

ارزیابی تولید بیوگاز از پسماند جامد شهری با استفاده از راکتورهای

تخمیر بی‌هوازی پیوسته: مطالعه موردی شهر مشهد

سید علی اصغر شریعت حسینی

دانشجوی کارشناسی ارشد، گروه مهندسی انرژی، واحد مشهد، دانشگاه آزاد اسلامی، مشهد، ایران

alishariat1367@gmail.com

پیمان باشی شهابی

استادیار، گروه مهندسی انرژی، واحد مشهد، دانشگاه آزاد اسلامی، مشهد، ایران (نویسنده مسئول)

pbshahabi@mshdiau.ac.ir

کاظم بشیر نژاد

استادیار، گروه مهندسی انرژی، واحد مشهد، دانشگاه آزاد اسلامی، مشهد، ایران

bashirnezhad@mshdiau.ac.ir

با توجه به نیاز کشور ایران از جمله شهر مشهد به انرژی و مشکلات ناشی از آلاینده‌های زیست محیطی حاصل از مصرف سوخت‌های فسیلی و همچنین مشکلات ایجاد شده ناشی از تولید و دفع پسماندهای جامد شهری، مطالعه‌ای بر اساس استفاده از پسماند جامد شهری جهت تولید بیوگاز در مولدهای بیوگاز در راستای برطرف نمودن مشکلات ذکر شده انجام شده است. در این مطالعه به منظور بررسی میزان سوخت بیوگاز و انرژی نهایی تولید شده به وسیله پسماند جامد شهری در منطقه مورد مطالعه، از مدل‌های ریاضی ارایه شده مرتبط با راکتورهای پیوسته تک مرحله‌ای استفاده شده است و برآورد اقتصادی طرح توسط نرم افزار رت اسکرین انجام گردیده است. نتایج نشان می‌دهد متان تئوری تولید شده از فرایند هضم ۵۵/۹۸۲ درصد و ارزش حرارتی بالا و پایین بیوگاز به ترتیب ۲۲/۳۲ و ۲۰/۱۱ مگاژول بر متر مکعب می‌باشد. انتظار می‌رود به ازاء ۱۶ عدد راکتور بادی جرمی ورودی هریک ۱۸۱۸/۷۵ کیلوگرم در روز و حداقل زمان ماند ۹/۲۷ روز، بیوگاز با دبی حجمی ۷۱۸۵/۴۱۵ متر مکعب بر روز قابل حصول باشد. توان قابل حصول با فرض ارزش حرارتی بالا و پایین سوخت در این نیروگاه به ترتیب ۶۴۹/۶۹۱ و ۵۸۵/۴۸۸ کیلو وات خواهد بود. یکی از مسائل مهم در نیروگاه بیوگاز بهینه سازی و افزایش راندمان تولید بیوگاز می‌باشد، که بدین منظور می‌توان با استفاده از راکتورهای ترکیبی چند مرحله‌ای یا استفاده از خوراک‌های ترکیبی این نیروگاه را ارتقاء بخشید.

واژگان کلیدی: بیوگاز، تخمیر بی‌هوازی، راکتور پیوسته، زیست توده، پسماند جامد شهری.

۱. مقدمه

امروزه، با افزایش رشد جمعیت و توسعه جوامع بشری و مشکلات ناشی از آلودگی‌های سوخت‌های فسیلی و همچنین محدودیت منابع انرژی، استفاده از منابع انرژی جایگزین از جمله زیست توده را اجتناب ناپذیر کرده است (حسنی و همکاران، ۱۳۹۸). زیست توده به علت محتوای مواد آلی بالا، مناسب‌ترین منبع اولیه بیوگاز است. یکی از این زیست توده‌ها، که به وفور در کشور یافت می‌شود، پسماندهای غذایی است (حسنی و همکاران، ۱۳۹۸). مدیریت و امحاء این دسته پسماندها که روزانه حجم بالایی را در جوامع بشری به خود اختصاص می‌دهد از جمله چالش‌های محیط‌های اجتماعی محسوب می‌شود (یوسفی، ۱۳۹۹). هضم بی‌هوازی روشی است که علاوه بر مدیریت و دفع این دسته از پسماندها و رفع معضل چالش‌های ناشی از آن در زندگی اجتماعی منجر به تولید انرژی می‌شود (رمی^۱، ۲۰۱۸). در میان انرژی‌ها، بیوگاز حاصل از زیست توده از اهمیت ویژه‌ای برخوردار است و بیوگاز به دلیل سالم سازی محیط زیست، تولید انرژی و کود مرغوب و قابلیت ایجاد در جوار جوامع بشری از اهمیت و جایگاه ویژه‌ای برخوردار است (دنگ و همکاران^۲، ۲۰۱۷).

در ایران نیز در خصوص فرایندهای بی‌هوازی و تکنولوژی تولید بیوگاز تحقیقاتی بسیار خوبی صورت گرفته است، طبق بررسی‌های انجام شده بیشترین مطالعات انجام شده مربوط به میزان بیوگاز تولید شده در مقیاس آزمایشگاهی بوده، و به سایر موضوعات نظیر زمان ماند اقتصادی، میزان تأمین انرژی مورد نیاز و چگونگی تأمین انرژی هاضم، اقتصادی بودن هزینه تولید، ارایه راهکار برای رفع معضل پسماندهای شهری و تولید انرژی در مقیاس صنعتی توجهی نشده است. همچنین کمتر مطالعه‌ای به ارایه معادلات مرتبط با راکتورهای تخمیر بی‌هوازی به ویژه از نوع پیوسته پرداخته شده است، یکی از اهداف این تحقیق حل مشکلات مطالعاتی ذکر شده می‌باشد که در این مطالعه

1. Remy
2. Deng

سعی شده است که تا حد الامکان اهداف فوق برآورده شود. در این مطالعه ابتدا مروری بر پژوهش‌های انجام شده، معرفی انواع راکتور، روش بررسی، نتایج و به بحث نتیجه‌گیری این مطالعه پرداخته می‌شود.

۱-۱. پیشینه تحقیق

بعضی از تحقیقاتی که در زمینه استفاده از بیوگاز انجام شده عبارتند از: ماتئو و همکاران^۱ (۲۰۱۷) پتانسیل تبدیل زباله‌های جامد شهری به بیوگاز را، به عنوان منابع انرژی شهری، مورد مطالعه قرار دادند. نتایج تجزیه و تحلیل انرژی نشان داد که چگالی شهری و ویژگی‌های منطقه مورد تجزیه و تحلیل نقش مهمی در ارزیابی فرصت زباله به انرژی دارند.

مهردادی و همکاران (۱۳۸۳) ارزیابی فرایند هضم بی‌هوازی زباله‌های فساد پذیر شهری را مورد مطالعه قرار دادند. در این مطالعه از یک راکتور مجهز به مبدل حرارتی با دمای ۳۷ درجه سانتی گراد با حجم ۲۲ لیتر برای هضم مواد زائد جامد فساد پذیر شهری با درصد بالای جامد خشک استفاده شده بود و نتایج نشان می‌داد تولید گاز ۲۵۰۰ تا ۹۴۰۰ لیتر بر هر متر مکعب راکتور در روز و بهره دهی متان بین ۰/۲۳ تا ۰/۶۷ مترمکعب متان به ازای هر کیلوگرم جامدات فرار و کاهش مواد آلی بیش از ۵۰ درصد برای زمان ماند ۱۰ تا ۲۰ روز به دست آمد.

ثقوری و همکاران (۱۳۹۹) در این پژوهش هضم بی‌هوازی حالت جامد قسمت آلی زباله جامد شهری به مدت ۳۰ روز در مقیاس آزمایشگاهی با غلظت مواد جامد ۲۰ درصد جهت ارزیابی میزان تولید بیوگاز در شرایط ناپیوسته و مزوفیلک (۳۷ درجه سانتیگراد) انجام شد. حجم بیوگاز تولیدی در انتهای فرآیند هضم، مقدار ۳۷۲ میلی‌لیتر به ازای هر گرم مواد جامد فرار با درصد متان ۶۱/۸۲ (معادل ۲۳۰ میلی‌لیتر) به دست آمد. همچنین میزان تخریب پذیری مواد جامد فرار به عنوان یکی از پارامترهای بهره‌وری آزمایشات حدود ۶۴/۷ درصد محاسبه شد.

لیند مارک و همکاران^۱ (۲۰۱۴) تأثیر شدت همزنی ۱۵۰ و ۲۵ دور در دقیقه و نیز حداقل همزنی بر میزان بیوگاز تولیدی طی تخمیر بی‌هوازی بخش آلی ضایعات جامد شهری را مورد مطالعه قرار دادند، که نتایج ارزیابی نشان داد که شدت هم زدن پایین تر منجر به افزایش سرعت و حجم تولید بیوگاز می‌شود.

راجا گوپال و همکاران^۲ (۲۰۱۷) مطالعه‌ای بر روی فرایند هضم بی‌هوازی ناپیوسته متوالی مخلوطی از پسماندهای خانگی در دمای ۲۰ درجه سانتیگراد (شرایط سرما دوست) با محتوای جامد ۱۳ الی ۳۷ درصد انجام دادند که در این شرایط ۰/۴ مترمکعب گاز متان به ازای یک کیلوگرم مواد فرار تولید شد.

نائیجی و همکاران (۱۳۹۷) پتانسیل سنجی میزان تولید انرژی از فناوری‌های مختلف دفع نهایی پسماند شهرستان آمل را مورد مطالعه قرار دادند بر اساس یافته‌های این تحقیق شهرستان آمل به ترتیب در صورت اجرای یک محل دفن بیوراکتور بی‌هوازی برای کل پسماند شهری، استفاده از هاضم بی‌هوازی و استفاده از زباله سوز برای پسماند ریجکتی، به ترتیب پتانسیل نصب مولد با ظرفیت ۵ / ۱۳، ۱۴ و ۴ / ۲ مگاوات انرژی را دارد که دو مورد اول مولدهای CHP هستند که حدود ۴۰ درصد راندمان الکتریکی دارند.

۲-۱. مکانیسم‌های تولید بیوگاز

گاز حاصل از تخمیر بی‌هوازی مواد آلی موجود در پسماندهای حیوانی یا انسانی و گیاهی را که در نتیجه فقدان اکسیژن و فعالیت باکتری‌های غیرهوازی، بویژه متانزا در یک محفظه تخمیر بوجود می‌آید را اصطلاحاً بیوگاز می‌نامند (لیمویی و محبت‌کار، ۱۳۹۶). مواد آلی به سه دسته مهم از مولکول‌ها یعنی پروتئین‌ها، کربوهیدرات‌ها و چربی‌ها دسته بندی می‌شوند (رجبعلی پور چشمه گر، ۱۳۸۹). بیوگاز عمدتاً متشکل از گازهای متان و دی اکسید کربن بوده و

1. Lindmark
2. Rajagopal

بعد از ریکاوری می‌تواند به عنوان یک سوخت در موتورهای احتراق داخلی، توربین‌های گازی، پیل‌های سوختی، بویلرها و گرمکن‌های صنعتی، و یا در ساخت مواد شیمیایی مورد استفاده قرار گیرد (شفیعی ده آباد، ۱۳۹۴). در شرایط بهینه بیوگاز شامل ۵۰ الی ۶۵ درصد متان است (نظری ونصیری، ۱۳۹۳؛ نیچران، ۱۳۹۴). مقادیر قابل توجه‌ای از پسماندهای تولید شده در بخش‌های کشاورزی، صنعتی، شهری و غیره را مواد آلی زیست تخریب پذیر تشکیل می‌دهد. اگر این پسماند، به صورت بی‌هوازی پردازش شوند، نه تنها مقدار قابل توجهی بیوگاز (حدود ۲۵۰-۳۵۰ متر مکعب به ازای هر تن پسماند) بلکه کود هم تولید می‌شود (گلستانه، ۱۳۹۸).

واکنش‌های تخمیری در دستگاه بیوگاز شامل مجموعه‌ای از فعالیت‌های شیمیایی و بیولوژیکی دو گروه از باکتریهای اسیدزا و متانزا در محفظه تخمیر است، که رشد، ادامه حیات و میزان بیوگاز تولیدی آنها به شرایط تخمیر بستگی دارد (آکونا^۱، ۲۰۱۹؛ سعیدی نیچران، ۱۳۹۴).

از جمله عوامل مؤثر بر عملکرد دستگاه بیوگاز می‌توان به این موارد اشاره نمود: درجه حرارت، نوع راکتور و نحوه کارکرد آن، حضور موجودات زنده ذره بینی از نوع بی‌هوازی، وجود مواد باز دارنده، غلظت مواد، زمان ماند، میزان اسیدی بودن PH، مواد مغذی، مواد سمی، اختلاط محتویات، رطوبت، نسبت کربن به نیتروژن.

فناوری‌های متداول هاضم را می‌توان به صورت زیر دسته‌بندی نمود (طباطبایی و قنאוاتی^۱، ۲۰۱۸؛ گروه پژوهشی انرژی‌های نو، ۱۳۹۴):

جدول ۱. طبقه‌بندی‌های مختلف هاضم‌ها

ویژگی	طبقه‌بندی
نوع هضم	خشک تر
بارگذاری	ناپیوسته پیوسته نیمه پیوسته
رژیم جریان	اختلاط کامل پیستونی لاگون
شکل هاضم	عمودی افقی
دمای بهره‌برداری	سایکروفیل مزوفیل ترموفیل
مراحل هضم	یک مرحله‌ای دو مرحله‌ای چند مرحله‌ای

هاضم‌های تر با میزان جامدات ۱۰-۱۵ درصد کار می‌کنند (رمی^۲، ۲۰۱۸). بنابراین، رقیق‌سازی با آب برای رسیدن به غلظت کمتر از ۱۵ درصد ضروری است. فرایند تر عموماً اختلاط کامل است و برای اختلاط از پمپ، همزن مکانیکی یا تزریق بیوگاز از کف مخزن استفاده می‌شود (گروه

1. Tabatabaei And Ghanavati
2. Remy

پژوهشی انرژی‌های نو، ۱۳۹۴). مهمترین فرایندهای هضم تر تک مرحله ای به شرح زیر می‌باشند (گروه پژوهشی انرژی‌های نو، ۱۳۹۴):

- فرایند وابیو^۱
- فرایند واسا^۲
- هاضم خودهمزن

در هاضم‌های خشک میزان جامدات ۴۰-۲۰ درصد است (رمی، ۲۰۱۸) و خوراک با ds بیش از ۴۰ درصد نیاز به رقیق سازی دارد. سیستم خشک در برابر ذرات جامد مقاوم تر و انعطاف پذیرتر است. عموماً ناخالصی‌های درشت با اندازه بیش از ۴ سانتیمتر قبل از ورود مواد به هاضم جدا می‌شوند (گروه پژوهشی انرژی‌های نو، ۱۳۹۴). خوراک به وسیله تسمه نقاله، خوراک دهنده‌های مارپیچی و پمپ‌های نیرومند که برای جریان‌های با ویسکوزیته بالا طراحی شده اند، منتقل می‌شوند. (گروه پژوهشی انرژی‌های نو، ۱۳۹۴). هاضم‌های تجاری شده خشک زیادی وجود دارد. ولی سه سیستم که بیشترین هاضم‌های تجاری شده را به خود اختصاص داده اند عبارتند از (رمی، ۲۰۱۸):

- فرآیند درانکو^۳
- فرآیند والورگا^۴
- فرآیند کمپوگاز^۵

در روش بارگذاری راکتور به صورت ناپیوسته^۶، هاضم برای یکبار با مواد اولیه مناسب بارگیری شده و بسته به نوع خوراک و بار آلودگی موجود در مدت زمان مناسب عمل تخمیر مواد زائد آلی در هاضم انجام می‌گیرد. پس از طی این دوره محتویات راکتور به طور کامل تخلیه

-
1. Wabio
 2. Waasa
 3. Dranco
 4. Valorga
 5. Kompo gas
 6. Batch

می‌گردد. این روش می‌تواند برای فاضلاب‌های غلیظ، پسماندهای جامد شهری و مواد آلی با جامد خشک ۲۰-۴۰ درصد به کار رود (آکونا^۱، ۲۰۱۹؛ رمی^۲، ۲۰۱۸). این روش برای تخمیر ترکیبات سلولزی مفید می‌باشد و پایان تخمیر زمانی فرا می‌رسد که تولید گاز کم شود (نصیری، ۱۳۸۵).

در روش بارگذاری راکتور به صورت پیوسته^۳ مواد اولیه به صورت روزانه وارد هاضم شده و در صورت پر بودن آن برابر با حجم ورودی، مواد تخمیر شده از هاضم خارج می‌شود. درصد مواد آلی خشک در این سیستم بین ۵ تا ۱۰ درصد بوده و لازم است که با طراحی همزن‌های مناسب محتویات مخزن کاملاً مخلوط گردد (آکونا، ۲۰۱۹؛ طباطبایی و قناتانی^۴، ۲۰۱۸؛ رمی، ۲۰۱۸). در این روش می‌توان حجم ثابتی از گاز را با خوراک معین به صورت روزانه تولید کرد. در طراحی نیروگاه‌های بزرگ معمولاً از این روش استفاده می‌شود (نصیری، ۱۳۸۵).

در روش بارگذاری راکتور به صورت نیمه پیوسته^۵ خوراک دهی به صورت متناوب و در فواصل زمانی مختلف انجام می‌گیرد. با تعیین زمان ماند مناسب می‌توان از این روش برای تخمیر ترکیبات مختلف استفاده کرد (آکونا، ۲۰۱۹). همانند سیستم‌های پیوسته در اینجا نیز موقع بارگیری معادل خوراک تغذیه شده از محتویات هاضم خارج می‌شود. در دامداری‌ها و صنایعی که به طور دائم پساب ندارند معمولاً از این روش استفاده می‌گردد (نصیری، ۱۳۸۵).

۲. روش تحقیق

۲-۱. معرفی و موقعیت جغرافیایی منطقه مورد مطالعه

مطابق آمار موجود جمعیت شهر مشهد در سال ۱۳۹۵ برابر ۳۳۷۲۶۶۰ نفر بوده که با نرخ رشد جمعیت ۱/۷۲ درصد پیش بینی می‌گردد تا سال ۱۳۹۸ میزان جمعیت ۳۵۴۹۷۰۰ نفر برسد (مرکز آمار ایران، ۱۳۹۵). نرخ سرانه مصرف فعلی در حدود ۰/۷ کیلوگرم به ازاء هر نفر در روز می‌باشد (سازمان

1. Akunna
2. Remy
3. Continious
4. Tabatabaei And Ghanavati
5. Semi-continious

مدیریت پسماند شهرداری مشهد، ۱۳۹۸)، و میزان پسماند سالانه تولید شده در این شهر ۲۴۸۴۷۹۰ کیلوگرم در روز می‌باشد. محل دفع زباله‌های شهر مشهد در جنوب شرقی شهر و در فاصله ۵ کیلومتری جاده مشهد- نیشابور در زمینی به مساحت ۲۲۰ هکتار واقع شده است. زباله‌های دارای درصد بالای مواد آلی و جمع آوری شده از مناطق خاصی از شهر که میزان نخاله و مواد غیر قابل کمپوست آن کمتر است، به سمت سالن دریافت کارخانه ی کمپوست هدایت می‌شود و سایر مواد زائد شامل نخاله‌های ساختمانی، لجن و زباله‌های حاوی درصد پایین مواد آلی به محل دفن زباله هدایت می‌شوند. این کارخانه وظیفه ی بازایی و استفاده ی بهینه از مواد آلی موجود در زباله‌های خانگی را برعهده دارد. در این مطالعه از قسمتی از مواد آلی جداسازی شده در این کارخانه به منظور ماده اولیه هاضم‌های بی‌هوازی استفاده می‌شود.

۲-۲. تئوری تحقیق

مطالعه انجام شده بر اساس استفاده از شرایط و ویژگی‌های فیزیکی و شیمیایی پسماند تولید شده در شهر مشهد می‌باشد. در این مطالعه ظرفیت پذیرش کارخانه تفکیک پسماند مشهد، ۶۰۰۰۰۰ کیلو گرم در روز است (سازمان مدیریت پسماند شهرداری مشهد، ۱۳۹۸). در این مطالعه به منظور افزایش راندمان هضم و تولید بیوگاز، جداسازی مواد غیر آلی و قابل بازیافت در دو مرحله انجام می‌شود، مراحل فوق به منظور دسته بندی، تفکیک و کاهش اندازه صورت می‌گیرد، در مرحله اول پسماند قبل از پردازش دارای مشخصات فیزیکی و شیمیایی مطابق جدول ۲ و ۳ می‌باشد، پردازش اولیه در مرحله اول با فرض جداسازی کامل موادی نظیر پلی استایرن، پت، فلزات، شیشه و سایر مواد نظیر سنگ و خاک و... انجام می‌گیرد، و مطابق با مشخصات فیزیکی جدول ۴ از این واحد خارج شده، و با فرض در نظر گرفتن جرمی معادل ۳۰۰۰۰ کیلو گرم در روز به عنوان ماده اولیه مورد نیاز نیروگاه، وارد مرحله دوم پردازش می‌شود، در مرحله دوم پردازش، ۳ درصد دیگر از مواد غیر قابل هضم به ازاء هر تن پسماند جداسازی می‌شود، و به مقدار ۲۹۱۰۰ کیلو گرم در روز به واحد تهیه و آماده سازی خوراک منتقل می‌شود، در این مرحله عملیات رقیق سازی به وسیله آب، تنظیم غلظت، مخلوط کرن، تنظیم PH تا حدود ۶/۸ و پیش گرمایش خوراک تا ۳۵ درجه سانتی گراد صورت می‌گیرد، سپس جهت

هضم مواد آلی وارد هاضم می‌شود. در این مطالعه با توجه به محدود بودن حجم و اندازه هاضم‌های پیوسته، کاهش هزینه ساخت و اقتصادی بودن و همچنین تولید بیوگاز با حجم و فشار ثابت جهت بهره‌برداری در مولدهای برق، از ۱۶ عدد راکتور به عنوان مولد بیوگاز استفاده شده است، در نهایت خوراک به منظور عملیات هضم و تولید بیوگاز با دبی جرمی ۱۸۱۸/۷۵ کیلوگرم در روز وارد هر راکتور می‌شود.

بررسی و ارزیابی تولید بیوگاز توسط پسماند جامد شهری در این مطالعه بر اساس استفاده از معادلات و مدل‌هایی که برای راکتورهای تخمیری هوازی پیوسته تک مرحله‌ای ارائه شده انجام شده است (هیلکیاه ایگونی^۱، ۲۰۱۶؛ هیلکیاه ایگونی و سپیریو کینگنانا^۲، ۲۰۱۶؛ هیلکیاه ایگونی و سپیریو کینگنانا، ۲۰۱۷؛ چوبانگلوس^۳ و همکاران، ۲۰۰۳، رینولدز و ریچاردز^۴، ۱۹۹۶). مدل ارائه شده در این پژوهش شامل راکتور اصلی، مبدل حرارتی و همزن می‌باشد، واکنش‌های غیر هوازی در راکتور در دمای معادل ۳۵ درجه سانتیگراد در محدوده فعالیت باکتری‌های مزوفیلک صورت می‌گیرد، برای حفظ و کنترل دما در این محدوده از یک مبدل حرارتی استفاده شده است. نوع تغذیه راکتور به صورت تک خوراک (پسماند جامد شهری) و به صورت پیوسته می‌باشد. خوراک به منظور اینکه باکتری‌ها بتوانند مواد آلی را جذب کنند، لازم است که مواد به صورت محلول در آیند زیرا آب یکی از عناصر اصلی جهت تغذیه میکروارگانیسم‌ها است که موجب حرکت باکتری‌ها، فعالیت آنزیم‌های سلولی، هیدراسیون بیوپلیمرها و همچنین تسهیل شکست سلول‌ها می‌شود. لذا خوراک با غلظت جامد خشک ($X_{dsc (Cstr)}$)، ۱۰ درصد و با دبی جرمی جامد خشک (m_{ds})، معادل ۹۳۵/۸۲۵ کیلوگرم در روز پس از رقیق‌سازی با آب وارد راکتور تک مرحله‌ای می‌شود، حجم خوراک روزانه ورودی به راکتور ($V_{dvr(i)}$)، که وابسته به دبی جرمی خوراک ($m_{total\ mass\ reactor}$)، وزن مخصوص لجن تر (γ_{ws})، دانسیته آب (ρ_{water}) و غلظت جامد

1. Hilkiiah Igoni
2. Hilkiiah Igoni And Sepiribo Kingnana
3. Tchobanoglous
4. Reynolds And Richards

خشک ($X_{dsc(Cstr)}$) می‌باشد، با استفاده از معادله ۱۶ مشخص می‌گردد. به منظور جلوگیری از ایجاد کف و تشکیل پوسته‌های سطحی بر روی سطح لجن در راکتور و همچنین یکنواخت نگه داشتن محلول از نظر غلظت و درجه حرارت از دو عدد همزن با دور (n_{BRR})، ۱۵۰ دور بر دقیقه و زمان کار (t_{Wm})، ۵ دقیقه در هر ساعت استفاده شده است، توان مورد نیاز همزن‌ها با استفاده از معادلات ۴۴ و ۴۵ قابل دستیابی است (دوبلین و اشتاینهاوزر^۱، ۲۰۱۱).

در این مطالعه غلظت کل مواد آلی موجود در پسماند (X_{vs})، برابر با ۷۱/۳ درصد و غلظت مواد غیر آلی (خاکستر) (X_{ash})، برابر ۲۸/۷ درصد است، در طی فرایند هضم عملیات تخریب و تجزیه مواد جامد فرار صورت می‌گیرد، که مقدار تجزیه پذیری (X_{vds})، برابر با ۸۰ درصد است، لازم به ذکر است تمامی مواد تجزیه شده قابلیت تبدیل شدن به بیوگاز را نداشته، با توجه به این مسأله حداکثر بازدهی تبدیل تجزیه مواد فرار به بیوگاز (X_{vbs})، برابر ۸۳ درصد در نظر گرفته می‌شود، و همچنین در طی فرآیند هضم سایر مواد غیر آلی (m_{ash})، و آلی تجزیه نشده (m_{rsvs}) به صورت لجن باقی می‌ماند، میزان لجن تولید شده در هاضم با استفاده از معادلات ۱۱، ۸ و ۱۲ قابل دستیابی است. خوراک در مدت زمان ماند هیدرولیکی (θ_h)، با توجه به عوامل غلظت جامد فرار ورودی ($S_{cvs(i)}$)، غلظت پساب خروجی ($S_{ce(o)}$) و نرخ رشد و سرعت تجزیه (K)، هضم شده که این زمان فاصله بین زمان ورود حجم مشخصی از خوراک به هاضم و زمان خروج آن از هاضم می‌باشد در این مطالعه زمان ماند هیدرولیکی مورد نیاز با استفاده از معادله ۲۷ قابل دستیابی است (هیلکیاه ایگونی^۲، ۲۰۱۶؛ هیلکیاه ایگونی و سپیریبو کینگنانا^۳، ۲۰۱۷).

در این مدل حجم راکتور ($V_{r(Cstr)}$)، تابعی از حجم روزانه خوراک ورودی به راکتور ($V_{dvr(i)}$) و زمان ماند هیدرولیکی (θ_h) می‌باشد و با استفاده از معادله ۲۸ قابل دستیابی است. در این مدل غلظت واقعی گاز متان محلول (C_{camd})، با استفاده از نسبت حجم متان استوکیومتری

1. Deublein And Steinhauser
2. Hilkiyah Igoni
3. Hilkiyah Igoni And Sepiribo Kingnana

تولید شده به جرم جامد فرار ($V_S (CH_4 / VS)$)، ضریب تبدیل اکسیژن مورد نیاز شیمیایی به جامد فرار (M)، غلظت جامد فرار ورودی ($S_{cvs(i)}$) و غلظت پساب خروجی ($S_{ce(O)}$) قابل دستیابی است، که بدین منظور از معادله ۳۲ استفاده می‌شود. همچنین غلظت گاز متان در جمع‌کننده گاز (C_{Cmgc})، که وابسته به ضریب انتشار گاز متان (K_L)، سطح و حجم راکتور، غلظت اشباع گاز در مایع (C_{cgsL})، غلظت واقعی گاز متان محلول (C_{camd}) و مدت زمان ماند هیدرولیکی (θ_h) می‌باشد، با استفاده از معادله ۳۳ قابل دستیابی است (هیلکیاه ایگونی، ۲۰۱۶؛ هیلکیاه ایگونی و سپیریو کینگنانا، ۲۰۱۶).

در این مدل دبی حجمی گاز متان تولید شده ($Q_{(CH_4)}$)، با استفاده از دو پارامتر نسب حجم متان استوکیومتریک تولید شده به بازدهی تبدیل جرم جامد فرار تجزیه شده ($V_S (CH_4 / VBS)$)، و کل جرم جامد فرار تجزیه شده (بدر نظر گرفتن راندمان تجزیه و تبدیل به بیوگاز) (m_{vbs}) قابل دستیابی است که بدین منظور از معادله ۳۴ استفاده می‌شود. در این مدل حرارت مورد نیاز لجن ورودی ($Q_{hrs(i)}$)، تابعی از دبی جرمی جامد خشک (m_{ds})، غلظت جامد خشک ($X_{dsc(Cstr)}$)، دمای راکتور (T_r) برابر ۳۵ درجه سانتی گراد، دمای لجن ورودی (T_s) برابر با ۲۰ درجه سانتی گراد و گرمای ویژه آب ($C_p(WATER)$) می‌باشد و با استفاده از معادله ۳۸ قابل دستیابی است. در این مطالعه جهت دستیابی به میزان انتقال حرارت انجام شده از سطوح راکتور، دمای محیط (T_a) برابر ۱۰- درجه سانتی گراد (میانگین دمایی سردترین روز سال)، دمای زمین (T_g) برابر با ۵ درجه سانتی گراد و دمای راکتور (T_r) برابر ۳۵ درجه سانتی گراد در نظر گرفته شده است و همچنین جنس بدنه راکتور از بتن می‌باشد که ضرایب انتقال حرارت (U) از دیواره، کف و سقف راکتور به ترتیب ۴/۹، ۲/۸۵ و ۴/۷ وات بر متر مربع درجه سانتی گراد می‌باشد، میزان انتقال حرارت انجام شده و حرارت مورد نیاز راکتور با استفاده از معادلات ۴۳، ۴۲، ۴۱، ۴۰، ۳۹ قابل دستیابی است. در این مطالعه ارزش حرارتی بالای بیوگاز (HHV_{BIOGAS}) و پایین بیوگاز (LHV_{BIOGAS}) با توجه به درصد متان استوکیومتریک (X_{CH_4}) که برابر با ۵۵/۹۸ درصد می‌باشد و ارزش حرارتی بالای متان ($HHV_{(CH_4)}$) و پایین متان ($LHV_{(CH_4)}$) با استفاده از معادلات ۴۶ و ۴۹ تخمین زده شده

است. در این مطالعه توان و انرژی الکتریکی سالیانه تولید شده با دو فرض ارزش حرارتی بالا و پایین سوخت با استفاده از معادلات ۴۷،۴۸،۵۰،۵۱ تخمین زده شده است، راندمان الکتریکی (η_{el}) دستگاه‌های مولد برق در این نیروگاه ۳۵ درصد در نظر گرفته شده است. در این مطالعه به منظور ارزیابی اقتصادی نیروگاه از نرم افزار رت اسکرین^۱ استفاده شده است، دوره‌ی ساخت و ساز برای احداث واحدهای بیوگاز یک سال در نظر گرفته شده است. طول عمر پروژه نیز برابر ۲۰ سال می‌باشد و متوسط نرخ تورم در نظر گرفته شده ۱۵ درصد می‌باشد (بانک مرکزی جمهوری اسلامی ایران، ۱۳۹۹). هزینه سرمایه‌گذاری نیروگاه شامل هزینه‌های ثابت و متغیر می‌باشد، هزینه ثابت نیروگاه شامل خرید تجهیزات، نصب و راه اندازی و هزینه ساخت نیروگاه می‌باشد، هزینه ثابت نیروگاه با استفاده از معادله ۵۲ قابل دستیابی است (آلزاته، ۲۰۱۹) که در این معادله (I) هزینه احداث نیروگاه بر حسب دلار و ($P_{e(LHV)}$) توان الکتریکی نیروگاه بر حسب کیلووات می‌باشد. در این مطالعه عملکرد نیروگاه در سال ۸۷۶۰ ساعت در نظر گرفته شده است، که به منظور بالا بردن ضریب دسترسی در این نیروگاه، یک عدد مولد برق کمکی دیگر نیز برای واحد نیروگاهی در نظر گرفته شده است، در این مطالعه هزینه ثابت خرید مولد کمکی مطابق پایگاه داده نرم افزار ۴۶۰ دلار به ازاء هر کیلو وات می‌باشد (رت اسکرین، ۲۰۲۰). در این مطالعه هزینه متغیر نیروگاه، شامل هزینه نگه داری سالانه تاسیسات مکانیکی، مولدهای بیوگاز، مبدل‌ها، کمپرسورها و غیره می‌باشد، که این هزینه ۱۶ درصد هزینه‌های سرمایه‌گذاری ثابت می‌باشد (آلزاته، ۲۰۱۹)، و هزینه تعمیر و نگه داری سالیانه مولد برق، ۳۲/۵۵ دلار به ازاء هر کیلو وات در سال مطابق پایگاه داده نرم افزار می‌باشد (رت اسکرین، ۲۰۲۰). تعداد پرسنل مورد نیاز در این واحد نیروگاهی ۱۰ نفر فرض شده است، حداقل هزینه در نظر گرفته شده برای هر نفر در سال ۱۳۹۹ با احتساب حقوق، داشتن دو فرزند، بیمه و سنوات طبق قانون کار، مبلغ ۴۵۳،۷۷۹،۱۶۰ ریال می‌باشد (وزارت تعاون، کار و رفاه اجتماعی، ۱۳۹۹).

درآمد واحد نیروگاهی شامل فروش برق و درآمد حاصل از فروش گواهی کاهش انتشار کربن می‌باشد، که نرخ پایه تضمین شده خرید برق توسط وزارت نیرو ۵۲۵۰ ریال به ازاء هر کیلو وات ساعت (وزارت نیرو، ۱۳۹۸) و نرخ درآمد کاهش انتشار کربن ۳۵ دلار به ازاء هر تن دی اکسید کربن می‌باشد. در این مطالعه نرخ افزایش خرید تضمینی برق برای هر سال، ۱۰ درصد در نظر گرفته شده و نرخ افزایش اعتبار کاهش کربن و هزینه تبادل اعتبارات کربن به ترتیب ۱۵ و ۵ درصد نظر گرفته شده است. در این مطالعه نرخ تبدیل ارز به ازای هر دلار ۱۱۰,۰۰۰ ریال در نظر گرفته شده است (بانک مرکزی جمهوری اسلامی ایران، ۱۳۹۹). منابع تأمین مالی در نظر گرفته شده در این مطالعه ۷۰ درصد از طریق سرمایه گذار و ۳۰ درصد از طریق وام تأمین می‌شود و همچنین نرخ بهره وام ۱۲ درصد و مدت زمان باز پرداخت وام ۵ سال در نظر گرفته شده است. میزان مشوق‌های در نظر گرفته شده ۱۰ درصد کل هزینه اولیه می‌باشد. در این مطالعه نرخ تخفیف و نرخ سرمایه گذاری دوباره ۹ درصد در نظر گرفته شده اند و همچنین ضریب تعدیل ۰/۱ می‌باشد. در این مطالعه داده‌های مورد نیاز طراحی در جدول ۵ ارائه شده است.

$$\dot{m}_{\text{Total (msw)}} = 30000 \frac{\text{kg}}{\text{day}}$$

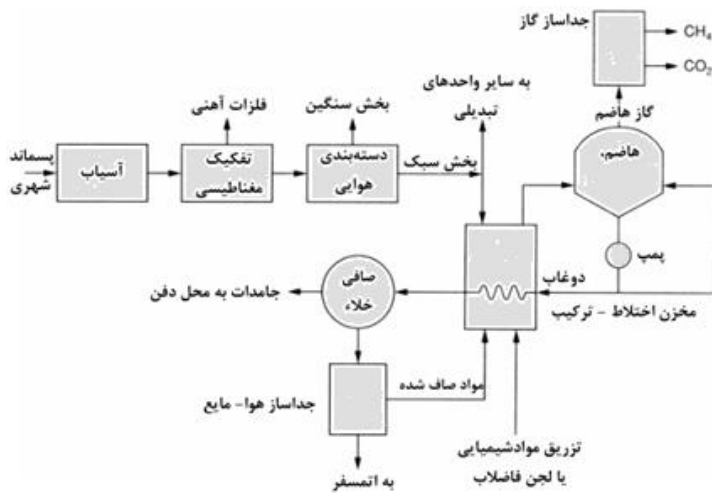
$$X_R = 3 \%$$

$$\dot{m}_{\text{Total organic waste}} = 29100 \frac{\text{kg}}{\text{day}}$$

$$\dot{m}_{\text{Organic (Cstr)}} = 1818.75 \frac{\text{kg}}{\text{day}}$$

$$X_{\text{dsc (Cstr)}} = 10 \%$$

$$N_{\text{Reactor}} = 16$$



نمودار ۱. جریان فرآیند هضم بی‌هوای با جامدات پایین برای بخش آلی پسماند شهری

۲-۳. داده‌های طراحی

ترکیب زباله‌های شهر مشهد در سال ۱۳۹۸ مطابق جدول ۲ گزارش گردیده که این جدول اساس محاسبات خواهد بود.

جدول ۲. آنالیز فیزیکی پسماند (سازمان مدیریت پسماند شهرداری مشهد، ۱۳۹۸)

اجزاء	درصد
پسماند غذایی	۶۶/۱
کاغذ و مقوا	۵/۸
چوب و مواد سلولزی	۵/۵
پلاستیک نرم	۹/۶
پلاستیک سخت	۰/۷
پلی استایرن	۱/۶
پت	۱/۷
شیشه	۱/۵
فلزات	۱/۲
لاستیک	۰/۲۳
پارچه و منسوجات	۲/۵
سایر مواد	۳/۵۷
جمع	۱۰۰

جدول ۳ آنالیز تحلیلی شیمیایی پسماندهای شهری می‌باشد و می‌تواند به عنوان مبانی محاسبات استوکیومتریکی و موازنه جرم مورد استفاده قرار بگیرد. ماکروشیمی پسماند یکی از ورودی‌های بسیار مهم در تخمین میزان گازهای استوکیومتریکی و انرژی نهایی می‌باشد.

جدول ۳. آنالیز شیمیایی پسماند شهری (نیسن^۱، ۲۰۱۰)

اجزاء	C	H	O	N	S
پسماند غذایی	۴۹/۰۶	۶/۶۲	۳۷/۵۵	۱/۶۸	۰/۲
کاغذ و مقوا	۴۳/۴۱	۵/۸۲	۴۴/۳۲	۰/۲۵	۰/۲
پلاستیک نرم	۶۰	۷/۲	۲۲/۸	۰	۰
پلاستیک سخت	۶۷/۲۱	۹/۷۲	۱۵/۸۲	۰/۴۶	۰/۰۷
پلی استایرن	۸۷/۱	۸/۴۵	۳/۹۶	۰/۲۱	۰/۰۲
پت	۸۴/۵۴	۱۴/۱۸	۰	۰/۰۶	۰/۰۳
لاستیک	۷۷/۶۵	۱۰/۳۵	۰	۰	۲
فلزات	۴/۵۴	۰/۶	۴/۳	۰/۰۵	۰/۰۱
پارچه و منسوجات	۴۶/۱۹	۶/۴۱	۴۱/۸۵	۲/۱۸	۰/۲
شیشه	۰/۵۲	۰/۰۷	۰/۳۶	۰/۰۳	۰
چوب	۴۹/۷	۶/۱	۴۲/۵	۰/۱	۰/۲

ترکیبات ماده اولیه ورودی به هر راکتور پس از حذف وجداسازی پلی استایرن، پت، فلزات، شیشه و سایر مواد نظیر خاک، سنگ و... از مقادیر جدول ۴ پیروی می‌کند.

جدول ۴. ترکیبات ماده اولیه راکتور

اجزاء	درصد %	جرم kg	جرم جامد خشک kg	رطوبت %	دانسیتة پسماند $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
پسماند غذایی	۷۳/۰۹۵	۷۳۰/۹۵	۲۸۳/۶۱	۶۱/۲	۴۵۰
کاغذ و مقوا	۶/۴۱۳	۶۴/۱۴	۵۳/۸۸	۱۶	۲۳۶
چوب و مواد سلولزی	۶/۰۸۲	۶۰/۸۲	۵۶/۰۲	۷/۹	۲۴۵
پلاستیک نرم	۱۰/۶۱۵	۱۰۶/۱۶	۹۰/۵۵	۱۴/۷	۸۶
پلاستیک سخت	۰/۷۷۴	۷/۷۴	۷/۲۴	۶/۵	۱۳۰
لاستیک	۰/۲۵۴	۲/۵۴	۲/۳۸	۶/۵	۱۳۱
پارچه و منسوجات	۲/۷۶۴	۲۷/۶۵	۲۰/۸۷	۲۴/۵	۸۰
جمع کل	۱۰۰	۱۰۰۰	۵۱۴/۵۴	۴۸/۵۴۵	۲۶۲/۹۲۹

مطابق جدول ۴ درصد رطوبت و جامد خشک ماده اولیه مطابق مقادیر زیر می باشد :

رطوبت نسبی:

$$\Phi_{ms}=48.545 \%$$

جرم جامد خشک :

$$X_{ds}=51.454 \%$$

جدول ۵. داده های طراحی

پارامتر	مقدار	واحد
درصد جامد فرار (سازمان مدیریت پسماند شهرداری مشهد)	۷۱/۳	%
درصد مواد غیر آلی ASH (سازمان مدیریت پسماند شهرداری مشهد)	۲۸/۷	%
دانسیتة پسماند خرد شده	۴۵۰	$\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
دانسیتة آب	۱۰۰۰	$\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
دمای راکتور	۳۵	°C
دمای لجن ورودی به راکتور	۲۰	°C

پارامتر	مقدار	واحد
دمای کف زمین	۵	°C
دمای محیط	-۱۰	°C
غلظت جامد خشک در راکتور CSTR	۱۰	%
درصد تجزیه پذیری	۸۰	%
درصد بازدهی تبدیل تجزیه جامد فرار به بیوگاز	۸۳	%
دانسیته متان	۰/۷۱۴	$\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
دانسیته دی اکسید کربن	۱/۹۶	$\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
دانسیته بیوگاز	۱/۲۶۲	$\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
ضریب انتقال حرارت از دیواره راکتور	۴/۹	$\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$
ضریب انتقال حرارت از کف راکتور	۲/۸۵	$\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$
ضریب انتقال حرارت از سقف راکتور	۴/۷	$\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$
گرمای ویژه آب	۴/۱۸۶	$\frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$
حداکثر نرخ استفاده از غلظت بستر	۰/۳۸۲	day^{-1}
قطر همزن	۰/۶	m
عدد نیوتون همزن پروانه ای	۰/۵	-
سرعت چرخش همزن	۱۵۰	rpm
زمان کار همزن	۵	$\frac{\text{min}}{\text{hr}}$
نرخ تسعیر ارز (دلار)	۱۱۰,۰۰۰	ریال
نرخ فروش برق	۵۲۵۰	$\frac{\text{Rial}}{\text{Kwh}}$
درآمد کاهش گازهای گلخانه ای	۳۵	$\frac{\$}{\text{ton.co}_2}$
عمر پروژه	۲۰	سال
نرخ تورم	۱۵	%
ضریب تعدیل	۰/۱	-
نرخ تخفیف	۹	%
نرخ سرمایه گذاری دوباره	۹	%
نسبت بدهی	۳۰	%

پارامتر	مقدار	واحد
نرخ بهره وام	۱۲	%
مدت بدهی	۵	سال
تعداد کارمند	۱۰	نفر
جمع هزینه پرداختی برای هر کارمند شامل حقوق + سنوات + حق بیمه (ماهانه)	۳۷,۸۱۴,۹۳۰	ریال
هزینه ثابت خرید مولد برق کمکی	۴۶۰	$\frac{\$}{kw}$
هزینه تعمیر و نگه داری تاسیسات نیروگاه	۱۶	%
هزینه تعمیر و نگه داری مولد برق	۳۲/۵۵	$\frac{\$}{kw.year}$
تعداد مولد برق کمکی	۱	دستگاه
طول مدت اعتباری کاهش گاز گلخانه ای	۲۰	سال
نرخ افزایش اعتبار کاهش گاز گلخانه ای	۱۵	درصد
هزینه تبادل اعتبارات گازهای گلخانه ای	۵	درصد
نرخ افزایش سالانه خرید برق	۱۰	درصد

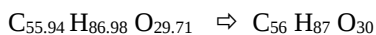
۴-۲. معادلات حاکم

۴-۲-۱. موازنه جرم و استوکیومتریکی

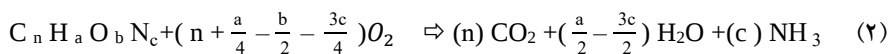
حجم گاز آزاد شده در زمان تجزیه بی‌هوازی را می‌توان از راه‌های متعددی برآورد کرد، به عنوان مثال اگر اجزاء آلی خاص موجود در پسماند شهری (به استثنای پلاستیک) به صورت فرمول کلی $C_n H_a O_b$ در نظر گرفته شوند، کل حجم گاز تولیدی با فرض تبدیل زیستی کامل پسماند آلی به CO_2 و CH_4 را می‌توان با استفاده از معادله ۱ که به معادله بازول شناخته می‌شود بدست آورد:

$$C_n H_a O_b + (n - \frac{a}{4} - \frac{b}{2}) H_2O \Rightarrow (\frac{n}{2} + \frac{a}{8} - \frac{b}{4}) CH_4 + (\frac{n}{2} - \frac{a}{8} + \frac{b}{4}) CO_2 \quad (1)$$

با استفاده از معادله ۱ و مشخصات فیزیکی و شیمیایی درج شده در جدول ۳ و ۴ می‌توان فرمول شیمیایی زیر را بدست آورد:



و همچنین میزان اکسیژن مورد نیاز شیمیایی (COD) از معادله ۲ قابل محاسبه است:



در صورتیکه جامد فرار ۷۱/۳ درصد و مقدار تجزیه مواد ارگانیک ۸۰ درصد و همچنین درصد راندمان و تبدیل مواد ارگانیک به بیوگاز ۸۳ درصد باشد نتایج حاصل از موازنه جرم در جدول ۶ گزارش می‌گردد:

جدول ۶. نتایج موازنه جرم واستوکیومتریک

پارامتر	نماد	مقدار	واحد
درصد متان	X_{CH_4}	۵۵/۹۸۲	%
درصد دی اکسید کربن	X_{CO_2}	۴۴/۰۱۷	%
حجم گاز متان تولیدی به ازاء هر کیلو گرم جامد فرار (VS)	$V_S (CH_4 / VS)$	۰/۳۷۶	$\frac{m^3 \text{ n } CH_4}{kg \text{ VS}}$
حجم گاز متان تولیدی به ازاء هر کیلو گرم جامد فرار تجزیه شده (VDS)	$V_S (CH_4 / VDS)$	۰/۴۷۰۹	$\frac{m^3 \text{ n } CH_4}{kg \text{ VDS}}$
حجم بیو گاز تولیدی به ازاء هر کیلو گرم جامد فرار تجزیه شده (VDS)	$V_S (BIOGAS / VDS)$	۰/۸۴۱	$\frac{m^3 \text{ n } BIOGAS}{kg \text{ VDS}}$
حجم گاز متان تولیدی به ازاء هر کیلو گرم جامد فرار تجزیه شده با در نظر گرفتن بازدهی تبدیل تجزیه (VBS)	$V_S (CH_4 / VBS)$	۰/۵۶۷	$\frac{m^3 \text{ n } CH_4}{kg \text{ VBS}}$
حجم بیو گاز تولیدی به ازاء هر کیلو گرم جامد فرار تجزیه شده با در نظر گرفتن بازدهی تبدیل تجزیه (VBS)	$V_S (BIOGAS / VBS)$	۱/۰۱۳	$\frac{m^3 \text{ n } BIOGAS}{kg \text{ VBS}}$
اکسیژن مورد نیاز شیمیایی (COD)	COD	۱/۵۸۳	$\frac{kg \text{ COD}}{m^3 \cdot day}$

۲-۴-۲. بالانس خوراک در فرایند هضم

در معادله ۳ کل جرم جامد خشک موجود در پسماند (m_{ds})، با استفاده از درصد جامد خشک (X_{ds}) و جرم پسماند ارگانیک ورودی به هر راکتور ($m_{Organic (Cstr)}$) قابل حصول است:

$$m_{ds} = m_{Organic (Cstr)} \times X_{ds} \quad (۳)$$

$$m_{Organic (Cstr)} = 1818.75 \frac{kg}{day}$$

$$X_{ds} = 51.454 \%$$

$$m_{ds} = 935.825 \frac{kg}{day}$$

در معادله ۴ کل جرم رطوبت موجود در پسماند نشان داده شده است، که پس از کسر جرم جامد خشک (m_{ds}) از کل پسماند ارگانیک تعریف می شود:

$$m_{Total\ waste\ moisture} = m_{Organic (Cstr)} - m_{ds} \quad (۴)$$

در معادله ۵ درصد آب مورد نیاز برای رقیق سازی نشان داده شده است:

$$X_{rm} = 100 - X_{dsc (Cstr)} \quad (۵)$$

در معادله ۵ غلظت جامد خشک در راکتورهای پیوسته ۱۰ درصد در نظر گرفته شده است:

$$X_{dsc (Cstr)} = 10 \%$$

در معادله ۶ جرم آب مورد نیاز راکتور (m_{wr})، که وابسته به جرم جامد خشک (m_{ds}) و غلظت جامد خشک ($X_{dsc (Cstr)}$) می باشد نشان داده شده است:

$$m_{wr} = \frac{m_{ds} \times 100}{X_{dsc (Cstr)}} - m_{ds} \quad (۶)$$

در معادله ۷ جرم مواد آلی موجود در جرم جامد خشک خوراک (m_{vs}) نشان داده شده است، که وابسته به درصد غلظت جامد فرار (X_{vs}) می باشد:

$$m_{vs} = m_{ds} \times X_{vs} \quad (۷)$$

در معادله ۷ درصد جامد فرار برابر با:

$$X_{vs} = 71.3 \%$$

در معادله ۸ نماد (m_{ash}) بیانگر دبی جرمی مواد غیر آلی (غیر قابل تجزیه) ورودی به راکتور می باشد:

$$m_{ash} = m_{ds} \times X_{ash} \quad (۸)$$

در معادله ۸ درصد مواد غیر قابل تجزیه برابر با :

$$X_{ash} = 28.7 \%$$

مقدار دبی جرمی جامد فرار تجزیه شده (m_{vds}) که وابسته به درصد تجزیه پذیری مواد آلی ارگانیک می‌باشد، با استفاده از معادله ۹ قابل دستیابی است :

$$m_{vds} = m_{vs} \times X_{vds} \quad X_{vds} = 80\% \quad (9)$$

مقدار دبی جرمی مواد جامد فرار تجزیه شده که قابلیت تبدیل شدن به بیوگاز را دارند با استفاده از معادله ۱۰ قابل دستیابی است، که این مقدار وابسته به درصد بازهی تبدیل می‌باشد :

$$m_{vbs} = m_{vds} \times X_{vbs} \quad (10)$$

در معادله ۱۰ راندمان و بازدهی تبدیل تجزیه به بیوگاز برابر با :

$$X_{vbs} = 83 \%$$

معادله ۱۱ نشان دهنده مقدار جرم لجن باقیمانده از فرایند هضم می‌باشد :

$$m_{rsvs} = m_{vs} - m_{vbs} \quad (11)$$

کل لجن باقیمانده حاصل از مواد غیر آلی ورودی به راکتور و تجزیه نشده در فرایند هضم در معادله ۱۲ نشان داده شده است :

$$m_{Total\ rs} = m_{ash} + m_{rsvs} \quad (12)$$

وزن مخصوص لجن خشک که وابسته به درصد غلظت جامد فرار می‌باشد، در معادله ۱۳ نشان داده شده است :

$$\gamma_{ds} = \frac{250}{100 + 1.5 X_{vs}} \quad (13)$$

در معادله ۱۳ درصد جامد فرار برابر با :

$$X_{vs} = 71.3 \%$$

وزن مخصوص لجن تر با استفاده از معادله ۱۴ قابل دستیابی است، که این پارامتر وابسته به وزن مخصوص لجن خشک و درصد رطوبت مورد نیاز راکتور می‌باشد :

$$\gamma_{Ws} = \frac{100 \times \gamma_{ds}}{(X_{rm} \times \gamma_{ds}) + (100 - X_{rm})} \quad (14)$$

در معادله ۱۴ درصد رطوبت راکتور برابر با :

$$X_{rm} = 90 \%$$

کل دبی جرمی خوراک ورودی به راکتور که شامل جرم جامد خشک پسماند و آب مورد نیاز می باشد از معادله ۱۵ قابل دستیابی است، لازم به ذکر است، که جهت برقراری موازنه جرم در مدل سازی آب موجود در پسماند از کل آب مورد نیاز برای هضم کسر می گردد:

$$\dot{m}_{\text{Total mass reactor}} = \dot{m}_{ds} - \dot{m}_{\text{Total waste moisture}} + \dot{m}_{Wr} \quad (15)$$

دبی حجمی ورودی خوراک که وابسته به دبی جرمی خوراک، وزن مخصوص لجن تر، چگالی آب و غلظت جامد خشک می باشد با استفاده از معادله ۱۶ قابل دستیابی است:

$$V_{dvr(i)} = \frac{\dot{m}_{\text{total mass reactor}}}{\gamma_{Ws} \times \rho_{\text{water}} \times X_{dsc(Cstr)}} \quad (16)$$

در معادله ۱۶ غلظت جامد خشک در راکتور و چگالی آب برابر با:

$$X_{dsc(Cstr)} = 10 \%$$

$$\rho_{\text{water}} = 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

میزان غلظت مواد جامد فرار ورودی به راکتور در معادله ۱۷ نشان داده شده است:

$$S_{cvs(i)} = \frac{\dot{m}_{Vs}}{V_{dvr(i)}} \quad (17)$$

میزان درصد لجن هضم شده در راکتور در معادله ۱۸ نشان داده شده است:

$$X_{dgs} = \frac{\dot{m}_{\text{Total rs}}}{\dot{m}_{ds}} \times 100 \quad (18)$$

دبی حجمی لجن هضم شده در راکتور با استفاده از معادله ۱۹ قابل دستیابی است:

$$V_{dgs} = \frac{\dot{m}_{\text{Total rs}}}{\gamma_{ds} \times \rho_{\text{water}} \times X_{dgs}} \quad (19)$$

معادله ۲۰ نشان دهنده میزان تخریب پذیری مواد آلی ارگانیک می باشد:

$$BF = 0.83 - 0.028 LC \quad (20)$$

در معادله ۲۰ در صد لیگنین برابر با:

$$LC = 83 \%$$

میزان بخش غیر قابل تجزیه مواد آلی در معادله ۲۱ نشان داده شده است:

$$R = 1 - BF \quad (21)$$

میزان غلظت خوراک ورودی که قابلیت تجزیه پذیری در هاضم را داشته باشد، با استفاده از معادله ۲۲ قابل دستیابی است:

$$S_{cb(i)} = S_{cvs(i)} - (R \times S_{cvs(i)}) \quad (22)$$

در معادله ۲۲ بخش غیر قابل تجزیه خوراک برابر با :

$$R = 0.19324$$

معادله ۲۳ بیانگر میزانی از غلظتی پساب است که قابلیت تجزیه پذیری در هاضم را داشته ولی در طی فرایند هضم بنا به دلایلی تجزیه نشده واز هاضم خارج شده است :

$$S_{cbe} = S_{cb(i)} \times (1 - X_{vds}) \quad (23)$$

در معادله ۲۳ درصد تجزیه جامد فرار برابر با :

$$X_{vds} = 80 \%$$

معادله ۲۴ بیانگر میزان کل غلظت پساب خروجی از سیستم است :

$$S_{ce(O)} = S_{cvs(i)} \times (1 - X_{vds}) + (X_{vds} \times S_{cvs(i)} \times R) \quad (24)$$

معادله ۲۵ میزان درصد تثبیت مخلوط در هاضم می‌باشد که برابر با :

$$E_{sb} = \left(\frac{S_{cvs(i)} - S_{ce(O)}}{S_{cvs(i)}} \right) \times 100 \quad (25)$$

۳-۴-۲. برآورد زمان ماند هیدرولیکی

معادله ۲۶ نیمه اشباع ثابت خوراک، که وابسته به میزان نرخ استفاده از غلظت بستر می‌باشد :

$$K_S = 204.6 \times k \quad (26)$$

در معادله ۲۶ حداکثر نرخ استفاده از غلظت بستر :

$$K = 0.382 \text{ day}^{-1}$$

معادله ۲۷ بیانگر زمان ماند هیدرولیکی مورد نیاز برای فرایند هضم می‌باشد، که وابسته به میزان غلظت مواد جامد فرار ورودی، غلظت پساب خروجی، حداکثر نرخ استفاده از غلظت بستر، نیمه اشباع ثابت، و غلظت میکروبی پساب می‌باشد :

$$\theta_h = \frac{(S_{cvs(i)} - S_{ce(O)}) \times (K_S + S_{ce(O)})}{(K \times S_{ce(O)} \times X_{cme})} \quad (27)$$

در معادله ۲۷ حداکثر نرخ استفاده از غلظت بستر و نیمه اشباع ثابت برابر با :

$$K = 0.382 \text{ day}^{-1}$$

$$K_S = 0.0782 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

و همچنین غلظت میکروبی پساب :

$$X_{cme} = 1.5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

۴-۲-۴. ابعاد و اندازه راکتور

معادله ۲۸ نشان دهنده حجم راکتور می باشد، که وابسته به میزان دبی حجمی خوراک و زمان ماند هیدرولیکی است :

$$V_{r(Cstr)} = V_{dvr(i)} \times \theta_h \quad (28)$$

معادلات ۲۹، ۳۰، ۳۱ به ترتیب برابر با قطر، ارتفاع و سطح مقطع راکتور می باشد :

$$D = \sqrt[3]{\frac{8 \times V_{r(Cstr)}}{\pi}} \quad (29)$$

$$H = \frac{D}{2} \quad (30)$$

$$A = \frac{\pi \times D^2}{4} \quad (31)$$

۴-۲-۵. حجم بیوگاز و متان تولید شده

در معادله ۳۲ میزان عبارت غلظت واقعی گاز متان محلول نشان داده شده است، که نماد $(v_s (CH_4 / VS))$ برابر با نسبت حجم استوکیومتریک گاز متان تولید شده به جرم جامد فرار می باشد، و همچنین عبارت (M) برابر با ضریب تبدیل COD به VS می باشد :

$$C_{camd} = v_s (CH_4 / VS) \times M (S_{cvs(i)} - S_{ce(O)})$$

$$M = 1.583 \text{ (conversion factor COD to VS)} \quad (32)$$

میزان غلظت گاز متان در جمع کننده گاز در معادله ۳۳ نشان داده شده است، که وابسته به سطح و حجم جمع کننده، غلظت واقعی گاز متان محلول، ضریب انتشار گاز متان، غلظت اشباع گاز در مایع و زمان ماند هیدرولیکی می باشد :

$$C_{Cmgc} = -K_L \times \frac{A_{\text{interfacial gas transfer area}}}{V_{\text{volume of liquid}}} \times (C_{cgs} - C_{camd}) \times \theta_h \quad (33)$$

در معادله ۳۳ ضریب انتشار گاز متان و غلظت اشباع گاز در مایع برابر با :

$$K_L = 0.0984 \frac{\text{m}}{\text{day}}$$

$$C_{\text{cgsI}} = 0.0057 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

در معادله ۳۴ دبی حجمی گاز متان تولید شده نشان داده شده است، که عبارت $v_S (\text{CH}_4 / \text{VBS})$ برابر با نسبت حجم استوکیومتری گاز متان تولید شده به بازدهی تبدیل تجزیه جرم جامد فرار می‌باشد:

$$Q_{(\text{CH}_4)} = v_S (\text{CH}_4 / \text{VBS}) \times m_{\text{vbs}} \quad (34)$$

معادلات ۳۵ و ۳۶ به ترتیب بیانگر دبی جرمی گاز متان و دبی حجمی بیوگاز تولید شده می‌باشند:

$$m_{(\text{CH}_4)} = Q_{(\text{CH}_4)} \times \rho_{\text{CH}_4} \quad (35)$$

در معادله ۳۵ دانسیته گاز متان برابر با:

$$\rho_{\text{CH}_4} = 0.714 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \quad Q_{\text{biogas}} = \frac{Q_{(\text{CH}_4)} \times 100}{X_{\text{CH}_4}} \quad (36)$$

در معادله ۳۶ درصد متان استوکیومتریک برابر با:

$$X_{\text{CH}_4} = 55.982 \%$$

کل دبی حجمی بیوگاز تولید شده، با در نظر گرفتن ۱۶ عدد مولد بیوگاز برای نیروگاه، در معادله ۳۷ نشان داده شده است:

$$Q_{\text{Total biogas}} = Q_{\text{biogas}} \times N_{\text{reactor}} \quad (37)$$

۶-۴-۲. انرژی مورد نیاز هاضم

معادله ۳۸ بیانگر حداقل حرارت مورد نیاز لجن ورودی به راکتور، برای انجام واکنش‌های شیمیایی می‌باشد:

$$Q_{\text{hrs (i)}} = m_{\text{ds}} \times \frac{100}{X_{\text{dsc (Cstr)}}} \times (T_r - T_s) \times \frac{1}{24} \times C_p (\text{WATER}) \quad (28)$$

در معادله ۳۸ دمای راکتور برابر با شرایط مزوفیلیک در نظر گرفته شده که برابر با:

$$T_r = 35^\circ \text{C}$$

و دمای لجن ورودی:

$$T_s = 20^\circ \text{C}$$

و همچنین گرما ویژه آب برابر با:

$$C_p (\text{WATER}) = 4.186 \frac{\text{KJ}}{\text{kg, K}}$$

میزان اتلاف حرارت از طریق دیواره، کف و سقف راکتور به ترتیب در معادلات ۳۹، ۴۰، ۴۱ نشان داده شده است:

$$\dot{Q}_{\text{Heat loss wall}} = UA (T_r - T_a) \quad (39)$$

در معادله ۳۹ دمای محیط (T_a) برابر با دمای میانگین شهر مشهد در زمستان در نظر گرفته شده که برابر با:

$$T_a = -10^\circ\text{C}$$

و همچنین ضریب انتقال حرارت دیواره راکتور:

$$U = 4.9 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

$$\dot{Q}_{\text{Heat loss floor}} = UA (T_r - T_g) \quad (40)$$

در معادله ۴۰ دمای زمین برابر با:

$$T_g = 5^\circ\text{C}$$

و همچنین ضریب انتقال حرارت کف راکتور:

$$U = 2.85 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}} \quad \dot{Q}_{\text{Heat loss roof}} = UA (T_r - T_a) \quad (41)$$

در معادله ۴۱ ضریب انتقال حرارت سقف راکتور برابر با:

$$U = 4.7 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

معادلات ۴۲ و ۴۳ به ترتیب بیانگر میزان اتلاف حرارت کل از سطوح راکتور و کل حرارت مورد نیاز برای انجام واکنش‌ها شیمیایی می‌باشند:

$$\dot{Q}_{\text{Total Heat loss}} = \dot{Q}_{\text{Heat loss wall}} + \dot{Q}_{\text{Heat loss floor}} + \dot{Q}_{\text{Heat loss roof}} \quad (42)$$

$$\dot{Q}_{\text{Total heat required}} = \dot{Q}_{\text{hrs (i)}} + \dot{Q}_{\text{Total Heat loss}} \quad (43)$$

۲-۴-۲. توان همزن

میزان توان مورد نیاز همزن‌های راکتور از طریق معادلات ۴۴ و ۴۵ قابل حصول است:

$$P_{\text{mixer}} = 1.3 \times N_{\text{eBRR}} \times \rho_{(\text{sludge})} \times n_{\text{BRR}}^3 \times D_{\text{BRR}}^5 \quad (44)$$

در معادله ۴۴ عدد نیوتونی، تعداد دور و قطر پروانه برابر با:

$$N_{\text{eBRR}} = 0.5$$

$$n_{\text{BRR}} = 150 \text{ RPM}$$

$$D_{BRR} = 0.6 \text{ m}$$

$$P_{\text{Mixers(Total)}} = N_{\text{Mixers}} \times t_{Wm} \times P_{\text{mixer}} \quad (45)$$

در معادله ۴۵ تعداد همزن‌های هر راکتور ۲ عدد در نظر گرفته شده و زمان کار همزن‌ها ۵ دقیقه در هر ساعت در نظر گرفته شده است :

$$N_{\text{Mixers}} = 2$$

$$t_{Wm} = 5 \frac{\text{min}}{\text{hr}}$$

۸-۴-۲. توان نیروگاه

در این مطالعه معادلات ۴۶ و ۴۹ برای دستیابی به ارزش حرارتی بالا و پایین بیوگاز و معادلات ۴۷، ۴۸، ۵۱، ۵۰ به منظور برآورد توان و انرژی الکتریکی سالیانه تولید شده با دو فرض سوخت با ارزش حرارتی بالا و پایین مورد استفاده قرار گرفته اند، لازم به ذکر است ارزش حرارتی بالا و پایین متان در جدول ۷ گزارش شده است :

جدول ۷. مشخصات ارزش حرارتی متان و راندمان الکتریکی نیروگاه

HHV (CH ₄) MJ m ³	η_{el} %	LHV (CH ₄) MJ m ³	X _{CH₄} %
۳۹/۸۷	35	۳۵/۹۳	۵۵/۹۸

$$LHV_{\text{BIOGAS}} = \frac{X_{\text{CH}_4}}{100} \times LHV_{(\text{CH}_4)} \quad (46)$$

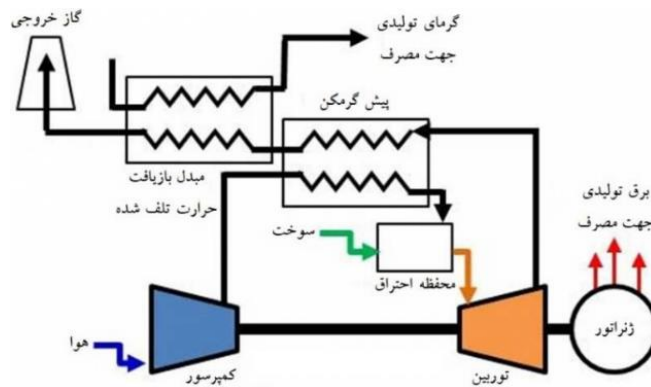
$$P_{e(\text{LHV})} = \eta_{el} \times Q_{\text{Total BIOGAS}} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \right) \times (LHV)_{\text{BIOGAS}} / 3.6 \quad (47)$$

$$E_{e(\text{LHV})} = 8760 \times P_{e(\text{LHV})} \quad (48)$$

$$HHV_{\text{BIOGAS}} = \frac{X_{\text{CH}_4}}{100} \times HHV_{(\text{CH}_4)} \quad (49)$$

$$P_{e(\text{HHV})} = \eta_{el} \times Q_{\text{Total BIOGAS}} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \right) \times (HHV)_{\text{BIOGAS}} / 3.6 \quad (50)$$

$$E_{e(\text{HHV})} = 8760 \times P_{e(\text{HHV})} \quad (51)$$



شکل ۱. مراحل تولید توان در میکرو توربین

۹-۲. هزینه سرمایه گذاری ثابت

هزینه سرمایه گذاری ثابت نیروگاه شامل خرید تجهیزات، نصب و راه اندازی و هزینه ساخت نیروگاه می باشد، هزینه ثابت نیروگاه با استفاده از معادله ۵۲ قابل دستیابی است که در این معادله (I) هزینه احداث نیروگاه بر حسب دلار و $(P_{e(LHV)})$ توان الکتریکی نیروگاه بر حسب کیلووات می باشد.

$$I = 101,522 + 3500 \times P_{e(LHV)} \quad (52)$$

۳. نتایج و بحث

طبق نتایج بدست آمده در این مطالعه در صورتیکه پسماند ارگانیک ورودی به هر راکتور $\dot{m}_{Organic (Cstr)}$ برابر با ۱۸۱۸/۷۵ کیلوگرم در روز باشد، و جامد خشک پسماند (X_{ds}) ۵۱/۴۵۴ درصد باشد در این صورت در حدود ۹۳۵/۸۲۵ کیلوگرم در روز جرم جامد خشک (m_{ds}) خواهیم داشت، در صورتیکه میزان غلظت جامد خشک $(X_{dsc (Cstr)})$ ، ۱۰ درصد باشد، جرم آب مورد نیاز (m_{wr}) برای رقیق سازی در حدود ۸۴۲۲/۴۳ کیلوگرم در روز خواهد بود. در این مطالعه به منظور موازنه جرم خوراک ورودی به راکتور، میزان رطوبت موجود در پسماند $(m_{Total waste moisture})$ از جرم آب نهایی مورد نیاز راکتور کسر شده است، که در نهایت کل جرم ورودی $(m_{total mass reactor})$ ، به هاضم ۸۴۷۵/۳۳۱ کیلوگرم در روز می باشد. در صورتی که

درصد مواد آلی موجود در جرم جامد خشک (X_{vs})، ۷۱/۳ در صد باشد، کل جرم مواد فرار (m_{vs})، ۶۶۷/۲۴۳ کیلوگرم در روز تخمین زده می‌شود، که طی فرایند هضم در حدود ۸۰ در صد این مواد تجزیه شده و با در نظر گرفتن ضریب بازدهی تبدیل (X_{vbs})، ۸۳ درصد، در نهایت جرمی از مواد که قابلیت بالایی تبدیل شدن به بیوگاز را دارند (m_{vbs}) معادل ۴۴۳/۰۴۹ کیلوگرم در روز خواهیم داشت، وکل لجن باقیمانده حاصل از مواد غیر آلی ورودی (m_{ash}) و مواد آلی تجزیه نشده در طی فرایند هضم (m_{rsvs}) برابر با ۴۹۲/۷۷۵ کیلوگرم در روز می‌باشد. همچنین دبی حجمی خوراک ورودی ($V_{dvr(i)}$) به هر راکتور ۸۳/۲۹۳ مترمکعب در روز می‌باشد.

در این مطالعه مشخص گردید حداقل زمان ماند مورد نیاز (θ_h)، برای تجزیه مواد آلی و تولید بیوگاز ۹/۲۷۱ روز می‌باشد. که این زمان ماند به میزان غلظت مواد جامد فرار ورودی ($S_{cvs(i)}$)، میزان غلظت پساب خروجی ($S_{ce(O)}$) از سیستم و نرخ رشد باکتری (K) وابسته است، و حجم هر راکتور ($V_{r(Cstr)}$) با توجه به زمان ماند مورد نیاز برای هضم در حدود ۷۷۲/۲۵۱ متر مکعب تخمین زده می‌شود. همچنین میزان توان مورد نیاز همزن‌ها ی راکتور ($P_{Mixers(Total)}$)، ۲۳/۶۳۴ کیلووات تخمین زده شده است. در این مطالعه مشخص گردید حداقل حرارت مورد نیاز برای کل راکتورها ($Q_{Total \text{ heat required}}$) برای رشد و تکثیر باکتری‌های متان زا در شرایط دمایی مزوفیلیک برابر ۱۴۹۲/۴۶۴ کیلو وات می‌باشد. که این میزان حرارت شامل حرارت مورد نیاز لجن ورودی و اتلاف حرارت از سطوح راکتورها می‌باشد. مطابق نتایج موازنه جرم و استوکیومتریک بدست آمده و درج شده در جدول ۶، نسبت حجم گاز متان استوکیومتریک تولیدی به اِزاء هر کیلو گرم جامد فرار تجزیه شده با در نظر گرفتن بازدهی تبدیل تجزیه، در حدود ۰/۵۶۷۴ خواهد بود، و درصد متان تئوری (X_{CH4})، در حدود ۵۵/۹۸۲ درصد تخمین زده می‌شود. طبق نتایج مدل سازی پیش بینی می‌شود میزان دبی حجمی بیوگاز تولید شده برای هر راکتور (Q_{biogas}) در حدود ۴۴۹/۰۸۸ متر مکعب در روز وکل بیوگاز تولید شده ($Q_{Total \text{ biogas}}$)، برای ۱۶ راکتور ۷۱۸۵/۴۱۵ مترمکعب بر روز قابل حصول باشد. با توجه به

درصد متان تولید شده، ارزش حرارتی بالای بیوگاز (HHV_{BIOGAS})، $22/32$ مگاژول بر متر مکعب و ارزش حرارتی پایین بیوگاز (LHV_{BIOGAS})، $20/11$ مگاژول بر متر مکعب خواهد بود. در صورت استفاده مستقیم کل بیوگاز تولید شده در مولدهای برق حداکثر توان ($P_{e(HHV)}$) و انرژی الکتریکی سالانه ($E_{e(HHV)}$) قابل حصول با ارزش حرارتی بالای سوخت به ترتیب $649/691$ کیلو وات و $5691298/478$ کیلو وات ساعت، و همچنین حداکثر توان ($P_{e(LHV)}$) و انرژی الکتریکی سالانه ($E_{e(LHV)}$) قابل حصول با ارزش حرارتی پایین سوخت به ترتیب $585/488$ کیلو وات و $5128877/711$ کیلو وات ساعت خواهد بود.

مطابق نتایج مدل سازی بدست آمده در این مطالعه مشخص می شود مقدار بیوگاز تولید شده به میزان غلظت جامد خشک ($X_{dsc(Cstr)}$)، میزان مواد آلی موجود در خوراک (X_{vs}) و میزان تجزیه پذیری نسبت مستقیم داشته، اگرچه این موضوع باعث افزایش تولید بیوگاز می شود ولی بایستی به این موضوع توجه داشت که با افزایش غلظت ($X_{dsc(Cstr)}$)، میزان زمان ماند مورد نیاز (θ_h) برای هضم افزایش پیدا می کند، و این خود تاثیر مستقیم در حجم هاضم، تامین حرارت مورد نیاز و افزایش هزینه های اقتصادی خواهد داشت، که موارد فوق اهمیت طراحی بهینه نیروگاه را نشان می دهد، که در بیشتر مطالعات انجام شده به این موضوع توجه جدی نشده است. مسأله بعدی تأمین حرارت هاضم است که با توجه به اینکه راندمان حرارتی مولدهای برق در حدود ۴۰ درصد است می توان از تلفات حرارتی مولدهای برق و بازیابی این حرارت به منظور تأمین بخشی از حرارت مورد نیاز هاضم ها بهره جست که این موضوع منجر به عدم مصرف سوخت اضافی، آلودگی های زیست محیطی ناشی از مصرف آن و کاهش هزینه های اقتصادی نیروگاه خواهد شد.

در این مطالعه ارزیابی اقتصادی نیروگاه نیز مورد بررسی قرار گرفت، بر اساس نتایج بدست آمده در جدول ۹، ارزش خالص فعلی طرح (NPV)، برابر با $42,327,042$ ریال می باشد، و نرخ بازده داخلی تعدیل شده - ارزش بازاری دارایی، $16/4$ درصد و نسبت فایده به هزینه (B/C)، $3/3$ می باشد. بر اساس جریان نقدینگی درج شده در نمودار ۲ و شاخص های مالی طرح در جدول

۹، در صورتیکه عمر پروژه، ۲۰ سال باشد، نرخ بازده داخلی تعدیل شده (ارزش بازاری دارایی) طرح بیشتر از نرخ تورم می‌باشد و همچنین ارزش خالص فعلی نیز مثبت می‌باشد و نسبت فایده به هزینه بزرگتر از یک می‌باشد بنابراین می‌توان نتیجه گرفت برآورد مالی طرح مثبت بوده و طرح توجیه اقتصادی دارد، و همچنین دوره بازگشت سرمایه طرح با در نظر گرفتن ارزش زمانی پول ۶/۳ سال می‌باشد.

جدول ۸. نتایج محاسبات راکتور CSTR

پارامتر	نماد	مقدار	واحد
کل پسماند پذیرفته شده	$m_{Total} (msw)$	۳۰۰۰۰	$\frac{kg}{day}$
درصد مواد قابل تفکیک و بازیافت شده	X_R	۳	%
کل پسماند ارگانیک	$m_{Total\ organic\ waste}$	۲۹۱۰۰	$\frac{kg}{day}$
تعداد راکتور	$N_{Reactor}$	۱۶	-
جرم پسماندارگانیک ورودی به هر راکتور	$m_{Organic} (Cstr)$	۱۸۱۸/۷۵	$\frac{kg}{day}$
جرم جامد خشک	m_{ds}	۹۳۵/۸۲۵	$\frac{kg}{day}$
جرم آب مورد نیاز راکتور	m_{wR}	۸۴۲۲/۴۳	$\frac{kg}{day}$
جرم رطوبت پسماند	$m_{Total\ waste\ moisture}$	۸۸۲/۹۲۴	$\frac{kg}{day}$
جرم جامد فرار	m_{vs}	۶۶۷/۲۴۳	$\frac{kg}{day}$
جرم غیرآلی و غیر قابل تجزیه ورودی به راکتور	m_{ash}	۲۶۸/۵۸۱	$\frac{kg}{day}$
جرم جامد فرار تجزیه شده	m_{vds}	۵۳۳/۷۹۴	$\frac{kg}{day}$
جرم جامد فرار تجزیه شده با در نظر گرفتن بازدهی تبدیل	m_{vbs}	۴۴۳/۰۴۹	$\frac{kg}{day}$
جرم موادآلی تجزیه نشده	m_{rsvs}	۲۲۴/۱۹۳	$\frac{kg}{day}$

ادامه جدول ۸

پارامتر	نماد	مقدار	واحد
کل لجن باقیمانده	$\dot{m}_{Total\ rs}$	۴۹۲/۷۷۵	$\frac{kg}{day}$
وزن مخصوص لجن خشک	γ_{ds}	۱/۲۰۸	
وزن مخصوص لجن تر	γ_{Ws}	۱/۰۱۷	
کل جرم ورودی به راکتور	$\dot{m}_{Total\ mass\ reactor}$	۸۴۷۵/۳۳۱	$\frac{kg}{day}$
حجم روزانه ورودی به هر راکتور	$V_{dvr\ (i)}$	۸۳/۲۹۳	$\frac{m^3}{day}$
غلظت جامد فرار ورودی	$S_{cvs\ (i)}$	۸/۰۱	$\frac{kg}{m^3}$
درصد لجن هضم شده در راکتور	X_{dgs}	۵۲/۶۵۶	%
غلظت ماده ورودی تجزیه پذیر	$S_{cb\ (i)}$	۶/۴۶۲	$\frac{kg}{m^3}$
غلظت پساب خروجی قابل تجزیه زیستی	S_{cbe}	۱/۲۹۲	$\frac{kg}{m^3}$
غلظت پساب خروجی	$S_{ce\ (O)}$	۲/۸۴	$\frac{kg}{m^3}$
درصد تثبیت	E_{sb}	۶۴/۵۴۰۸	%
زمان ماند خوراک در راکتور	θ_h	۹/۲۷۱	day
حجم کل هر راکتور	$V_{r\ (cstr)}$	۷۷۲/۲۵۱	m^3
قطر راکتور	D	۱۲/۲۱۷	m
ارتفاع راکتور	H	۶/۱۰۸	m
سطح مقطع راکتور	A	۱۱۷/۱۸۱	m^2
غلظت واقعی گاز متان محلول	C_{camd}	۱/۹۴۸	$\frac{kg}{m^3}$
غلظت گاز متان در جمع کننده گاز	C_{Cmge}	۰/۲۶۸	$\frac{kg}{m^3}$
دبی جرمی گاز متان تولید شده هر راکتور	$\dot{m}_{(CH_4)}$	۱۷۹/۵۰۸	$\frac{kg}{day}$
دبی حجمی گاز متان تولید شده هر راکتور	$Q_{(CH_4)}$	۲۵۱/۴۱۲	$\frac{m^3}{day}$

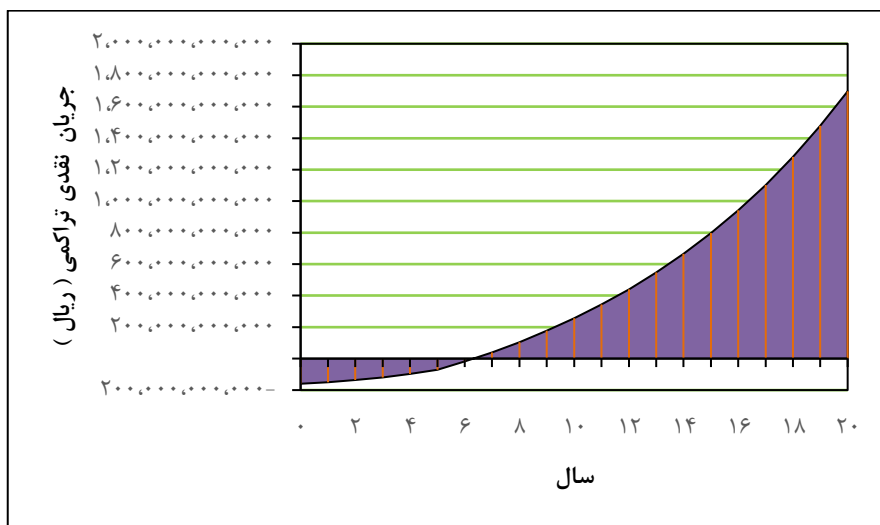
ادامه جدول ۸

پارامتر	نماد	مقدار	واحد
دبی حجمی بیو گاز تولید شده هر راکتور	$Q_{(biogas)}$	۴۴۹/۰۸۸۵	$\frac{m^3}{day}$
کل دبی جرمی گاز متان تولید شده	$m_{Total (CH_4)}$	۲۸۷۲/۱۳۵	$\frac{kg}{day}$
کل دبی حجمی گاز متان تولید شده	$Q_{Total (CH_4)}$	۴۰۲۲/۵۹۸	$\frac{m^3}{day}$
کل دبی حجمی بیو گاز تولید شده	$Q_{Total (biogas)}$	۷۱۸۵/۴۱۵	$\frac{m^3}{day}$
حرارت مورد نیاز لجن ورودی به هر راکتور	$Q_{hrs (i)}$	۶/۸	KW
کل افت حرارت در هر راکتور	$Q_{Total Heat loss (i)}$	۸۶/۴۷۹	KW
کل حرارت مورد نیاز راکتورها	$Q_{Total heat required}$	۱۴۹۲/۴۶۴	KW
کل توان همزن هر راکتور	$P_{Mixers(Total)}$	۲۳/۶۳۴	KW
کل توان الکتریکی تولید شده (ارزش حرارتی بالا)	$P_{e(HHV)}$	۶۴۹/۶۹۱	KW
کل انرژی الکتریکی سالانه (ارزش حرارتی بالا)	$E_{e(HHV)}$	۵۶۹۱۲۹۸/۴۷۸	kWh
کل توان الکتریکی تولید شده (ارزش حرارتی پایین)	$P_{e(LHV)}$	۵۸۵/۴۸۸	KW
کل انرژی الکتریکی سالانه (ارزش حرارتی پایین)	$E_{e(LHV)}$	۵۱۲۸۸۷۷/۷۱۱	kWh
حجم گاز متان به ازاء هر کیلو گرم جامد فرار تجزیه شده	$V_S (CH_4 / VDS)$	۰/۴۷۰۹	$\frac{m^3 CH_4}{kg VDS}$
حجم گاز متان تولیدی به ازاء هر کیلو گرم جامد فرار تجزیه شده با در نظر گرفتن بازدهی تبدیل تجزیه	$V_S (CH_4 / VBS)$	۰/۵۶۷۴	$\frac{m^3 CH_4}{kg VBS}$
حجم بیوگاز تولیدی به ازاء هر کیلو گرم جامد فرار تجزیه شده با در نظر گرفتن بازدهی تبدیل تجزیه	$V_S (BIOGAS / VBS)$	۱/۰۱۳	$\frac{m^3 BIOGAS}{kg VBS}$
درصد متان	X_{CH_4}	۵۵/۹۸۲	%
ارزش حرارتی بالای بیوگاز	HHV_{BIOGAS}	۲۲/۳۲۰۳	$\frac{MJ}{m^3}$
ارزش حرارتی پایین بیوگاز	LHV_{BIOGAS}	۲۰/۱۱۴	$\frac{MJ}{m^3}$

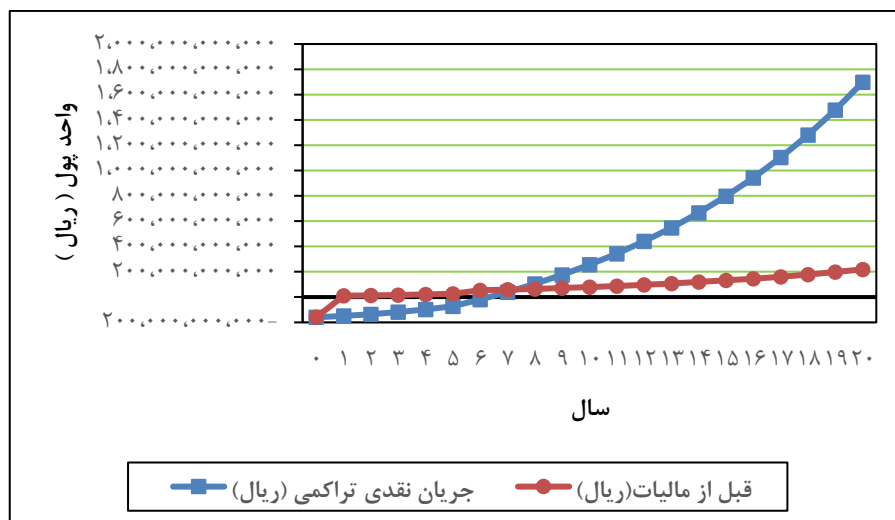
جدول ۹. نتایج اقتصادی نیروگاه بیوگاز

واحد	مقدار	پارامتر
ریال	۲۶,۶۲۰,۸۹۵,۵۶۷	کل مشوق تعلق گرفته
ریال	۷۹,۸۶۲,۶۸۶,۷۰۰	کل بدهی
ریال	۱۸۶,۳۴۶,۲۶۸,۹۶۶	سرمایه
ریال / سال	۲۲,۱۵۴,۶۸۶,۵۱۰	پرداخت وام
ریال	۲۶,۹۲۶,۵۹۳,۱۲۰	درآمد سالیانه فروش برق
t CO ₂	۲۸۱۴/۵۷۰۱	کاهش خالص سالیانه انتشار (GHG) ^۱
ریال	۱۰,۸۳۶,۰۹۴,۸۰۰	درآمد سالیانه کاهش (GHG)
ریال	۲۶۶,۲۰۸,۹۵۵,۶۶۶	کل هزینه اولیه
ریال	۳۰,۶۸۱,۳۴۷,۸۹۸	کل هزینه سالیانه
ریال	۳۷,۷۶۲,۶۸۷,۹۲۰	درآمد و پس انداز کلی سالانه
ریال	۷,۰۸۱,۳۴۰,۰۲۲	جریان مالی سالانه خالص - سال ۱
درصد	۱۶/۴	نرخ بازده داخلی تعدیل شده قبل از مالیات - ارزش بازاری داری
درصد	۱۴/۱	نرخ بازده داخلی تعدیل شده قبل از مالیات - ارزش داری
سال	۶/۳	برگشت سرمایه
ریال	۴۳۲,۶۵۲,۳۲۷,۰۴۲	ارزش خالص فعلی (NPV)
-	۳/۳	نسبت هزینه - فایده (B / C)

مأخذ: یافته‌های پژوهش



نمودار ۲. جریان نقدینگی تراکمی



نمودار ۳. جریان نقدینگی تراکمی و جریان قبل مالیات

۴. نتیجه گیری و پیشنهادات

مطالعه فوق بر اساس استفاده و بهره گیری از پسماند جامد شهری به عنوان خوراک راکتور تخمیر بی‌هوازی پیوسته جهت تولید بیوگاز و در نهایت تامین بخشی از انرژی مورد نیاز شهر مشهد انجام گرفت. با توجه به نتایج حاصله می‌توان نتیجه گرفت، چندین عامل بیشترین تاثیر در راندمان نیروگاه بیوگاز خواهند داشت اولین عامل ترکیبات فیزیکی و شیمیایی خوراک می‌باشد که اصلی ترین نقش را در تولید انرژی نهایی خواهد داشت که هرچه میزان ترکیبات فیزیکی به مواد آلی نزدیک تر باشد بهترین نتیجه حصول خواهد شد، و بیشترین مواد آلی (کربن آلی) قابل تجزیه در اختیار باکتری‌های متانزا برای رشد و تکثیر آنها قرار خواهد گرفت، که در نهایت باعث افزایش تولید بیوگاز خواهد شد که این موضوع نقش جداسازی مواد بازیافتی و قابل تفکیک را پررنگ تر می‌کند. دومین عامل مهم دیگر که در این مطالعه مشاهده گردید تاثیر میزان غلظت جامد خشک و میزان رقیق سازی در تولید بیوگاز نهایی می‌باشد اگرچه به صورت تئوری افزایش غلظت باعث افزایش تولید بیوگاز می‌شود ولی در نهایت باعث افزایش زمان ماند، افزایش میزان انرژی مورد نیاز فرایند و افزایش هزینه‌های سرمایه گذاری و بهره برداری خواهد شد، که اهمیت این موضوع با استفاده از معادلات ارایه شده کاملاً مشهود به نظر می‌رسد، و سومین عامل مهم دیگر برآورد انرژی مورد نیاز برای هضم می‌باشد که این انرژی شامل دو بخش حرارت مورد نیاز لجن و تلفات حرارتی ناشی از سطوح می‌باشد، که در بیشتر مطالعات انجام شده به اهمیت این موضوع توجه نشده است. نتایج بدست آمده در این مطالعه نشان می‌دهند که پسماند تولید شده در منطقه مورد مطالعه از توانایی بالقوه برای تولید و تامین انرژی برخوردار هستند که صحت این موضوع با برآورد ارزش حرارتی بیوگاز، توان و انرژی الکتریکی سالانه تولید شده در این مطالعه تأیید می‌شود. یکی از مسائل مهم در نیروگاه‌های بیوگاز بهینه سازی و افزایش راندمان تولید می‌باشد که می‌توان با بکارگیری راکتورهای ترکیبی چند مرحله ای، استفاده از خوراک‌های ترکیبی به عنوان مثال ترکیبی از پسماندهای جامد شهری با پسماند دامی یا فاضلاب شهری و بازیابی حرارت مولدهای برق به منظور تأمین حرارت مورد نیاز هاضم‌ها، کمک شایانی به افزایش راندمان و بازده نیروگاه

بیوگاز کرد. به طور کلی با توجه به مطالب بیان شده در این مطالعه می‌توان نتیجه گرفت استفاده از پسماندهای جامد شهری به عنوان ماده اولیه ارزان و قابل دسترس در مولدهای بیوگاز به ویژه راکتورهای پیوسته می‌تواند اثرات بسیار مثبتی در تولید و تامین انرژی و هزینه‌های اقتصادی منطقه مورد مطالعه داشته باشد.

تقدیر و تشکر

از تمامی عوامل گروه مهندسی انرژی و مکانیک دانشگاه آزاد اسلامی واحد مشهد، که زحمت زیادی برای تحقق این مقاله داشتند، متشکر هستم. همچنین از همکاری‌ها و راهنمایی‌های سازمان امور پسماند شهرداری مشهد و چناران سپاسگزاری و قدردانی می‌کنم.

منابع

- بانک مرکزی جمهوری اسلامی ایران (۱۳۹۹)، نرخ تورم و شاخص بهای کالاها و خدمات مصرفی.
- ثقوری، محسن؛ عبدی، رضا؛ ابراهیمی نیک، محمد علی؛ روحانی، عباس؛ میسمی، محمد علی. (۱۳۹۹). هضم بی‌هوازی حالت جامد قسمت آلی زباله جامد شهری برای تولید بیوگاز (مطالعه موردی در مشهد). تحقیقات سامانه‌ها و مکانیزاسیون کشاورزی، ۲۱ (۷۶).
- حسنی، سید مهدی؛ ایرانمنش، مسعود؛ امیری، حسین؛ رحمتی، محمود. (۱۳۹۸). بررسی آزمایشگاهی اثر عوامل موثر بر بهبود فرآیند تولید بیوگاز از پسماندهای غذایی و آنالیز انرژی آن. سوخت و احتراق، ۱۲ (۳)، ۷۳-۸۶.
- رجبعلی پور چشمه گز، علی اصغر. (۱۳۸۹)، فرایند تولید انرژی از بیوگاز. نشریه فنی مؤسسه تحقیقات فنی و مهندسی کشاورزی، شماره ۳۰.
- سازمان مدیریت پسماند شهرداری مشهد. (۱۳۹۸)، امور پژوهش.
- سعیدی نیچران، محمدرضا. (۱۳۹۴)، تولید سوخت زیستی بیوگاز. دو فصلنامه انرژی‌های تجدیدپذیر و نو، ۲ (۱)، ۴۶-۴۱.

- شفیعی ده آباد، علیرضا. (۱۳۹۴)، زباله سوزی و استحصال انرژی از زباله جامد شهری. مدیریت مطالعات و برنامه ریزی خدمات شهری و محیط زیست، گزارش ۳۳۲.
- گروه پژوهشی انرژی‌های نو. (۱۳۹۴)، سند راهبرد ملی و نقشه راه توسعه فناوری‌های مرتبط با انرژی زیست توده در ایران. نشریه پژوهشگاه نیرو.
- گلستانه، مهشید. (۱۳۹۸)، تولید انرژی سبز از پسماند، راهی به سوی توسعه پایدار. شیمی سبز و فناوری‌های پایدار، ۱(۱)، ۳۳-۴۳.
- لیمویی، فروغ الزمان؛ محبت کار، حسن. (۱۳۹۶)، بیوگاز و نتایج زیست محیطی آن. پژوهش ملل، ۲(۱۷)، ۱۲۱-۱۳۵.
- مرکز آمار ایران (۱۳۹۵)، داده‌ها و اطلاعات آماری.
- مهردادی، ناصر؛ محمدی، پرویز؛ کرباسی، عبدالرضا؛ عدل، مهرداد. (۱۳۸۳)، ارزیابی فرایند هضم بی‌هوازی زباله‌های فساد پذیر شهری. محیط شناسی، (۳۴)، ۱۵-۱۹.
- نائجی، اسفندیار؛ نورپور، علیرضا؛ قنوازی، حسین؛ جوادیان، بهزاد. (۱۳۹۷)، پتانسیل سنجی میزان تولید انرژی از فناوری‌های مختلف دفع نهایی پسماند شهرستان آمل. مطالعات علوم محیط زیست، ۳(۴)، ۸۱۱-۸۰۲.
- نصیری، جواد. (۱۳۸۵)، امکان سنجی نیروگاه بیوگازی ساوه. سازمان انرژی‌های نو ایران.
- نظری، علی؛ نصیری، جواد. (۱۳۹۳)، انواع هاضم‌های بیهوازی برای استحصال انرژی از مواد آلی فسادپذیر. دو فصلنامه انرژی‌های تجدیدپذیر و نو، ۱(۲)، ۴۴-۳۷.
- وزارت تعاون، کار و رفاه اجتماعی. (۱۳۹۹)، بخشنامه ی تعیین حداقل مزد کارگران دائم و موقت.
- وزارت نیرو. (۱۳۹۸)، سازمان انرژی‌های تجدید پذیر و بهره وری انرژی برق.
- یوسفی، لیلا. (۱۳۹۹)، تاثیر اختلاط هضم شده با پسماندهای جامدآلی شهری در تولید بیوگاز از طریق مجموعه دستگاهی هضم‌بیهوازی بسته تحت شرایط مزوفیلک. شیمی سبز و فناوری‌های پایدار، ۲(۱)، ۶۹-۶۱.

- Akunna , Joseph.C.**(2019). Anaerobic Waste-Wastewater Treatment And Biogas Plants : A Practical Handbook. Crc Press , Taylor & Francis Group ,153 P.
- Alzate, Santiago., Restrepo.Cuestas, Bonie., Jaramillo.Duque, Álvaro.** (2019). Municipal Solid Waste As A Source Of Electric Power Generation In Colombia: A Techno-Economic Evaluation Under Different Scenarios. *Resources* ,8(1), 51.
- Deng ,L., Liu ,Y., Zheng ,D., Wang ,L., Pu , X., Song ,L.**(2017). Application And Development Of Biogas Technology For The Treatment Of Waste In China. *Renewable And Sustainable Energy Reviews*, 70 , 845-851.
- Deublein ,Dieter.,Steinhauser, Angelika.**(2011). Biogas From Waste And Renewable Resources : An Introduction. Wiley-Vch Verlag Gmbh & Co, Kga, Weinheim , Second Edition.
- Hilkiah Igoni , Asinyetogha., Sepiribo Kingnana Harry , Ibiye.** (2017). Modelling Design Of Continuous Anaerobic Digesters For Municipal Solid Waste In Biogas Production. *International Journal Of Energy And Environmental Research* , 5 (3), 42-67.
- Hilkiah Igoni , Asinyetogha.**(2016). Design Of Anaerobic Bio-Reactors For The Simulation Of Biogas Production From Municipal Solid Waste. Rivers State University.
- Hilkiah Igoni , Asinyetogha., Sepiribo Kingnana Harry , Ibiye.** (2016). Modelling Design Of Anaerobic Continuous Digesters For Municipal Solid Waste In Biogas Production. Rivers State University.
- Lindmark , Johan., Eriksson , Per., Thorin , Eva.** (2014). The Effects Of Different Mixing Intensities During Anaerobic Digestion Of The Organic Fraction Of Municipal Solid Waste. *Waste Management (New York, N.Y.)*, 34(8),1391-1397
- Matteo , U.D., Nastasi ,B., Albo, A., Garcia ,D.A.**(2017). Energy Contribution Of Ofmsw (Organic Fraction Of Municipal Solid Waste) To Energy-Environmental Sustainability In Urban Areas At Small Scale. *Energies – Open Access Energy Res. Eng. Policy J*, 10 , 229-242.
- Niessen ,Walter. R.** (2010).Combustion And Incineration Processes.Crc Press ,Fourth Edition.
- Rajagopal, R., Bellavance ,D., Rahaman , M. S.**(2017). Psychrophilic Anaerobic Digestion Of Semi-Dry Mixed Municipal Food Waste: For North American Context. *Process Safety And Environmental Protection* , 105, 101- 108.
- Remy , Florian.** (2018). Potential For The Anaerobic Digestion Of Municipal Solid Waste (Msw) In The City Of Curitiba, Brazil.
- Reynolds, T. D., Richards, P. A.** (1996). Units Operations And Processes In Environmental Engineering. Pws Publishing Company, Boston , Second Edition , 798p.
- Tabatabaei , Meisam., Ghanavati , Hossein.**(2018). Biogas: Fundamentals, Process, And Operation. Springer International Publishing ,471 P.
- Tchobanoglous, G., Burton , F. L., Stensel , H. D.** (2003). Wastewater Engineering: Treatment And Reuse. Mcgraw-Hill Companies , Fourth Edition , 1819p.
- Www.Retscreen.net.**

فهرست علائم اختصاری

نماد	توضیحات	واحد
A	مساحت	m ²
ASH	خاکستر	-
BF	کسر زیست تخریب پذیر	-
C	کربن	-
C _{camd}	غلظت واقعی گاز متان محلول	$\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
C _{cgs1}	غلظت اشباع گاز در مایع	$\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
C _{Cmgc}	غلظت گاز متان در جمع کننده گاز	$\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
C _p (WATER)	گرمای ویژه آب	$\frac{\text{KJ}}{\text{kg, k}}$
CH ₄	متان	-
CO ₂	دی اکسید کربن	-
COD	اکسیژن مورد نیاز شیمیایی	$\frac{\text{kg COD}}{\text{m}^3 \cdot \text{day}}$
D	قطر	m
D _{BRR}	قطر همزن	m
E _e	انرژی الکتریکی	KWh
E _{sb}	درصد تثبیت	%
H	ارتفاع	m
H	هیدروژن	-
HHV	ارزش حرارتی بالا	$\frac{\text{MJ}}{\text{m}^3}$
H ₂ O	آب	-
I	هزینه ثابت سرمایه گذاری	دلار
k	حداکثر نرخ استفاده از غلظت بستر	day ⁻¹
K _L	ضریب انتشار گاز متان	$\frac{\text{m}}{\text{day}}$
K _S	نیمه اشباع ثابت	$\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
LC	درصد لیگنین	%
LHV	ارزش حرارتی پایین	$\frac{\text{MJ}}{\text{m}^3}$

واحد	توضیحات	نماد
-	ضریب تبدیل COD به VS	M
-	پسماند جامد شهری	MSW
$\frac{\text{kg}}{\text{day}}$	دبی جرمی مواد غیرآلی ورودی	$\dot{m}_{\text{ash}}$
$\frac{\text{kg}}{\text{day}}$	دبی جرمی متان	$\dot{m}_{(\text{CH}_4)}$
$\frac{\text{kg}}{\text{day}}$	جرم جامد خشک	$\dot{m}_{\text{ds}}$
$\frac{\text{kg}}{\text{day}}$	جرم پسماند ارگانیک ورودی به هر راکتور	$\dot{m}_{\text{Organic (Cstr)}}$
$\frac{\text{kg}}{\text{day}}$	دبی جرمی موادآلی تجزیه نشده	$\dot{m}_{\text{rsvs}}$
$\frac{\text{kg}}{\text{day}}$	کل جرم ورودی به راکتور	$\dot{m}_{\text{Total mass reactor}}$
$\frac{\text{kg}}{\text{day}}$	کل پسماند پذیرفته شده	$\dot{m}_{\text{Total (msw)}}$
$\frac{\text{kg}}{\text{day}}$	کل جرم پسماند ارگانیک	$\dot{m}_{\text{Total organic waste}}$
$\frac{\text{kg}}{\text{day}}$	کل لجن باقیمانده	$\dot{m}_{\text{Total rs}}$
$\frac{\text{kg}}{\text{day}}$	کل جرم رطوبت پسماند	$\dot{m}_{\text{Total waste moisture}}$
$\frac{\text{kg}}{\text{day}}$	دبی جرمی جامد فرار تجزیه شده با در نظر گرفتن بازدهی تبدیل	$\dot{m}_{\text{vbs}}$
$\frac{\text{kg}}{\text{day}}$	دبی جرمی جامد فرار تجزیه شده	$\dot{m}_{\text{vds}}$
$\frac{\text{kg}}{\text{day}}$	دبی جرمی جامد فرار	$\dot{m}_{\text{vs}}$
$\frac{\text{kg}}{\text{day}}$	دبی جرمی آب راکتور	$\dot{m}_{\text{wr}}$
-	نیتروژن تک اتمی	N
-	نیتروژن دو اتمی	N ₂
	عدد نیوتون همزن پروانه ای	N _{eBRR}
-	آمونیاک	NH ₃
-	تعداد همزن	N _{Mixers}
-	تعداد راکتور	N _{reactor}
RPM	سرعت چرخش همزن	n _{BRR}
-	اکسیژن تک اتمی	O
-	اکسیژن دو اتمی	O ₂

نماد	توضیحات	واحد
P_e	توان الکتریکی	KW
P_{mixer}	توان همزن	KW
Q	انتقال حرارت	KW
Q_{biogas}	دبی حجمی بیوگاز	$\frac{m^3}{day}$
$Q_{(CH_4)}$	دبی حجمی گاز متان	$\frac{m^3}{day}$
$Q_{hrs(i)}$	حرارت مورد نیاز لجن ورودی	KW
$Q_{Heat\ loss\ floor}$	اتلاف حرارت کف	KW
$Q_{Heat\ loss\ roof}$	اتلاف حرارت سقف	KW
$Q_{Heat\ loss\ wall}$	اتلاف حرارت دیواره	KW
R	بخش غیر قابل تجزیه	-
$S_{cb(i)}$	غلظت ماده ورودی تجزیه پذیر	$\frac{kg}{m^3}$
S_{cbe}	غلظت پساب خروجی قابل تجزیه زیستی	$\frac{kg}{m^3}$
$S_{ce(O)}$	غلظت پساب خروجی	$\frac{kg}{m^3}$
$S_{cvs(i)}$	غلظت جامد فرار ورودی	$\frac{kg}{m^3}$
T_a	دمای محیط	$^{\circ}C$
T_g	دمای زمین	$^{\circ}C$
T_r	دمای راکتور	$^{\circ}C$
T_s	دمای لجن ورودی	$^{\circ}C$
t_{Wm}	زمان کار همزن	$\frac{min}{hr}$
U	ضریب انتقال حرارت	$\frac{W}{m^2K}$
V_{dgs}	حجم لجن هضم شده روزانه	$\frac{m^3}{day}$
$V_{dvr(i)}$	حجم روزانه ورودی به راکتور	$\frac{m^3}{day}$
$V_{r(cstr)}$	حجم راکتور پیوسته	m^3
VBS	بازدهی تبدیل جامد فرار	-
VDS	جامد فرار تجزیه شده	-
X_{ash}	درصد خاکستر	%
X_{CH_4}	درصد متان	%
X_{cme}	غلظت میکروبی پساب	$\frac{kg}{m^3}$

نماد	توضیحات	واحد
X_{dgs}	درصد لجن هضم شده	%
X_{ds}	درصد جامد خشک	%
$X_{dsc} (Cstr)$	درصد غلظت جامد خشک	%
X_R	درصد مواد بازیافتی و جداسازی شده	%
X_{rm}	درصد رطوبت راکتور	%
X_{vbs}	درصد بازدهی تبدیل جامد فرار تجزیه شده	%
X_{vds}	درصد تجزیه پذیری جامد فرار	%
X_{vs}	درصد جامد فرار	%
γ_{ds}	وزن مخصوص لجن خشک	-
γ_{ws}	وزن مخصوص لجن تر	-
η_{el}	راندمان الکتریکی	%
θ_h	زمان ماند هیدرو لیکی	day
v	حجم مخصوص	$\frac{m^3}{kg}$
$v_S (CH_4 / VDS)$	نسبت حجم متان استوکیومتریکی به جامد فرار تجزیه شده	$\frac{m^3 CH_4}{kg VDS}$
$v_S (CH_4 / VBS)$	نسبت حجم متان استوکیومتریکی به بازدهی تبدیل جامد فرار تجزیه شده	$\frac{m^3 CH_4}{kg VBS}$
$v_S (CH_4 / VS)$	نسبت حجم متان استوکیومتریکی به جرم جامد فرار	$\frac{m^3 CH_4}{kg VS}$
ρ_{CH_4}	دانسیته متان	$\frac{kg}{m^3 n}$
ρ_{biogas}	دانسیته بیوگاز	$\frac{kg}{m^3}$
ρ_{Water}	دانسیته آب	$\frac{kg}{m^3}$
Φ_{ms}	رطوبت نسبی	%