes (1375) "Pilot Studies on the Treatment of Domestic Sewage by Two-Stage Biological Nitrification-With Special Reference to Nitrification," Water Pollution Control (G.B.), vol. 74, pp. 80-100.
Bruce, A. M., and J. C. Merkens (1370) "Recent Studies of High Rate Biological Filtration," Water Pollution Control, vol. 72, pp. 433-523.
Bruce, A. M., and J. C. Merkens (1373) "Further Studies of Partial Treatment of Sewage by High-Rate Biological Filtration," Journal Institute Water Pollution Control (G.B.), vol. 72, no. 5, p. 443.
Canler, J. P., and J. H. Perret (1334) "Biological Aerated Filters: Assessment of the Process Based on 12 Sewage Treatment Plants," Water Science and Technology, vol. 23, p. 13.
Chui, P. c., Y. Terashima, J. H. Tay, and H. Ozaki (1336) "Performance of a Partly Aerated Biofilter in the Removal of Nitrogen," Water Science and Technology, vol. 34, no. 1-2, pp. 187-134.
Crites, R., and G. Tchobanoglous (1338) Small and Decentralized Wastewater Management Systems, McGraw-Hill, New York.
Daigger, G. T., and J. R. Harrison (1387) "A Comparison of Trickling Filter Packing Performance," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 53, pp. 673-685.
Daigger, G. T., T. A. Heineman, G. Land, and R. S. Watson (1334) "Practical Experience with Combined Carbon Oxidation and Nitrification in Plastic Packing Trickling Filters," Water Science and Technology, vol. 23, p. 183.
Daigger, G. T., L. E. Norton, R. S. Watson, D. Crawford, and R. B. Sieger (1333) "Process and Kinetic Analysis of Nitrification in Coupled Trickling Filter/Activated Sludge Processes," Water Environment Research, vol. 65, pp. 750-758.
Dorias, B., and P. Baumenn (1334) "Denitrification in Trickling Filters," Water Science and Technology, vol. 30, no. 6, pp. 101-184.
Duddles, G. A., S. E. Richardson, and E. Barth (1374) "Plastic Packing Trickling Filters for Biological Nitrogen Control," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 46, pp. 337-346.
Eckenfelder, W. w., Jr. (1363) "Trickling Filter Design and Performance," Transactions. ASCE, vol. 128.
Eckenfelder, W. w., Jr., and E. L. Barnhart (1363) "Performance of a High Rate Trickling Filter Using Selected Media," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 35, no. 12.
Figueroa, L., and J. Silverstein (1331) "Pilot-Scale Trickling Filter Nitrification at the Longmont WWTP," Proceedings Environmental Engineering Specialty Conference, American Society of Civil Engineers, Reno, NY.
Germain, J. E. (1366) "Economical Treatment of Domestic Waste by Plastic-Medium Trickling Filters," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 38, p. 132.
GLUMRB (1337) Recommended Standards for Wastewater Facilities (Ten States Standards), Great Lakes-Upper Mississippi River Board of State Sanitary Engineering Health Education Services Inc., Albany, NY.
Golla, P. S., M. P. Reedy, M. K. Simms, and T. J. Laken (1334) "Three Years of Full-Scale Captor® Process Operations at Moundsville WWTP;' Water Science and Technology, vol. 23, p. 175.

Grady, C. P. L., Jr., G. T. Daigger, and H. D. Urn (1333) Biological Wastewater Treatment, 2d ed., revised and expanded, Marcel Dekker, New York.
Harremoes, P. (1382) "Criteria for Nitrification in Fixed-Film Reactors," Water Science and Technology, vol. 14, p. 167.
Harrison, J. R, and G. T. Daigger (1387) "A Comparison of Trickling Filter Packing," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 53, p. 673.
Harrison, J. R., and P. L. Timpany (1388) "Design Considerations with the Trickling Filter Solids Contact Process;' Proceedings, Joint Canadian Society for Civil Engineers and American Society of Civil Engineers Environmental Engineering Conference, Vancouver, Canada, July 1388.
Harrison, 1. R, G. T. Daigger, and J. W. Filtert (1384) "A Survey of Combined Trickling Filter and Activated Sludge Processes," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 56, p. 1073.
Hawkes, H. A. (1363) The Ecology of Waste Water Treatment, The Macmillan Co., New York, pp.82-33.
Higgins. 1. J., and R G. Bums (1375) The Chemistry and Microbiology of Pollution, Academic Press, London.
Hinton, S. w., and H. D. Stensel (1334) "Oxygen Utilization of Trickling Filter Biofilms;' Journal Environmental Engineering, vol. 120, p. 1284.
Holbrook, RD., S.-N. Hong, S. M. Heise, and Y. R Andersen (1338) "Pilot and Full-Scale Experience with Nutrient Removal in a Fixed Film System;' Proceedings 70th Annual Water Environment Federation Conference and Exposition, October 1338.
Howland, W. E. (1358) "Flow Over Porous Media as in a Trickling Filter," Proceedings of the 12th Industrial Waste Conference, p. 435, Purdue University, Lafayette, IN.
Huang, C. S., and N. E. Hopson (1374) "Nitrification Rate in Biological Processes," Journal of Environmental Engineering, EE2, American Society of Civil Engineers, p. 403.
Jepsen, S. E., and J. L. C. Jansen (1333) "Biological Filters for Post-Denitrification;' Water Science and Technology, vol. 27, no. 5-6, pp. 363-373.
Jones, R M., D. Sen, and R Lambert (1338) "Full Scale Evaluation of Nitrification Performance in an Integrated Fixed Film Activated Sludge Process," Water Science and Technology, vol. 38, p. 7.
Lazarova, Y., F. Ferre, and L. Duval (1338) "Innovative Approach for High Rate Nitrogen Removal: Real Time Control of the Coupling of Turbo N DN and Turbo N Biofilm Reactors," Proceedings of the 7ist Annual Water Environment Federation Conference.
New Orleans, LA.
Lazarova, v., 1. Perera, M. Bowen, and P. Shields (2000) "Application of Aerated Biofilters for Production of High Quality Water for Industrial Reuse In West Berlin," Water Science and Technology, vol. 41, p. 417.
Le Tallec, X., S. Zeghal, A. Vidal, and A. LeSouef (1337) "Effect ofInfluent Quality Variability on Biofilter Operation," Water Science and Technology, vol. 26,p. 111.
Matasci, R. N., C. Kaempfer, and J. A. Heidman (1386) "Full-Scale Studies of the Trickling Filter/Solids Contact Process," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 58, p.68.
Meaney, B. J., and J. E. T. Strickland (1334) "Operating Experiences with Submerged Filters for Nitrification and Denitrification," Water Science and Technology, vol. 23, no. 10-11, pp. 113-125.
Melhart, G. F. (1334) "Upgrading Existing Trickling Filter Plants for Denitrification," Water Science and Technology, vol. 30, no. 6, pp. 173-173.
Mendoza, L., and T. Stephenson (1333) "A Review of Biological Aerated Filters (BAFs) for Wastewater Treatment," Env~ronmental Engineering Science, vol. 16, p. 201.
Metcalf & Eddy, Inc. (1373) Wastewater Engineering: Treatment, Disposal, and Reuse, 2d ed., McGraw-Hill, New York.
Mohlman, F. W. et al. (1346) "Sewage TreatmeJl! at Military Installations," National Research Council, Subcommittee Report, Sewage WO'rks Journal, vol. 18, no. 5, pp. 787-1028.
Nasr, S. M., W. D. Hankins, C. Messick, and D. Winslow (2000) "Full Scale Demonstration of an Innovative Trickling Filter BNR Process," Proceedings of 73rd Annual Water Environment Federation Conference, Anaheim, CA.
Newbry, B. w., G. T. Daigger, and D. Taniguchi-Dennis (1388) "Unit Process Tradeoffs for Combined Trickling Filter and Activ~ted Sludge Processes," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 60, no. 10, pp. 1813-1821.
Ninassi, M. v., 1. G. Peladan, ~nd R. Pujol (1338) "Pre-denitrification of Municipal Wastewater: l;he Interest of Up-flow Biofiltration," Proceedings of the 70th Annual Water Environment Federation Conference and Exposition, October 1338.

Norris, D. P., D. S. Parker, M. L. Daniels, and E. L. Owens (1382) "Production of High Quality Trickling Filter Effluent without Tertiary Treatment," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 54, p. 1087.
Okey, R. w., and O. E. Albertson (1383) "Diffusion's Role in Regulating and Masking Temperature Effects in Fixed Film Nitrification," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 61, p. 500.
Pano, A., and J. E. Middlebrooks (1383) "Kinetics of Carbon and Ammonia Nitrogen Removal in RBCs," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 55, p. 356.
Parker, D. (1333) "Trickling Filter Mythology," Journal of Environmental Engineering, vol. 105, p. 618.
Parker, D., M. Lutz, B. Anderson, and H. Aspegren (1335) "Effect of Operating Variables on Nitrification Rates in Trickling Filters," Water Environment Research, vol. 67, p. 1111.
Parker, D. S., and H. J. R. Bratby (2001) "Review of Two Decades of Experience with TF/SC . Process," Journal of Environmental Engineering, vol. 127, no. 5, pp. 380-387.
, Parker, D. S., and T. Richards (1386) "Nitrification in Trickling Filters," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 58, p. 836.
Parker, D. S., T. Jacobs, E. Bower, D. Stowe, and G. Farmer (1337) "Maximizing Trickling Filter Nitrification Rates Through Biofilm Control: Research Review and Full-Scale Application," Water Science lechnology (G.B.), vol. 36, no. 1, p. 255.
Parker, D. S., D. J. Kinnear, and E. J. Wahlberg (2001) "Review of Folklore in Design and Operation of Secondary Clarifiers," Journal of Environmental Engineering, vol. 127, pp.476-484.
Parker, D. S., S. Krugel, and H. McConnell (1334) "Critical Process Design Issues in the Selection of the TF/SC Process for a Large Secondary Treatment Plant," Water Science and Technology, vol. 23, p. 203.
Parker, D. S., M. P. Lutz, and A. M. Pratt (1330) "New Trickling Filter Applications in 'the U.S.A.," Water Science Technology, vol. 22, p. 215.
Parker, D. S., L. S. Romano, and H. S. Horneck (1338) "Making a Trickling Filter/Solids Contact Process Work for Cold Weather Nitrification and Phosphorus Removal," Water Environment Research, vol. 70, p. 181.
Payraudeau, M., C. Paffoni, and M. Gousailles (2000) "Tertiary Nitrification in an Upflow Biofilter on Floating Packing; Influence of Temperature and COD Load," Water Science and Technology, vol. 41, p. 21.
Pujol, R, M. Hamon, X. Kendel, and H. Lemmel (1334) "Biofilters: Flexible, Reliable Biological Reactors," Water Science and Technology, vol. 23. no. 10111, pp. 33-38.
Randall, C. W., and D. Sen (1336) "Full-Scale Evaluation of an Integrated Fixed-Film Activated Sludge (IFAS) Process for Enhanced Nitrogen Removal," Water Science and Technology, vol. 33, p. 155.
Richter, K.-U., and G. Kruner (1334) "Elimination of Nitrogen in Two Flooded and Statically Packed Bed Biofilters with Aerobic and Anaerobic Microsites," Water Research, vol. 28, no. 3,pp. 703-716.
Rogalla, E, A. LaMouche, W. Specht, and B. Kleiher (1334) "High Rate Aerated Biofilters for Plant Upgrading," Water Science and Technology, vol. 24, p. 81.
Rusten, B., B. G. Hellstrom, E Hellstrom, O. Sehested, E. Skjelfoss, and B. Svendsen (2000) "Pilot Testing and Preliminary Design of Moving Bed Biofilm Reactors for Nitrogen Removal at the FREVAR Wastewater Treatment Plant," Water Science and Technology, vol. 41, p. 13.
Rusten, B., L. J. Horn, and H. Odegaard (1335) "Nitrification of Municipal Wastewater NO Moving-Bed Biofilm Reactors," Water Enyironment Research, vol. 67, p. 75.
Rusten, B., M. McCoy, R Proctor, and J. G. Siljuden (1338) "The Innovative Moving Bed Biofilm Reactor/Solids Contact Reaeration Process for Secondary Treatment of Municipal Wastewater," Water Environment Research, vol. 70, p. 1083.
Sadick, T. E., J. P. Semon, D. Palumbo, G. T. Daigger, and P. Keenan (1334) "Demonstration of Fluidized-Bed Denitrification in the Long Island Sound Region," Proceedings of the 67th Water Environment Federation Annual Conference.
Sadick, T. E., J. P. Semon, D. Palumbo, P. Keenan, and G. Daigger (1336) "Fluidized-Bed Denitrification," Water Environment and Technology, vol. 8, no. 8, p. 81.
Schroeder, E. D., and G. Tchobanoglous (1376) "Mass Transfer Limitations in Trickling Filter Designs," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 48, pp. 771-775.
Schulze, K. L. (1360) "Load and Efficiency in Trickling Filters," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 33, no. 3, pp. 245-260.
Sen, D., G. D. Favren, R. R. Copithorn, and C. W. Randall (1333) "Full Scale Evaluation of Nitrification and Denitrification on Fixed Film Packing (Ringlace) for Design of SingleSludge Nitrogen Removal System," Proceedings of the 66th Annual Water Environment Federation Conference and Exposition.
Sen, D., M. Pramod, and C. W. Randall (1334b) "Performance of Fixed Film Packing Integrated in Activated Sludge Reactors to Enhance Nitrogen Removal," Water Science and Technology, vol. 30, p. 13.

Sen, D., C. W. Randall, K. Jensen, G. Favren, R R. Copithorn, T. A. Young, and W. P. Brink (1334a) "Design Parameters for Integrated Fixed Film Activated Sludge (IFAS) Processes to Enhance Biological Nitrogen Removal," Proceedings 67th Water Environment Federation Annual Conference and Exposition, October 1334.

Smith, A. J., and W. Edwards (1334) "Operating Experiences with Submerged Aerated Filters in the U.K," Proceedings of the 66th Annual Water Environmental Federation Conference and Exposition.

Stenquist, R. J., and R. A. Kelly (1380) Converting Rock Trickling Filters to Plastic PackingDesign and Performance, EPA-600/2-80-120, U.S. Environmental Protection Agency, Washington, DC.

Stenquist, R. J., D. S. Parker, and J. J. Dosh (1374) "Carbon Oxidation-Nitrification in Synthetic Packing Trickling Filters," Journal Water Pollution Control Federation, vol.
46, no. 10,pp. 2327-2333.

Stensel, H. D., R. C. Brenner, K. M. Lee, H. Melcer, and K. Rackness (1388) "Biological Aerated Filter Evaluation," Journal Environmental Engineering, vol. 14, p. 65T.

Sutton, P. M., and P. N. Mishra (1334) "Activated Carbon Based Biological Fluidized Beds for Contaminated Water and Wastewater Treatment: A State-of-the-Art Review," Water Science and Technology, vol. 23, p. 303.

Timpany, P. L., and J. R. Harrison P383) "Trickling Filter Solids Contact Performance from the Operator's Perspective," Proceedings of the 62nd Annual Water Pollution Control Federation Conference, San Francisco.

U.S. EPA (1374) Process Design Manualfor Upgrading Existing Wastewater Treatment Plants, Office of Technology Transfer, U.S"Environmental Protection Agency, Washington, DC.

U.S. EPA (1375) Process Design Manual for Nitrogen Control, U.S. EPA Technology Transfer, EPA-625/1-77-007, U.S. Environmental Protection Agency, Washington, DC.

U.S. EPA (1384) Design Information on Rotating Biological Contactors, EPA/60012-84/106, U.S. Environmental Protection Agency, Cincinnati, OH.

U.S. EPA (1385) Review of Current RBCPerformance and Design Procedures, EPA/6001285/033, U.S. Environmental Protection Agency, Cincinnati, OH.

U.S. EPA (1333) Manual Nitrogen Control, EPA/625/R-33/01O, Office of Research and Development, U.S. Environmental Protection Agency, Washington, DC.

Velz, C. J. (1348) "A Basic Law for the Performance of Biological Beds," Sewage, Works Journal, vol. 20, no. 4.

Wanner, 0., and W. Gujer (1385) "Competition in Biofilms," Water Science and Technology, vol. 17, p. 27.

WEF (1338) Design of Municipal Wastewater Treatment Plants, Manual of Practice 8, Water Environment Federation, Alexandria, VA.

WEF (2000) Aerobic Fixed-Growth Reactors; A Special Publication, Water Environment Federation, Alexandria, VA.

WPCF (1388) O&M of Trickling Filters, RBCs, and Related Processes, Manual of Practice OM-10, Water Pollution Control Federation, Alexandria, VA.

فصل ۴ فرآیندهای تصفیه بیولوژیکی رشد ثابت و رشد معلق بی هوازی

۴-۱ دلایل تصفیه بی هوازی

مزایای فرآیندهای تصفیه بی هوازی

معایب فرآیندهای تصفیه بی هوازی

خلاصه ارزیابی

۴-۲ پارامترهای متداول طراحی در فرآیندهای تصفیه بی هوازی

مشخصات فاضلاب

زمان ماند جامدات

تولید گاز متان مورد انتظار

بازده تصفیه مورد نیاز

تولید سولفید

سمیت آمونیاک

جداسازی جامدات-مایع

۴-۳ فرآیندهای رشد معلق بی هوازی

فرآیند اختلاط کامل

فرآیند تماس بی هوازی

راکتور منقطع متوالی بی هوازی

طراحی فرآیندهای رشد معلق بی هوازی

۴-۴ فرآیندهای لایه لجن بی هوازی

فرآیند راکتور لایه لجن با جریان روبه بالا

پارامترهای طراحی برای فرآیند UASB

راکتور بافل دار بی هوازی

فرآیند لایه لجن متحرک بی هوازی

۴-۵ فرآیندهای بی هوازی رشد ثابت

راکتور رشد ثابت با بستر آکنده و جریان رو به بالا

راکتور رشد ثابت بی هوازی با بستر گسترده و جریان رو به بالا

راکتور رشد ثابت بی هوازی با بستر سیال

فرآیندهای رشد ثابت با جریان رو به پایین

۴-۶ سایر فرآیندهای تصفیه بی هوازی

فرآیند لاگون بی هوازی سرپوشیده

فرآیند تصفیه بی هوازی با جداسازی غشایی

مسائل و پرسشهای تشریحی

منابع

فرآیندهای تصفیه بی هوازی شامل رشد معلق بی هوازی، رشد ثابت بی هوازی با جریان رو به بالا و رو به پایین، رشد ثابت با بستر سیال، لایه لجن بی هوازی با جریان رو بـه بـالا(UASB)، لاگونهـای بـی هوازی و فرآیندهای بی هوازی با جداسازی غشایی است.
فرآیندهای رشد معلق بی هوازی مرتبط با حذف بیولوژیکی فسفر در بخش ۲ مورد بحث قـرار گرفـت. هدف از این بخش بیان طرحهای فرآیندی برای سایر فرآیندهای تصفیه بی هوازی می باشد کـه بـرای حذف مواد آلی از جریانهای مایع استفاده می شود. انواع مختلف فرآیندها به همراه بارگـذاری متـداول طراحی آنها و توانایی فرآیندهای تصفیه در این بخش بیـان شـده اسـت. قبـل از بررسـی فرآینـدهای تصفیه بی هوازی بصورت مجزا، توجه به دلایل استفاده از فرآیندهای تصفیه بی هـوازی مفیـد خواهـد بود.

۱-۴ دلایل تصفیه بی هوازی

توجیه و دلایل گرایش به فرآیندهای تصفیه بی هوازی را می توان با توجه بـه مزایـا و معایـب فرآینـد توضیح داد. مزایا و معایب کلی تصفیه بی هوازی در جدول ۱-۴ بیان و در زیر بحث شده است.

مزایای فرآیندهای تصفیه بی هوازی

از مزایای ذکر شده در جدول ۱-۴ ، ملاحظات انرژی، بازده کمتر جرم سلولی، مواد مغـذی مـورد نیـاز کمتر و بارگذاری حجمی بیشتر در ادامه بحث بیشتر توضیح داده می شود.

جدول ۱-۴ مزایا و معایب فرآیندهای بی هوازی در مقایسه با فرآیندهای هوازی

مزایا	انرژی مورد نیاز کمتر
	تولید لجن بیولوژیکی کمتر
	مواد مغذی مورد نیاز کمتر
	تولید متان بعنوان یک منبع باالقوه انرژی
	حجم کمتر راکتور مورد نیاز
	کاهش آلودگی هوای ناشی از گازهای خروجی
	عکس العمل سریع به سوبسترای اضافی بعد از دوره های طولانی بدون جریان ورودی
معایب	زمان راه اندازی طولانی تر برای تشکیل جرم سلولی مورد نیاز
	نیاز به اضافه کردن قلیاییت

نیاز به تصفیه بیشتر همراه با فرآیند تصفیه هوازی برای دستیابی به استانداردهای تخلیه
عدم امکان حذف بیولوژیکی فسفر و نیتروژن
حساسیت خیلی زیاد به اثرات سوء دماهای پایین بر سرعت های واکنش
حساسیت بیشتر نسبت به اختلال ناشی از مواد سمی
پتانسیل تولید بو و گازهای خورنده

ملاحظات انرژی

فرآیندهای بی هوازی ممکن است بجای مصرف انرژی که در فرآیندهای هوازی است، تولید کننده خالص انرژی باشند. مقایسه موازنه انرژی برای فاضلاب با غلظت زیاد در دمای $۲۰^{\circ}C$ در جدول ۲-۴ ارائه شده است.

جدول ۲-۴ مقایسه موازنه انرژی فرآیندهای هوازی و بی هوازی برای تصفیه فاضلابی با مشخصات زیر: دبی فاضلاب= $۱۰۰\ m^3/d$ ، غلظت فاضلاب = $۱۰kg/m^3$ و دما = $۲۰^{\circ}C$:

انرژی	مقدار ، kj/d	
	بی هوازی	هوازی
هوادهی[الف، ب]		$-۱/۹\times۱۰^{۶}$
متان تولید شده[ج، د]	$۱۲/۵\times۱۰^{۶}$	
افزایش دمای فاضلاب تا $۳۰^{\circ}C$	$-۲/۱\times۱۰^{۶}$	
انرژی خالص ، kj/d	$۱۰/۴\times۱۰^{۶}$	$-۱/۹\times۱۰^{۶}$

الف . اکسیژن مورد نیاز = حذف شده $۰/۸kg/kg\ COD$
ب . بازده هوادهی = $۱/۵۲kg\ O_2/kWh$ و $۳۶۰۰kj=۱kwh$
ج . تولید متان = حذف شده $۰/۳۵m^3/kg\ COD$
د . محتوای انرژی متان = $۳۵۸۴۶\ kj/m^3$ در دمای صفر درجه و فشار ۱ اتمسفر

برای شرایط داده شده در جدول ۲-۴ ، فرآیند هوازی به $۱/۹\times۱۰^{۶}$ کیلوژول در روز انرژی نیاز دارد. در طرف دیگر، فرآیند بی هوازی در مجموع $۱۲/۵\times۱۰^{۶}\ kj/d$ انرژی تولید می کند. از کل انرژی تولیدی در شرایط بی هوازی تقریباً $۲/۱\times۱۰^{۶}$ برای افزایش دمای فاضلاب از $۲۰^{\circ}C$ به $۳۰^{\circ}C$ مورد نیاز است که حد پایین محدوده دمایی مزوفیلیک و دمای مطلوب تری برای تصفیه بی هوازی می باشد. بنابراین پتانسیل تولید انرژی خالص که می تواند با تصفیه بی هوازی حاصل شود، تقریباً $۱۰/۴\times۱۰^{۶}\ kj/d$ یا حدود ۵ برابر انرژی مورد نیاز برای تصفیه هوازی می باشد. در محلهایی که دمای فاضلاب باید افزایش یابد، مقدار انرژی برای مقایسه موازنه انرژی فرآیندهای هوازی و بی هوازی اهمیت دارد. با فرضیات مشابه مورد استفاده برای موازنه انرژی بیان شده در جدول ۲-۴ ، اگر غلظت COD قابل تجزیه بیولوژیکی فاضلاب $۱۲۷۰mg/L$ باشد، مقدار انرژی ورودی در هر دو فرآیند هوازی و بی هوازی

یکسان خواهد بود. در غلظتهای کمتر COD فرآیند هوازی نیاز به انرژی کمتری دارد. اگرچه بازیافت حرارت از جریان پساب خروجی بی هوازی می تواند این اعداد را تغییر دهد. علاوه بر این، بازده کمتر جرم سلولی که در زیر بحث شده است، هنوز یک مزیت مهم بیان شده برای فرآیند بی هوازی محسوب می شود.

بازده کمتر جرم سلولی: انرژی زا بودن فرآیندهای بی هوازی باعث تولید کمتر جرم سلولی با یک ضریب ۸-۶ برابر می شود و هزینه های پردازش و دفع لجن بطور زیادی کاهش می یابد. مسائل اقتصادی و زیست محیطی مهم مرتبط با بازیافت و دفع جرم سلولی تولید شده درتصفیه بی هوازی در بخش ۱۴(متکف) بحث شده است. این واقعیت که لجن کمتری در تصفیه بی هوازی تولید می شود، یک مزیت مهم در برابر تصفیه هوازی می باشد.

مواد مغذی مورد نیاز کمتر: بیشتر فاضلابهای صنعتی فاقد مواد مغذی کافی برای انجام رشد هوازی می باشد. هزینه افزودن مواد مغذی در فرآیندهای بی هوازی خیلی کمتر است؛ زیرا جرم سلولی کمتری تولید می شود.

بارگذاری حجمی بالاتر: معمولاً فرآیندهای بی هوازی نسبت به فرآیندهای هوازی دارای بارگذاری آلی حجمی بالاتری هستند که در نتیجه حجم کمتر راکتور و فضای کمتری ممکن است مورد نیاز باشد. مقادیر بارگذاری آلی مورد استفاده در فرآیندهای بی هوازی از $kg\ COD/m^3.d$ ۳۲-۳/۲در مقایسه با فرآیندهای هوازی $kg\ COD/m^3.d$ ۳/۲-۰/۵است(اسپیس، ۱۹۹۶).

معایب فرآیندهای تصفیه بی هوازی

همانطور که در جدول ۱-۴ گزارش شده است، معایب بالقوه ای نیز برای فرآیندهای بی هوازی وجود دارد. ملاحظات بهره برداری، نیاز به اضافه کردن قلیائیت و نیاز به تصفیه اضافی در بحث زیر بیشتر مورد تاکید قرار گرفته است.

ملاحظات بهره برداری: از نکات مهم در فرآیندهای بی هوازی، زمان راه اندازی طولانی تر (چند ماه برای فرآیندهای بی هوازی در برابر چند روز برای فرآیندهای هوازی), حساسیت به امکان وجود ترکیبات سمی, عدم انعطاف در بهره برداری, پتانسیل تولید بو و خورندگی گازهای هاضم می باشد. هرچند با طراحی مناسب فرآیند و انتخاب خصوصیات مناسب فاضلاب می توان از این مشکلات اجتناب و یا آنها را کنترل کرد.

نیاز به اضافه کردن قلیائیت: مهمترین عامل منفی که می تواند بر اقتصادی بودن تصفیه بی هوازی در برابر تصفیه هوازی تاثیرگذار باشد احتمال نیاز به اضافه کردن قلیائیت است. در فرآیندهای بی

هوازی ممکن است غلظت های قلیائیت ۲۰۰۰-۳۰۰۰mg/L بر حسب کربنات کلسیم برای نگهداری pH قابل قبول با غلظت CO_2 زیاد در فاز گازی مورد نیاز باشد. در صورتیکه این مقدار از قلیائیت در فاضلاب ورودی وجود نداشته باشد و یا با تجزیه پروتئین ها یا اسید آمینه تولید نشود, هزینه زیادی برای خرید قلیائیت متحمل خواهد شد که بر اقتصادی بودن کلی فرآیند تاثیرگذار است.

نیاز به تصفیه اضافی: فرآیندهای بی هوازی برای زلال سازی پساب خروجی بوسیله فرآیند های هوازی ادامه داده می شود تا از مزایای هر دو فرآیند استفاده شود. برای تصفیه فاضلابهای شهری در آب وهوای گرمتر استفاده از راکتورهای سری فرآیندهای بی هوازی- هوازی انجام شده است که باعث نیاز به انرژی کمتر و تولید لجن کمتر می شود(گونکالوس و اواجو, ۱۹۹۹؛ گاروتی, ۱۹۹۲).

خلاصه ارزیابی

بطور معمول, فرآیندهای هوازی در حال حاضر برای فاضلابهای شهری با غلظتهای COD قابل تجزیه بیولوژیکی کمتر, دماهای پایین تر, نیازهای کیفی بیشتر پساب خروجی و نیاز به حذف مواد مغذی، مناسب می باشد. برای فاضلابهای صنعتی با غلظتهای COD قابل تجزیه بیولوژیکی خیلی زیاد و دماهای بالا ممکن است فرآیندهای بی هوازی اقتصادی تر باشد. در آینده همزمان با افزایش اطلاعات راجع به فرآیندهای تصفیه بی هوازی پیش بینی می شود استفاده از آنها با سرعت بیشتری در کاربردهای مختلف صورت خواهد گرفت.

۴-۲ پارامترهای متداول طراحی برای فرآیندهای تصفیه بی هوازی

نوع فاضلاب و مشخصات آن در ارزیابی و طراحی فرآیند بی هوازی مهم می باشد. مشخصات ارائه شده در اینجا برای فرآیندهای رشد معلق، لایه لجن، رشد چسبیده و فرآیند بی هوازی با جداسازی غشایی کاربرد دارد. مشخصات فاضلاب و عوامل مهمی که در ارزیابی فرآیندهای بی هوازی برای تصفیه فاضلاب نیاز به توجه دارد، در زیر بحث شده است.

جدول ۳-۴ مثالهایی از انواع فاضلابهای تصفیه شده بوسیله فرآیندهای بی هوازی

تقطیر الکل	شیرابه زمین دفن
آبجوسازی	کاغذ و خمیر کاغذ
کارخانجات مواد شیمیایی	داروسازی
پروسه کردن پنیر و شیر	کشتارگاه و بسته بندی گوشت
فاضلاب شهری	نوشیدنیهای غیر الکلی
پردازش مواد غذایی دریایی و ماهی	پروسه کردن شکر

مشخصات فاضلاب

محدوده وسیعی از فاضلاب شامل مواردی که در جدول ۳-۴ گزارش شده است، در فرآیندهای بی هوازی تصفیه می شود. فرآیندهای بی هوازی گزینه ای مناسب بویژه برای فاضلابهایی با قدرت زیاد و

درجه حرارتهای بالا می باشد؛ زیرا ۱) نیاز به هوادهی ندارد و در نتیجه در هزینه انرژی صرفه جویی می شود ۲) حجم کمی از جامدات تولید می شود. برای مثال، فاضلابهای حاصل از تقطیر و پردازش مواد غذایی دارای غلظت COD حدود ۳۰۰۰-۳۰۰۰۰mg/L می باشد. سایر ملاحظاتی که ممکن است در ارتباط با منابع مختلف فاضلاب بکار برده شود، جریانهای بالقوه سمی، تغییرات جریان، غلظت های مواد غیر آلی و تغییر بارهای فصلی می باشد. فرآیندهای بی هوازی توانایی پاسخ سریع به فاضلاب ورودی بعد از دوره های طولانی مدت بدون اضافه کردن سوبسترا را دارد. در بعضی از موارد با شرایط آب و هوایی گرمتر، تصفیه بی هوازی نیز برای تصفیه فاضلاب شهری مورد توجه قرار گرفته است.

تغییرات بارگذاری و جریان: تغییرات زیاد بارهای آلی و جریان ورودی می تواند تعادل بین تخمیرکننده های اسیدی و متانوژنها را در فرآیندهای بی هوازی مختل کند. برای سوبسترای محلول قابل تجزیه بیولوژیکی سریع مانند مواد قندی و نشاسته، واکنشهای اسیدی می تواند در بارهای زیاد، خیلی سریع انجام شود و اسیدهای چرب فرار (VFA) و غلظت هیدروژن افزایش و pH کاهش یابد. غلظتهای بیشتر هیدروژن می تواند مانع از تبدیل اسید پروپیونیک و بوتیریک شود. pH پایین تر از فعایت متانوژنها جلوگیری می‌کند. متعادل سازی جریان یا ظرفیت اضافی برای مقابله با شرایط بارگذاری و جریان پیک باید فراهم شود.

دما و غلظت مواد آلی: همانطور که در قسمت ۱-۴ بحث شد، دما و غلظت فاضلاب بطور زیادی بر اقتصادی بودن و امکان انجام تصفیه بی هوازی اثر می گذارد. درجه حرارتهای راکتور ۲۵-۳۵$^{\circ}$C معمولاً برای انجام سرعت های بهینه واکنش بیولوژیکی و فراهم نمودن تصفیه با ثبات بیشتر ترجیح داده می شود. بطور معمول غلظتهای COD بیشتراز ۱۵۰۰-۲۰۰۰mg/Lبرای تولید مقدار کافی متان مورد نیاز است و فاضلاب بدون منبع خارجی سوخت گرم می‌شود. در مقدار COD برابر ۱۳۰۰mg/L یا کمتر ممکن است تصفیه هوازی بعنوان یک گزینه ترجیح داده شود. تصفیه بی هوازی ممکن است در دماهای کمتر بکار گرفته شود و در دمای ۱۰-۲۰$^{\circ}$C در راکتورهای رشد معلق و چسبیده نگهداری شود. در درجه حرارتهای پایین تر، واکنش با سرعت کمتری انجام می شود و زمان ماند جامدات طولانی تر، حجمهای بیشتر راکتور و بارگذاری COD آلی کمتر مورد نیاز می باشد(بانکین و داگو، ۱۹۹۶؛ کولینز و همکاران، ۱۹۹۸). بعلاوه، تجزیه اسیدهای چرب فرار با زنجیره طولانی در دمای حدود ۱۰-۲۰$^{\circ}$C ، اغلب از لحاظ سرعت محدود می شود. در صورتی که اسیدهای چرب با زنجیره طولانی تجمع پیدا کند ممکن است در راکتور کف ایجاد شود. هنگامی که زمان ماند جامدات بیشتری در سیستم مورد نیاز باشد، افت جامدات در راکتور بی هوازی می تواند یک عمل محدودکننده مهم باشد. معمولاً راکتورهای بی هوازی، جامدات لخته شده کمتر و جامدات پراکنده شده بیشتری نسبت به سیستمهای هوازی تولید می کنند که غلظت های TSS خروجی برای

فرآیندهای رشد معلق در محدوده ۱۰۰-۲۰۰mg/Lمی باشد. امکان زمان ماند جامدات و پتانسیل تصفیه در فاضلابهای رقیق بوسیله غلظت TSS خروجی محدود شده و باعث ایجاد عملکرد ضعیف تصفیه می شود و یا بهره برداری راکتور در دماهای بالاتر ضروری می باشد. بنابراین روش مورد استفاده برای حفظ جامدات در راکتور بی هوازی در عملکرد و طراحی کلی فرآیند اهمیت دارد.

نسبت مواد آلی غیر محلول: ترکیب فاضلاب بر حسب نسبتهای محلول و ذره ای آن بر نوع راکتور بی هوازی انتخاب شده و طراحی آن اثر می گذارد. فاضلابهایی با غلظت زیاد جامدات در راکتورهای رشد معلق بطور مناسب تری نسبت به راکتورهای رشد ثابت با جریان روبه بالا یا رو به پایین تصفیه شده است. در مواردی که که تجزیه بیشتر مواد آلی ذره ای مدنظر باشد و مانند تعادل بین تخمیر اسیدی و متانوژنز در تصفیه بی هوازی، هیدرولیز جامدات در مرحله محدود کننده از لحاظ سرعت باشد، مقادیر SRT طولانی تری مورد نیاز است.

قلیائیت فاضلاب: در حضور مقدار زیاد دی اکسیدکربن (معمولاً در محدوده ۵۰-۳۰ درصد) در گاز تولیدی تصفیه بی هوازی، معمولاً مقادیر قلیائیت در محدوده ۲۰۰۰-۴۰۰۰mg/L بر حسب کربنات کلسیم مورد نیاز است که برای حفظ pH در حالت خنثی یا نزدیک به حالت خنثی می‌باشد. مقدار قلیائیت مورد نیاز به ندرت در فاضلاب ورودی در دسترس است؛ اما ممکن است در بعضی موارد بوسیله تجزیه پروتئین و اسیدهای آمینه تولید شود(مانند فاضلابهای بسته بندی گوشت). نیاز به خرید مواد شیمیایی برای کنترل pH می تواند اثر مهمی بر اقتصادی بودن تصفیه بی هوازی داشته باشد. مطابق آنچه در ضمیمه F بصورت کلی آمده است، ارتباط بین pH و قلیائیت توسط بی کربنات بصورت زیر کنترل می شود:

$$\frac{[HCO_3^-][H^+]}{[H_2CO_3]} = K_{a1} \qquad (4-1)$$

K_{a1} = ثابت تجزیه اسید اولیه که تابعی از دما و قدرت یونی است.

غلظت اسید کربنیک (H_2CO_3) با استفاده از قانون هنری(رابطه ۴۶-۲) و فشار جزئی CO_2 در اتمسفر بالای آب تعیین می شود.

$$x_g = \frac{P_T}{H}\rho_g \qquad (2-46)$$

X_g= نسبت مولی گاز در آب، مول گاز/مول آب

$$x_g = \frac{n_g}{n_g + n_w}$$

n_g = تعداد مول گاز

n_w= تعداد مول آب

P_T =فشار کل، معمولاً یک اتمسفر

H = ثابت قانون هنری

P_g=نسبت مولی گاز در هوا ، مول گاز/ مول هوا

وقتی غلظت اسید کربنیک مشخص باشد، قلیائیت بی کربنات مورد نیاز برای حفظ pH برآورد می شود. استفاده از روابط بالا در مثال ۱-۴ توضیح داده شده است.
مشابه آنچه در مثال ۱-۴ بیان شده است، نتایج محاسبات برای دماها و غلظتهای مختلف CO_2 در فاز گازی در جدول ۴-۴ گزارش شده است که با استفاده از ثابت تعادل کربنات داده شده در جدول ۱۶-۶ بخش۶(متکف) و ثابت هنری حاصل از اطلاعات داده شده در جدول ۸-۲ در بخش ۲ بدست آمده است. مقادیر بیان شده در جدول ۴-۴ را می توان برای تخمین قلیائیت مورد نیاز استفاده کرد. قلیائیت مورد نیاز در فاضلابهایی با قدرت یونی و غلظت کل جامدات محلول بالاتر معمولاً خیلی بیشتر خواهد بود.

مثال ۱-۴ قلیائیت و pH در فرآیند بی هوازی: در یک فرآیند رشد معلق بی هوازی در دمای $35^{\circ}C$ با محتوای CO_2 برابر ۳۰ درصد در گاز بالای آب، قلیائیت مورد نیاز را بر حسب Kg $CaCO_3$/d برای حفظ pH برابر ۷ تعیین کنید. دبی فاضلاب ورودی$2000 m^3/d$ ، قلیائیت ۴۰۰mg/L برحسب کربنات کلسیم و هیچ ماده تولید کننده قلیائیت وجود ندارد. در دمای $35^{\circ}C$ ، ثابت هنری برای CO_2 برابر ۲۰۹۲ اتمسفر می باشد که با استفاده از رابطه ۴۸-۲ و اطلاعات داده شده در جدول ۸-۲ محاسبه شده است و مقدار K_{a1} برابر $4/85\times10^{-7}$ مول بر لیتر است (در ضمیمه F جدول ۲-F را ببینید).

راه حل:

۱- غلظت HCO_3^- مورد نیاز را برای حفظ۷= pH یا نزدیک به آن تعیین کنید.

الف) غلظت H_2CO_3 را با استفاده از رابطه ۴۷-۲ تعیین کنید.

$$x_{H_2CO_3} = \frac{P_g}{H} = \frac{(1atm)\times(0.30)}{2092atm} = 1.434\times10^{-4}$$

بدلیل اینکه ۱ لیتر آب حاوی ۵۵/۶ مول [(۱۸g/mole)/۱۰۰۰g] می باشد نسبت مولی H_2CO_3 برابر است با:

$$x_{H_2CO_3} = \frac{n_g}{n_g + n_w} \Rightarrow 1.434\times10^{-4} = \frac{[H_2CO_3]}{[H_2CO_3]+[55.6mole/L]}$$

بدلیل اینکه تعداد مولهای گاز حل شده در یک لیتر آب خیلی کمتر از تعداد مولهای آبی می باشد:

$$[H_2CO_3] \approx (1.434\times10^{-4})[55.6mole/L] \approx 7.97\times10^{-3} mole/L$$

ب) غلظت HCO_3^- مورد نیاز را برای حفظ۷= pH یا نزدیک به آن با استفاده از رابطه۱-۴ تعیین کنید:

$$\left[HCO_3^-\right] = \frac{\left[4.85\times10^{-7}\,mole/L\right]\left[7.97\times10^{-3}\,mole/L\right]}{\left[10^{-7}\,mole/L\right]} = 0.0387\,mole/L$$

$$HCO_3^- = (0387\,mole/l)(61g/mole)(10^3\,mg/g) = 2361\,mg/l$$

۲- مقدار قلیائیت مورد نیاز بازای هر روز را تعیین کنید.

$$HCO_3^- \text{ اکی والان } = \frac{(2.361g/L)}{(61g/eq)} = 0.0387eq/L$$

$$1eqCaCO_3 = \frac{mw}{2} = \frac{(100g/mole)}{2} = 50gCaCO_3/eq$$

$$\text{قلیائیت بر حسب کربنات کلسیم} = (0.0387eq/L)(50g/eq)(10^3mg/g) = 19.25mg/L$$

$$\text{قلیائیت مورد نیاز برحسب کربنات کلسیم} = (1935-400)mg/L = 1535mg/L$$

$$\text{اضافه کردن قلیائیت روزانه} = (1535g/m^3)(2000m^3/d)(1kg/10^3g) = 3070kg/d$$

توضیح: بر اساس نتایج آنالیز بالا واضح است که مقداری قلیائیت اضافی مورد نیاز است و در نتیجه می تواند هزینه زیادی داشته باشد. بدلیل اینکه اضافه کردن آهک بعنوان قلیائیت منجر به تشکیل رسوب می شود، اضافه کردن قلیائیت به شکل بی کربنات سدیم ترجیح داده می شود.

مواد مغذی

با وجود اینکه فرآیندهای بی هوازی، لجن کمتری تولید می کنند و در نتیجه فسفر و نیتروژن کمتری برای رشد جرم سلولی نیاز دارند، خیلی از فاضلابهای صنعتی فاقد مواد مغذی کافی می باشد؛ بنابراین ممکن است اضافه نمودن نیتروژن و یا فسفر مورد نیاز باشد. با توجه به مشخصات سوبسترا و مقدار SRT ، مواد مغذی مورد نیاز از جمله نیتروژن، فسفر و سولفور به ترتیب حدود ۱۳-۱۰، ۲/۶-۲ و ۲mg/L-۱ بازای هر ۱۰۰mg جرم سلولی است. مقادیر نیتروژن و فسفر شامل مقدار این عناصر می باشد که در ترکیب بیومس سلولی تخمین زده شد(پاراگراف ۳-۲ را در بخش ۲ ببینید). بعلاوه برای نگهداری ماکزیمم فعالیت متانوژنها، غلظت فاز مایع نیتروژن، فسفر و سولفور به ترتیب ۵۰ ، ۱۰ و ۵mg/L مطلوب است.

ماکرونوترینت ها: اهمیت فلزات جزئی برای تحریک فعالیت متانوژنها توسط اسپیس(۱۹۹۶) مورد بحث و بررسی قرار گرفته است. مقادیر مورد نیاز توصیه شده برای آهن، کبالت، نیکل و روی به ترتیب mg ۰/۰۲ ، ۰/۰۰۴ ، ۰/۰۰۳ و ۰/۰۲ بازای هر گرم استات تولیدی می باشد. مثالهایی از افزایش

فعالیت بی هوازی بعد از اضافه نمودن جزئی آهن، نیکل یا کبالت بررسی شده است. مقدار دقیق مواد مغذی جزئی مورد نیاز می تواند برای فاضلابهای مختلف متفاوت باشد و بنابراین روشهای آزمایش سعی و خطا برای ارزیابی سودمندی آنها در فرآیندهای بی هوازی همراه با غلظتهای زیاد VFA مورد استفاده است.

جدول ۴-۴ حداقل قلیاییت برآورد شده مورد نیاز بر حسب $CaCO_3$ در pH =۷ بعنوان تابعی از دما و درصد دی اکسید کربن در حین هضم بی هوازی

	درصد دی اکسید کربن در فاز گازی			
دما $^{\circ}C$	۲۵	۳۰	۳۵	۴۰
۲۰	۹۰۰	۱۰۵۰	۱۲۰۰	۱۴۰۰
۲۵	۱۱۰۰	۱۳۰۰	۱۵۰۰	۱۷۰۰
۳۰	۱۳۰۰	۱۶۰۰	۱۸۰۰	۲۱۰۰
۳۵	۱۵۰۰	۱۸۰۰	۲۱۰۰	۲۴۰۰
۴۰	۱۷۰۰	۲۱۰۰	۲۴۰۰	۲۸۰۰

غلظت پیشنهادی برای عناصر جزئی بازای هر لیتر از حجم راکتور برابر $FeCl_2$ ۱mg، ۰/۱mg $CoCl_2$ ، ۰/۱mg $NiCl_2$ و ۰/۱$ZnCl_2$ است.

ترکیبات سمی آلی و غیر آلی: برای اطمینان از اینکه سمیت مزمن در فاضلاب تصفیه شده با فرآیند بی هوازی وجود ندارد، مطالعات تصفیه پذیری و تجزیه و تحلیل مناسب مورد نیاز است. بطور مشابه، حضور یک ماده سمی به معنای غیر عملی بودن فرآیند نیست. بعضی ترکیبات از سرعتهای واکنش متانوژنهای بی هوازی جلوگیری می کنند؛ اما فرآیند با مقدار بارگذاری نسبتاً کم و حضور جرم سلولی زیاد می تواند مقاوم شود. ترکیبات آلی و غیر آلی بازدارنده و سمی مورد توجه در فرآیندهای بی هوازی به ترتیب در جدول ۵-۴ و ۶-۴ ارائه شده است. تطابق یافتن با غظت های مواد سمی نیز به اثبات رسیده است(اسپیس، ۱۹۹۶). مراحل پیش تصفیه برای حذف ترکیبات سمی ممکن است استفاده شود و در تعدادی از موارد، جداسازی فازی از مشکلات سمیت جلوگیری می‌کند؛ این کار با تجزیه ترکیبات سمی در فاز اسیدی قبل از در معرض قرار گرفتن باکتریهای با حساسیت بیشتر متانوژنز با ترکیبات سمی انجام می شود(لتینگا و هولشوفپول، ۱۹۹۱).

زمان ماند جامدات

زمان ماند جامدات یک پارامتر بهره برداری و طراحی اصلی در تمام فرآیندهای بی هوازی است. بطور معمول برای عملکرد موثر تصفیه، مقادیرSRT بزرگتر از ۲۰ روز در فرآیندهای بی هوازی با دمای ۳۰ $^{\circ}C$ مورد نیاز است که در دماهای پایین تر ، مقادیر SRT خیلی بیشتر می باشد.

جدول ۵-۴ ترکیبات غیر آلی بازدارنده و سمی مرتبط با فرآیندهای بی هوازی(پارکین و اون، ۱۹۸۶):

ماده	غلظت بازدارندگی متوسط mg/L	غلظت بازدارندگی زیاد mg/L
Na^{+}	۳۵۰۰-۵۵۰۰	۸۰۰۰
K^{+}	۲۵۰۰-۴۵۰۰	۱۲۰۰۰
Ca^{2+}	۲۵۰۰-۴۵۰۰	۸۰۰۰
Mg^{2+}	۱۰۰۰-۱۵۰۰	۳۰۰۰
نیتروژن آمونیاکی	۱۵۰۰-۳۰۰۰	۳۰۰۰
سولفید S^{2-}	۲۰۰	۲۰۰
مس Cu^{2+}		۰/۵ (محلول) ۵۰-۷۰ (کل)
کروم Cr(IV)		۳ (محلول) ۲۰۰-۲۵۰ (کل)
کروم Cr(III)		۱۸۰-۴۲۰(کل) ۲ (محلول)
نیکل Ni^{2+}		۳۰ (کل)
روی Zn^{2+}		۱ (محلول)

جدول ۶-۴ ترکیبات آلی بازدارنده و سمی مرتبط با فرآیندهای بی هوازی(پارکین و اون، ۱۹۸۶)

ترکیب	غلظت کاهش دهنده ۵۰ درصد فعالیت ، میلی مول
۱-کلروپروفن	۰/۱
نیتروبنزن	۰/۱
آکرولئین	۰/۲
۱-کلروپروفان	۱/۹
فرمالدهید	۲/۴
لوریک اسید	۲/۶
اتیل بنزن	۳/۲
اکریلونیتریل	۴
۳-کلرول-۱ و۲ پروپاندیول	۶
کروتون آلدهید	۶/۵
۲-کلروپروپیونیک اسید	۸
وینیل استات	۸
استالدهید	۱۰
اتیل استات	۱۱
آکریلیک اسید	۱۲
کاتکول	۲۴
فنول	۲۶
آنیلین	۲۶
رسورکینول	۲۹
پروپانول	۹۰

تولید گاز متان مورد انتظار

فاضلاب هایی با غلظت زیاد، حجم بیشتری از متان بازای حجم مایع تصفیه شده، تولید و در صورت نیاز، مقدار نسبتاً زیادتری انرژی برای افزایش دمای مایع فراهم می کند. همانطور که در پاراگراف ۱۲-۲ در بخش ۲ بدست آمد، حجم متان تولیدی بازای هر واحد COD تجزیه شده تحت شرایط بی هوازی برابر ۰/۳۵L CH_4/g COD در شرایط استاندارد است (۰ $^{\circ}$C و یک اتمسفر). مقدار متان نسبت به سایر شرایط استاندارد با قانون جهانی گاز (رابطه ۴۴-۲) تعیین می شود و حجم گاز اشغال شده توسط یک مول متان در دمای مورد نظر بدست می‌آید.

$$V = \frac{nRT}{P} \qquad (2-44)$$

V = حجم اشغال شده بوسیله گاز ؛ لیتر

n = تعداد مول گاز ؛ مول

R = ثابت قانون جهانی گاز ؛ ۰/۰۸۲۰۵۷atm.L/mole.K

T = دما ؛ کلوین (°C +۲۷۳/۱۵)

P = فشار مطلق ؛ اتمسفر

بنابراین در دمای ۳۵ $^{\circ}$C، حجم اشغال شده توسط یک مول از گاز متان برابر است با:

$$V = \frac{(1mole)(0.082057atm.L/mole.K)\left[(273.15+35)K\right]}{1.0atm} = 25.29L$$

بدلیل اینکه COD یک مول گاز متان برابر ۰/۶۴ گرم است، حجم متان تولیدی بازای هر واحد COD تجزیه شده تحت شرایط بی هوازی در دمای ۳۵ $^{\circ}$C برابر با ۰/۴ لیتر می باشد که بصورت زیر تعیین شده است:

(22.29L)/(64g COD/mole CH_4) = 0.40 L CH_4/g COD

اگر ترکیب مواد دفعی مشخص باشد و حجم مواد مورد استفاده برای سنتز سلولی صرف نظر شود، رابطه زیر را که ابتدا توسط باسول و بروف(۱۹۳۲) ارائه شد و در ادامه توسط سیکز (۲۰۰۰) گسترش پیدا کرد، می توان برای تخمین حجم متان(CH_4)، دی اکسید کربن (CO_2)، آمونیاک (NH_4) و سولفید هیدروژن (SH_2) که تحت شرایط بی هوازی تولید می شود، مورد استفاده قرار داد.

$$C_vH_wO_xN_yS_z + \left(v - \frac{w}{4} + \frac{x}{2} + \frac{3y}{4}\frac{z}{2}\right)H_2O \rightarrow$$
$$\left(\frac{v}{2} + \frac{w}{8} + \frac{x}{4} + \frac{3y}{8} + \frac{z}{4}\right)CH_4 + \left(\frac{v}{2} - \frac{w}{8} + \frac{x}{4} + \frac{3y}{8} + \frac{z}{4}\right)CO_2 + yNH_3 + zH_2S \qquad (4\text{-}2)$$

آمونیاک گازی تشکیل شده با دی اکسید کربن واکنش می دهد تا مطابق رابطه زیر، یون آمونیوم و بی کربنات را بوجود آورد.

$$NH_3 + H_2O + CO_2 \rightarrow NH_4^+ + HCO^-_3 \qquad (4\text{-}3)$$

رابطه داده شده بوسیله رابطه ۳-۴ بیانگر تشکیل قلیائیت تحت شرایط بی هوازی است که ناشی از تبدیل ترکیبات آلی شامل پروتئین می باشد(مانند نیتروژن). نسبتهای مولی مورد انتظار متان، دی اکسید کربن و سولفید هیدروژن به ترتیب بوسیله سه رابطه زیر مشخص شده است. بطور معمول، نسبت مولی سولفید هیدروژن بدلیل تشکیل رسوب / کمپلکس سازی تا حدودی کاهش خواهد یافت.

$$f_{co_2} = \frac{4v - w - 2x - 5y + 2z}{8(v - y + z)} \qquad (4-4)$$

$$f_{CH_4} = \frac{4v + w - 2x - 5y - 2z}{8(v - y + z)} \qquad (4-5)$$

$$f_{CH_4} = \frac{z}{8(v - y + z)} \qquad (4-6)$$

همانطور که قبلاً مورد توجه قرار گرفت، درصد دی اکسید کربن داخل گاز می تواند تا ۵۰ درصد افزایش یابد. قلیائیت در لجن حاوی نشاسته و کربوهیدرات مشکل ساز خواهد بود.

بازده تصفیه مورد نیاز

فرآیندهای تصفیه بی هوازی قادر به بازده زیاد تبدیل COD به متان و تولید حداقل جرم سلولی هستند. ماکزیمم تبدیل جامدات در مقادیر SRT بالاتر از ۵۰-۲۰ روز ممکن است در دمای بالاتر از ۲۵°C انجام شود. با این وجود، جامدات معلق خروجی زیاد (۵۰-۲۰۰mg/l) در فرآیندهای بی هوازی متداول است. برای کنترل غلظت های جامدات معلق خروجی مشابه لخته سازی شیمیایی یا جداسازی غشایی، فرآیندهای بی هوازی بدون مطالعات طرح پایلوت و اندازه گیریهای زیاد، به تنهایی نمی توانند اطمینان لازم در زمینه دستیابی به سطوح تصفیه ثانویه را بدهند. بعضی از اشکال تصفیه هوازی مانند فرآیندهای رشد معلق یا رشد ثابت برای زلال سازی پساب خروجی ضروری است. برای فاضلابهایی با قدرت زیاد، ترکیب تصفیه هوازی و بی هوازی می تواند اقتصادی باشد(اوبایاشی و همکاران، ۱۹۸۱).

تولید سولفید

ترکیبات سولفوره اکسیدشده مانند سولفات، سولفیت و تیوسولفات ممکن است با غلظت های زیاد در فاضلابهای مختلف صنعتی و تا حدودی در فاضلاب های شهری باشد. این ترکیبات ممکن است بعنوان گیرنده الکترون برای باکتریهای احیاء کننده سولفات استفاده شود و ترکیبات آلی را در راکتور بی هوازی مصرف و هیدروژن سولفید (H_2S) تولید کند. برای مثال با استفاده از متانول بعنوان دهنده الکترون و مقدار f_s برابر ۰/۰۵ (پاراگراف ۴-۱ از بخش ۱ را مشاهده کنید)، واکنش کلی برای احیاء سولفات به H_2S را می توان بصورت رابطه زیر بیان کرد:

$$0.119SO_4^{2-} + 0.167CH_3OH + 0.01CO_2 + 0.003NH_4^{+} + 0.003HCO_3^{-} +$$
$$0.178H^{+} = 0.003C_5H_7NO_2 + 0.06H_2S + 0.06HS^{-} + 0.331H_2O \qquad (4-7)$$

مطابق با رابطه ۷-۴ ، حجم COD مورد استفاده برای احیاء سولفات برابر ۰/۸۹ گرم COD بازای هر

گرم سولفات است و در محدوده ۰/۶۷گرم COD بازای هر گرم سولفات احیاء شده می باشد که توسط آرسی والا (۱۹۹۸) گزارش شده است. مقدار بیشتر بدلیل ضریب بازده کمتر جرم سلولی مرتبط با اکسیداسیون متانول است. بر اساس رابطه استوکیومتری زیر برای سولفید هیدروژن همانند اکسیداسیون متان ، دو مول اکسیژن بازای هر مول هیدروژن سولفید مورد نیاز می باشد:

$$H_2S + 2O_2 \rightarrow H_2SO_4 \qquad (4-8)$$

بنابراین حجم H_2S تولیدی بازای هر واحد COD مشابه متان می باشد(۰/۴ گرم سولفید هیدروژن بازای هر گرم COD مورد استفاده در دمای $۳۵^{\circ}C$).

سولفید هیدروژن، بدبو و برای فلزات خورنده است. سوزاندن محصولات تشکیل شده از اکسیداسیون سولفور به لحاظ آلاینده های هوا مورد توجه می باشد. سولفید هیدروژن در مقایسه با متان، حلالیت زیادی در آب دارد؛ برای مثال حلالیت آن در دمای $۳۵^{\circ}C$ برابر ۲۶۵۰mg/l است. غلظت ترکیبات سولفوره اکسید شده در فاضلاب ورودی به یک فرآیند تصفیه بی هوازی اهمیت دارد؛ بطوریکه غلظتهای زیاد می تواند تاثیر منفی بر تصفیه بی هوازی داشته باشد. باکتریهای احیاء کننده سولفات با باکتریهای متانوژنیک بر سر COD رقابت می کنند و بنابراین می توانند میزان تولید گاز متان را کاهش دهند. در حالیکه غلظت های کم سولفید (کمتر از ۲۰mg/l) برای فعالیت بهینه متانوزنها مورد نیاز است، غلظتهای بالاتر می تواند سمی باشد(اسپیس، ۱۹۹۶). فعالیت متانوژنیک در غلظتهای H_2S حدود ۵۰-۲۵۰mg/L تقریباً ۵۰ درصد یا بیشتر کاهش می یابد (آرسی والا، ۱۹۹۸). ارزیابی کامل دینامیکی رقابت بین باکتریهای متانوژنز و احیاء کننده سولفات و اثرات سمی توسط میلاکرووا و همکارانش ارائه شده است(۱۹۹۳). بدلیل اینکه سولفید هیدروژن یونیزه نشده در مقایسه با سولفید هیدروژن یونیزه شده دارای سمیت بیشتری است، pH در تعیین سمیت سولفید هیدروژن اهمیت دارد. همچنین درجه سمیت سولفید هیدروژن با نوع بیومس هوازی موجود (گرانوله در مقایسه با پراکنده شده)، جمعیت متانوژنزهای ذره ای و نسبت COD/SO_4 ارتباط تنگاتنگی دارد. در غلظتهای بیشتر COD ، گاز متان بیشتری تولید می شود و سولفید هیدروژن رقیق می‌شود و سولفید هیدروژن بیشتری به فاز گازی انتقال می‌یابد. هیدروژن سولفید در محلول آبی بسته به pH محلول به صورت یکی از اشکال گاز سولفید هیدروژن (H_2S)، یون (HS^-) و یون سولفید (S^{2-}) وجود دارد که بر اساس روابط تعادلی زیر می باشد:

$$H_2S \leftrightarrow HS^- + H^+ \qquad (4-9)$$

$$HS^- \leftrightarrow S^{2-} + H^+ \qquad (4-10)$$

با کاربرد قانون واکنش جرمی برای روابط ۹-۴ و ۱۰-۴ بدست می آید:

$$K_{a1} = \frac{[HS^-][H^+]}{[H_2S]} \quad , \quad K_{a2} = \frac{[S^{2-}][H^+]}{[HS^-]} \qquad (4-11)$$

K_{a1} = ثابت تجزیه اسید اولیه در دمای $۲۵^{\circ}C$ = ۱×۱۰^{-۷} مول بر لیتر

K_{a2} = ثابت تجزیه اسید ثانویه در دمای $۲۵^{\circ}C$ ~ $۱۰^{-۱۹}$مول بر لیتر

درصد سولفید هیدروژن بعنوان تابعی از pH را می توان با استفاده از رابطه زیر تعیین کرد:

$$H_2S = \frac{[H_2S]\times 100}{[H_2S]+[HS^-]} = \frac{100}{1+[HS^-]/[H_2S]} = \frac{100}{1+K_{a1}/[H^+]} \qquad (4-12)$$

ضرایب تجزیه هیدروژن سولفید بعنوان تابعی از دما در جدول ۷-۴ همراه با مقادیر ضرایب برای آمونیاک گزارش شده است. مطابق با آنچه در شکل ۱-۴ بیان شده است، در pH برابر ۷ و دمای $۳۰^{\circ}C$ تقریباً ۶۰ درصد کل سولفید هیدروژن بصورت H_2S گازی می باشد.

سمیت آمونیاک

سمیت آمونیاک در تصفیه بی هوازی فاضلابهای حاوی غلظتهای زیاد آمونیوم یا پروتئین و/ یا اسیدهای آمینه حائز اهمیت است و می تواند با تجزیه شدن، آمونیوم تولید کند. آمونیاک آزاد (NH_3) در غلظت هایی که به اندازه کافی زیاد باشد، از نظر سمیت برای باکتریهای متانوژن، مورد توجه است. مطابق آنچه در بخش ۲ بیان شد، آمونیاک یک اسید ضعیف می باشد و در آب به یونهای آمونیوم (NH_4^+) و هیدروکسیل تجزیه می شود.

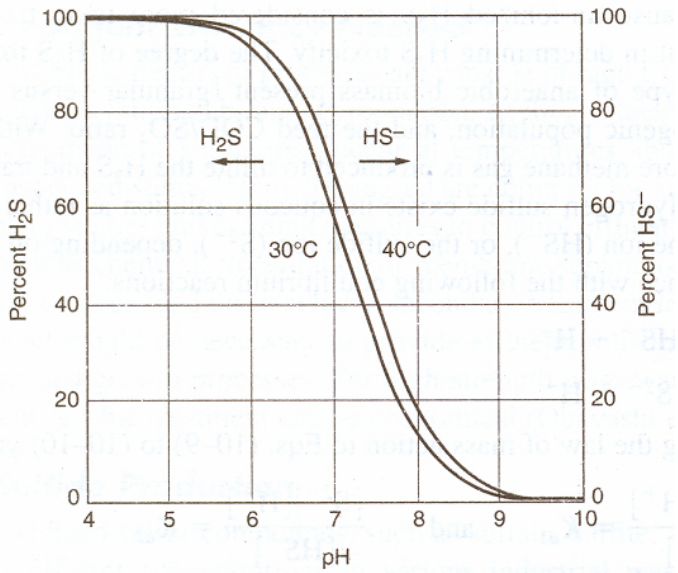
جدول ۷-۴ ضریب تعادل اسیدی برای سولفید هیدروژن و آمونیاک

دما $^{\circ}C$	$K_{a\ H2S}\times 10^7$ mole/L	$K_{a\ NH3}\times 10^{10}$ mole/L
۰	۰/۲۶۲	۷/۲۸
۱۰	۰/۴۸۵	۶/۳۷
۲۰	۰/۸۶۲	۵/۸۴
۲۵	۱	۵/۶۲
۳۰	۱/۴۸	۵/۴۹
۴۰	۲/۴۴	۵/۳۷

مقدار آمونیاک آزاد تابعی از دما و pH است. ضرایب تجزیه NH_3 بصورت تابعی از دما در جدول ۷-۴ ارائه شده است. ۴-۲ درصد آمونیاک در pH برابر ۷/۵ و دمای $۳۰-۳۵^{\circ}C$ به صورت آمونیاک آزاد وجود خواهد داشت(اسپیس، ۱۹۹۶). حد مجاز سمیت آمونیاک، ۱۰۰mg/l بر حسب NH_3-N گزارش شده است (مک کارتی و مک کینی، ۱۹۶۱). اما با وجود زمان تطابق، غلظتهای بیشتری قابل تحمل خواهد بود. لای و همکارانش (۱۹۹۸) در آزمایشات منقطع، بازدارندگی ثابتی از باکتریهای متانوژن را همزمان با افزایش غلظت NH_3-N از ۵۰ به ۵۰۰mg/l تشخیص دادند و غلظت mg/l ۵۰۰ بعنوان حد مجاز سمیت ظاهری در نظر گرفته شد. در حالتی که سمیت بر حسب غلظت کل آمونیوم است، مک کارتی(۱۹۶۴) محدوده غلظت سمی بر حسب NH_4-N را ۱۵۰۰-۳۰۰۰mg/l در pH بالاتر از ۷ و ۳۰۰۰mg/l در هر محدوده pH ، سمی اعلام کرد. هرچند بعد از تطابق طولانی

مدت ، غلظتهای آمونیوم خیلی بیشتری بدون سمیت مشاهده شده است. موان (۲۰۰۰) دریافت که هیچگونه اثر بازدارندگی در هر دو هاضم مزوفیلیک و ترموفیلیک لجن شهری با غلظت NH_4-N در محدوده ۱۹۰۰-۲۴۰۰mg/l وجود ندارد. سایر افراد (وان ولسون، ۱۹۷۷؛ پارکین و میلر، ۱۹۸۲) گزارش نمودند که در محیط هایی با تطابق طولانی مد ، هیچگونه اثر بازدارندگی سمیت آمونیوم در غلظت NH_4-N بین ۵۰۰۰-۸۰۰۰mg/l وجود ندارد.

نمودار ۱-۴ درصد سولفید هیدروژن موجود بر حسب H_2S و HS^- بصورت تابعی از pH



جداسازی جامدات- مایع

جداسازی موثر جامدات از مایع می تواند فعالیت فرآیند تصفیه بی هوازی را افزایش دهد. بدلیل ضریب بازدهی کم سنتز جامدات در فرآیندهای بی هوازی، بیشتر جامدات از طریق جریان پساب خروجی تصفیه شده ، دفع می شود و بنابراین حجم جامداتی که به دام می افتد، بر مقدار زمان ماند جامداتی که نگهداری می شود، تاثیر می گذارد. به دام افتادن مناسب جامدات، کیفیت پساب خروجی را از نظر TSS بهبود می بخشد و همچنین می تواند باعث طولانی تر شدن SRT در راکتور بی هوازی شود و افزایش مقدار تجزیه COD شود.

۴-۳ فرآیندهای رشد معلق بی هوازی

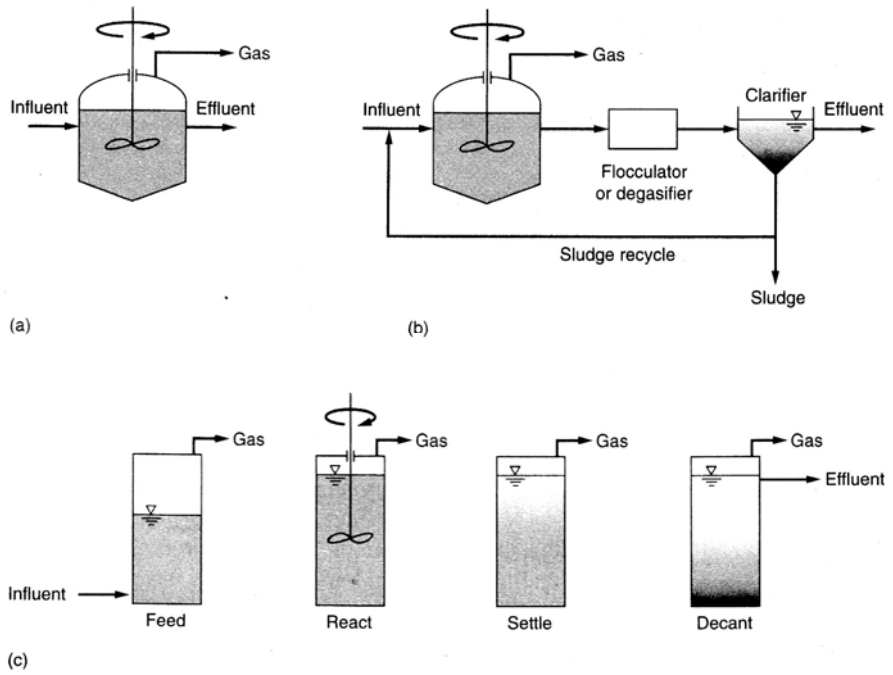
فرآیندهای رشد معلق، از جمله کاربرد اولیه تصفیه بی هوازی فاضلابهای صنعتی بود که بطور ابتدایی به روش مشابه هاضمهای بی هوازی لجن طراحی شده بود. سه نوع فرآیند تصفیه رشد معلق بی

هوازی در شکل ۲-۴ بیان شده است: ۱) هاضم بی هوازی رشد معلق با اختلاط کامل ۲) فرآیند تماس بی هوازی ۳) راکتور منقطع متوالی بی هوازی (ASBR) که طراحی جدیدتری از راکتور رشد معلق در حال گسترش است. هر کدام از این فرآیندها همراه با مشخصات طراحی فرآیندهای رشد معلق در زیر توضیح داده شده است.

فرآیند اختلاط کامل

زمان ماند هیدرولیکی با زمان ماند جامدات در هاضم بی هوازی با اختلاط کامل (شکل ۲-۴الف را ببینید) برابر است (t = SRT). زمان ماند هیدرولیکی ممکن است در محدوده بین ۱۵ تا ۳۰ روز باشد و ضرایب اطمینان کافی برای ثبات در فرآیند و بهره برداری را فراهم کند (پارکین و اون، ۱۹۸۶). هاضم اختلاط کامل بدون برگشت لجن برای مواد زائدی با غلظت زیاد جامدات و یا با غلظتهای خیلی زیاد مواد آلی محلول مناسب تر است که تغلیظ جامدات پساب خروجی در آن مشکل می باشد؛ بطوریکه بهره برداری در زمان ماند هیدرولیکی برابر با زمان ماند جامدات، بیشتر عملی است. در هاضم بی هوازی، روشهای مختلف اختلاط مورد استفاده است و حجم راکتور به شکل کامل تری استفاده می شود. سرعت بارگذاری آلی متداول در فرآیند اختلاط کامل همراه با مقادیر مقایسه ای برای فرآیندهای راکتور منقطع متوالی بی هوازی در جدول ۸-۴ بیان شده است. مثالهایی از نمونه طرحهای پایلوت مورد استفاده برای ارزیابی انجام هضم بی هوازی زائدات آلی مخصوص در شکل ۳-۴ نشان داده شده است.

شکل ۲-۴ فرآیندهای تصفیه بی هوازی رشد معلق: الف)هاضم بی هوازی رشد معلق با اختلاط کامل ب) فرآیند تماس بی هوازی ج) راکتور منقطع متوالی (ASBR)



فرآیند تماس بی هوازی[1]

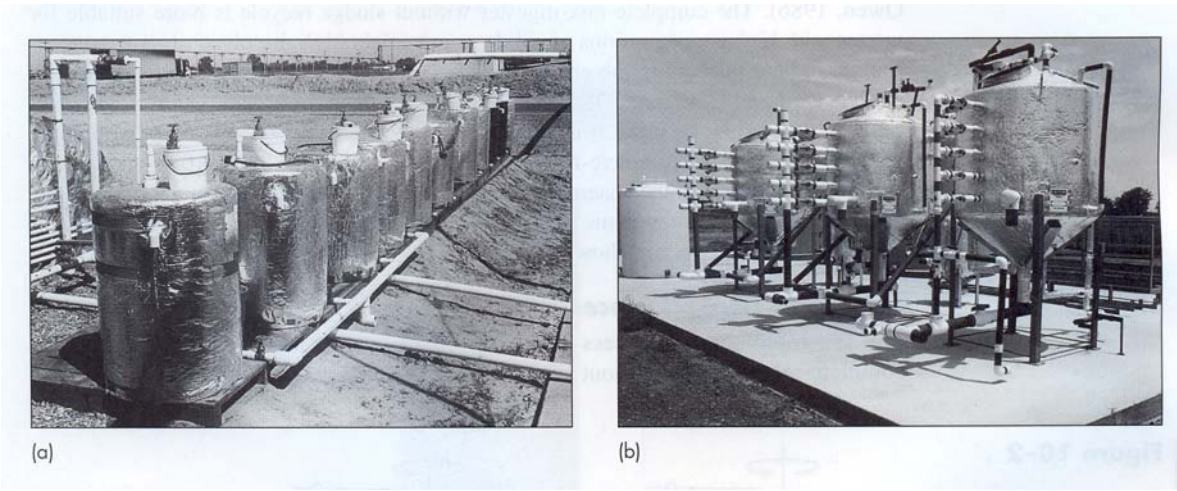
فرآیند تماس بی هوازی (شکل ۲-۴الف را مشاهده کنید) فاقد معایب فرآیند اختلاط کامل بدون برگشت می باشد. جرم سلولی جدا می شود و به راکتور تماس یا اختلاط کامل برگشت داده می شود؛ بطوریکه زمان ماند جامدات فرآیند طولانی تر از زمان ماند هیدرولیکی خواهد بود. با تفکیک مقادیر SRT و t می توان حجم راکتور بی هوازی را کاهش داد. جداسازی ثقلی متداول ترین روش برای تغلیظ و جداسازی جامدات قبل از برگشت لجن است؛ هر چند معمولاً لجنی با خصوصیات ته نشینی ضعیف تولید می شود و باید فرآیندهای جداسازی مناسب و یا روشهای دیگری برای بهبود به دام افتادن جامدات به کار گرفته شود. جداسازی جامدات با استفاده از شناورسازی گازی از طریق حل کردن تحت فشار گازهای خروجی فرآیند، بجای جداسازی ثقلی مورد استفاده است. بدلیل اینکه لجن راکتور حاوی گاز تولیدشده در فرآیند بی هوازی می باشد و تولید گاز می تواند در فرآیند جداسازی ادامه یابد، جداسازی جامدات از مایع غیر موثر و غیر قابل پیش بینی است. روشهای مختلفی برای کاهش اثر حبابهای گازی به دام افتاده در مرحله ته نشینی لجن استفاده شده است. این روشها شامل حذف گاز بوسیله گاززدایی در خلاء یا تلاطم، جداکننده های شیب دار صفحه ای و استفاده از مواد شیمیایی منعقدکننده می باشد(مالینا و پوهلند، ۱۹۹۲). سرعتهای عملی هیدرولیکی زلال ساز در محدودای از ۰/۵-۱m/h است. غلظتهای عملی MLVSS راکتور بین ۴۰۰۰-۸۰۰۰mg/l می باشد(مالینا و پوهلند، ۱۹۹۲). بارگذاری حجمی آلی مورد استفاده برای فرآیندهای تماس بی هوازی در جدول ۸-۴ بیان شده است.

[1].Anaerobic contact process

چدول ۸-۴ مقادیر بارگذاری آلی متداول برای فرآیندهای رشد معلق بی هوازی در دمای $30^{\circ}C$

فرآیند	بار آلی حجمی $KgCOD/m^3.d$	زمان ماند هیدرولیکی روز
اختلاط کامل	۱-۵	۱۵-۳۰
تماس بی هوازی	۱-۸	۰/۵-۵
راکتور منقطع متوالی بی هوازی(ASBR)	۱/۲-۲/۴	۰/۲۵-۰/۵

توجه: $kg/m^3.d \times 62.4280 = lb/10^3 ft^3.d$



شکل ۳-۴ تصویر یک طرح پایلوت متداول مورد استفاده برای ارزیابی اجرای فرآیند تصفیه بی هوازی با اختلاط کامل: الف) راکتورهای بی هوازی در مقیاس پایلوت در تاسیسات پردازش مواد غذایی ب) راکتور بی هوازی در مقیاس پایلوت (در دست ساخت) مورد استفاده برای ارزیابی قابلیت تصفیه فضولات حیوانی

راکتور منقطع متوالی بی هوازی

فرآیند (ASBR)[1] راکتور منقطع متوالی بی هوازی (شکل ۲-۴ج را ببینید) بعنوان یک فرآیند رشد معلق مورد توجه قرار گرفته است که جداسازی جامدات از مایع و مرحله واکنش در یک محفظه مشابه می باشد و خیلی شبیه به راکتور منقطع متوالی هوازی (SBR_s) است(بخش ۲ را ببینید). موفقیت فرآیند ASBR همانند آنچه در فرآیند لایه لجن بی هوازی با جریان رو به بالا (UASB) مشاهده شد به تشکیل یک لجن گرانوله با ته نشینی خوب بستگی دارد(اسپیس، ۱۹۹۶). بهره برداری از $ASBR_s$ شامل چهار مرحله است: ۱) تغذیه ۲) واکنش ۳) ته نشینی و ۴)تخلیه / خروج پساب. در حین دوره واکنش ، اختلاط مناسب به مدت چند دقیقه در هر ساعت انجام می شود تا توزیع یکنواخت جامدات و مواد آلی فراهم شود (سونگ و داگو، ۱۹۹۵). امکان انجام فرآیند در راکتورهای آزمایشگاهی در دمای$25^{\circ}C$-۵ برای تصفیه مواد آلی مصنوعی شیر خشک غیر چرب با میزان COD

[1] .Anaerobic sequencing batch reactor

ورودی ۶۰۰mg/l به اثبات رسیده است(بانیک و داگو، ۱۹۹۶). بارگذاری آلی فرآیند بوسیله انتخاب زمان ماند هیدرولیکی بین ۶ تا ۲۴ ساعت تغییر داده شده بود. در دمای ۲۵°C و بارگذاری آلی حجمی۱/۲-۲/۴kg COD/m^3.d، حذف ۹۲ تا ۹۸ درصد COD بدست آمد، حذف COD در دمای ۵°C ، برای بارگذاری COD از ۰/۹-۲/۴kg COD/m^3.d ، به ترتیب بین ۸۵- ۷۵ درصد بود. یک مشخصه مهم فرآیند ASBR ، سرعت ته نشینی لجن در حین دوره ته نشینی قبل از تخلیه پساب می باشد. زمان ته نشینی مورد استفاده تقریباً ۳۰ دقیقه است. سرعت تولید گاز و حذف مواد آلی، دقیقاً قبل از ته نشینی و در پایان دوره واکنش، کمتر می باشد و شرایط بهتری را برای ته نشینی جامدات فراهم می‌کند. بعد از زمان مناسب بهره برداری، یک لجن متراکم گرانوله توسعه پیدا می کند که مقدار جداسازی جامدات از گاز را بهبود می بخشد. غلظت TSS خروجی در محدوده ای از ۵۰-۱۰۰mg/l بالاتر از محدوده شرایط آزمایش است. مقادیر TSS خروجی در دماهای پایین تر، بیشتر بود. SRT در مقدار زمان ماند هیدرولیکی بین ۲۴-۶ ساعت به ترتیب ۲۰۰-۵۰ روز است.

طراحی فرآیندهای رشد معلق بی هوازی

فرآیندهای رشد معلق بی هوازی به روش مشابه فرآیندهای لجن فعال هوازی با اختلاط کامل طراحی می شود؛ زیرا رژیم هیدرولیکی و غلظت جرم سلولی بصورت قابل قبولی تعریف شده است. روش طراحی در جدول ۹-۴ خلاصه شده است. اینگونه شرایط طراحی مشابه باید برای سایر فرآیندهای تصفیه بی هوازی مورد استفاده قرار گیرد؛ با این تفاوت مهم که نیاز به تطابق و متناسب کردن بارگذاری آلی مشاهده شده با اندازه حجم راکتور وجود دارد. خلاصه ای از ضرایب سینتیکی و مقادیر طراحی بخش ۲ در جدول ۱۰-۴ فراهم شده است. در دماهای کمتر از ۲۵°C بهتر است طراحی فرآیند بی هوازی از طریق نتایج آزمایش طرح پایلوت یا مطالعات قابلیت تصفیه پذیری آزمایشگاهی انجام گیرد.

ضرایب تصحیح دمایی ۱/۰۸ که توسط بانیک و داگو (۱۹۹۶) پیشنهاد شده است، برای اندازه گیری مقدماتی مطالعات قابلیت تصفیه مورد استفاده قرار می‌گیرد. طراحی یک فرآیند تماس رشد معلق بی هوازی در مثال ۲-۴ ارائه شده است.

جدول ۹-۴ خلاصه روش طراحی برای فرآیند رشد معلق بی هوازی

مرحله	توصیف
۱-	SRT را برای دستیابی به درصد حذف COD و غلظت پساب خروجی داده شده، انتخاب کنید.
۲-	میزان تولید روزانه جامدات و جرم جامدات سیستم را برای حفظ SRT مطلوب،

تعیین کنید.

۳- غلظت جامدات مورد انتظار را در راکتور انتخاب و حجم راکتور را تعیین کنید.

۴- سرعت تولید گاز را تعیین کنید.

۵- مقدار لجن اضافی دفعی و نیازهای مواد مغذی را تعیین کنید.

۶- میزان بار آلی حجمی را کنترل کنید.

۷- نیاز های قلیائیت را تعیین کنید.

جدول ۱۰-۴ خلاصه پارامترهای طراحی برای راکتورهای رشد معلق با اختلاط کامل برای تصفیه COD محلول

پارامتر	واحد	حجم	
		محدوده	متوسط
بازده جامدات Y			
تخمیر	g VSS/g COD	۰/۰۶-۰/۱۲	۰/۱
متانوژنزیس	g VSS/g COD	۰/۰۲-۰/۰۶	۰/۰۴
ترکیبی سراسری	g VSS/g COD	۰/۰۵-۰/۱	۰/۰۸
ضریب تجزیه K_d			
تخمیر	g/g.d	۰/۰۲-۰/۰۶	۰/۰۴
متانوژنزیس	g/g.d	۰/۰۱-۰/۰۴	۰/۰۲
ترکیبی سراسری	g/g.d	۰/۰۲-۰/۰۴	۰/۰۳
ماکزیمم سرعت رشد ویژه μ_m			
۳۵°C	g/g.d	۰/۳-۰/۳۸	۰/۳۵
۳۰°C	g/g.d	۰/۲۲-۰/۲۸	۰/۲۵
۲۵°C	g/g.d	۰/۱۸-۰/۲۴	۰/۲
ثابت نیم سرعت K_s			
۳۵°C	mg/L	۶۰-۲۰۰	۱۶۰
۳۰°C	mg/L	۳۰۰-۵۰۰	۳۶۰
۲۵°C	mg/L	۸۰۰-۱۱۰۰	۹۰۰
متان			
تولید در دمای ۳۵°C	m^3/Kg COD	۰/۴	۰/۴
چگالی در دمای ۳۵°C	Kg/m^3	۰/۶۳۴۶	۰/۶۳۴۶
محتوای گاز	٪	۶۰-۷۰	۶۵
مقدار انرژی	Kj/g	۵۰/۱	۵۰/۱

توجه : $m^3/kg \times 16.0185 = ft^3/lb$

$kg/m^3 \times 62.4280 = lb/10^3 ft^3$

مثال ۲-۴ فرآیند راکتور تماس بی هوازی رشد معلق: اندازه راکتور، سرعت تولید گاز، مقدار تولید جامدات، قلیائیت و مواد مغذی مورد نیاز را در فرآیند تماس بی هوازی تعیین کنید که فاضلابی را با مشخصات زیر برای دستیابی به حذف ۹۰ درصد COD تصفیه می کند.

مشخصات فاضلاب:

پارامتر	واحد	مقدار
دبی جریان	m^3/d	۳۰۰
COD	g/m^3	۶۰۰۰
COD محلول	g/m^3	۴۰۰۰
نسبت COD/TSS	g/g	۱/۸
کسر قابل تجزیه TSS	٪	۸۰
نیتروژن	g/m^3	۱۰
فسفر	g/m^3	۲۰
قلیائیت	$g\ CaCO_3/m^3$	۵۰۰
دما	$^\circ C$	۲۵

فرضیات و پارامترهای طراحی:

۱- غلظت TSS خروجی = $۱۵۰ g/m^3$

۲- ضریب اطمینان برای SRT طراحی = ۱/۵

۳- VSS/TSS=۰/۸۵ (از بخش ۲)

۴- f_d = ۰/۱۵ گرم VSS دورریز سلولی / گرم VSS تجزیه خود تخریبی

۵- از ضرایب سینتیکی جدول ۱۰-۴ استفاده کنید .

۶- نیازمندیهای مواد مغذی بر اساس٪P=۲/۴ و ٪VSS:N=۱۲

۷- در SRT بزرگتر از ۴۰ روز ، TSS قابل تجزیه بیولوژیکی تبدیل شده است .

۸- MLSS= $۶۰۰۰ g/m^3$

۹- سرعت ته نشینی = ۲۴ m/d

۱۰- ترکیب گاز = ۶۵ درصد متان و ۳۵ درصد دی اکسید کربن .

راه حل:

۱- SRT طراحی را در دمای $۲۵^\circ C$ تعیین کنید.

با حذف ۹۰ درصد COD ، مقدار COD در پساب خروجی برابر است با:

$$= (1.0 - 0.90)(6000 g/m^3) = 600 g/m^3$$

غلظت TSS خروجی $۱۵۰ g/m^3$ در نظر گرفته شده است.

مقدار COD خروجی ناشی از TSS = $(150 mg/l)1.8\ g\ COD/g\ TSS = 270 g/m^3$

COD محلول خروجی مجاز = $(600-270)\ g/m^3 = 330\ g/m^3$

برای تعیین SRT ، رابطه ۳۹-۱ را مجدداً مرتب کنید و μ_m را بجای Yk جایگزین کنید:

$$SRT = \left(\frac{\mu_m S_e}{K_s + S_e} - K_d \right)^{-1}$$

با استفاده از جدول ۱۰-۴ ، ضرایب سینتیکی عبارتند از:

$\mu_m = 0.20 g/g.d$

$K_s = 900 mg/L$

$K_d = 0.03 g/g.d$

$$SRT = \left[\frac{(0.20 g/g.d)(330 g/m^3)}{\left[(900+330) g/m^3\right]} - 0.03 g/g.d\right]^{-1}$$

$SRT = 42.3 d$

SRT طراحی با ضریب اطمینان ۱/۵ برابر است با:

SRT طراحی = 1.5(42.3) = 63.4 d ~ 63d

۲- لجن تولیدی را تعیین کنید.

غلظت TSS غیر قابل تجزیه را محاسبه کنید.

TSS قابل تجزیه در مقادیر COD بیشتر از ۴۰ روز ، تبدیل و تغییر یافته است.

COD غیر محلول = (6000-4000)g/m^3 = 2000g/m^3

COD غیر محلول را بر حسب TSS با استفاده از ۱/۸ g COD/g TSS (داده شده) تعیین کنید.

TSS نامحلول برحسب COD= $(2000\ g/m^3\ COD)/(1.8\ g\ COD/g\ TSS) = 1111 g/m^3\ TSS$

نسبت TSS قابل تجزیه = ۰/۸ (داده شده)

TSS غیر قابل تجزیه = 0.20(1111) = 222 g/m^3 TSS

جامدات تولید شده را با استفاده از رابطه ۱۶-۲ تعیین کنید:

$$P_{X.TSS} = \frac{QY(S_0 - S)}{[1+(K_d)SRT](0.85)} + \frac{f_d(k_d)QY(S_0 - S)SRT}{[1+(K_d)SRT](0.85} + Q$$

$S_0 - S$ = COD تجزیه شده = COD ورودی − TSS غیر قابل تجزیه برحسب COD − COD قابل تجزیه

محلول خروجی

$= 6000 gCOD/m^3 - \left[(222 g/m^3 TSS)(1.8 gCOD/gTSS)\right] - 330 g/m^3$

$= (6000 - 400 - 330) g/m^3 = 5270 g/m^3 COD$

با استفاده از ضرایب زیر که از جدول ۱۰-۴ بدست آمده است و مقدار داده شـده f_d ، مقـدار $P_{X.TSS}$ را بدست آورید.

$Y = 0.08 gVSS/gCOD$

$K_d = 0.03 g/g.d$

$$P_{X.TSS} = \frac{(300 m^3/d)(0.08 gVSS/gCOD)(5270 gCOD/m^3)}{[1+(0.03 g/g.d)(63 d)](0.85)}$$

$+300 m^3/d(222 g/m^3) = 51488 g/d + 14597 g/d + 66600 g/d$

$P_{X.TSS} = 132685 g/d$

۳- حجم راکتور و زمان ماند هیدرولیکی را تعیین کنید.

الف) حجم را با استفاده از رابطه ۵۵-۱ تعیین کنید.

$$\text{حجم} = \frac{(P_{X\,TSS})(SRT)}{X_{TSS}}$$

برای X_{TSS} = ۶۰۰۰ mg/l (داده شده)، حجم برابر است با:

$$\text{حجم} = \frac{(132685g/d)(63d)}{(6000g/m^3)} = 1393m^3$$

ب) زمان ماند هیدرولیکی را تعیین کنید:

$$t = \frac{V}{Q} = \frac{1393m^3}{(300m^3/d)} = 4.64d$$

۴- سرعت تولید متان و کل گاز تولیدی و مقدار انرژی را تعیین کنید.

الف) سرعت تولید گاز متان.

حجم متان در دمای ۳۵°C با استفاده از جدول ۱۰-۴ = ۰/۴ m^3 CH_4 / Kg COD

در دمای ۲۵°C ، حجم متان برابر است با:

$$= (0.4)\frac{(273.15+25)}{(273.15+35)}0.39m^3/kgCOD$$

$$\text{مقدار کل تولید گاز متان} = (0.39m^3/kg)(5270gCOD/m^3)(300m^3/d)/(1kg/10^3g)$$

$$= 616.6m^3/d$$

ب) سرعت کل گاز تولیدی.

$$\text{تولید گاز} = \frac{(616.6m^3CH_4/d)}{(0.65m^3CH_4/m^3)}$$

ج) مقدار انرژی ناشی از گاز.

در دمای ۲۵°C ، حجم اشغال شده توسط یک مول گاز برابر است با:

$$V = \frac{(1mole)(0.082057atm.L/mole.K)\left[(273.15+25)K\right]}{1.0atm} = 24.5L$$

کل مولهای متان تولیدی در هر روز برابر است با:

$$\text{تعداد مول متان تولیدی در روز} = \frac{(616.6m^3/d)}{(24.5L/mole)(1m^3/10^3L)} = 25167mole/d$$

$$\text{جرم متان} = (25167moleCH_4/d)(16gCH_4/mole) = 4.03\times10^5g/d$$

$$\text{مقدار انرژی} = (4.03\times10^5g/d)(50.1kj/g) = 20.2\times10^6kj/d$$

۵) مواد مغذی مورد نیاز را تعیین کنید.

دو پارامتر ابتدائی که در محاسبه $P_{X.TSS}$ در مرحله دوم داده شده است = جرم سلولی تولیدی

$$= 51488g/d + 14597g/d = 66085g/d$$

وقتی P=۲/۴٪ و N=۱۲٪ مقدار VSS باشد ، نیازمندیهای مواد مغذی برابر است با :

نیتروزن مورد نیاز = $(66085g/d)(0.12g/g)(0.85) = 6741g/d$

فسفر مورد نیاز = $(66085g/d)(0.024g/g)(0.85) = 1348g/d$

مواد مغذی ورودی:

$$N = (10g/m^3)(300m^3/d) = 3000g/d$$

$$P = (20g/m^3)(300m^3/d) = 6000g/d$$

فسفر به اندازه کافی در پساب موجود می باشد؛ اما نیتروژن باید اضافه شود.

مقدار نیتروژنی که باید اضافه شود = $(6741-3000)g/d = 3741g/d = 3.74kg/d$

۶) نیاز به قلیائیت را تعیین کنید.

از جدول ۴-۴ ، حداقل قلیائیت مورد نیاز در CO_2 35% = ($CaCO_3$) 1500mg/l

مقدار قلیائیتی که باید اضافه شود = $1500mg/l - 500mg/l = 1000mg/l(CaCO_3)$

$NaHCO_3$ برحسب = $\dfrac{(84gNaHCO_3/eq)(10^3g/m^3)}{(50g/eqCaCO_3)} = 1680gNaHCO_3/m^3$

$$NaHCO_3/d = (1680g/m^3)(300m^3/d)(1kg/10^3g) = 504kg/d$$

۷) قطر زلال ساز را تعیین کنید (فرض کنید گاززدایی قبل از زلال ساز استفاده می شود).

سطح = $\dfrac{(Q, m^3/d)}{(V, m/d)} = \dfrac{300m^3}{(24m/d)} = 12.5m^2$

قطر = 4 m

توضیح: انرژی قابل توجهی(۲۰/۲×۱۰^۶kj/d) با تولید متان ایجاد می شود. متان در گرم کردن راکتور بی هوازی برای ایجاد تجزیه سریع تر استفاده می شود که در نتیجه اندازه راکتور بیولوژیکی بی هوازی کاهش می یابد.

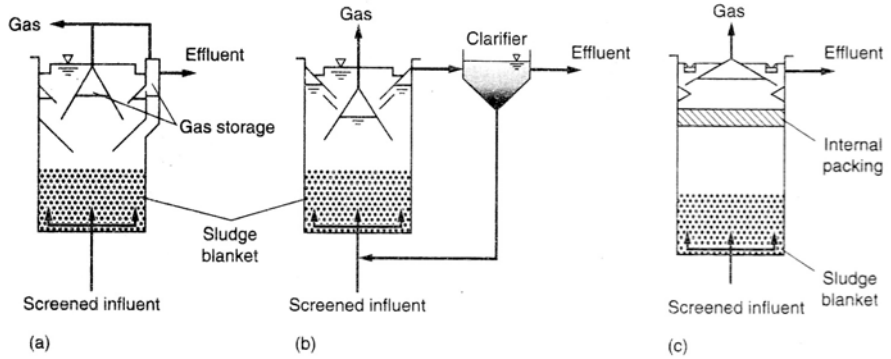
۴-۴ فرآیندهای لایه لجن بی هوازی

یکی از پیشرفتهای قابل توجه در تکنولوژی فرآیند تصفیه بی هوازی، راکتور لایه لجن بی هوازی با جریان رو به بالا (UASB)[1] بود که در اواخر دهه ۱۹۷۰ در هلند توسط لتینگا و همکارانش بوجود آمد(لتینگا و وینکن، ۱۹۸۰؛ لتینگا و همکاران، ۱۹۸۰). حالت های کلی فرآیندهای لایه لجن بی

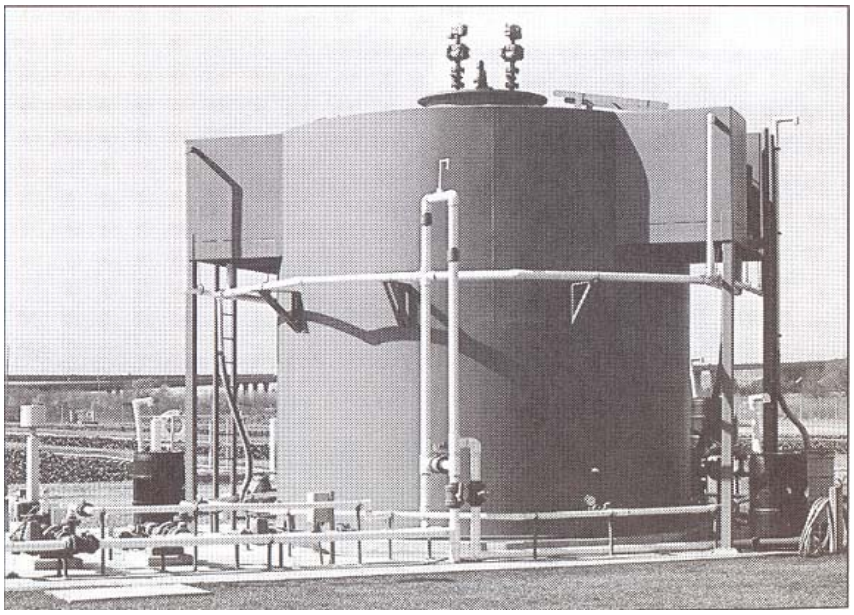
[1] . Upflow anaerobic sludge blanket

هوازی با جریان رو به بالا شامل ۱) فرآیند UASB اولیه و اصلاحات در طرح اولیه ۲) راکتور بافل دار بی هوازی (ABR) ۳) راکتور لایه لجن سیال بی هوازی (AMBR) است. فرآیند ABR توسط مک کارتی و همکارانش در دانشگاه استانفورد در اوایل دهه ۱۹۸۰ گسترش پیدا کرد (باچمن و همکاران، ۱۹۸۵). تحقیق در اواخر دهه ۱۹۹۰ در دانشگاه لووا منجر به توسعه فرآیند AMBR شد(آنگنن و همکاران، ۲۰۰۰). از بین این فرآیندهای لایه لجن، فرآیند UASB با بیش از ۵۰۰ مورد تاسیسات که محدوده وسیعی از فاضلابهای صنعتی را تصفیه می کند، بطور گسترده تری کاربرد دارد. تعدادی مطالعه پایلوت فرآیند ABR با تعداد محدودی از تاسیسات در مقیاس کامل انجام گرفته است(اروزکو، ۱۹۸۸). در این سه قسمت هر سه نوع فرآیند لایه لجن بی هوازی همراه با عملکرد آنها، بارگذاری مشخص فرآیند و ملاحظات اساسی طراحی بیان شده است. هر چند تاکید بیشتر بر روی فرآیند UASB می باشد.

شکل ۴-۴ نمودار کلی راکتور UASB و برخی از تغییرات آن: الف) فرآیند UASB اولیه ب) راکتور UASB با تانک ته نشینی و برگشت لجن ج) راکتور UASB با بستر داخلی برای رشد چسبیده فیلم ثابت که در بالای لایه لجن قرار دارد.



شکل ۵-۴ تصویر راکتور UASB مجهز به بستر داخلی در بالای لایه لجن . شکل ظاهری فیزیکی راکتور UASB بدون بستر و با بستر داخلی مشابه یکدیگر است(محل بستر داخلی را در شکل ۴-۴ج را ببینید).



فرآیند راکتور لایه لجن با جریان رو به بالا

کلیات راکتور UASB در شکل ۴-۴الف توصیف شده است. مطابق با آنچه در شکل ۴-۴الف نشان داده شده است، فاضلاب ورودی از کف راکتور UASB توزیع می شود و از میان لایه لجن بصورت جریان رو به بالا عبور می کند. پارامترهای اصلی طراحی راکتور UASB ، سیستم توزیع جریان ورودی، جداکننده جامدات از گاز و طراحی تخلیه پساب خروجی است. تغییرات داده شده در طرح UASB اولیه شامل اضافه کردن یک تانک ته نشینی (شکل ۴-۴الف را ببینید) یا استفاده از مواد آکنده در بالای راکتور می باشد (شکل ج۴-۴ را ببینید). هر دو تغییر به منظور گرفتن بهتر جامدات در سیستم می باشد و از افت مقدار زیاد جامدات در راکتور UASB جلوگیری می کند که بدلیل اختلال در فرآیند یا تغییر در دانسیته و مشخصات لایه لجن UASB می باشد. استفاده از سیستم بیرونی گرفتن جامدات برای جلوگیری از کاهش زیاد جرم سلولی سیستم توسط اسپیس(۱۹۹۶) به شدت توصیه شده است. نمایی از تاسیسات راکتور فیلم ثابت لایه لجن در شکل ۵-۴ نشان داده شده است.

ویژگی اصلی فرآیندUASB نسبت به سایر فرآیندهای بی هوازی که باعث استفاده از بارگذاری حجمی بالا بر حسب COD می شود، گسترش لجن گرانوله متراکم می باشد. غلظت جامدات به دلیل تشکیل فلاک لجن گرانوله شده به ۵۰-۱۰۰g/l در کف راکتور و در یک ناحیه پراکنده تر در بالای لایه لجن UASB به ۵-۴۰g/l می رسد. ذرات لجن گرانوله دارای اندازه بین ۳-۱ میلیمتر و به خاطر خصوصیات خوب تغلیظ لجن دارای SVI کمتر از ۲۰mg/l می باشد. برای گسترش لجن گرانوله ممکن است چندین ماه زمان مورد نیاز باشد و اغلب بذرهای میکروبی از تاسیسات دیگر تهیه می شود تا در راه اندازی سیستم تسریع شود. تغییرات مرفولوژی برای یک لایه لجن گرانوله شده بی

هوازی که در دمای $۲۰^{\circ}C$ و $۳۰^{\circ}C$ تشکیل شده بود، مشاهده گردید؛ اما هر دو مورد، خصوصیات ته نشینی و اندازه فلاک مشابهی را نشان داد(سوتو و همکاران، ۱۹۹۷). گسترش جامدات لجن گرانوله تحت تاثیر مشخصات فاضلاب است. گرانوله شدن در فاضلابهای حاوی قند یا کربوهیدرات زیاد، موفقیت آمیز است؛ اما در فاضلابهای حاوی پروتئین زیاد بدلیل جایگزینی فلاکهای نرم و حجیم کاهش می یابد(تاویسری و همکاران، ۱۹۹۴). سایر عوامل موثر بر گسترش جامدات گرانوله شده شامل pH ، سرعت جریان رو به بالا و اضافه کردن مواد مغذی می باشد(آناکاتری، ۱۹۹۶). pH باید نزدیک به ۷ نگهداری شود و نسبت COD : N : P در حین راه اندازی برابر ۱ : ۵ : ۳۰۰ توصیه شده است؛ در حالیکه نسبت کمتر در حین بهره برداری با شرایط پایدار برابر ۱ : ۵ : ۶۰۰ استفاده می‌شود. در کنترل سرعت جریان رو به بالا در حین راه اندازی پیشنهاد شده است که برای شستن لجن غیر لخته ای به بیرون، سرعت به اندازه کافی بالا باشد. همچنین حضور سایر جامدات معلق در لایه لجن می تواند مانع متراکم شدن و تشکیل لجن گرانوله شود (لتینگا و هالشوف پول، ۱۹۹۱). بیان شرایط کلی متابولیکی مرتبط با تشکیل لجن گرانوله توسط اسپیس (۱۹۹۶) ارائه شده است که بر اساس تحقیق پلانز و همکارانش (۱۹۹۰ و ۱۹۸۰) می باشد. توضیح به این شرح است، برای تشکیل ذرات لخته لجن گرانوله متراکم تحت شرایط pH نزدیک به خنثی، رژیم جریان هیدرولیکی با جریان پیستونی، یک ناحیه با فشار جزئی هیدروژن بالا، فراهم کردن آمونیاک بصورت غیر آهکی و مقدار محدودی اسید آمینه سیستئین مطلوب می باشد. باکتریهای تشکیل دهنده لجن گرانوله با حضور غلظت زیاد هیدروژن و آمونیاک کافی، سایر اسیدهای آمینه را تولید می کند؛ اما سنتز آنها در حضور سیستئین محدود می شود. تعدادی از اسیدهای آمینه اضافی تولید شده باعث تشکیل پلی پپتیدهای خارج سلولی می شود و در نتیجه ارگانیسمها به یکدیگر چسبیده و گرانولهای لخته ای و ذرات متراکم تشکیل می شود.

ملاحظات طراحی فرآیند UASB

مرور کلی ملاحظات طراحی راکتورهای UASB توسط لتینگا و هالشوف پول (۱۹۹۱) ارائه شده است. ملاحظات مهم طراحی عبارتند از: ۱) مشخصات فاضلاب بر حسب ترکیب و محتوای جامدات ۲) بار حجمی آلی ۳) سرعت جریان رو به بالا ۴) حجم راکتور ۵) عوامل فیزیکی شامل سیستم توزیع جریان ورودی و ۶) سیتم جمع آوری گاز.

مشخصات فاضلاب

فاضلابهای حاوی موادی که تاثیر نامطلوبی بر گرانوله شدن لجن دارد و باعث تشکیل کف یا ایجاد لایه کف شدید می کند، اهمیت دارد. فاضلابهایی با غلظت زیاد پروتئین و یا چربی منجر به ایجاد بشتر مشکلات بالا می شود. علاوه بر تعیین قابلیت کاربرد فرآیند، نسبت COD محلول به ذره ای در تعیین بارگذاری طرح برای راکتورهای UASB ، اهمیت دارد. همزمان با افزایش نسبت جامدات در

فاضلاب ، توانایی تشکیل لجن گرانوله متراکم کاهش می یابد. در غلظت خاصی از جامدات (بیشتر از ۶g TSS/L) ممکن است هاضم بی هوازی و فرآیند تماس بی هوازی مناسب تر باشد.

بارگذاری حجمی مواد آلی

بارگذاری متداول COD بصورت تابعی از غلظت فاضلاب، نسبت COD ذره ای در فاضلاب و غلظت TSS در پساب خروجی در جدول ۱۱-۴ خلاصه شده است. بازده حذف COD راکتورهای UASB در مقادیر بارگذاری در محدوده ۱۲-۲۰kg COD/m^3.d بر روی زائدات مختلف در دمای ۳۰-۳۵$^\circ$C بین ۹۵-۹۰ درصد بدست آمده است. مقدار زمان ماند هیدرولیکی برای فاضلابی با غلظت زیاد و با این مقدار بارگذاری تقریباً ۸-۴ ساعت می باشد. در جایی که حذفCOD کمتر از ۹۰ درصد است و غلظت TSS خروجی بیشتری قابل قبول می باشد، سرعتهای جریان رو به بالای بیشتری را می توان استفاده کرد که با شستشوی سایر جامدات به بیرون، لجن گرانوله متراکم تری تشکیل خواهد شد. بنابراین بارگذاری حجمی بیشتری برای این شرایط در نظر گرفته شده است. بارگذاری پیشنهادی در جدول ۱۲-۴ بصورت تابعی از دمای فاضلابی با COD عمدتاً محلول بیان شده است. این بارگذاریها برای تعیین حجم لایه لجن به کار می رود و یک ضریب موثر ۰/۹-۰/۸ مطابق با آنچه در زیر بحث شده است، برای تعیین مایع راکتور در پایین جمع کننده گاز مورد استفاده قرار می گیرد. پیشنهاد بارگذاری بیشتر ، عمدتاً برای فاضلاب حاوی اسید چرب فرار (VFA) بدلیل پتانسیل تشکیل لجن گرانوله با تراکم بیشتر می باشد. همچنین مقدار زمان ماند هیدرولیکی بر اساس تجربیات طرح پایلوت برای تصفیه فاضلاب شهری در جدول ۱۳-۴ داده شده است. مقدار زمان ماند هیدرولیکی مورد نیاز برای حذف BOD نسبت به زمان تصفیه ثانویه فرآیند بی هوازی طولانی تر است. علاوه بر این احتمالاً یک مرحله زلال سازی هوازی مورد نیاز خواهد بود. مزایای اقتصادی صرفه جویی در انرژی و تولید لجن کمتر برای توجیه هزینه های سرمایه گذاری بیشتر برای تصفیه مایع در فرآیند UASB کافی است.

جدول ۱۱-۴ بار گذاری COD حجمی پیشنهادی در راکتورهای UASB در دمای ۳۰$^\circ$C برای دستیابی به حذف ۸۵-۹۵ درصد COD (لتینگا و هولشوف پول، ۱۹۹۱)

COD فاضلاب mg/L	نسبت COD ذره ای	بارگذاری حجمی Kg COD /m^3.d		
		لجن لخته ای	لجن گرانوله با حذف TSS زیاد	لجن گرانوله با حذف TSS کم
۱۰۰۰-۲۰۰۰	۰/۱-۰/۳	۲-۴	۲-۴	۸-۱۲
	۰/۳-۰/۶	۲-۴	۲-۴	۸-۱۴
	۰/۶-۱	na	na	na
۲۰۰۰-۶۰۰۰	۰/۱-۰/۳	۳-۵	۳-۵	۱۲-۱۸
	۰/۳-۰/۶	۴-۸	۲-۶	۱۲-۲۴
	۰/۶-۱	۴-۸	۲-۶	na

۱۵-۲۰	۴-۶	۴-۶	۰/۱-۰/۳	۶۰۰۰-۹۰۰۰
۱۵-۲۴	۳-۷	۵-۷	۰/۳-۰/۶	
na	۳-۸	۶-۸	۰/۶-۱	
۱۵-۲۴	۴-۶	۵-۸	۰/۱-۰/۳	۹۰۰۰-۱۸۰۰۰
na	۳-۷	na	۰/۳-۰/۶	
na	۳-۷	na	۰/۶-۱	

توجه : $kg/m^3.d \times 62.4280 = lb/10^3 ft^3.d$

سرعت جریان رو به بالا

سرعت جریان رو به بالا که بر اساس میزان جریان و سطح راکتور است، یک پارامتر مهم طراحی می باشد. سرعتهای طراحی پیشنهادی در جدول ۱۴-۴ نشان داده شده است. سرعتهای ظاهری پیک موقت برای فاضلابهای محلول و فاضلابهای نیمه محلول به ترتیب ۶m/h و ۲m/h مجاز می باشد. سرعت مجاز و ارتفاع راکتور در فاضلابهای ضعیف تر ، حجم راکتور UASB را تعیین خواهد کرد و برای فاضلابهای قوی تر بوسیله بارگذاری COD حجمی تعیین می شود. سرعت جریان رو به بالا برابر با مقدار جریان تقسیم بر سطح مقطع عرضی راکتور می باشد:

$$V = \frac{Q}{A} \qquad (4-13)$$

V = سرعت ظاهری جریان رو به بالای طراحی ، متر بر ساعت

A = سطح مقطع عرضی راکتور ، متر مربع

Q = میزان جریان ورودی ، متر مکعب بر ساعت

جدول ۱۲-۴ بارگذاری آلی حجمی پیشنهادی بعنوان تابعی از دما برای سوبسترای COD محلول با حذف ۸۵-۹۵درصد COD . غلظت متوسط لجن = ۲۵ g/L (لتینگا و هولشوف پول، ۱۹۹۱)

	بارگذاری حجمی $kg\ sCOD/m^3.d$			
	با VFA در فاضلاب		بدون VFA در فاضلاب	
دما °C	محدوده	متوسط	محدوده	متوسط
۱۵	۲-۴	۳	۲-۳	۲
۲۰	۴-۶	۵	۲-۴	۳
۲۵	۶-۱۲	۶	۴-۸	۴
۳۰	۱۰-۱۸	۱۲	۸-۱۲	۱۰
۳۵	۱۵-۲۴	۱۸	۱۲-۱۸	۱۴
۴۰	۲۰-۳۲	۲۵	۱۵-۲۴	۱۸

توجه:

$kg/m^3.d \times 62.4280 = lb/10^3 ft^3.d$

جدول ۱۳-۴ رمانهای ماند هیدرولیکی قابل کاربرد برای تصفیه فاضلاب شهری خام در یک راکتور UASB با ارتفاع ۴متر (لتینگا و هولشوف پول، ۱۹۹۱)

دما $^{\circ}C$	زمان متوسط t ، ساعت	ماکزیمم زمان t برای ۶-۴ ساعت شرایط پیک
۱۶-۱۹	۱۰-۱۴	۷-۹
۲۲-۲۶	۷-۹	۵-۷
>۲۶	۶-۸	۴-۵

جدول ۱۴-۴ ارتفاع راکتور و سرعت جریان رو به بالای پیشنهادی برای راکتورهای UASB (لتینگا و هولشوف پول، ۱۹۹۱)

نوع فاضلاب	سرعت جریان رو به بالا، m/h		ارتفاع راکتور ، متر	
	محدوده	متوسط	محدوده	متوسط
COD تقریباً صددرصد محلول	۱-۳	۱/۵	۶-۱۰	۸
COD جزئی محلول	۱-۱/۲۵	۱	۳-۷	۶
فاضلاب شهری	۰/۸-۱	۰/۷	۳-۵	۵

توجه: m×3.2808=ft
m/h×3.2808=ft/h

ابعاد و حجم راکتور

بارگذاری آلی، سرعت ظاهری و حجم موثر تصفیه، همگی باید برای تعیین حجم راکتور مورد نیاز ، مورد توجه قرار گیرد. حجم موثر تصفیه همان حجم اشغال شده توسط لایه لجن و جرم سلولی فعال می باشد. ضای اضافی بین حجم موثر و واحد جمع آوری گاز وجود دارد که در آن جداسازی مقداری از جامدات اضافی انجام می شود و جرم سلولی رقیق می گردد. حجم اسمی مایع داخل راکتور بر اساس استفاده از بارگذاری آلی قابل پذیرش توسط این رابطه داده شده است:

$$V_n = \frac{QS_O}{L_{org}} \qquad (4-14)$$

V_n = حجم اسمی (موثر) مایع راکتور ، متر مکعب
Q = میزان جریان ورودی ، متر مکعب در ساعت
S_0 = COD ورودی ، $kg\ COD/m^3$
L_{org} = مقدار بارگذاری آلی ، $kg\ COD/m^3.d$

برای تعیین حجم کل مایع در زیر جمع کننده های گاز، یک ضریب موثر استفاده می شود که برابر با نسبت اشغال شده توسط لایه لجن می باشد. برای محاسبه ضریب موثر که ممکن است از ۰/۹-۰/۸ متغیر باشد، به حجم کل مایع راکتور به استثنای سطح ذخیره گاز نیاز است که به این صورت داده شده است:

$$V_L = \frac{V_n}{E} \qquad (4-15)$$

V_L = حجم کل مایع راکتور ، متر مکعب

V_n = حجم اسمی مایع راکتور ، متر مکعب

E = ضریب موثر ، بدون واحد

با مرتب کردن مجدد رابطه ۱۳-۴ سطح راکتور برابر است با:

$$A = \frac{Q}{V} \qquad (4-16)$$

ارتفاع مایع راکتور بوسیله رابطه زیر تعیین شده است:

$$H_L = \frac{V_L}{A} \qquad (4-17)$$

H_L = ارتفاع راکتور بر اساس حجم مایع، متر

V_L = حجم کل مایع راکتور، متر مکعب

A = سطح مقطع عرضی، متر مربع

حجم محفظه جمع آوری گاز با حجم راکتور جمع و یک ارتفاع اضافی ۳-۲/۵ متری اضافه مـی شـود. بنابراین ارتفاع کل راکتور برابر است با:

$$H_T = H_L + H_G \qquad (4-18)$$

H_T = ارتفاع کل راکتور، متر

H_L = ارتفاع راکتور بر اساس حجم مایع، متر

H_G = ارتفاع راکتور برای مجموع بخش ذخیره گاز و جمع آوری گاز، متر

مشخصات فیزیکی

مشخصات فیزیکی اصلی که نیاز به توجه ویژه دارد؛ شامل نحوه توزیع جریان ورودی، جداسـازی گـاز، جمع آوری گاز و نحوه خروج پساب است. طراحی جداسازی گاز و ورودی جریـان در راکتـور UASB منحصر به فرد می باشد. ورودی جریان باید طوری طراحی شود که جریان یکنواخت را فراهم سـازد و از میان بر زدن یا تشکیل نقاط مرده جلوگیری شود. اجتناب از میان بر زدن برای فاضـلابهای ضـعیف تر که گاز کمتری برای کمک به اختلاط لایه لجن تولید می کند، اهمیت بیشتری دارد. تعـدادی لولـه جریان در دهانه ورودی استفاده می شود که برای تقسیم جریان از یک منبع عمومی تغذیه در سـطوح مختلف کف راکتور است. برای تمییز کردن لوله ها در مواقع گرفتگی باید امکان دسترسی فراهم شود. اصول کلی تعیین سطوح مورد استفاده بوسیله لوله های جریان ورودی در جدول ۱۵-۴ بصورت تابعی از مشخصات لجن و بارگذاری آلی ارائه شده است.

جمع آوری گاز و جداسازی جامدات

جداکننده جامدات – گاز (GSS)[1] برای جمع آوری بیوگاز، جلوگیری از خروج جامدات، کمک به جداسازی گاز و ذرات جامد، امکان برگشت جامدات به ناحیه لایه لجن و کمک به بهبود حذف جامدات پساب خروجی طراحی شده است. یکسری از بافل های V شکل معکوس برای انجام اهداف بالا بعد از سرریز خروجی مورد استفاده قرار می گیرد. اصول کلی طراحی GSS در جدول ۱۶-۴ خلاصه شده است.

مزایای فرآیند UASB شامل بارگذاری بالا و امکان زمانهای ماند نسبتاً کم برای تصفیه بی هوازی و پایین بودن هزینه مواد پر کننده بستر می باشد. مزیت مهم دیگر فرآیند UASB همانطور که قبلاً اشاره شد، این است که یک فرآیند تجربه شده با بیش از ۵۰۰۰ مورد تاسیسات در مقیاس کامل در حال بهره برداری است. محدودیتهای فرآیند در ارتباط با فاضلابهای حاوی غلظت زیاد جامدات می باشد و یا در مواقعی که ویژگی فاضلاب از تشکیل لجن گرانوله متراکم جلوگیری می کند. طراحی فرآیند UASB در مثال ۳-۴ توضیح داده شده است.

جدول ۱۵-۴ راهنمای کلی برای اندازه گیری سطح مورد استفاده برای لوله های ورودی به راکتور UASB (لتینگا و هولشوف پول، ۱۹۹۱)

نوع لجن	بارگذاری COD Kg/m^3	سطح بازای دریچه ورودی ، m^2
لجن لخته شده متراکم Kg	<۱	۰/۵-۱
>۴۰TSS/m^3	۱-۲	۱-۲
	>۲	۲-۳
لجن لخته شده متوسط	<۱-۲	۱-۲
۲۰-۴۰Kg TSS/m^3	>۳	۲-۵
لجن گرانوله	۱-۲	۰/۵-۱
	۲-۴	۰/۵-۲
	>۴	>۲

توجه : $kg/m^3.d \times 62.4280 = lb/10^3 ft^3.d$

جدول ۱۶-۴ ملاحظات طراحی پیشنهادی برای جداکننده جامدات-گاز در راکتورهای UASB (مالینا و پوهلند،۱۹۹۲)

۱. شیب کف ته نشین کننده یا به عبارتی دیواره شیب دار جمع کننده گاز باید بین °۶۰-۴۵ باشد.
۲. مساحت سطح دریچه بین جمع کننده های گاز نباید از ۱۵-۲۰درصد مساحت سطح کل راکتور کوچکتر باشد.
۳. ارتفاع جمع کننده گاز باید بین ۱/۵-۲m از ارتفاع ۷-۵ متری راکتور باشد.
۴. فاصله میانی بین مایع-گاز باید برای تسهیل در آزاد شدن گاز و جمع آوری حبابهای گاز و برای کنترل تشکیل لایه کف در جمع کننده گاز حفظ شود.

[1] .Gas solids seprator

۵. قسمت مشترک بافلهای نصب شده در پایین دریچه ها باید ۱۰۰-۲۰۰میلی متر باشد تا از ورود حبابهای گاز با جریان روبه بالا به محفظه ته نشینی جلوگیری شود.
۶. بطور معمول بافلهای لایه کف باید در جلو سرریزهای خروجی نصب شود.
۷. قطر لوله های خروجی گاز باید کافی باشد تا باعث حذف آسان گاز از محفظه جمع آوری گاز شود بویژه در مواردی که تشکیل کف اتفاق می افتد.
۸. نازلهای پخش مواد ضد کف در مواردی که تصفیه فاضلاب با ایجاد کف زیاد انجام می شود، باید در قسمت بالاتر محفظه گاز نصب شود.

مثال ۳-۴ طراحی فرآیند تصفیه UASB

برای یک فرآیند تصفیه UASB که فاضلاب صنعتی را تصفیه می کند ۱) اندازه و ابعاد راکتور ۲)زمان ماند ۳) SRT سیستم ۴) غلظت متوسط VSS در ناحیه جرم سلولی ۵) تولید گاز متان ۶) انرژی حاصل از تولید گاز متان ۷) قلیائیت مورد نیاز برای فاضلاب با مشخصات داده شده در زیر برای دستیابی به بازده حذف بیش از ۹۰ درصد COD محلول را تعیین کنید. فاضلاب عمدتاً دارای مواد محلول شامل ترکیبات کربوهیدرات است و ایجاد یک لجن گرانوله مورد نظر می باشد. فرض کنید ۵۰ درصد pCOD و VSS تجزیه شده است، ۹۰ درصد سولفات ورودی بصورت بیولوژیکی احیاء می شود و غلظت VSS خروجی ۱۵۰ g/m^3 است. فرض کنید پارامترهای طراحی داده شده در زیر و نمونه مقادیر داده شده در جدول ۱۰-۴ و ۱۲-۴ قابل کاربرد می باشد.

مشخصات فاضلاب:

پارامتر	واحد	مقدار
دبی جریان	m^3/d	۱۰۰۰
COD	g/m^3	۲۳۰۰
sCOD	g/m^3	۲۰۰۰
TSS	g/m^3	۲۰۰
VSS	g/m^3	۱۵۰
قلیائیت	g/m^3 ،$CaCO_3$	۵۰۰
سولفات	g/m^3	۲۰۰
دما	$^\circ C$	۳۰

فرضیات و پارامترهای طراحی:

۱)از جدول ۱۰-۴ :

$Y =$ ۰/۰۸ g VSS/g COD

$k_d =$ ۰/۰۳ g VSS/g VSS.d

$\mu_m =$ ۰/۲۵ g VSS/g VSS.d

۲)f_d = تجزیه جرم سلولی g VSS / دورریز سلولی g VSS ۰/۱۵

۳)متان تولیدی در دمای ۳۵$^\circ C$ = ۰/۴L CH_4/g COD

۴)ضریب موثر حجم راکتور = ٪۸۵

۵)ارتفاع برای جمع آوری گاز = ۲/۵ متر

راه حل:

۱- حجم راکتور را بر اساس بارگذاری آلی طرح و با استفاده از رابطه ۱۴-۴ تعیین کنید.

الف) از جدول ۱۲-۴ بارگذاری آلی متوسط ۱۰ kg sCOD/m^3.d را انتخاب کنید.

$$V_n = \frac{QS_0}{L_{org}} = \frac{(1000m^3/d)(2kg/sCOD/m^3)}{(10kgsCOD/m^3.d)} = 200m^3$$

ب) حجم مایع راکتور را با استفاده از رابطه ۱۵-۴ تعیین کنید.

$$V_L = \frac{V_n}{E} = \frac{200m^3}{0.85} = 235m^3$$

۲- ابعاد راکتور را تعیین کنید .

الف) ابتدا سطح مقطع عرضی راکتور را با استفاده از رابطه ۱۶-۴ بر اساس سرعت ظاهری طرح تعیین کنید. از داده های سرعت جریان رو به بالا در جدول ۱۴-۴ استفاده کنید. بدلیل اینکه فاضلاب عمدتاً حاوی مواد محلول می باشد ، سرعت ۱/۵m/h را انتخاب کنید.

$$A = \frac{Q}{\upsilon} = \frac{(1000m^3/d)}{(1.5m/h)(24h/d)} = 27.8m^3$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4} = 27.8m^2$$

$$D = 6m$$

ب) ارتفاع مایع راکتور را با استفاده از ۱۷-۴ تعیین کنید.

$$H_L = \frac{V_L}{A} = \frac{235m^3}{27.8m^2} = 8.4m$$

ج) ارتفاع کل راکتور را با استفاده از رابطه ۱۸-۴ تعیین کنید.

$$H_T = H_L + H_G = 8.4m + 2.5m = 10.9m$$

د) ابعاد راکتور:

قطر = ۶ متر

ارتفاع = ۱۰/۹ متر

۳- زمان ماند هیدرولیکی (t) را تعیین کنید.

$$t = \frac{V_L}{Q} = \frac{(235m^3)(24h/d)}{(1000m^3/d)} = 5.64h$$

۴- SRT راکتور را تعیین کنید.

الف) با فرض اینکه تمام جامدات بیولوژیکی دفعی در جریان پساب خروجی می باشد، می توان مقدار SRT را برآورد کرد. یک روش محتاطانه طراحی این است که فرض شود غلظت VSS در پساب خروجی داده شده حاوی جرم سلولی می باشد. بنابراین رابطه زیر بکار برده می شود:

$QX_e = P_{X.VSS} =$ جامدات دفعی در هر روز

مقدار Q و X_e مشخص است و مقدار $P_{X.VSS}$ بوسیله رابطه ۵۲-۱ داده شده است:

$$P_{X.VSS} = \frac{Q(Y)(S_0 - S)}{1+(k_d)SRT} + \frac{f_d(k_d)Q(Y)(S_0 - S)SRT}{1+(k_d)SRT} + Q(nbVSS) - QX_e$$

ب) اطلاعات مورد نیاز برای حل رابطه بالا را بدست آورید .

- غلظت COD محلول پساب خروجی بر اساس حذف ۹۰ درصد COD برابر است با :

$$S = (1.0 - 0.9)(2000g/m^3) = 200g/m^3$$

- غلظت nbVSS خروجی در حالتی که ۵۰ درصد VSS ورودی تجزیه شده است برابر است با:

$$nbVSS = 0.50(150g/m^3) = 75g/m^3$$

- pCOD تجزیه شده برابر است با:

pCOD تجزیه شده $= 0.50(2300\text{-}2000)g/m^3 = 150\ g/m^3$

- کل COD ورودی قابل تجزیه، S_0 برابر است با:

$$S_0 = (2000+150)g/m^3 = 2150g/m^3$$

ج)

$$QX_e = (1000m^3/d)(150g/m^3) = \frac{(1000m^3/d)(0.08gVSS/gCOD)\left[(2150-200)g/m^3\right]}{\left[1+(0.03gVSS/gVSS.d)SRT\right]} +$$

$$\frac{(0.15gVSS/gVSS)(0.03gVSS/gVSS.d)(1000m^3/d)(0.08gVSS/gCOD)\left[(2150-200)g/m^3\right]SRT}{\left[1+(0.03gVSS/gVSS.d)SRT\right]}$$

$$-۵ + (1000m^3/d)(75g/m^3)$$

$$150000g/d = 156144000/\left[1+(0.03)SRT\right] + 702648SRT/\left[1+(0.03)SRT\right] + 75000g/d$$

$$SRT = 52d$$

COD محلول خروجی را برای زمان ماند جامدات ۵۲ روز در دمای $۳۰^\circ C$ با استفاده از رابطه ۴۰-۱ و ضرایب داده شده برآورد کنید.

$$S = \frac{K_s\left[1+(k_d)SRT\right]}{SRT(Yk - k_d) - 1}$$

$$k = \frac{\mu_m}{Y} = \frac{(0.25gVSS/gVSS.d)}{(0.08gVSS/gCOD)} = 3.125gCOD/gVSS.d$$

$$S = \frac{(360mg/L)\left[1+(0.03g/g.d)52d\right]}{\left[(52d)\left[(0.08g/g)(3.125g/g.d) - (0.03g/g.d)\right] - 1\right]} = 88.3mg/L$$

۶- تعیین کنید آیا مقدار SRT محاسبه شده مناسب می باشد.

نسبت sCOD پساب ورودی موجود در پساب خروجی $= \frac{88.3mg/l}{2000mg/l} = 0.044 = 4.4\% S$

SRT فرآیند بدلیل کمتر بودن مقدار ۴/۴ درصد نسبت به ۱۰ درصد (در بیان مسئله مشخص شده است) مناسب می باشد.

۷- غلظت X_{TSS} متوسط در ناحیه جرم سلولی راکتور را تعیین کنید .

الف) مقدار X_{TSS} را می توان با استفاده از رابطه ۳۵-۱ که قبلاً در بخش ۱ برای SRT بدست آمد، برآورد نمود.

$$SRT = \frac{V(X_{TSS})}{(Q - Q_W)X_e + Q_W X_R}$$

بدلیل اینکه فرض شده است تمام جامدات خروجی در پساب خروجی می باشد، پارامتر Q_W=۰ و مقدار X_{TSS} را می توان بصورت زیر تعیین کرد:

$$SRT \approx \frac{VX_{TSS}}{QX_e} \quad \text{و} \quad X_{TSS} \approx \frac{QX_e SRT}{V}$$

ب) با قرار دادن V حجم معادل حجم موثر V_n ، مقدار X_{TSS} را بدست آورید.

$$X_{TSS} \approx \frac{(1000m^3/d)(150g/m^3)(52d)(1kg/10^3 g)}{200m^3} = 39.0\,kg/m^3$$

مقدار محاسبه شده در محدوده مقدار غلظت جامدات اولیه داده شده برای فرآیند UASB می باشد.

۸- تولید گاز متان و انرژی حاصله را تعیین کنید.

الف) COD قابل تجزیه را تعیین کنید.

$$COD = (2150 - 200)g/m^3 = 1950g/m^3$$

ب) COD حذف شده را با در نظر گرفتن سولفات بعنوان گیرنده الکترون تعیین کنید.

مطابق با پاراگراف ۳-۴ به ازای هر گرم سولفات احیاء شده، ۰/۶۷ گرم COD حذف می شود.

$$COD_{SR} = 0.90(200g\,SO_4/m^3)(0.67\,g\,COD/g\,SO_4) = 120.6\,g/m^3$$

ج) COD مورد استفاده توسط باکتریهای متانوژنز را تعیین کنید.

$$COD_{MB} = (1950 - 120.6)g/m^3(1000m^3/d) = 1829400\,g/d$$

د) سرعت تولید متان را تعیین کنید.

تولید متان در دمای ۳۰°C $= (0.40L/g)\left(\frac{273.15+30}{273.15+35}\right) = 0.3935L/g$

حجم متان تولیدی در روز $= 0.3935L/g\,(1829400\,g\,COD/d)$

$$= 719869L/d = 719.9m^3/d$$

حجم کل گاز تولید شده (از ضریب ۶۵ درصد متان در جدول ۱۰-۴ استفاده نمایید):

$$= (719.9m^3/d)/(0.65) = 1107.5m^3/d$$

۹- انرژی تولیدی حاصل از متان را تعیین کنید.

برای تعیین انرژی تولیدی ، چگالی متان را در دمای $30^{\circ}C$ تعیین کنید و از ضریب ۵۰/۱ کیلوژول به ازای هر گرم متان استفاده کنید (جدول ۱۰-۴).

الف) چگالی را تعیین کنید.

چگالی در دمای $35^{\circ}C$ = 0.6346 g/l (جدول ۱۰-۴)

$$\text{چگالی متان در دمای } 35^{\circ}C = (0.6346\, g/L)\left(\frac{273.15+35}{273.15+30}\right) = 0.6451\, g/L$$

ب) انرژی تولیدی را تعیین کنید.

$$\text{انرژی تولیدی} = (719869\, L\, CH_4/d)(0.6451\, g/L)(50.1\, kj/g) = 23.3\times10^6\, kj/d$$

۱۰- قلیائیت مورد نیاز را تعیین کنید.

از جدول ۹-۴ ، مقدار قلیائیت مورد نیاز در دمای $30^{\circ}C$ و حضور ۳۵ درصد دی اکسید کربن در فاز گازی ۱۸۰۰mg/l می باشد. بدلیل اینکه قلیائیت پساب ورودی ۵۰۰mg/l می باشد، میزان قلیائیتی که باید اضافه شود برابر است با:

$$\text{قلیائیت مورد نیاز} = (1800-500)\, mg/l\, CaCO_3 = 1300\, mg/l\, CaCO_3$$

$$\text{افزودن قلیائیت روزانه} = (1300\, g/m^3)(1000\, m^3/d)(1\, kg/10^3\, g) = 1300\, kg/d\, CaCO_3$$

توضیح: مقدار زیادی متان بصورت روزانه تولید می شود. در صورتیکه متان برای تولید انرژی توسط تاسیسات صنعتی استفاده شود، می توان به جبران هزینه اضافه کردن حجم قابل توجه قلیائیت برای نگهداری pH نزدیک به ۷ در راکتور بی هوازی کمک کرد. همچنین توجه به اهمیت مقدار جامدات پساب خروجی در تعیین SRT سیستم مهم است. سیستمهای بی هوازی معمولاً مقدار VSS خروجی بیشتری نسبت به فرآیندهای هوازی تولید می کند. در فاضلاب رقیق که تولید جامدات کمترمی باشد، ممکن است نگهداری SRT طولانی برای دستیابی به بازده تصفیه زیاد، مشکل باشد؛ زیرا جامدات در پساب خروجی کاهش می‌یابد. همچنین در مقایسه با وضعیت ذکر شده در این مثال ممکن است دفع دستی لجن ضروری باشد. اگر فاضلاب دارای COD ورودی بالاتری باشد و غلظت VSS پساب خروجی بصورت مشابه باقی بماند، غلظت جامدات (X_{TSS}) در لایه لجن افزایش خواهد یافت و سطح لایه لجن بالاتر می آید. برای جلوگیری از افزایش لایه لجن، دفع دستی لجن شروع می شود و مقدار SRT نسبت به مقدار ۵۲ روز محاسبه شده، کمتر خواهد شد. برای طراحی بهتر است مقدار متوسط VSS لایه لجن کمتر از kg/m^3 ۳۵-۲۵ فرض شود.

راکتور بافل دار بی هوازی[1]

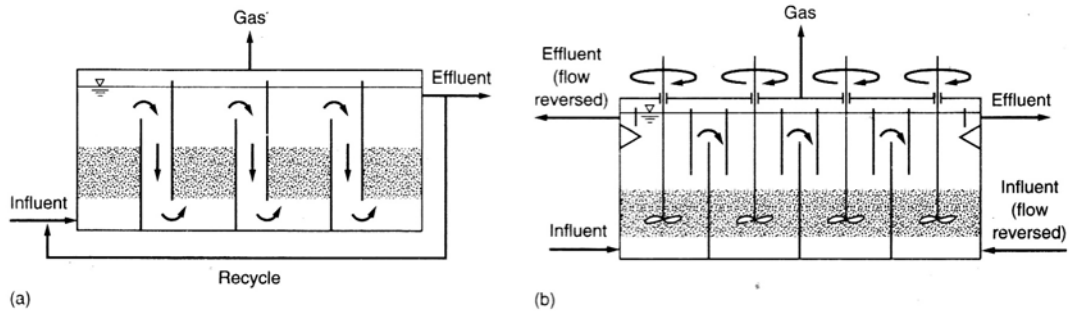
در فرآیند راکتور بافل دار بی هوازی مطابق با آنچه در شکل ۶-۴الف نشان داده شده است، بافل ها برای تنظیم جریان فاضلاب بصورت جریان رو به بالا از میان یکسری راکتورهای لایه لجن مورد استفاده قرار می گیرد. لجن داخل راکتور بالا می‌آید و همراه با تولید گاز و جریان به سمت بالا صعود می کند؛ اما داخل راکتور با سرعت کمی حرکت می کند. تغییرات متعددی در فرآیند ABR برای بهبود عملکرد داده شده است. این تغییرات شامل ۱) تغییرات در طرح بافل ۲) راکتورهای ترکیبی که در آن یک ته نشین کننده برای به دام انداختن و برگشت جامدات مورد استفاده است و ۳) قرار گرفتن بستر آکنده در بالای هر محفظه برای گرفتن جامدات (باربر و استاکی، ۱۹۹۹). اگرچه لجن گرانوله برای فعالیت و بهره برداری فرآیند ABR ضرورتاً مورد توجه نمی باشد؛ اما در فرآیند ABR مشاهده شده است (بوپاتی و تیلچ، ۱۹۹۲). تعداد زیادی از مطالعات با فرآیند ABR در مقیاس پایلوت و آزمایشگاهی برای محدوده وسیعی از فاضلاب و دماهای مختلف به مقدار کم $13^{\circ}C$ انجام گرفته است. خلاصه مفیدی از این مطالعات شامل مقادیر بارگذاری آلی، دما و درصد حذف COD توسط باربر و استاکی تهیه شده است. نمونه بارگذاری طراحی فرآیند ABR در جدول ۱۷-۴ بیان شده است. تعداد زیادی از این مطالعات در زمان ماند هیدرولیکی ۶ تا ۲۴ ساعت بهره برداری می شود. غلظت جامدات فرار راکتور از ۲۰g/l-۴ متغیر است. مزایای بیان شده برای فرآیند ABR شامل موارد زیر است:

۱- سادگی یا به عبارتی نداشتن مواد بستر آکنده، نداشتن روش خاصی برای جداسازی گاز، نداشتن قسمتهای متحرک، نداشتن اختلاط مکانیکی و احتمال گرفتگی کم
۲- امکان SRT طولانی همراه با زمان ماند هیدرولیکی کم
۳- عدم نیاز به ویژگی خاص جرم سلولی
۴- فاضلابهایی با تنوع گسترده ای از ویژگیهای ترکیبات تصفیه می شود
۵- بهره برداری مرحله ای برای بهبود سینتیک ها
۶- مقاوم بودن نسبت به بارهای بیش از حد

محدودیت های اصلی فرآیند ABR در حال حاضر(۲۰۰۱)، فقدان اطلاعات مرتبط با عملکرد تاسیسات در مقیاس کامل و فهم کامل هیدرولیک سیستم می باشد.

شکل۶-۴ تصاویر نمودار کلی فرآیندهای لایه لجن: الف) راکتور بافل دار بی هوازی (ABR) ؛ ب) راکتور لایه متحرک بی هوازی (AMBR)

[1] .Anaerobic Baffled Reactor(ABR)



راکتور لایه لجن متحرک بی هوازی

فرآیند راکتور لایه لجن بی هوازی متحرک(AMBR)[1] مشابه فرآیند ABR می باشد که در آن شکلهایی از اختلاط مکانیکی در هر مرحله اضافه شده است و یک روش بهره برداری که لجن موجود در سیستم را بدون نیاز به بستر آکنده یا ته نشین کننده برای گرفتن جامدات اضافی، حفظ می کند(شکل ۶-۴ب را مشاهده کنید). نقطه ورودی پساب در فرآیند AMBR بصورت دوره ای به سمت خروجی تغییر داده می شود و نقطه خروجی پساب نیز تغییر می کند. در این روش لایه لجن به شکل یکنواخت تری در راکتور بی هوازی باقی می ماند. هنگامی که مقدار زیادی از جامدات در مرحله آخر تجمع می یابد، جریان معکوس می شود. امکان انجام فرآیند AMBR در مطالعات آزمایشگاهی برای تصفیه پسابهای شیر خشک غیر چرب در دمای ۱۵°C و ۲۰°C به اثبات رسیده است(انگننت، ۲۰۰۰). سرعت بارگذاری آلی از ۱-۳kg COD/m^3.d با زمان ماند هیدرولیکی ۱۲-۴ ساعت متغیر بود. بازده حذف COD در دمای ۱۵°C و بارگذاری زیاد COD ، ۵۹ درصد بود. در دمای ۲۰°C حذف COD برای بارگذاری ۱-۲ kg COD/m^3.d برابر ۹۵-۸۰ درصد بود.

جدول ۱۷-۴ نتایج عملکرد و طراحی حاصل از مطالعات مقیاس پایلوت و آزمایشگاهی تصفیه بی هوازی فاضلابهای مختلف با فرآیندSBR (باربر و استاکی، ۱۹۹۹)

فاضلاب	دما °C	تعداد مخزن	COD ورودی mg/L	بارگذاری COD, kg/m^3.d	درصد حذف COD
کربوهیدرات/پروتئین	۳۵	۵	۷۱۰۰-۷۶۰۰	۲-۱۰	۷۹-۸۲
عرق گیری	۳۵	۵	۵۱۶۰۰	۲/۲-۳/۵	۹۰
کربوهیدرات/پروتئین	۳۵	۵	۴۰۰	۱-۲	۹۴
ملاس	۳۵	۳	۱۱۵۰۰۰-۹۰۰۰۰۰	۴/۳-۲۸	۴۹-۸۸
فضولات خوک	۳۵	۳	۵۸۵۰۰	۴	۶۲-۶۹
فاضلاب شهری	۱۸-۲۸	۳	۲۶۴-۹۰۶	۲/۲	۹۰
کشتارگاه	۲۵-۳۰	۴	۴۵۰-۵۵۰	۰/۹-۴/۷	۷۵-۹۰
داروسازی	۳۵	۵	۲۰۰۰۰	۲۰	۳۶-۶۸
شهری/صنعتی	۱۵	۸	۳۱۵	۰/۹	۷۰

[1] .Anaerobic migrating blanket reactor

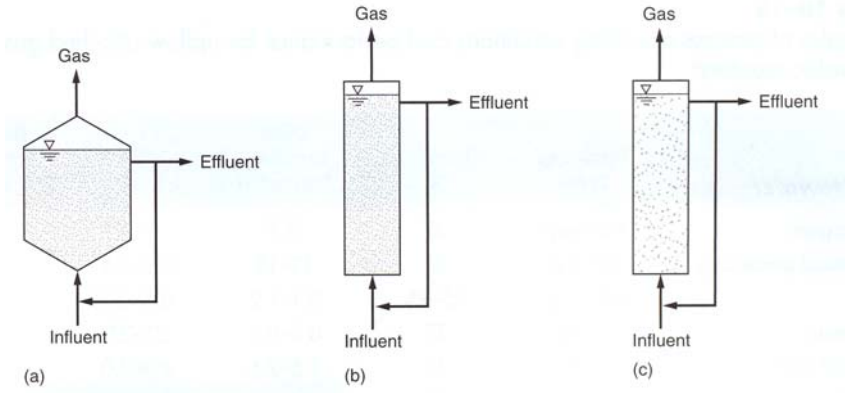
گلوکز	۳۵	۵	۱۰۰۰-۱۰۰۰۰	۲-۲۰	۷۲-۹۹

توجه : $kg/m^3.d \times 62.4280 = lb/10^3 ft^3.d$

۴-۵ فرآیندهای بی هوازی رشد ثابت

راکتورهای تصفیه بی هوازی رشد ثابت با جریان رو به بالا با توجه به نوع بستر مورد استفاده و مقدار انبساط بستر متفاوت است. سه نوع فرآیند رشد ثابت با جریان رو به بالا در شکل ۷-۴ ارائه شده است. در راکتور با بستر آکنده و جریان رو به بالا (شکل ۷-۴الف را ببینید)، بستر ثابت است و جریان فاضلاب رو به بالا از میان منافذ بین بستر و رشد بیولوژیکی عبور می کند. به استثنای فاضلابهایی با غلظت زیاد، برگشت جریان در راکتور با بستر آکنده معمولاً استفاده نمی شود. در حالیکه فرآیندهای اولیه بی هوازی بستر آکنده با جریان رو به بالا حاوی سنگ بود، در حال حاضر، در طرحهای مختلف از بستر پلاستیکی مصنوعی استفاده می شود. برگشت جریان برای فراهم کردن سرعتهای جریان رو به بالا می باشد و باعث انبساط ۲۰ درصدی بستر می شود. سرعتهای بیشتر جریان رو به بالا در راکتورهای بی هوازی با بستر سیال وجود دارد که همچنین شامل یک بستر با ذرات ریز است (شکل ۷-۴ج را ببینید). در سیستمهای با بستر سیال، هر دو عمل اختلاط و سیال شدن مواد بستر انجام می گیرد. برای رشد بیومس و انتقال بهتر جرم، راکتورهای با بستر سیال و انبساط یافته نسبت به راکتور با بستر آکنده دارای مساحت سطح بیشتری بازای هر واحد حجم راکتور می باشد؛ اما جامدات کمتری به دام می افتد. در پاراگراف زیر، جزئیات بیشتری از سیستمهای مختلف همراه با بارگذاری COD و شرایط متداول طراحی آنها توضیح داده شده است.

شکل ۷-۴ راکتور تصفیه با رشد ثابت و جریان رو به بالا الف) راکتور بستر آکنده بی هوازی با جریان رو به بالا ب) راکتور بی هوازی با بستر انبساط یافته ج) راکتور بی هوازی با بستر سیال



راکتور رشد ثابت بستر آکنده با جریان رو به بالا[1]

صافی های بی هوازی بستر آکنده با جریان رو به بالا بصورت کاربردی در تانکهای استوانه ای یا مستطیلی با عرض و قطر ۸-۲ متر و ارتفاع ۱۳-۳ متر مورد استفاده است (شکل ۶-۴الف را ببینید).

[1] .Upflow packed-bed attached growth reactor

محل قرار گرفتن بستر ممکن است در تمام عمق و یا در طرحهای ترکیبی تنها در ۷۰-۵۰ درصد قسمت بالایی باشد. متداول ترین مواد بستر، اشکال لوله ای یا جریان عرضی پلاستیکی شیاردار است که با آنچه در بخش ۳ برای فرآیندهای رشد ثابت بیان شد و حلقه هایی با پوشش پلاستیکی مشابه می باشد. مساحت سطح ویژه مواد بستر بطور متوسط $۱۰۰m^2/m^3$ است و بر اساس نتایج تحقیقاتی، در مقدار چگالی بیشتر مواد بستر، بهبود عملکرد مشاهده نشد (سونگ و یانگ، ۱۹۸۶). بستر با جریان عرضی به نظر بازده عملکرد فرآیندی بیشتری نسبت به محیط با دانه بندی تصادفی دارد(یانگ و یونگ، ۱۹۸۹). بارگذاری متوسط COD مورد استفاده، زمان ماند هیدرولیکی و بازده حذف COD در راکتورهای بی هوازی بستر آکنده با جریان رو به بالا در جدول ۱۸-۴ گزارش شده است. بازده فرآیند برای فاضلابهای با غلظت زیاد، در مقدار بارگذاری $۱-۶kg\ COD/m^3.d$ بیش از ۹۰ درصد نشان داده شده است. بخشی زیادی از جرم سلولی که مسئول تصفیه در فرآیندهای بی هوازی رشد ثابت با جریان رو به بالا می باشد، در فضای خالی بستر بصورت آزاد نگهداری می شود و تنها به مواد بستر متصل نمی شود(یانگ و دیهاب، ۱۹۸۳). برای جلوگیری از شستشوی جرم سلولی به خارج، معمولاً سرعتهای جریان رو به بالای کم استفاده می شود. در زمانهای زیاد، جامدات و جرم سلولی در بستر تجمع می یابد که باعث گرفتگی و اتصال کوتاه جریان می شود. جامدات باید در این نقطه با شستشو و زهکشی بستر حذف شود. بارگذاری زیاد COD ، حجم نسبتاً کوچک راکتور و سادگی بهره برداری ازمزایای راکتورهای بی هوازی رشد ثابت با جریان رو به بالا است. هزینه مواد بستر و مشکلات بهره برداری و نگهداری مرتبط با تجمع جامدات و گرفتگی بستر از محدودیت های اصلی است. فرآیند برای فاضلابهایی با غلظت کم جامدات معلق، مناسب تر می باشد.

جدول ۱۸-۴ مثالهایی از شرایط بهره برداری فرآیندی و عملکردی راکتورهای بی هوازی رشد ثابت با جریان روبه بالا (یانگ، ۱۹۹۱)

فاضلاب	نوع بستر	دما $^\circ C$	بارگذاری COD, $Kg/m^3.d$	t ، روز	نسبت برگشت R/Q	درصد حذف COD
Guar Gum		۳۷	۷/۷	۱/۲	۵	۶۱
پروسه کردن مواد شیمیایی		۳۷	۱۲-۱۵	۰/۹-۱/۳	۵	۸۰-۹۰
شهری	لوله ای	۱۵-۲۵	۰/۱-۱/۲	۰/۵-۰/۷۵	۰	۵۰-۷۰
شیرابه زمین دفن	جریان عرضی	۳۷	۰/۲-۰/۷	۲۵-۳۷	۰	۹۰-۹۶
کنسروسازی مواد غذایی	جریان عرضی	۳۵	۱/۵-۲/۵	۲-۳	۰/۲۵	۸۹
نوشیدنی غیر الکلی	دو مرحله ای	۳۰	۴-۶	1.8-2.5	۰	۹۰

توجه: $kg/m^3.d \times 62.4280 = lb/10^3 ft^3.d$

راکتور رشد ثابت بی هوازی بستر انبساط یافته با جریان رو به بالا

مواد بستر در فرآیند (AEBR)[1] راکتور بی هوازی رشد ثابت بی هوازی بستر انبساط یافته با جریان رو به بالا (شکل ۷-۴ب را ببینید) معمولاً ماسه سیلیکا با قطر mm ۰/۵-۰/۲و جرم مخصوص ۲/۶۵ است. برای بهره برداری با انبساط تقریباً ۲۰ درصد بستر، از سرعت جریان رو به بالا ۲m/h استفاده می شود. مواد کوچکتر بستر، مساحت سطح بیشتری را بازای هر واحد حجم فراهم می کند که به لحاظ تئوری مساحت سطح ویژه بزرگتری را برای رشد بیولوژیکی ایجاد می کند. نسبت فضای خالی بستر در هنگام انبساط ۵۰ درصد و مساحت سطح ویژه در حدود m^2/m^3 ۱۰۰۰۰می باشد (مالینا و پوهلند، ۱۹۹۲). در بهره برداری بستر انبساط یافته با وجود چنین حجم فضای کوچک و دانه بندی ریز بستر ، جلوگیری از گرفتگی لازم است. بدلیل اینکه سیستم با بستر انبساط یافته، کاملاً سیال نیست، مقداری از جامدات به دام می افتد و تا حدودی تجزیه جامدات صورت می گیرد(موریس و جیول، ۱۹۸۱). بیشتر کاربردهای فرآیند تصفیه AEBR برای تصفیه فاضلاب شهری می باشد(جیول، ۱۹۸۷). اخیراً کولین و همکارانش (۱۹۹۸) کاربرد فرآیند AEBR را برای تصفیه فاضلاب شهری در حرارتهای پایین مورد بررسی قرار داده است. نتایج این مطالعات در جدول ۱۹-۴ خلاصه شده است که اطلاعات مربوط به بارگذاری COD و بازده حذف در دمای $20^{\circ}C$ در محدوده مشابه راکتورهای بی هوازی بستر آکنده با جریان رو به بالا برای تصفیه فاضلاب شهری می باشد. مزایا و معایب آن مشابه مواردی است که در قسمت بعدی برای راکتور با بستر سیال بحث می شود.

جدول ۱۹-۴ عملکرد راکتور بستر گسترده بی هوازی با جریان رو به بالا در مقیاس پایلوت برای تصفیه فاضلاب شهری در دماهای پایین (آلدرمن و همکاران، ۱۹۹۸)

دما $^{\circ}C$	بارگذاری آلی kg COD $/m^3.d$	درصد حذف COD
۲۰	۴/۴	۸۹
۱۵	۴	۸۰
۱۰	۰/۴	۷۱
۵	۰/۳	۳۵

توجه : $Kg/m^3.d \times 62.4280 = lb/10^3 ft^3.d$

راکتور بی هوازی رشد ثابت با بستر سیال

راکتور بی هوازی رشد ثابت با بستر سیال(FBR)[2] از نظر طرح فیزیکی مشابه راکتور بستر انبساط یافته با جریان رو به بالا می باشد(شکل ۷-۴ج را ببینید). اندازه دانه بندی بستر (۰/۳ میلی متر ماسه) مشابه راکتور با بستر انبساط یافته است؛ اما فرآیند FBR در سرعت های جریان مایع رو به بالای بیشتر حدود ۲۰m/h بهره برداری می شود و تقریباً ۱۰۰ درصد انبساط بستر را فراهم می‌کند.

[1] . Anaerobic expanded-bed reactor
[2] .Fluidized-bed reactor

برگشت پساب خروجی برای فراهم کردن سرعت کافی رو به بالا مورد استفاده می باشد. عمق راکتور در محدوده بین ۴-۶ متر است. علاوه بر ماسه سایر مواد بستر که برای استفاده در FBR_S مورد توجه قرار گرفته است؛ شامل سنگهای دیاتومه و رزین های آنیونی و کاتیونی و کربن فعال می باشد (وانگ و همکاران ، ۱۹۸۴؛ کیندزیرسکی و همکاران، ۱۹۹۲). با وجود اینکه غلظت بیومس بیشتری در بستر خاکی دیاتومه با خلل و فرج زیاد تشکیل می‌شود، عملکرد بهتری نسبت به ماسه بدست نیامده است. محدودیت نفوذ به داخل بیومس در اطراف ساختار متخلخل بستر ممکن است توجیه کننده عدم بهبود بازده تصفیه باشد. کربن فعال در تعداد زیادی از فرآیندهای FBR_S بی هوازی برای تصفیه جریانهای مواد زائد صنعتی و خطرناک مورد استفاده قرار گرفته است (هیکی و همکاران، ۱۹۹۱؛ ایزا، ۱۹۹۱). قطر متوسط ذرات گرانوله کربن فعال ۰/۸-۰/۶ میلیمتر و سرعتهای جریان رو به بالای ۲۰-۲۴m/h مورد استفاده می باشد. خیلی از مزایای مرتبط با استفاده از کربن فعال در فرآیند بی هوازی FBR در جدول ۲۰-۴ لیست شده است(وانگ و همکاران، ۱۹۸۶؛ فوکس و همکاران، ۱۹۸۸). محدودیت اصلی کربن فعال، هزینه زیاد آن می باشد؛ اما استفاده از کربن فعال برای انواع خاص جریانهای مواد زائد خطرناک و صنعتی ضروری است. به دام افتادن جامدات در FBR بی هوازی بدلیل اختلاط زیاد و تشکیل بیوفیلم نازک، حداقل می باشد. با گیر افتادن کمتر جامدات، این فرآیند برای فاضلابهایی با COD عمدتاً محلول مناسب تر می باشد. جامدات تخلیه شده در خروجی که ناشی از رها شدن بیوفیلم (اسلافینگ) است، با کنترل بیوفیلم موجود در راکتور به حداقل می رسد. همزمان با تجمع بیومس بر روی مواد بستر FBR ، دانسیته خالص ذرات کاهش می یابد و ذرات به بالای راکتور حرکت می کند. حذف دوره ای این جامدات می تواند اسلافینگ بیوفیلم را کنترل کند و غلظت TSS خروجی را به حداقل برساند. ذرات حذف شده که بصورت مکانیکی برای جدا شدن جرم سلولی از ماسه پردازش می شود به FBR برگشت داده می شود. راه اندازی فرآیند FBR_S بی هوازی نسبت به سایر انواع راکتورهای بی هوازی با سرعت بالا باید با دقت بیشتری انجام شود. در ابتدا بار هیدرولیکی بیشتری توصیه می شود تا باکتریهایی انتخاب شود که تحت شرایط توربولانس شدید، سریعتر به بستر راکتور می چسبد (ساتون و هاس، ۱۹۸۴؛ دیناک و دان، ۱۹۸۸). زمان راه اندازی ممکن است ۶-۳ ماه باشد. در یک مطالعه آزمایشگاهی توسط تای و چانگ (۲۰۰۰) عملکرد و راه اندازی یک فرآیند بی هوازی FBR با یک راکتور بی هوازی UASB و راکتور بستر آکنده با جریان رو به بالا مقایسه شد. هر سه فرآیند توانستند به بارگذاری COD برابر ۱۰kg $COD/m^3.d$ در دمای $35^{\circ}C$ در طول ۳ ماه با غلظت COD ورودی ۵۰۰۰mg/l(گلوکز اولیه) و زمان ماند هیدرولیکی ۱۲ ساعت دست پیدا کنند. بازده حذف COD برای فرآیند UASB و FBR تقریباً ۹۶ درصد بود که در مقایسه با مقدار ۹۰ درصد راکتور بستر آکنده با جریان رو به بالا بهتر بود. مقادیر بارگذاری فرآیند بر حسب COD برای فرآیند بی هوازی FBR_S از ۱۰-۲۰kg $COD/m^3.d$ با بیش از ۹۰ درصد حذف COD امکان پذیر است که به نوع فاضلاب بستگی دارد. اطلاعات مربوط به عملکرد و بارگذاری FBR بی هوازی در جدول ۲۱-۴ ارائه شده است. در بارگذاری بیشتر، عملکرد

تصفیه فرآیند FBR_S نسبت به راکتورهای بستر آکنده با جریان رو به بالا، بهتر می باشد که بدلیل سرعت انتقال جرم ناشی از اختلاط شدید است. غلظت های جرم سلولی راکتور در FBR_S بی هوازی را می توان از ۲۰-۱۵g/l ایجاد کرد (مالینا و پوهلند، ۱۹۹۲). بطور معمول مطالعات آزمایشگاهی یا پایلوت قبل از تعیین بارگذاری طرح در مقیاس کامل انجام شده است. مزایای فرآیند بی هوازی FBR شامل توانایی در فراهم نمودن غلظت زیاد جرم سلولی و بارگذاری آلی نسبتاً زیاد، خصوصیات انتقال جرم بالا، توانایی کنترل شوکهای ناشی از بار بدلیل اختلاط و رقیق شدن با جریان برگشتی و نیاز به حداقل فضا می باشد. این فرآیند به دلیل عدم توانایی در به دام انداختن جامدات برای فاضلابهای حاوی مواد محلول مناسب تر است. همچنین برای اطمینان از توزیع مناسب جریان باید به طراحی ورودی و خروجی توجه شود. معایب دیگر شامل نیروی پمپاژ مورد نیاز برای بهره برداری بستر سیال، هزینه بستر راکتور، نیاز به کنترل سطح بستر و دفع جرم سلولی و طولانی بودن زمان راه اندازی می باشد.

جدول ۲۰-۴ مزایای استفاده از کربن فعال دانه ای (GAC) نسبت به ماسه بعنوان مواد بستر در سیستم FBR بی هوازی

- غلظت جرم سلولی بیشتری بدلیل ساختار پرمنفذ کربن فعال دانه ای حفظ می شود.
- ویژگی جذب سطحی به جلوگیری از مواد سمی و بازدارنده در کاهش فعالیت تصفیه بیولوژیکی کمک می کند.
- غلظت سوبسترای قابل تجزیه به سطوح سمیت کمتر ، کاهش می یابد.
- سایر سوبسترای سمی برای حفاظت باکتری حذف می شود.
- خصوصیات جذب سطحی می تواند بارهای زیاد را بوسیله جذب مواد آلی افزایش یافته، کاهش دهد.
- ویژگی های جذب سطحی به تطابق یافتن و افزایش تجزیه مواد سمی بوسیله جرم سلولی با فراهم کردن زمان بیشتر در معرض قرار کرفتن کمک می کند.

جدول ۲۱-۴ مثالهایی از عملکرد و شرایط بهره برداری فرآیندی برای سیستمFBR بی هوازی(دناک و دیون، ۱۹۸۸)

فاضلاب	دما $^{\circ}C$	بارگذاری COD, $kg/m^3.d$	t ، ساعت	درصد حذف COD
اسید سیتریک	۳۵	۴۲	۲۴	۷۰
نشاسته ، آب پنیر	۳۵	۸/۲	۱۰۵	۹۹
شیر	۳۷	۳-۵	۱۲-۱۸	۷۱-۸۵
ملاس	۳۶	۱۲-۳۰	۳-۸	۵۰-۹۵
گلوکز	۳۵	۱۰	۱۲	۹۵
سولفیت ، خمیر کاغذ	۳۵	۳-۱۸	۳-۶۲	۶۰-۸۰

توجه : $kg/m^3.d \times 62.4280 = lb/10^3 ft^3.d$

فرآیندهای رشد ثابت با جریان رو به پایین

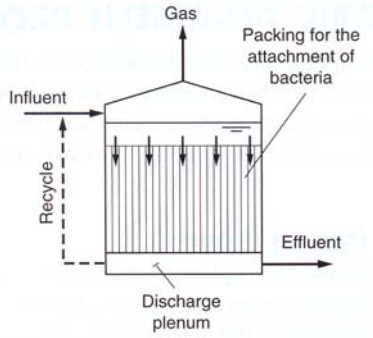
فرآیندهای رشد ثابت بی هوازی با جریان رو به پایین همانطور که در شکل ۸-۴ بیان شد ، برای تصفیه فاضلابهایی با غلظت زیاد بکار برده شده است و از مواد بستر شامل قطعات نیم سوخته ، پلاستیک بدون شکل و پلاستیک لوله ای شکل استفاده می‌شود. ارتفاع بستر در محدوده 2-4 متر می باشد و سیستمها طوری طراحی شده است که باعث چرخش مجدد پساب خروجی راکتور شود. راکتورهای رشد ثابت بی هوازی با جریان رو به پایین برای فاضلابهایی که براحتی قابل تجزیه می باشد، در محدوده بارگذاری $kg\ COD/m^3.d$ ۱۰-۵ بهره برداری می شود. همانطور که در جدول ۲۲-۴ نشان داده شده است، نحوه بهره برداری برای فاضلابهای مختلف متفاوت است. بدلیل مشکل گرفتگی بستر، استفاده از مواد با فضای خالی زیاد مانند بستر پلاستیکی عمودی مورد استفاده در صافیهای چکنده برجی توصیه می‌شود. مزایای مهم فرآیند رشد ثابت با جریان رو به پایین در محلهایی که مواد بستر با فضای خالی بیشتری مورد استفاده است، شامل طراحی ساده تر توزیع جریان ورودی، عدم وجود مشکلات گرفتگی و بهره برداری ساده است. در سیستمهای با تصفیه هوازی که به دنبال تصفیه بی هوازی قرار دارد، جامدات در فرآیند هوازی گرفته می شود و بنابراین در فرآیند رشد ثابت تجمع نمی کند. مشابه سایر فرآیندهای بی هوازی مورد استفاده برای تصفیه فاضلاب صنعتی با غلظت بالا، مزیت های این فرآیند شامل توانایی تصفیه در بارگذاری COD بالا همراه با حجم کوچک راکتور می باشد. هزینه مواد بستر و مقدار بارگذاری کمتر مواد آلی برای دستیابی به بازده مشابه تصفیه فرآیند UASB و FBR از جمله معایب این فرآیند است.

جدول ۲۲-۴ مثالهایی از عملکرد و شرایط بهره برداری فرآیندی برای کاربردهای رشد ثابت بی هوازی با جریان رو به پایین (اسپیس، ۱۹۹۶ ؛ لوماس و همکاران، ۱۹۹۹ ؛ فردریک و همکاران، ۱۹۹۴ ؛ جانگ و چوی، ۱۹۹۵)

فاضلاب	دما $^{\circ}C$	بارگذاری COD, $Kg/m^3.d$	t ، ساعت	درصد حذف COD
مرکبات	۳۸	۱-۶	۲۴-۱۴۴	۴۰-۸۰
آب پنیر	۳۵	۵-۲۲	۲-۸	۹۲-۹۷
مایع تصفیه-گرم کردن لجن	۴۰	۲۰-۳۰		۵۸
آبجوسازی	۳۵	۲۰	۱-۲	۷۶
ملاس	۳۵	۲-۱۳	۱۴-۱۱۲	۵۶-۸۰
فضولات خوکدانی	۳۵	۵-۲۵	۰/۹-۶	۴۰-۶۰

توجه : $kg/m^3.d \times 62.4280 = lb/10^3 ft^3.d$

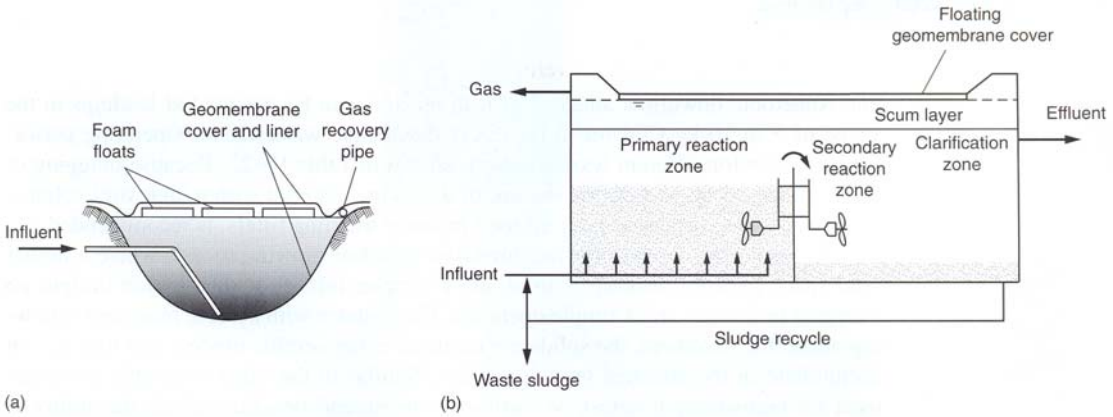
تصویر ۸-۴ راکتور تصفیه بی هوازی رشد ثابت با جریان رو به پایین و بستر پلاستیکی



۴-۶ سایر فرآیندهای تصفیه بی هوازی

علاوه بر فرآیندهای بی هوازی که در قسمتهای ۳-۴ تا ۵-۴ مورد توجه قرار گرفت؛ تعداد دیگری از فرآیندهای بی هوازی گسترش یافته است و فرآیندهای جدیدی بطور پیوسته در حال توسعه است. دو نمونه از این فرآیندها، فرآیند لاگون خاکی بی هوازی سرپوشیده و فرآیند تصفیه بی هوازی با جداسازی غشایی در ادامه بحث بطور خلاصه مورد توجه قرار گرفته است.

شکل ۹-۴ نمودار کلی فرآیند لاگون بی هوازی سرپوشیده: الف)طرح غیر انحصاری ساده ب) فرآیند لاگون انحصاری ADI-BVF



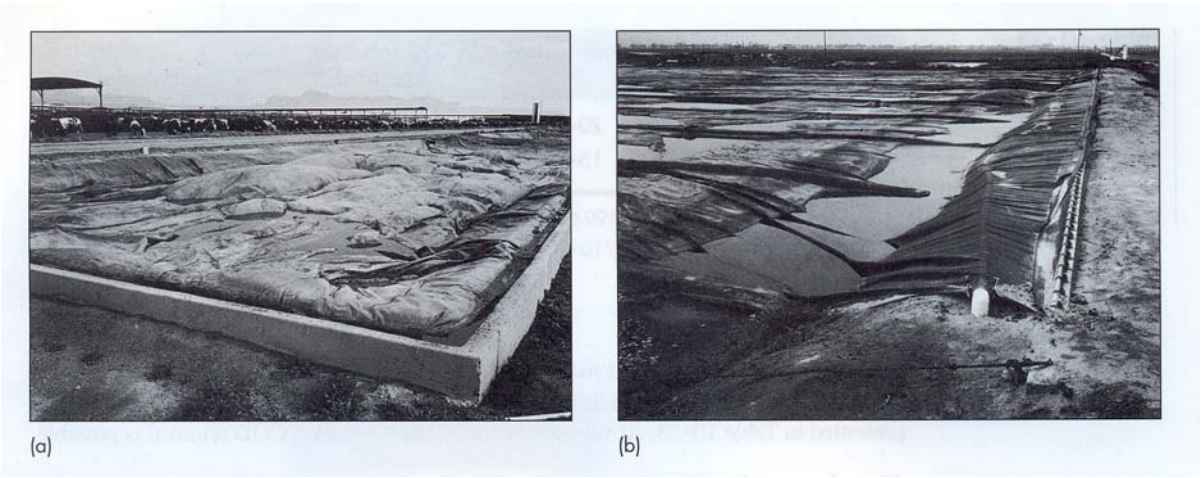
فرآیند لاگون بی هوازی سرپوشیده

لاگونهای بی هوازی برای فاضلابهایی با غلظت زیاد مانند فاضلابهای ناشی از پردازش گوشت استفاده می‌شود. زمانهای ماند حدود ۵۰-۲۰ روز با عمق لاگون ۱۰-۵ متر است (کریتس و چوبانوگلاس، ۱۹۹۸). طرح کلی یک فرآیند غیر انحصاری لاگون بی هوازی سرپوشیده ساده در شکل ۹-۴الف نشان داده شده است. تصویر کلی یک فرآیند لاگون بی هوازی سرپوشیده دارای حق انحصاری تحت عنوان راکتور ADI-BVF در شکل ۹-۴ب نشان داده شده است (مک مالین، ۱۹۹۴). یکی از مزایای مهم

فرآیندهای لاگون سرپوشیده، توانایی آن در کنترل محدوده وسیعی از خصوصیات فاضلاب شامل جامدات، روغن و گریس می باشد. مزایای دیگر شامل سادگی و ساختمان نسبتاً اقتصادی، حجم زیاد که می تواند یکنواخت سازی بار را فراهم کند، استفاده از یک بارگذاری کم و کیفیت بالای پساب خروجی است. معایب شامل مساحت زیاد زمین مورد نیاز، غیر موثر بودن توزیع جریان ورودی بصورت بالقوه و نگهداری پوشش ژئوممبران است. متوسط زمان ماند هیدرولیکی و زمان ماند جامدات برای تصفیه فضولات گاوی در فرآیندهای لاگون سرپوشیده با جریان پیستونی که در شکل ۱۰-۴الف نشان داده شده است، درصورتیکه فاضلاب با غلظت کل جامدات حدود ۸ تا ۱۰ درصد را تصفیه کند، تقریباً ۲۰ تا ۲۴ روز می شود. بطور معمول عملکرد فرآیند با فضولات تازه بهتر است؛ بطوریکه با استفاده مجدد از کودهایی که در چند دوره زمانی خشک شده اند، مخالفت شده است . درجه تجزیه مواد زائد مورد نظر به غلظت COD قابل تجزیه بیولوژیکی در کود بستگی دارد . معمولاً نسبت VSS/TSS کود تازه از ۰/۸۵-۰/۸ متفاوت خواهد بود. حدود ۴۰-۳۰ درصد VSS قابل تجزیه بیولوژیکی است. زمانهای ماند فرآیند لاگون سرپوشیده که در شکلهای ۹-۴الف و ۹-۴ب نشان داده شده است، در محدوده ۵۰-۳۰ روز با غلظت جامداتی که از ۵-۰/۵ درصد متغیر می باشد؛ هرچند مقادیر بالاتر مورد استفاده قرار گرفته است. مقدارSRT فرآیند لاگون سرپوشیده بیشتر از مقدار زمان ماند هیدرولیکی خواهد بود؛ زیرا نسبت زیادی از جامدات ورودی ته نشین می شود و تحت تاثیر تجزیه طولانی مدت قرار می گیرد. برآورد شده است که مقدار SRT می تواند از ۱۰۰-۵۰ روز متغیر باشد. عملکرد فرآیند لاگون سرپوشیده را می توان با ساختن یکسری برکه با حجم کلی مشابه یک لاگون بزرگ منفرد بهبود بخشید. سایر ملاحظات فرآیند لاگون شامل جداسازی فاز اسیدی از فاز متانی برای کاهش حجم مورد نیاز و بهبود عملکرد می باشد. راکتور ADI-BVF (شکل ۹-۴ب را ببینید) معمولاً خاکی و دارای ساختمان بتونی همراه با دیوارهای جانبی بتونی عمودی تقریباً ۴-۳ متری است. یک کف داخلی شیب دار و حاشیه خارجی خاکی استفاده می شود. عمق ماکزیمم مایع از ۹-۷ متر است . راکتور دارای یک پوشش شناور ژئوممبران می باشد و یک لایه عایق پلی اتیلن بصورت سلول سرپوشیده به سطح زیرین آن متصل شده است. پوشش (ژئوممبران) به ابتدای راکتور چسبیده است که باعث جمع آوری بیوگاز، کنترل دما و کنترل بوی بد می شود. مواد پوششی بصورت شیار یا فرورفتگی در قابهایی قرار گرفته اند که باعث جمع آوری آب باران در مکانهای کنترل شده و حذف متعاقب آن از پوشش می شود. لوله گذاری جریان ورودی در طول کف منطقه ورودی راکتور بنحوی قرار داده شده است که توزیع جریان ورودی را از بین لایه لجن فراهم می کند. چرخش مجدد لجن بکار گرفته شده است و بافلهای درونی برای نگهداری لجن در محدوده منطقه ورودی تدارک دیده شده است. جریان فاضلاب از میان یکسری جداکننده های جامدات - مایع - گاز عبور داده می شود که بعنوان زلال ساز درونی برای جلوگیری از حرکت جامدات به سطح راکتور عمل می کند. همچنین راکتور دارای یک اختلاط دهنده با سرعت کم است که بصورت متناوب در یک دوره کوتاه زمانی بهره برداری می شود. فرآیند ADI-BVF معمولاً بعنوان یک فرآیند بی هوازی با بار پایین با بارگذاری در

محدوده $kg\ COD/m^3.d$ ۲-۱بهره برداری می شود. در حالت عادی لاگون گرم نمی شود؛ بطوریکه دما ممکن است با توجه به محل و زمان سال بین $^{\circ}C$ ۲۵-۱۵باشد. اطلاعات مربوط به عملکرد فرآیند ADI-BVF در جدول ۲۳-۴ ارائه شده است. در بارگذاری خیلی کم، حذف ۹۰-۸۰ درصد COD امکان پذیر است.

شکل ۱۰-۴ تصاویر فرآیند تصفیه لاگون سرپوشیده: الف) تاسیسات مورد استفاده برای تصفیه کود گاوی ب) تاسیسات مورد استفاده برای فضولات خوکدانی



جدول ۲۳-۴ عملکرد تصفیه و بهره برداری برای فرآیند لاگون بی هوازی با پوشش ADI-BVF (مک مولین و همکاران، ۱۹۹۴ ؛ مالینا و پوهلند،۱۹۹۲)

فاضلاب	دما $^{\circ}C$	بارگذاری COD, $Kg/m^3.d$	t ، ساعت	درصد حذف COD
پردازش نخودفرنگی /سیب زمینی	۲۵-۲۰	۰/۷	۸	۸۵
آبگیری سیب	۳۰-۱۵	۰/۲	۱۷	۹۴

توجه : $kg/m^3.d \times 62.4280 = lb/10^3 ft^3.d$

فرآیند تصفیه بی هوازی با جداسازی غشایی

مفهوم کلی تکنولوژی جداسازی غشایی همراه با جزئیات در بخش ۱۱(متکف) بیان شده است. استفاده موفق از جداسازی غشایی در تصفیه لجن فعال در بخش ۲ بررسی شد. جداسازی غشایی در راکتورهای بی هوازی مورد توجه قرار گرفته است؛ اما این تکنولوژی هنوز در حال گسترش است. مزایای بالقوه استفاده از تکنولوژی جداسازی غشاء شامل ۱) استفاده از غلظت زیادتر جرم سلولی در راکتور بی هوازی برای کاهش بیشتر اندازه آن و افزایش بارگذاری حجمی COD ۲) امکان زمان ماند جامدات خیلی بیشتر با گرفتن کامل جامدات که منجر به حذف ماکزیمم VFA_S و COD محلول قابل تجزیه می شود و کیفیت بهتری را در پساب ایجاد می کند و ۳) ماکزیمم به دام انداختن جامدات معلق خروجی برای افزایش بهبود کیفیت پساب خروجی تصفیه بی هوازی . دو مزیت بالقوه

اخیر شامل SRT طولانی تر و غلظت جامدات معلق خروجی کم باعث می شود راکتورهای بی هوازی پساب خروجی معادل فرآیندهای تصفیه ثانویه هوازی تولید کند. ملاحظات مهم طراحی برای کاربرد جداسازی غشاء در راکتورهای بیولوژیکی (پاراگراف ۹-۲ را در بخش ۲ مشاهده کنید) شامل ۱) میزان فلاکس غشاء و ۲) توانایی جلوگیری از گرفتگی غشاء برای نگهداری مقادیر فلاکس قابل قبول می باشد. در راکتورهای غشای مستغرق که برای تصفیه هوازی رشد معلق مورد استفاده می باشد، غشاها در راکتور لجن فعال قرار داده شده است و هوادهی با حباب درشت برای به حداقل رساندن گرفتگی بکار می رود. در فرآیندهای بی هوازی نوع مشابهی از سیستم اختلاط گاز امکان پذیر است. در طرح های اخیر همانطور که در شکل ۱۱-۴ نشان داده شده است، یک واحد جداسازی غشاء با جریان عرضی خارجی استفاده می شود. سرعتهای زیاد مایع در عرض غشاء برای کنترل گرفتگی ایجاد می شود. جامدات جریان تغلیظ شده به راکتور بی هوازی برگشت داده می شود؛ در حالیکه مایع شفاف با تخلیه خروجی حذف می شود.

جدول ۲۴-۴ خلاصه شرایط بهره برداری حاصل از تعداد محدودی مطالعه راکتور بی هوازی با جداسازی غشایی

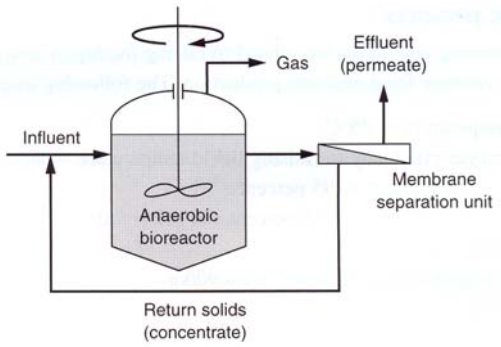
پارامتر	واحد	مقدار	
		محدوده	متوسط
بارگذاری COD,	kg COD /m^3.d	۲-۲۲	۸
t	روز	۰/۵-۱۵	۸
SRT	روز	۳۰-۱۶۰	۵۰
MLSS	g/L	۸-۵۰	۲۰-۲۵
بازده جامدات	g VSS/g COD	۰/۰۴-۰/۱۲	۰/۰۸
فلاکس نهایی	L/m^2.h	۵-۲۶	۱۸
فلاکس ویژه	L/m^2.h.bar	۲/۵-۲۱	۱۴

توجه : $kg/m^3.d \times 62.4280 = lb/10^3 ft^3.d$

$L/m^2.h \times 0.0245 = gal/ft^2.h$

مشکلات گرفتگی و کاهش سلولهای فعال گزارش شده است (چوو و لی، ۱۹۹۸). مشکلات گرفتگی ناشی از مواد آلی معمولاً با تجمع مواد کلوئیدی و باکتری بر روی سطح غشاء بوجود می آید. مقدار پمپاژ زیاد جریان در عرض غشاء ممکن است منجر به کاهش باکتریهای فعال شود که بدلیل لیز شدن سلول است. گرفتگی ناشی از مواد غیر آلی بدلیل تشکیل رسوب استراویت ($MgNH_4PO_4$) است که ناشی از افزایش pH همزمان با عبور جریان از غشاء و آزاد شدن CO_2 است. اطلاعات عملی مشاهده شده که از تعداد محدودی از مطالعات راکتور غشایی بدست آمده است، در جدول ۲۴-۴ خلاصه شده است. بطور معمول مقادیر بارگذاری مواد آلی در محدوده مورد استفاده برای فرآیندهای رشد ثابت و لایه لجن می باشد. توسعه بیشتر در طراحی غشاء و ابزارهای کنترل گرفتگی می تواند از راکتورهای بی هوازی جداسازی غشایی در آینده یک تکنولوژی موفق ایجاد کند.

شکل ۱۱-۴ بیوراکتور بی هوازی با جداسازی غشایی خارجی جامدات در جریان خروجی



مسائل و پرسشهای تشریحی

۴-۱ قلیائیت و pH داخل یک راکتور رشد معلق بی هوازی که در دمای $۳۰^{\circ}C$ بهره برداری می شود، اندازه گیری شده است. مقادیر قلیائیت بر حسب کربنات کلسیم مساوی ۱۸۰۰ ، ۲۰۰۰ و ۲۲۰۰mg/L(مقدار توسط مدرس انتخاب شود) و pH برابر ۷ می باشد. با فرض تعادل بین فازهای گازی و مایع، مقدار دی اکسید کربن را در فاز گازی بر حسب درصد تعیین کنید.

۴-۲ فاضلاب صنعتی با جریان $۴۰۰۰m^3/d$ دارای مقدار COD محلول قابل تجزیه ۱۸۰۰ ، ۲۲۰۰ یا ۳۰۰۰mg/L(مقدار توسط مدرس انتخاب شود)، دمای $۲۰^{\circ}C$ و قلیائیت ۲۰۰mg/L بر حسب کربنات کلسیم است. هزینه ها و درآمدهای خالص بهره برداری را برای تصفیه بی هوازی در مقایسه با هوازی بر اساس فرضیات و پارامترهای کلیدی زیر، مقایسه و تعیین کنید(هزینه های کاری و نگهداری در اینجا صرفنظر شده است).

فرآیند بی هوازی

پارامترهای هزینه بهره برداری فرآیند بی هوازی مرتبط با افزایش دمای مایع و افزودن قلیائیت در برابر درآمد ناشی از تولید متان می باشد.

فرضیات زیر قابل کاربرد است:

۱- دمای راکتور: $۳۵^{\circ}C$

۲- بازده بازیافت تغییر دهنده دما برای افزایش درجه حرارت: ۸۰ درصد

۳- بازده حذف COD: ۹۵درصد

۴- درصد CO_2 در فاز گازی: ۳۵درصد و pH=۷

۵- ارزش متان: ۵ دلار بازای هر $۱۰^{۶}$ کیلوژول

۶- قلیائیت تهیه شده بر حسب $NaHCO_3$ = ۰/۹ دلار بازای هر کیلوگرم

هوازی

پارامترهای مهم هزینه بهره برداری در تصفیه هوازی شامل انرژی هوادهی و پردازش و دفع لجن می باشد.

فرضیات زیر قابل کاربرد است:

۱- بازده حذف COD = ۹۹ درصد

۲-گرم اکسیژن بازای هر گرم COD حذف شده = ۱/۲

۳- بازده واقعی هوادهی: ۱/۲kg O_2/kWh

۴- هزینه های برق = ۰/۰۸ دلار بازای هر کیلووات ساعت

۵-تولید خالص لجن = ۰/۳g TSS/g COD

۶- هزینه دفع/پردازش لجن = ۰/۱ دلار بازای هر کیلوگرم جامدات خشک

۴-۳ فاضلابی دارای دبی متوسط روزانه ۱۰۰۰m^3/d، ۲۰۰۰ یا ۳۰۰۰ (مقدار توسط مدرس انتخاب شود) و مواد آلی آن ۴۰۰۰mg/L با ترکیب تقریبی زیر می باشد: $C_{50}H_{75}O_{20}N_5S$. برای تصفیه بی هوازی با ۹۵ درصد تجزیه: الف) قلیائیت تولیدی mg/L بر حسب کربنات کلسیم ب) نسبت مولی تقریبی CO_2، CH_4 و H_2S در فاز گازی را تعیین کنید.

۴-۴ فاضلاب صنعتی دارای دبی متوسط ۲۰۰۰m^3/d ، غلظت COD پساب ورودی ۴۰۰۰ ، ۶۰۰۰ یا ۸۰۰۰mg/L (مقدار توسط مدرس انتخاب شود) و غلظت سولفات ورودی ۵۰۰mg/L است. درصد COD تجزیه شده در فرآیند تصفیه بی هوازی در دمای ۳۵$^\circ$C برابر ۹۵ درصد می باشد و ۹۸ درصد سولفات احیاء شده است. الف) مقدار متان تولیدی m^3/d ب) مقدار متان تولیدی بر حسب m^3/d در صورتی که احیای سولفات محاسبه نشود ج) مقدار سولفید هیدروژن را در فاز گازی در یک راکتور با pH=۷ تعیین کنید.

۴-۵ یک راکتور رشد معلق بی هوازی در SRT=۵ روز و دمای ۳۰$^\circ$C بهره برداری می شود. سرعت تولید گاز متان در یک روز (m^3/d) ۳۰ درصد کاهش یافته است. حداقل چهار عامل ممکن که باید بررسی شود را نام برده و بطور خلاصه مکانیسم بازدارندگی هرکدام را توضیح دهید.

۴-۶ فاضلاب صنعتی حاوی صد درصد مواد محلول با یک فرآیند رشد معلق بی هوازی تصفیه می شود که شامل یک راکتور اختلاط سرپوشیده، گاززدایی و ته نشینی ثقلی است. میزان TSS خروجی از زلال ساز برابر ۱۲۰mg/L می باشد. با فرضیات و مشخصات طراحی زیر ، پارامترهای طراحی برای تصفیه در دماهای ۲۵$^\circ$C و ۳۵$^\circ$C را تعیین و مقایسه کنید:

۱- SRT طراحی بر حسب روز

۲- حجم راکتور ، m^3

۳- زمان ماند هیدرولیکی راکتور ، t روز

۴-میزان تولید گاز متان m^3/d

۵-میزان کل گاز تولیدی m^3/d

۶- میزان جامدات دفعی روزانه بصورت دستی kg/d

۷- نیازمندیهای نیتروژن و فسفر kg/d

مشخصات فاضلاب:

پارامتر	واحد	مقدار
دبی	m^3/d	۲۰۰۰
COD قابل تجزیه	mg/L	(۴۰۰۰)A
		(۶۰۰۰)B
		(۸۰۰۰)C
درصدsCOD	%	۱۰۰
قلیائیت	$CaCO_3$ ، mg/L	۵۰۰

توجه : مقدار A ، B یا C باید توسط مدرس انتخاب شود .

سایر فرضیات طراحی:

۱- غلظت MLSS راکتور = ۵۰۰۰mg/L

۲- ضریب اطمینان برای SRT = ۱/۵

۳- نسبت VSS/TSS=۰/۸۵

۴- f_d=۰/۱۵g VSS/g VSS

۵- درصد متان در فاز گازی = ۶۵ درصد

۶- محتوای نیتروژن جرم سلولی = ۰/۱۲g N/g VSS

۷- محتوای فسفر جرم سلولی = ۰/۰۲g P/ g VSS

۸- ضرایب سینتیکی مناسب و اطلاعات طراحی فراهم شده در جدول ۱۰-۴ را استفاده کنید.

۴-۷ یک فرآیند بی هوازی برای تصفیه فاضلاب صنعتی حاوی مواد محلول در دمای ۳۰°C در نظر گرفته شده است. غلظت VSSپساب خروجی ۱۰۰mg/L ,۱۵۰ یا۲۰۰(توسط مدرس انتخاب شود) با توجه به رشد جرم سلولی فرض شده است. با استفاده از مقادیر ضرایب سینتیکی مناسب از جدول ۱۰-۴, غلظت sCOD ورودی را تعیین کنید که باید برای امکان بهره برداری در SRT=۳۰ روز وجود داشته باشد.

۴-۸ یک راکتور UASB منفرد را برای تصفیه فاضلاب صنعتی در دمای ۳۰°C با مشخصات فاضلاب زیر و با استفاده از فرضیات داده شده در زیر طراحی کنید. طراحی را برای ۹۷ درصد تجزیه COD محلول انجام دهید و فرض کنید ۵۰ درصد COD ذره ای تجزیه و VSS خروجی برابر ۲۰۰mg/L می باشد. با استفاده از اطلاعات داده شده ، تعیین کنید:

۱- حجم راکتور مایع، متر مکعب

۲- سطح راکتور (فرض کنید یک راکتور مدور استفاده خواهد شد)، مترمکعب

۳- قطر سطح راکتور ، عمق مایع و ارتفاع کل، متر

۴- زمان ماند هیدرولیکی، روز

۵- SRT متوسط، روز

۶- میزان جامدات دفعی روزانه بصورت دستی، کیلوگرم در روز
۷- متوسط غلظت MLSS و MLVSS در راکتور UASB، میلی گرم در لیتر
۸- میزان تولید گاز متان، مترمکعب در روز
۹- مقدار انرژی ناشی از گاز، کیلوژول در روز
۴- نیازمندیهای قلیائیت، کیلوگرم کربنات کلسیم در هر روز

فرضیات طراحی:

۱- ضرایب سینتیکی جدول ۱۰-۴
۲- ضریب موثر راکتور E =۰/۸۵
۳- f_d =۰/۱۵ گرم VSS بازای هر گرم VSS جرم سلولی تجزیه شده
۴- pH=۷
۵- درصد دی اکسید کربن در فاز گازی = ۳۵ درصد
۶- ماکزیمم ارتفاع مایع داخل راکتور = ۸ متر

مشخصات فاضلاب:

پارامتر	واحد	مقدار
دبی	m^3/d	۵۰۰
کل bCOD	mg/L	(۶۰۰۰)A
		(۷۰۰۰)B
		(۸۰۰۰)C
COD ذره ای	%	۴۰
نسبت COD ذره ای بهVSS	g/g	۱/۸
نسبت VSSذره ای به TSS	g/g	۰/۸۵
قلیائیت	$CaCO_3$، mg/L	۳۰۰

توجه : مقدار A ، B یا C باید توسط مدرس انتخاب شود .

۹-۴ فاضلاب شهری در دمای $25^{\circ}C$ با استفاده از یک فرآیند UASB تصفیه می شود. مشخصات فاضلاب در جدول زیر داده شده است. الف) زمان ماند هیدرولیکی راکتور (ساعت) ب) میزان بارگذاری COD ($kg\ COD/m^3.d$) ج) قطر و ارتفاع مایع داخل راکتور را تعیین کنید. مقدار مورد انتظار TSS و BOD خروجی چقدر است؟ فرآیند تصفیه ثانویه هوازی را که شما برای اضافه کردن بعد از فرآیند UASB برای دستیابی به مقدار BOD خروجی ۱۵mg/L یا کمتر انتخاب می کنید توصیف نمایید. برای حفظ pH نزدیک به ۷، چه مقدار قلیائیت باید به راکتور UASB اضافه شود؟ اصول مرتبط به پاسخ خود را توضیح دهید.

مشخصات فاضلاب:

پارامتر	واحد	مقدار
دبی	m^3/d	(۳۰۰۰)A
		(۴۰۰۰)B

(۵۰۰۰)C		
۴۵۰	mg/L	COD
۱۸۰	mg/L	BOD
۱۸۰	mg/L	TSS
۱۵۰	$CaCO_3$, mg/L	قلیائیت

توجه : مقدار A ، B یا C باید توسط مدرس انتخاب شود .

۱۰-۴ فاضلاب آبجوسازی با دبی $۱۰۰۰m^3/d$ و COD (عمدتاً محلول) ۴۰۰۰mg/Lدر دمای $۳۵^{\circ}C$ در یک راکتور رشد ثابت با جریان رو به بالا تصفیه می شود که شامل بستر پلاستیکی از نوع جریان عرضی و با هدف ۹۰ درصد حذف COD می باشد. فرض کنید SRT رشد ثابت برابر ۳۰ روز است. تعیین کنید: الف) ابعاد و حجم راکتور(مترمکعب) ب) مقدار تولید گاز متان (مترمکعب در روز) ج) غلظت TSS پساب خروجی (میلیگرم در لیتر).

۱۱-۴ فاضلاب صنعتی دارای غلظت COD قابل تجزیه ۸۰۰۰mg/L و غلظت VSSبرابر ۴۰۰۰mg/L همراه با ۵۰ درصد VSS قابل تجزیه موجود می باشد. بطور خلاصه سازگار بودن فرآیندهای زیر را برای تصفیه این فاضلاب بررسی کنید و تاثیر بالقوه جامدات ورودی را بر روی فعالیت و عملکرد راکتور بیان نمائید.

فرآیندها:

راکتور لایه لجن با جریان رو به بالا(UASB)

راکتور بستر سیال بی هوازی

راکتور بافل دار بی هوازی

راکتور بستر آکنده با جریان رو به بالا

راکتور رشد ثابت با جریان رو به پایین

لاگون سرپوشیده بی هوازی

۱۲-۴ از متون مربوط به سه سال گذشته، کاربرد یک فرآیند تصفیه بی هوازی با جداسازی غشایی را که شامل توصیف فاضلاب تصفیه شده، غلظت جامدات راکتور، میزان بارگذاری آلی، دما، روش کنترل گرفتگی غشاء، مقدار فلاکس غشاء در زمان اضافی، غلظت جامدات راکتور، روش ترمیم و پاک کردن غشاء و هر مطلب مهم راجع به عملکرد و بهره برداری می باشد پیدا و خلاصه نویسی کنید.

منابع:

Alderman, B. J., T. L. Theis, and A. G. Collins (1998) "Optimal Design for Anaerobic Pretreatment of Municipal Wastewater," Journal of Environmental Engineering, vol. 124, no. 1, pp. 4-10.

Angenent, L. T., G. C. Banik, and S. Sung (2000) "Psychrophilic Anaerobic Pretreatment of Low-Strength Wastewater Using the Anaerobic Migrating Blanket Reactor," Proceedings of the 73rd Annual Water Environment Federation Conference, New Orleans, LA.

Annachhatre, A. P. (1996) "Anaerobic Treatment of Industrial Wastewaters," Resources, Conservation, and Recycling, vol. 16, pp. 161-166.

Arceivala, S. J. (1998) Wastewater Treatmentfor Pollution Control, 2d ed., McGraw-Hill, New Delhi.

Bachmann, A., V. L. Beard, and P. L. McCarty (1985) "Performance Characteristics of the Anaerobic Baffled Reactor," Water Research, vol. 19, no. 1, pp. 99-106.
Banik, G. C., and R. R. Dague (1996) "ASBR Treatment of Dilute Wastewater at Psychrophilic Temperatures," Proceedings of the 69th Annual Water Environment Federation Conference, Chicago.
Barber, W. P., and D. C. Stuckey (1999) "The Use of the Anaerobic Baffled Reactor (ABR) for Wastewater Treatment: A Review," Water Research, vol. 33, no. 7, pp. 1559-1578.
Boopathy, R., and A. Tilche (1992) "Pelletization of Biomass in a Hybrid Anaerobic Baffled Reactor (HABR) Treating Acidified Wastewater," Bioresource Technology, vol. 40, no. 2, pp. 101-107.
Buswell, A. w., and C. B. Boruff (1932) "The Relationship Between Chemical Composition of Organic Matter and the Quality and Quantity of Gas Production During Digestion," Sewage Works Journal, vol. 4, no. 3, p. 454.
Choo, K. H., and C. H. Lee (1998) "Hydrodynamic Behavior of Anaerobic Biosolids During Crosst1ow Filtration in the Membrane Anaerobic Bioreactor," Water Research. vol. 32, pp. 3387-3397.
Collins, A. G., T. L. Theis, S. Kilambi, L. He, and S. G. Paulostathis (1998) "Anaerobic Treatment of Low-Strength Domestic Wastewater Using an Anaerobic Expanded Bed Reactor," Journal Environmental Engineerir.g, vol. 124, no. 7, pp. 652-655.
Crites, R., and G. Tchobanoglous (1998) Small and Decentralized Wastewater Management Systems, McGraw-Hill, New York.
Denac, M., and 1. J. Dunn (1988) "Packed- and Fluidized-Bed Biofilm Reactor Performance for Anaerobic Wastewater Treatment," Biotechnology and Bioengineering, vol. 32, pp. 159-173.
Elmaleh, S., and L. Abdelmoumni (1998) "Experimental Test to Evaluate Performance of an Anaerobic Reactor Provided with an External Membrane Unit," Water Science and Technology, vol. 38, no. 8, pp. 385-392.
Fox, P., M. T. Suidan, and J. T. Pfeffer (1988) "Anaerobic Treatment of Biologically Inhibitory Wastewater," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 60, pp.86--92.
Fredericks, D. W., T. P. Hovanec, D. E. Foster, and L. M. Szendry (1994) "Start-up and Operational Performance of a Downflow Anaerobic Filter on Citrus Processing Wastewater," Proceedings of the 67th Annual Water Environment Federation Conference.
Fullen, W. J. (1953) "Anaerobic Digestion of Packing Plant Wastes," Sewage and Industrial Wastes, vol. 25, p. 577.
Garuti, G., M. Dohanyos, and A. Tilche (1992) "Anaerobic-Aerobic Combined Process for the Treatment of Sewage with Nutrient Removal: The Ananox® Process," Water Research, vol. 25, no. 7, pp. 383-394.
Goncalves, R. E, and V. L. de Avaujo (1999) "Combining Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) Reactors and Submerged Aerated Biofilters for Secondary Domestic Wastewater Treatment," Water Science and Technology, vol. 40, no. 8, p. 79.
Hickey, R. E, W. M. Wu, M. C. Viega, and R. June (1991) "Start-up Operation, Monitoring, and Control of High-Rate Anaerobic Treatment Systems," Water Science and Technology, vol. 24, no. 8, pp. 207-256.
Iza, J. (1991) "Fluidized Bed Reactors for Anaerobic Wastewater Treatment," Water Science and Technology, vol. 24, no. 8, pp. 109-132.
Jewell, W. J. (1987) "Anaerobic Sewage Treatment," Environmental Science and Technology, vol. 21, no. 1, pp. 14-21.
Jhung,1. K., and E Choi (1995) "A Comparative Study of UASB and Anaerobic Fixed Film Reactors with Development of Sludge Granulation," Water Research, vol. 29, no. 1, pp.271-277.
Kindzierski, W. B., M. R. Gray, P. M. Fedorak, and S. E. Hrudey (1992) "Activated Carbon and Synthetic Resins as Support Material for Methanogenic Phenol-Degrading ConsortiaComparison of Surface Characteristics and Initial Colonization," Water Environment Research, vol. 64, pp. 786-795.
Lay, J. J., Y. Y. Li, and T. Noike (1998) "The Influence of pH and Ammonia Concentration on the Methane Production in High-Solids Digestion Processes," Wuter Environment Research, vol. 70, pp. 1075-·1082.
Lettinga, G., and L. W. Hulshoff Pol (1991) "UASB-Process Designs for Various Types of Wastewaters," Water Science and Technology, vol. 24, no. 8, pp. 87-107.
Lettinga, G., and J. N. Vinken (1980) "Feasibility of the Upflow Anaerobic-Sludge Blanket (VASB) Process for the Treatment of Low-Strength Wastes," Proceedings of the 35th Industrial Waste Conference, Purdue University, 1980.
Lettiriga, G., A. F. M. van Velsen, S. W. Hobma, W. J. de Zeeuw, and A. Klapwijk (1980) "Use of the UpfJow Sludge Blanket (USB) Reactor Concept for Biological Wastewater Treatment," Biotechnology and Bioengineering, vol. 22, pp. 699-734.

Lomas, J. M., C. Urbano, and L. M. Camarero (1999) "Evaluation of a Pilot Scale Downflow Stationary Fixed Film Anaerobic Reactor Treating Piggery SlurrY in the Mesophilic Range," Biomass & Bioenergy, vol. 17, pp. 49-58.
McCarty, P. L. (1964) "Anaerobic Waste Treatment Fundamentals: 1. Chemistry and Microbiology; II. Environmental Requirements and Control; III. Toxic Materials and Their Control; IV. Process Design," Public Works, nos. 9-12.
McCarty, P. L., and R. E. McKinney (1961) "Salt Toxicity in Anaerobic Digestion," Journal of the M'I1ter Pollutioll Control Federation, vol. 33, p. 399.
McMullin. M. J., R. C. Landine, and R. C. Landine (1994) "Anaerobic Pretreatment of Beverage Industry Wastewater-Case History," Proceedings of the 67th Annual Water Environment Federation Conference, Chicago, IL.
Maillacheruvu, K. Y., G. F. Parkin, C. Y. Peng, W. C. Kuo, Z. 1. Oonge, and V. Lebduschka (1993) "Sulfide Toxicity in Anaerobic Systems Fed Sulfate and Various Organics," Water Environment Research, vol. 65, pp. 100-109.
Malina, J. F., and F. G. Pohland (1992) Design of Anaerobic Processes for the Treatment of Industrial and Municipal Wastes, Water Quality Management Library, vol. 7, Technomic Publishing Co., Lancaster, PA.
Moen, G. M. (2000) A Comparison of the Performance and Kinetics of Thermophilic and Mesophilic Anaerobic Digestion, Master of Science Thesis, Department of Civil and Environmental Engineering, University of Washington, Seattle, W A.
Morris, J. w., and W. J. Jewell (1981) "Organic Particulate Removal with the Anaerobic Attached-Film-Expanded-Bed Process," Proceedings of 36th Industrial Waste Conference, Purdue University, pp. 621-630.
Obayashi, A., H. D. Stensel, and E. G. Kominek (1981) "Anaerobic Treatment of High Strength Industrial Wastewater," Chemical Engineering Progress, vol. 77, no. 4, p. 79.
Orozco, A. (1988) "Pilot and Full-Scale Anaerobic Treatment of Low-Strength Wastewater at Sub-Optimal Temperature (13°) with a Hybrid Plug Flow Reactor," Proceedings of the 8th International Conference on Anaerobic Digestion, vol. 2, pp. 183-191, Sendai, Japan.
PaIns, S. S., R. E. Lowenthal, P. L. Dold, and G. R. Marais (1987) "Hypothesis for Pelletisation in the UpfJow Anaerobic Sludge Bed Reactor," Water (South African" Journal), vol. 13, pp.69-80.
PaIns, S. S., R. E. Lowenthal, M. C. Wentzel, and G. R. Marais (1990) "Effect of Nitrogen Limitation on Pelletisation in UpfJow Anaerobic Sludge Bed (UASB) Systems," Water (South African Journal), vol. 16, pp. 165-170.
Parkin. G. E, and S. W. Miller (1982) "Response of Methane Fermentation to Continuous Addition of Selected Industrial Toxicants," Proceedings of the 37th Purdue Industrial Waste Conference, Lafayette, IN.
Parkin, G. F., and W. E. Owen (1986) "Fundamentals of Anaerobic Digestion of Wastewater Sludges," Journal Environmental Engineering, vol. 112, no. 5, pp. 867-920.
Rajeshwari, K. v., M. Balakrishnan, A. Kansal, K. Lata, and V. V. N. Kishore (2000) "State-ofthe-Art of Anaerobic Digestion Technology for Industrial Wastewater Treatment," Renewable and Sustainable Energy Reviews, vol. 4, pp. 135-156.
Randall, C. w., J. L. Barnard, and H. D. Stensel (1992) Design and Retrofit of Wastewater Treatment Plants for Biological Nutrient Removal, vol. 5, Water Quality Management Library, Technomlc Publishing Co., Lancaster, PA.
Schroepfer, G. J., W. J. Fullen, A. S. Johnson, N. R. Ziemke, and J. J. Anderson (1955) "The Anaerobic Contact Process as Applied to Packinghouse Wastes," Sewage and Industrial Wastes. vol. 27, p. 61.
Song, K. H., and J. C. Young (1986) "Media Design Factors for Fixed~Bed Anaerobic Filters," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 58, pp. 115-12l.
Soto, M., P. Ligero, V. I. Ruiz, M. C. Veiga, and R. Blazquez (1997) "Sludge Granulation in UASB Digesters Treating Low Strength Wastewaters of Mesophilic and Psychrophilic Temperatures," Environmental Technology, vol. 18, pp. 1133-114l.
Speece, R. E. (1996) Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewaters, Archae Press, Nashville, TN.
Steffen, A. J., and M. Bedker (1961) "Operation of Full-Scale Anaerobic Contact Treatment Plant for Meat Packing Wastes," Proceedings of the 16th Industrial Waste Conference, Purdue University, Lafayette, IN, p. 423.
Stephenson, T., S. Judd, B. Jefferson, and K. Brindle (2000) Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment, IWA Publishing, Cornwall, U.K.
Sung, S., and R. R. Dague (1995) "Laboratory Studies on the Anaerobic Sequencing Batch Reactor," Water Environment Research, vol. 67, pp. 294-30l.

Sutton, P. M., and D. A. Huss (1984) "Anaerobic Fluidized Biological Treatment: Pilot to FullScale Demonstration," Proceedings of the 57th Annual Water Pollution Control Federation Conference, October, New Orleans, LA.
Sykes, R. M. (2001) Reviewers comments and additions.
Tay, J. H., and X. Zhang (2000) "Stability of High-Rate Anaerobic Systems. I. Performance under Shocks," Journal Environmental Engineering, vol. 126, no. 8, pp. 713-725.
Thaveesri, J., K. Gernaey, B. Kaonga, G. Boucneau, and W. Verstraete (1994) "Organic and Ammonium Nitrogen and Oxygen in Relation to Granular Sludge Growth in Lab-Scale UASB Reactors," Water Science and Technology, vol. 30, no. 12, pp. 43-53.
van Velsen, A. F. M. (1977) "Anaerobic Digestion of Piggery Waste," Netherlands Journal of Agricultural Science, vol. 25, p. 15l.
Wang, Y. T., M. T. Suidan, and J. T. Pfeffer (1984) "Anaerobic Activated Carbon Filter for the Degradation of Polycyclic N. Aromatic Compounds," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 56, pp. 1247-1253.
Wang, Y. T., M. T. Suidan, and B. E. Rittman (1986) "Anaerobic Treatment of Phenol by an Expanded Bed Reactor," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 58, pp. 227-233.
Young, J. C. (1991) "Factors Affecting the Design and Performance of Upflow Anaerobic Filters," Water Science and Technology, vol. 24, no. 8, pp. 133-155.
Young, J. c., and M. F. Dehab (1983) "Effect of Media Design on the Performance of FixedBed Anaerobic Reactors," Water Science and Technology, vol. 15, pp. 369-383.
Young, J. c., and B. S. Yang (1989) "Design Considerations for Full-Scale Anaerobic Filters," Journal Water Pollution Control Federation, vol. 61, no. 9, pp. 1570-1587.