

## طراحی راکتور آزمایشگاهی بستر گرانولی ثابت (SGBR) جهت تولید بیوگاز

مصطفی پارسائی<sup>۱</sup>، مصطفی کیانی ده کیانی<sup>۲\*</sup> و ذبیح اله مهدوی<sup>۳</sup>

۱- کارشناس ارشد مهندسی مکانیک بیوسیستم، دانشگاه شهید چمران اهواز، اهواز، ایران

۲- استادیار مهندسی مکانیک بیوسیستم، دانشکده کشاورزی، دانشگاه شهید چمران اهواز، اهواز، ایران

۳- دانشیار شیمی، دانشکده علوم، دانشگاه شهید چمران اهواز، اهواز، ایران

تاریخچه مقاله	چکیده
دریافت: ۱۳۹۷/۰۵/۰۶ پذیرش نهایی: ۱۳۹۷/۰۹/۲۵	یکی از راکتورهای که امروزه برای تولید بیوگاز استفاده می‌شود، راکتور SGBR می‌باشد. در این پژوهش پارامترهای اساسی در طراحی یک راکتور SGBR آزمایشگاهی به حجم کل ۵/۶ لیتر با ۲۵ درصد محیط گرانولی برای هضم ویناس نیشکر محاسبه گردید. این راکتور برای تولید بیوگاز می‌بایست حداقل دارای تحمل فشار ۴/۴۸ بار باشد. همچنین به منظور تامین دمای راکتور با استفاده از حمام آب، حداقل به المنت ۲۶۱ وات نیاز می‌باشد. همچنین عملکرد این راکتور در در سه زمان ماند هیدرولیکی ۲، ۳ و ۴ روز و دمای ترموفیل ۵۵ درجه سلسیوس مورد بررسی قرار گرفت. نتایج نشان داد که میزان روزانه گاز متان تولید شده در سه زمان ماند هیدرولیکی ۲، ۳ و ۴ روز به ترتیب پس از گذشت ۱۳، ۱۲ و ۱۰ روز به مقدار ثابت ۴۶۰۰، ۴۸۰۰ و ۴۹۰۰ میلی لیتر در روز رسید. همچنین مقدار متوسط گاز متان تولیدی به ازای مواد جامد فرار ویناس در سه HRT ۲، ۳ و ۴ روز به ترتیب ۳۷۹، ۳۸۰ و ۴۳۳ $\text{CH}_4(\text{L})/\text{VS}(\text{kg})$ بدست آمد. بیشترین میزان گاز متان تولید شده $0/582 \text{ m}^3/\text{kgCOD}$ بوده که در ۲ HRT روز بدست آمد و بیشترین میزان درصد کاهش COD در این پژوهش ۳۹ درصد بوده که در ۴ HRT روز بدست آمد. به طور کلی نتایج بدست آمده، نشان می‌دهد که این راکتور برای تولید بیوگاز از ویناس نسبت به دیگر راکتورها عملکرد بهتری دارد، اما از نظر کاهش آلاینده‌گی مناسب نمی‌باشد.
<b>کلمات کلیدی:</b> راکتور، SGBR طراحی، بیوگاز، ویناس	
* عهده دار مکاتبات Email: m.kiani@scu.ac.ir	

و اقسام مختلفی از راکتورها در طول زمان معرفی و ساخته شدند. این راکتورها دارای اشکال، ابعاد، روش و شرایط عملیاتی متفاوتی می‌باشند (۱۴). در دهه هفتاد میلادی از یک طرف با بروز بحران انرژی و شوک نفتی در سال‌های ۱۹۷۳ و ۱۹۷۹ قیمت حامل‌های انرژی به شدت افزایش پیدا کرد و از طرف دیگر رشد سریع صنایع و تولید حجم زیادی

### مقدمه

تصفیه بی‌هوازی از اواخر دهه ۱۹۶۰ به سرعت پیشرفت نمود. همزمان با روند پیشرفت و توسعه فرایند تخمیر بی‌هوازی در دنیا، راکتورهای بی‌هوازی نیز متناسب با نیازهای موجود و همچنین مقدار و نوع مواد زائد آلی به‌جامانده در هر منطقه توسعه پیدا نمودند، به طوری که انواع

یکی از پسماندهای مهم در کارخانه تولید الکل از ملاس، ویناس می‌باشد که در حال حاضر تبدیل به یک مشکل اساسی در این صنعت شده است. تبدیل ویناس به بیوگاز و استفاده از آن در تامین انرژی کارخانه یکی از روش‌های اساسی برای حل این معضل می‌باشد. پژوهش‌های متعددی در این زمینه با استفاده از راکتورهای مختلفی انجام شده است، که در ادامه به چند مورد اشاره می‌شود.

در پژوهشی جونیور و همکاران<sup>۷</sup>، به مقایسه عملکرد راکتور UASB در دو حالت یک مرحله‌ای و دو مرحله‌ای با سوبسترای ویناس نیشکر در دمای ترموفیل ۵۵ درجه سلسیوس پرداختند. نتایج این پژوهش نشان داد که، در حالت دو مرحله‌ای نسبت به تک مرحله‌ای، تولید گاز متان ۲۵/۷ درصد بیشتر می‌باشد (۱۲). در تحقیقی دیگر هردا و همکاران<sup>۸</sup> با استفاده از راکتور UASB در دمای ترموفیل ۵۵ درجه سلسیوس با تغییر زمان ماند هیدرولیکی (HRT<sup>۹</sup>) به تصفیه ویناس نیشکر به روش هضم بی‌هوازی پرداختند. در این پژوهش با افزایش زمان ماند هیدرولیکی و کاهش بارگذاری آلی (OLR<sup>۱۰</sup>) میزان گاز متان تولیدی افزایش و درصد حذف اکسیژن مورد نیاز شیمیایی (COD<sup>۱۱</sup>) نیز افزایش یافت (۹). همچنین فیوس و همکاران<sup>۱۲</sup> با ترکیب راکتور UASB و راکتور نوین بستر ساختاری رو به بالا (ASTBR<sup>۱۳</sup>) به هضم بی‌هوازی ویناس نیشکر در دمای ترموفیل ۵۵ درجه سلسیوس پرداختند. نتایج حاصل نشان داد که با افزایش OLR و کاهش HRT در راکتور UASB، میزان گاز متان تولیدی تغییر اساسی پیدا نکرد؛ ولی درصد کاهش COD به مقدار کمی افزایش یافت. میزان گاز متان تولیدی و درصد کاهش حذف COD راکتور ASTBR تغییری نداشت (۶).

از پساب‌های صنعتی باعث گردید تا تحقیقات زیادی به منظور ساخت راکتورهای کوچکتر، کارآمدتر و فراگیرتر که قادر به تخمیر پساب صنایع باشند، بطور جدی انجام شود. اساس این تحقیقات بر مبنای جلوگیری از خروج باکتری‌های بی‌هوازی همراه با جریان خروجی از هاضم استوار بود. این تحقیقات منجر به ساخت نسل جدیدی از راکتورهای بی‌هوازی در دهه هشتاد میلادی گردید که در آنها به روش‌های مختلف، باکتری‌ها در داخل راکتور تثبیت می‌شد (۱). این روش‌ها بر اساس تشکیل گرانول<sup>۱</sup> و فلوک‌های میکروبی یا نشانیدن و چسبیدن باکتری‌ها بر روی مواد نگهدارنده مختلف استوار می‌باشند. راکتورهای جریان صعودی با پوشش لجن بی‌هوازی (UASB<sup>۲</sup>) بر اساس روش اول و راکتورهای بستر ثابت نظیر فیلتر بی‌هوازی و راکتورهای بستر سیال بر اساس روش دوم کار می‌کنند (۱۵).

به منظور کاهش مواد آلی در زمان هیدرولیکی کم، بسیاری از راکتورهای بی‌هوازی (راکتور<sup>۳</sup> ASBR، UASB، AMBR<sup>۴</sup> و SGBR<sup>۵</sup>) از توده‌های غلیظ باکتری‌های بی‌هوازی استفاده می‌کنند که گرانول نامیده می‌شوند (۱۶). این گرانول‌های میکروبی متراکم، شامل جوامع میکروبی پیچیده سینتروفی<sup>۶</sup> هستند که باعث تجزیه مواد معدنی به CO<sub>2</sub>، CH<sub>4</sub> و بیومس اضافی می‌شوند. چندین نظریه در مورد چگونگی تجزیه گرانول‌های آلی وجود دارد. در لایه بیرونی گرانول‌های بی‌هوازی، مواد آلی پیچیده را به اسیدهای چرب فرار و سپس به استات تبدیل می‌نمایند. باکتری‌های متان‌زا در لایه‌های عمیق‌تر گرانول قرار دارند. با وجود میکروارگانیسم‌های مختلف، گرانول محیطی مناسب برای هضم انواع سوبستراها در دماهای مختلف می‌باشد (۲۴).

7- Junior *et al.*8- Harada *et al.*

9- Hydraulic retention time

10- Organic loading rate

11- Chemical oxygen demand

12- Fuess *et al.*

13- anaerobic structured-bed reactor

1- Granular

2- Up flow anaerobic sludge blanked

3- Anaerobic sequencing batch reactor

4- Anaerobic migrating blanket reactor

5- Static granular bed reactor

6- Syntrophy

$$V = \pi \frac{D^2}{4} h \quad (1)$$

$$V = \pi \frac{7D^3}{4} \Rightarrow D = \sqrt[3]{\frac{4V}{7\pi}} \quad (2)$$

حجم کاری در نظر گرفته ۳۰۰۰ سانتیمتر مکعب بود، بنابراین طبق رابطه (۲) قطر داخلی لوله ۸/۱۷ cm بدست آمد، که نزدیکترین لوله به این قطر، لوله پلی اتیلن ۴ اینچ (mm) ۱۱۰ با قطر داخلی ۸/۵ cm بود. پایین راکتور SGBR برای جلوگیری از خروج گرانول و محیط مناسب برای رشد میکروارگانیسم‌ها، به ارتفاع ۲۰ cm شن ریخته شد (۱۷). معمولاً ۲۰ درصد از حجم کل راکتور را برای محفظه گاز تولیدی در نظر می‌گیرند. با این وجود ۸۰ درصد از حجم کل راکتور ( $V_T$ ) را شن ( $V_s$ ) و ترکیب سوپسترا با آب و گرانول (حجم کاری راکتور  $V_a$ ) تشکیل داد (شکل ۱، a). ارتفاع حجم کاری راکتور برابر با ۵۹/۵ cm بدست آمد. با توجه به رابطه ۳ حجم کلی راکتور برابر با مجموع حجم شن، حجم کاری راکتور و حجم گاز بود. بنابراین حجم هر بخش به صورت زیر محاسبه گردید:

$$V_g + V_a + V_s = V_T \quad (3)$$

$$V_a + V_s = 0.8V_T \Rightarrow \pi r^2 h_a + \pi r^2 h_s = 0.8\pi r^2 h_T \Rightarrow h_a + h_s = 0.8h_T$$

$$h_t = \frac{20 + 59.5}{0.8} = 99.375 \text{ cm} \approx 100 \text{ cm}$$

$$V_T = 5674.5 \text{ cm}^3, V_s = 1135 \text{ cm}^3$$

$$V_a = 3376 \text{ cm}^3, V_g = 1135 \text{ cm}^3$$

با توجه به محاسبات انجام شده، برای ساخت راکتور از لوله‌ی پلی اتیلن ۴ اینچ و ارتفاع ۱ متر استفاده شد. برای اینکه راکتور در شرایط کاملاً بی‌هوازی قرار گیرد، به هر دو طرف لوله فلنج کور زده شد. با توجه به اینکه ارتفاع فلنج جوشی ۴ اینچ، ۲۰ cm بود، بنابراین ۴۰ cm ارتفاع راکتور را فلنج‌ها تشکیل داد و برای ساخت هر راکتور به ۶۰ cm لوله ۴ اینچ نیاز بود (شکل ۱ c). به منظور نمونه برداری مواد موجود در راکتور و خروج مواد، شیرهایی در بدنه راکتور تعبیه گردید (شکل ۱).

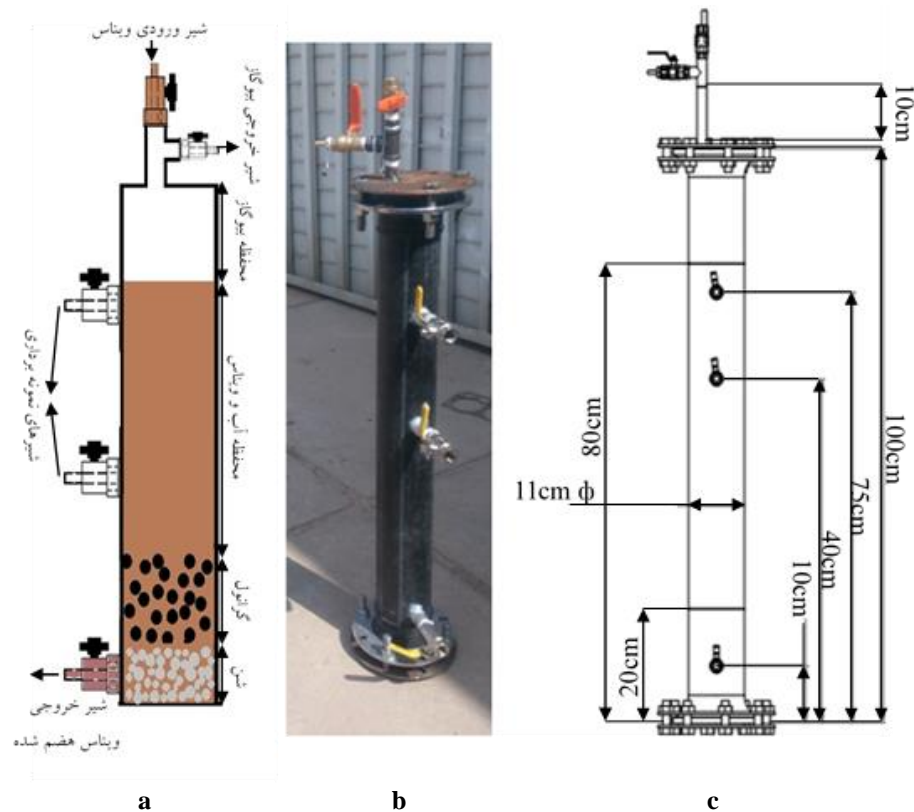
یکی از راکتورهای که امروزه برای تولید بیوگاز استفاده می‌شود، راکتور SGBR می‌باشد. این راکتور نوعی سامانه تصفیه بی‌هوازی با سرعت بالا می‌باشد که می‌تواند با حفظ تغییرات زمان ماند هیدرولیکی، زمان ماند مواد جامد را حفظ کند. SGBR یک راکتور پایین رونده شامل گرانول‌های بی‌هوازی فعال می‌باشد که جریان در آن گردش پیدا نمی‌کند. بیومس از تمام سطوح گرانول تماس برقرار می‌کند و از هیچ‌گونه همزن، پمپ و جداساز مایع، گاز، جامد استفاده نمی‌شود. به همین علت تماس بیشتری بین میکروارگانیسم‌ها و گرانول برقرار می‌شود که خود منجر به کاهش مدت زمان تبدیل مواد آلی و کنترل آلودگی می‌شود (۱۷). زمان شروع راکتور بسیار کوتاه است، زیرا نیاز به برخی عملیات مانند زمان اضافی برای رشد میکروارگانیسم‌ها در گرانول نمی‌باشد (۵).

با بررسی پیشینه به نظر می‌رسد، موضوع تولید بیوگاز از ویناس نیشکر با استفاده از راکتور SGBR انجام نشده است. بنابراین در این تحقیق، یک راکتور SGBR آزمایشگاهی برای تولید بیوگاز از ویناس نیشکر طراحی و ساخته شد. همچنین نحوه محاسبه حجم بیوگاز در شرایط STP و حذف گازهای هیدروژن سولفید و کربن دی‌اکسید موجود در بیوگاز نیز بیان شده است. در نهایت عملکرد این راکتور در سه زمان ماند هیدرولیکی ۲، ۳ و ۴ روز و دمای ترموفیل ۵۵ درجه سلسیوس مورد بررسی قرار گرفت.

## مواد و روش‌ها

### حجم و اندازه راکتور

بیشتر محققین به منظور توزیع مناسب جریان و در نتیجه بهبود راندمان سامانه از راکتورهای طویل با قطر کم در مطالعات آزمایشگاهی و پیلوت خود استفاده می‌کنند (۱۴). بهترین نسبت قطر به ارتفاع (حجم کاری راکتور) در راکتور SGBR، ۷:۱ می‌باشد (۵). بر این اساس شکل راکتور به صورت لوله است. برای ساخت راکتور SGBR به حجم کاری ۳ لیتر، بر اساس رابطه ۱ یا حجم استوانه (v) و نسبت قطر به ارتفاع (h/D)، قطر راکتور از رابطه ۲ بدست آمد:



شکل (۱) راکتور SGBR آزمایشگاهی (شماتیک (a)، شکل واقعی (b)، طراحی در سالدورک (c))

Figure (1) Laboratory scales SGBR Reactor (Schematic (a), Real shape (b), Solid work design (c))

۵۹/۵ cm از ارتفاع راکتور از ترکیب ویناس با آب و گرانول پر شد. ارتفاع ویناس با آب ( $h_1$ ) ۴۴/۶۲۵ و ارتفاع گرانول ( $h_2$ ) ۱۴/۱۸۷۵ (۲۵ درصد حجم کاری) بدست آمد. با توجه به اینکه چگالی ترکیب ویناس و آب ( $\rho_1$ ) به نسبت ۱:۳ و چگالی محلول گرانول ( $\rho_2$ ) ۱۰۰۰ گرم بر لیتر می باشد بنابراین فشار ناشی از ارتفاع آن ها ( $P$ ) به صورت زیر محاسبه گردید (رابطه ۵).

$$p_1 = \rho_1 g h_1 + \rho_2 g h_2$$

$$p_1 = 1300 \times 9.81 \times 0.446 +$$

$$1000 \times 9.81 \times 0.14 = 7.061 \text{ Kpa}$$

بنابراین بیشترین فشاری که به مخزن راکتورها وارد می شود برابر است با مجموع فشار ناشی از گاز و مایع .

$$p = p_g + p_l = 448.521 \text{ Kpa} = 4.485 \text{ bar}$$

### فشار درون محفظه راکتور

بر اساس مطالعات انجام شده بیشترین گاز متان تولیدی ۴ لیتر و بیشترین بیوگاز تولیدی ۶/۶۶ لیتر به ازای هر لیتر ویناس در روز در شرایط استاندارد STP (دمای ۲۷۳/۱۵ درجه کلوین ( $T_1$ ) و فشار ۱۰۰ کیلوپاسکال ( $P_1$ )) می باشد (۶). حجم محفظه گاز راکتور  $V_g$  ۳۲۹  $\text{cm}^3$  بدست آمد و بیشینه دمای راکتور ( $T_g$ ) ۳۲۹ درجه کلوین در نظر گرفته شد. بیشترین بارگیری ویناس در زمان ماند هیدرولیکی ۱ روز، ۰/۶۲۵ لیتر در روز بود، بنابراین میزان بیوگاز تولیدی ۴/۱۶ لیتر ( $V_1$ ) در شرایط استاندارد STP بدست آمد. با استفاده از رابطه گازهای ایده آل فشار ناشی از بیوگاز تولیدی ( $P_g$ ) محاسبه گردید.

$$\frac{P V_1}{T_1} = \frac{P_g V_g}{T_g} \quad (۴)$$

$$\frac{100 \times 4.16}{273.15} = \frac{P_g \times 1.135}{329}, P_g = 441.46 \text{ Kpa}$$

راکتورها (ترموفیل ۵۵ درجه سلسیوس) به صورت زیر عمل گردید.

با توجه به اینکه بیشترین دمای مورد نیاز راکتور ۵۵ درجه سلسیوس (دمای ترموفیل) و دامنه دما در ترموستات بکار برده شده ۰/۹ درجه سلسیوس می باشد، بنابراین دمای آب درون مخزن ۵۶ درجه سلسیوس در نظر گرفته شد. کمترین دمای محیط صفر درجه سلسیوس در نظر گرفته شد. قطر مخزن ۵۰ cm و ارتفاع آن یک متر می باشد.

انتقال حرارت دور استوانه (سطوح جانبی) از رابطه (۶) محاسبه گردید.

$$q_1 = \frac{T_0 - T_\infty}{\frac{1}{2\pi r L h_i} + \frac{\ln\left(\frac{r_o}{r_i}\right)}{2\pi k L} + \frac{1}{2\pi r_o L h_o}} \quad (6)$$

در رابطه (۶)،  $T_0$  دمای مخزن،  $r_i$  شعاع داخلی مخزن (m)،  $r_o$  شعاع خارجی مخزن (m)، L ارتفاع مخزن (m)، k ضریب انتقال حرارت هدایتی مخزن (w/m.k)،  $h_i$  ضریب انتقال حرارت جابجایی آب (w/m<sup>2</sup>.k) و  $h_o$  ضریب انتقال حرارت جابجایی هوا (w/m<sup>2</sup>.k) می باشد.

با توجه به اینکه دمای آب درون مخزن ثابت است، عدد ناسل برابر با یک می باشد. عدد ناسل از رابطه (۷) محاسبه گردید، بنابراین ضریب انتقال حرارت جابجایی آب برابر با  $k/r_i$  می شود. شعاع داخلی مخزن (m) و k ضریب انتقال حرارت آب (w/m.k) در دمای ثابت ۳۲۹ درجه کلونین می باشد.

$$Nu = \frac{hr_i}{K} \quad (7)$$

ضریب انتقال حرارت جابجایی هوا بر روی سطح استوانه از رابطه (۸) محاسبه گردید.

$$h_o = \frac{k.Nu_D}{D} \quad (8)$$

با توجه به محاسبات انجام شده، بیشترین فشاری داخلی که به راکتور وارد می شود برابر با ۴/۴۸۵ بار است. که لوله پلی اتیلن ۴ اینچ قادر به تحمل این فشار می باشد. لوله قابلیت تحمل فشار ۵ بار را دارد.

### کنترل دمای راکتور

دما یک پارامتر اساسی در طراحی راکتور می باشد که راندمان تولید بیوگاز به آن وابسته است. دما علاوه بر شرایط متابولیکی و میکروبی بر میزان تولید بیوگاز و ویژگی مواد خروجی نیز تأثیر می گذارد (۱۸). اصولاً عمل هضم بی هوازای در گستره دمایی ۶۰-۱۰ درجه سلسیوس انجام می شود. در درجه حرارت های پایین تر از ۳۰ درجه، ممکن است محیط اسیدی شود. در درجه حرارت های بالاتر از ۷۰ درجه سلسیوس، باکتری ها از بین می روند و تولید گاز کاهش می یابد (۱۱). هضم بی هوازای شامل مجموعه ای از فرایندهای میکروبی است که مواد آلی را به متان و کربن دی اکسید تبدیل می کنند. این باکتری ها در شرایط دمایی سایکروفیل (<۲۰)، مزوفیل (۴۰-۲۵) و ترموفیل (۶۵-۵۰) عمل هضم را انجام می دهند (۸). اکثر باکتری های متانزا مزوفیلی هستند. باکتری های متان ساز در دمای بین ۴۰ و ۵۰ درجه سلسیوس نمی توانند فعالیت کنند چون در این محدوده حس رقابتی بین باکتری های مزوفیل و ترموفیل به وجود می آید. دمای ترموفیل ۵۵ درجه سلسیوس مناسب ترین دما برای هضم بی هوازای می باشد (۷).

در صورتی که تغییرات دما بیش از ۲ درجه باشد، باکتری دچار شوک دمایی می شوند و از بین می روند (۷). بنابراین نیاز به یک سامانه کنترلی دما با دقت بالا می باشد.

به منظور کنترل دمای راکتور می توان از روش حمام آب استفاده نمود (شکل ۲). بنابراین در این تحقیق از مخزن پلی اتیلن به حجم ۲۲۰ لیتر و ارتفاع ۱ متر و قطر داخلی ۵۰ cm و ضخامت ۵ mm استفاده شد. برای بدست آوردن حداقل توان المنت جهت تامین دمای

در رابطه (۱۳)،  $d_1$  ضخامت مخزن (m)،  $d_2$  ضخامت بتن (m)،  $k_2$  ضریب انتقال حرارت بتن (w/m.k) و  $h_{i2}$  ضریب انتقال حرارت جابجایی آب می باشد. در اینجا برابر  $K/L$  می باشد (K ضریب انتقال حرارت آب (w/m.k) و L ارتفاع مخزن (m)). انتقال حرارت بالای مخزن از رابطه (۱۴) محاسبه گردید.

$$q_3 = \frac{T_0 + T_\infty}{\frac{1}{2\pi r_i h_i} + \frac{1}{2\pi r_o h_o}} \quad (14)$$

$h_o$  در رابطه (۱۴)، از رابطه (۱۵) محاسبه گردید.

$$h_o = \frac{k \cdot Nu}{L} \quad (15)$$

در رابطه (۱۵)،  $k$  ضریب انتقال حرارت هوا (w/m.k) در دمای فیلم و  $L$  نصف ارتفاع مخزن (m) می باشد.

اگر  $10^4 \leq Ra_D \leq 10^9$ ،  $pr \geq 0.7$  عدد

ناسل (Nu) از رابطه (۱۶) محاسبه می گردد.

$$Nu = 0.52 Ra_D^{1/5} \quad (16)$$

در پایان انتقال حرارت کلی مخزن از مجموع انتقال حرارت دور، کف و بالای مخزن محاسبه گردید (رابطه ۱۷).

$$q = q_1 + q_2 + q_3 \quad (17)$$

در رابطه (۸)،  $D$  قطر داخلی مخزن (m) می باشد. در صورتی که عدد رایلی ( $Ra_D$ ) کوچکتر یا مساوی  $10^{12}$  باشد، از رابطه (۹) محاسبه می گردد.

$$Nu_D = \left\{ 0.60 + \frac{0.387 Ra_D^{1/6}}{\left[ 1 + \left( \frac{0.559}{pr} \right)^{9/16} \right]^{1/4}} \right\}^2 \quad (9)$$

عدد رایلی از رابطه (۱۰) محاسبه گردید.

$$Ra_D = \frac{g \beta (T_0 - T_\infty) L^3}{\nu \alpha} \quad (10)$$

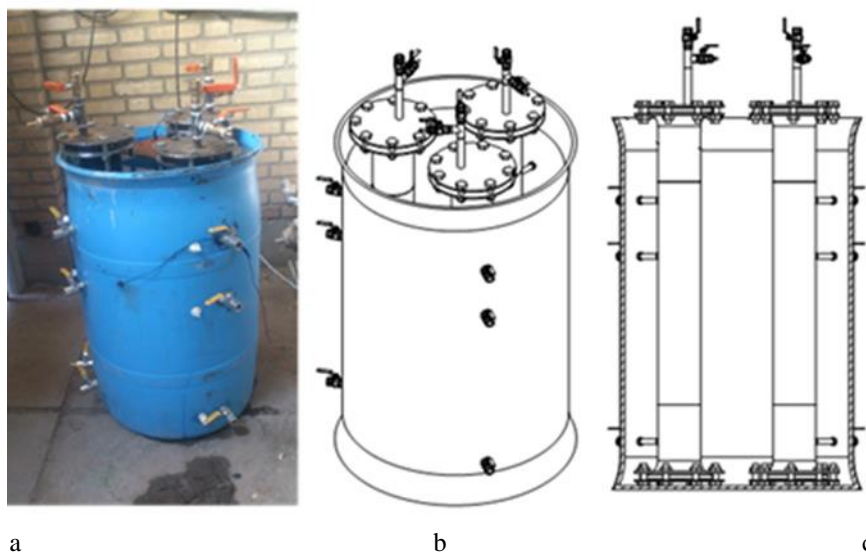
در رابطه (۱۰)،  $g$  شتاب گرانش ( $m/s^2$ )،  $L$  قطر مخزن (m)،  $\alpha$  ضریب نفوذ گرمایی ( $m^2/s$ )،  $\nu$  گرانشی سینماتیک ( $m^2/s$ ) و  $\beta$  ضریب انبساط حرارتی ( $K^{-1}$ ) می باشد.  $\alpha$  و  $\nu$  با توجه به دمای فیلم ( $T_s$ ) بدست آمد (۳).  $\beta$  و  $T_s$  به ترتیب از روابط ۱۱ و ۱۲ محاسبه شدند.

$$T_s = \frac{T_\infty - T_0}{2} \quad (11)$$

$$\beta = \frac{1}{T_\infty} \quad (12)$$

انتقال حرارت کف مخزن از رابطه (۱۳) محاسبه گردید.

$$q_2 = \frac{T_0 - T_\infty}{\frac{1}{2\pi r_i h_{i2}} + \frac{d_1}{2\pi r_i k} + \frac{d_2}{2\pi r_o k_2}} \quad (13)$$



شکل (۲) مجموعه راکتورهای SGBR با مخزن حمام آب (شکل واقعی (a)، طراحی در سالیدورک (b)، نمای برش خورده (c))  
 Figure (2) SGBR reactor assembly with water bath tank (Real shape (a), Solid work design (b), Cut out view (c))

$$\beta = \frac{1}{273} = 0.0036 \text{ } K^{-1}$$

$$Ra_D = \frac{9.81 \times 0.0036 \times 56 \times 0.5^3}{15.89 \times 10^{-6} \times 22.6 \times 10^{-6}}$$

$$= 6.88 \times 10^8 \leq 10^{12}$$

$$Nu_D = \left\{ 0.60 + \frac{0.387 (6.88 \times 10^8)^{1/6}}{\left[ 1 + \left( \frac{0.559}{0.707} \right)^{9/16} \right]^{8/27}} \right\}^2$$

$$= 103.019$$

$$h = \frac{103.019 \times 26.3 \times 10^{-3}}{0.5} = 5.418 \text{ } W/m^2 \cdot K$$

$$h_i = \frac{0.65}{0.25} = 2.6 \text{ } W/m^2 \cdot K$$

$$q_1 = \frac{56 \times 1.3 \times 3.14}{\frac{1}{0.65} + \frac{\ln(0.255/0.25)}{0.33} + \frac{1}{1.354}}$$

$$= 196.216w$$

$$h_{i_2} = \frac{2 \times 0.65}{0.65} = 2 \text{ } W/m^2 \cdot K$$

$$q_2 = \frac{351.68}{2 + 0.6 + 0.07} = 131.32w$$

قطر داخلی مخزن ۵۰ cm و ضخامت آن ۵ mm می باشد. با توجه به اینکه جنس مخزن پلی اتیلن می باشد ضریب رسانایی آن  $0.133 \text{ } W/m \cdot C$  است. ضریب رسانایی بتن نیز  $0.67 \text{ } W/m \cdot C$  می باشد. بر این اساس انتقال حرارت مخزن در دمای ۵۶ درجه سلسیوس ( $T_0$ ) و دمای محیط صفر درجه سلسیوس ( $T_\infty$ ) به صورت زیر محاسبه گردید.

دمای فیلم بر اساس رابطه (۱۱)، ۳۰۱ درجه کلونین محاسبه شد.

$$T_s = \frac{56 - 0}{2} = 28 \text{ } C = 301 \text{ } K$$

بنابراین خواص هوا (در دمای فیلم ۳۰۱ K) با توجه به جدول الف-۴ کتاب انتقال حرارت اینکوپرا (۳) عبارت است از:

$$\nu = 15.89 \times 10^{-6} \text{ } m^2/s$$

$$\alpha = 22.6 \times 10^{-6} \text{ } m^2/s$$

$$Pr = 0.707$$

$$k = 26.3 \times 10^{-3} \text{ } W/m \cdot K$$

نتیجه خواص سیالیت این ذرات مجدداً تغییر می‌کند و بعلاوه سنگین‌تر شدن به سمت قسمت‌های زیرین بستر انتقال می‌یابد (۱۴). انباشه شدن این ذرات منجر به توقف جریان در راکتور و گرفته شدن راه خروج مواد می‌شود. بدین منظور برای طراحی راکتور SGBR به یک پمپ برای شستشوی معکوس نیاز است.

دبی پمپ را می‌توان با بدست آوردن کمترین سرعت شستشوی معکوس ( $u_{mf}$ ) و مساحت سطح مقطع راکتورها بدست آورد. کمترین سرعت شست و شوی معکوس بر اساس مشخصات گرانول (قطر ذرات ( $d_p$ , (mm))، چگالی ذرات ( $\rho_p$ , (kg/m<sup>3</sup>)) و سوبسترای مورد استفاده (چگالی ( $\rho$ , (kg/m<sup>3</sup>)) و گرانیوی ( $\mu$ , (pi)) با رابطه ۱۷ و عدد گالیه Ga با رابطه ۱۸ محاسبه می‌گردد (۲۶):

$$u_{mf} = \frac{\mu}{d_p \rho} \left[ (33.7)^2 + 0.0408 Ga \right]^{0.5} \quad (18)$$

$$Ga = \frac{d_p^3 g (\rho_p - \rho) \rho}{\mu^2} \quad (19)$$

طبق مطالعات انجام گرفته تاثیر سرعت جریان بیوگاز بر روی رفتار هیدرودینامیکی بستر ناچیز است. به عبارت دیگر راکتور SGBR را می‌توان شبیه یک سامانه بستر سیال کلاسیک دو فاز مایع-جامد طراحی نمود بدون اینکه خطای قابل توجهی ایجاد شود (۱۴).

کمترین ارتفاع مورد نیاز پمپ ( $h$ , (m)) نیز با استفاده از رابطه ۲۰ محاسبه می‌شود که به مشخصات گرانول (عمق بستر گرانول ( $L$ , (m))، تخلخل ( $\epsilon$ ))، سرعت ذرات در واحد حجم آنها ( $\psi d$ , (m<sup>-1</sup>)) قطر گرانول ( $d$ , (mm)) و سوبسترا (سرعت ( $\mu$ , (m/s))، سرعت نزدیک به سطح ( $V$ , (m/s)) و چگالی ( $\rho$ , (kg/m<sup>3</sup>)) وابسته است.

$$h = 180 \frac{\mu}{\rho g} \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \frac{L}{\psi^2 d^2} V \quad (20)$$

#### اندازه گیری مقدار گاز

یکی از رایج‌ترین روش‌های اندازه‌گیری مقدار بیوگاز، جابجایی مایع می‌باشد. معمولاً از محلول‌های خاصی

$$Nu = 0.52 \times (6.88 \times 10^8)^{1/5} = 30.44$$

$$h_0 = \frac{26.3 \times 10^{-5} \times 30.44}{0.65} = 1.23 \text{ w / m}^2 \cdot k$$

$$q_3 = \frac{65 \times 2 \times 3.14 \times 0.25}{\frac{1}{2} + \frac{1}{1.231}} = 77.78 \text{ w}$$

$$q_1 = \frac{56 \times 1.3 \times 2\pi}{\frac{2}{0.65} + \frac{Ln\left(\frac{50.5}{50}\right)}{0.33} + \frac{1}{50.5 \times 7.04}} = 147.084 \text{ w}$$

$$q = 196.216 + 131.32 + 77.78 = 405.316 \text{ w}$$

حداقل توان المنت برای گرم کردن راکتورها

۴۰۵/۳۱۶w می‌باشد. پس برای تامین دمای راکتور به المنتی با حداقل توان ۴۰۵/۳۱۶ وات نیاز است.

#### محاسبه پمپ

در طول راه اندازی راکتور بتدریج یک لایه توده زیستی بر روی ذرات گرانول قرار می‌گیرد و پس از آن از یک طرف فرایند رشد بیوفیلم و از طرف دیگر فرایند کنده شدن بیوفیلم در بستر رخ می‌دهد. زمانی که فرایند رشد بیوفیلم باعث ایجاد یک لایه ضخیم بر روی ذرات گرانول شود، احتمال اینکه بیوفیلم از روی ذرات در اثر برخورد ذره با سایر ذرات، گاز تولیدی و یا در اثر محدودیت‌های ناشی از نفوذ سوبسترا در لایه‌های داخلی بیوفیلم کنده شود بیشتر می‌شود. بیوفیلم کنده شده یا از بستر شسته و خارج می‌شود یا به سایر ذرات می‌چسبد و یا اینکه در صورت فراهم بودن شرایط مناسب تشکیل گرانول جدید می‌دهد (۲۴). هم گرانول‌ها و هم ذرات بیوفیلم ضخیم دارای خواص سیالیت متفاوت با سایر ذرات می‌باشد. از آنجائیکه دانسیته ذرات بیوفیلم کمتر از دانسیته سایر ذرات است، لذا به علت سبکتر بودن در قسمت‌های فوقانی بستر قرار می‌گیرند. توده زیستی تشکیل شده بر روی ذرات حاوی بیوفیلم ضخیم که در قسمت فوقانی بستر قرار دارند به علت نیروهای تنش ناشی از آزاد شدن شدید بیوگاز از روی ذرات کنده شده و در



(۲۱) برای این روش استفاده می‌شود که این محلول‌ها در جدول ۱ آورده شده‌اند.

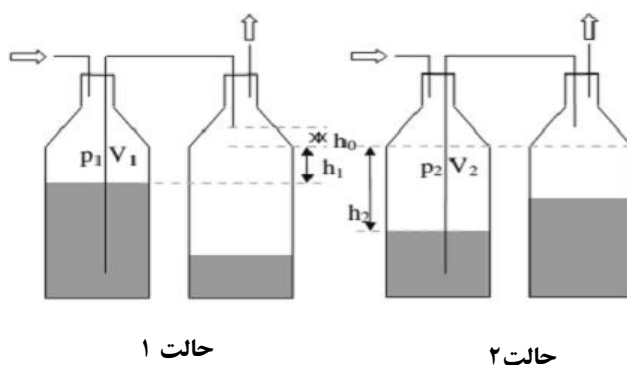
$$V_{stp} = \frac{T_{stp}}{T_{atm}} \frac{P_{atm}}{P_{stp}} ((p_{atm} - p_{H_2O}(T_{atm})) + \rho_b g h_2)(A h_2 + V_h)$$

$$- ((p_{atm} - p_{H_2O}(T_{atm})) + \rho_b g h_1)(A h_1 + V_h) \quad (22)$$

اولیه  $(h_1(\text{cm}))$ ، ثانویه  $(h_2(\text{cm}))$  محلول در بطری اولی (شکل ۳)، دمای محیط  $(T(\text{k}))$  و حجم محلول  $(V_h(\text{cm}^3))$  و سطح مقطع بطری  $(A(\text{cm}^2))$  و ارتفاع سر بطری  $(V_h(\text{cm}^3))$  به ارتفاع  $h_0$  با استفاده از روابط رابطه ۲۱ و ۲۲ (رابطه گاف-گچ<sup>۹</sup>) بدست می‌آید (۱۹)، (۲۵).

جدول (۱) محلول‌های استاندارد برای اندازه‌گیری بیوگاز  
Table (1) Standard solutions for measuring biogas

استاندارد (Standard)	محلول پیشنهادی (Suggested solution)	ترکیب (Composition)
	NaCl/acid	محلول سود اشباع در pH ۲
		(Saturated NaCl solution, pH 2)
ASTM D 5511	آب مقطر (Distilled water)	آب مقطر با pH بیشتر از ۲
ISO/DIS 14853	NaCl/acid	۲۰۰ گرم سدیم کلرید، ۱ لیتر آب مقطر، ۵ گرم سیتریک اسید (200 g NaCl + 1 l distilled water + 5 g citric acid)
	Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> /acid	۱۰۰ گرم سدیم سولفات، ۵۰۰ میلی لیتر آب مقطر، ۲۰ میلی لیتر سولفوریک اسید غلظت (100 g of (Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ) + 500 ml distilled water + 20 ml concentrated sulfuric acid)



شکل (۳) اندازه‌گیری گاز به روش بطری بر اساس ارتفاع آب جابجا شده

Figure (3) Measuring the gas by bottles method based on the height of water displacement

$$C_a H_b O_c N_d S_e \quad (23)$$

$$+ \left( a - \frac{b}{4} - \frac{c}{2} + \frac{3d}{4} + \frac{e}{2} \right) H_2O$$

$$\rightarrow \left( \frac{a}{2} + \frac{b}{8} - \frac{c}{4} - \frac{3d}{8} - \frac{e}{4} \right) CH_4$$

$$+ \left( \frac{a}{2} - \frac{b}{8} + \frac{c}{4} + \frac{3d}{8} + \frac{e}{4} \right) CO_2$$

$$+ dNH_3 + eH_2S$$

با توجه به محتویات ویناس، واکنش تولید بیوگاز از آن به صورت رابطه ۲۴ می باشد:

$$C_{17.85} H_{44.64} O_{10.5} S_{0.0002} N_1 + 1.75H_2O \quad (24)$$

$$\rightarrow 11.21CH_4 + 6.36CO_2$$

$$+ NH_3 + 0.0002H_2S$$

بر اساس واکنش فوق (رابطه ۲۴) ۰/۰۰۰۲ مول هیدروژن سولفور به ازای هر مول ویناس تولید می شود؛ بنابراین از هر گرم ویناس ۶-۱۰×۵/۹۶ گرم هیدروژن سولفور تولید می شود. بر این اساس غلظت گاز هیدروژن سولفید در میزان بیوگاز تولید برابر با ۱۴/۳ ppm می باشد. رابطه ۲۵ مقدار آهن برای حذف گاز هیدروژن سولفید را بر اساس غلظت  $H_2S$  موجود در بیوگاز و مقدار بیوگازی تولیدی در روز بیان می کند. در رابطه ۲۵، مقدار آهن مورد نیاز  $(Fe(g))$  به فاکتور غلظت ( $\beta$ ) که معمولاً در بازه ۳-۵ است، جرم مولی آهن ( $M_{Fe}$ )، جرم مولی سولفور ( $M_s$ )، مقدار هیدروژن سولفید ( $\Delta H_2S_g$  (ppm))، چگالی هیدروژن سولفید ( $\rho(g/l)$ ) و میزان بیوگاز ( $V_{biogas}(m^3)$ ) بستگی دارد (۲۱).

$$Fe = \beta \frac{M_{Fe}}{M_s} \left( \frac{\Delta H_2S_g}{1000} \rho_{H_2S} V_{Biogas} \right) \quad (25)$$

در این صورت برای حذف گاز هیدروژن سولفید تولیدی در بیوگاز حاصل از ویناس در مدت ۳۰ روز به ۱۶ گرم براده آهن نیاز می باشد.

### حذف گاز کربن دی اکسید

روش های متعددی جهت حذف دی اکسید کربن توسط محققین مختلف تاکنون ارائه شده است. این

### حذف گازهای نامطلوب از بیوگاز

بیوگاز شامل ۸۰-۵۵ درصد متان، ۴۵-۲۰ درصد کربن دی اکسید و مقدار کمی (۲-۱ درصد) هیدروژن سولفید می باشد. درصد بخار آب و گاز نیتروژن در بیوگاز بسیار کم می باشد. هیدروژن سولفور گازی خطرناک، سمی و کشنده است. گاز هیدروژن سولفید دارای بوی آزاردهنده شبیه به تخم مرغ گندیده می باشد که یکی از عوامل محدود کننده تولید بیوگاز در مناطق مسکونی به شمار می آید (۱۰). وجود این گاز موجب خوردگی در فلزات و موتورهای احتراق داخلی و ایجاد مشکل در استحصال انرژی از بیوگاز می شود. تصفیه گاز کربن دی اکسید ارزش سوختی بیوگاز را تا ۱۵ درصد افزایش می دهد (۲۰). از این جهت تصفیه گازهای هیدروژن سولفور و کربن دی اکسید در بیوگاز ضروری می باشد.

### حذف گاز هیدروژن سولفید

یکی از روش های حذف گاز هیدروژن سولفید استفاده از براده های آهن می باشد. استفاده از براده های آهن می تواند تا ۹۹/۹۸ درصد گاز هیدروژن سولفید موجود در بیوگاز را حذف نماید (۲). در ویناس نسبت C:H و نسبت C:O به ترتیب ۰/۴ و ۱/۷ می باشد (۲۱). نسبت C:H:O:S:N در ویناس ۱:۰/۰۰۰۲:۱۰/۵:۴۴/۶۴:۱۷/۸۵ می باشد. میزان گازهای حاصل از تخمیر بی هوازی ویناس بر اساس مدل بویل<sup>۱</sup> (رابطه ۲۳) محاسبه می شود (۱۳).

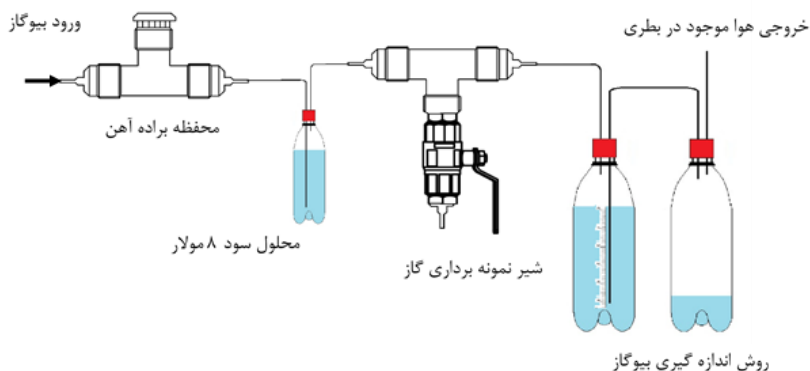
در مرحله‌ی آخر گاز متان وارد بطری های اندازه گیری می شود و بر اساس ارتفاع آب جابجا شده میزان گاز متان تولیدی محاسبه می گردد. در این مسیر یک شیر نمونه برداری برای گاز متان تولید شده تعبیه شده است. عملکرد راکتور طراحی شده برای تولید بیوگاز از ویناس در سه زمان ماند هیدرولیکی ۲، ۳ و ۴ روز و دمای ترموفیل ۵۵ درجه سلسیوس با ۲۵ درصد محیط گرانولی مورد بررسی قرار گرفت. بدین منظور، سه راکتور با حجم یکسان ساخته شد. ویناس و گرانول مورد نیاز برای انجام آزمایشها به ترتیب از کارخانه الکل سازی رازی و کشت و صنعت امام خمینی شوستر تهیه گردید. در این آزمایشها، pH اسیدی ویناس با استفاده از سدیم هیدرواکسید کنترل شد.

### نتایج و بحث

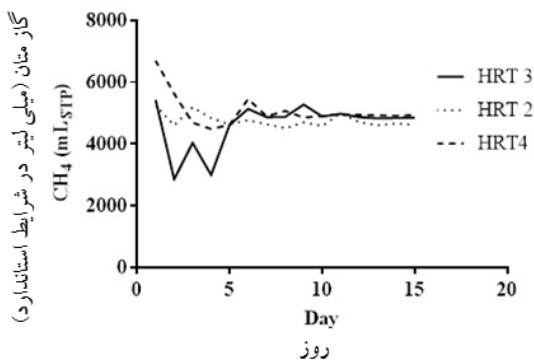
راکتورها با توجه به حجم یکسان و زمان ماند هیدرولیکی مختلف آنها (۲، ۳ و ۴ روز)، روزانه با مقدار مواد آلی ۸۶۰۰۲، ۲۸۶۶۷ و ۲۱۵۰۰ mgCOD/L.d بارگیری شدند (جدول ۲).

روشها شامل جذب فیزیکی، جذب به وسیله محلولهای شیمیایی، جداسازی به وسیله غشاء و چندین فرآیند دیگر می باشد. از این میان به نظر می رسد جذب دی اکسید کربن به وسیله محلولهای شیمیایی هم از نظر میزان کارایی و هم از نظر اقتصادی نسبت به بقیه روشها ارجحیت دارد. از میان روشهای جذب شیمیایی می توان به جذب دی اکسید کربن به وسیله محلولهای هیدروکسید اشاره نمود که در طی دهه های اخیر مطالعات فراوانی بر روی آن صورت گرفته است (۲۲). یکی از این محلولها، محلول سدیم هیدروکسید است که با غلظت ۸ مولار برای حذف دی اکسید کربن استفاده می شود. (۲۳).

شکل ۴ شماتیک کلی از روند کلی حذف گازهای هیدروژن سولفید و کربن دی اکسید و اندازه گیری گاز متان را نشان می دهد. محفظه براده آهن یک سه گازی ۱/۲ می باشد که یک راه آن مسدود شده و در راه های خروجی و ورودی گاز از فلیتر کاغذی استفاده شده است. در این روند گاز خروجی از راکتور ابتدا وارد محفظه براده آهن شده و پس از حذف گاز هیدروژن سولفید وارد مخزن حاوی محلول سود ۸ مولار می شود.



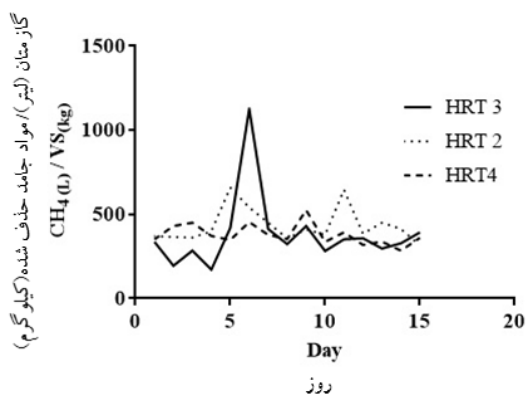
شکل (۴) شماتیک نحوه حذف گازهای هیدروژن سولفید و کربن دی اکسید و اندازه گیری گاز متان  
Figure (4) Schematic of the removal of hydrogen sulfide and carbon dioxide gases and the measurement of methane



شکل (۵) روند تولید گاز متان از ویناس

Figure (5) The trend of methane production from vinasse

شکل ۶ روند تولید گاز متان بر اساس میزان جامدات فرار را نشان می‌دهد. در دو زمان ماند هیدرولیکی ۲ و ۳ روز پس از گذشت ۷ روز نرخ تولید گاز متان بر اساس جامدات فرار دارای نوسان کمتری بوده و تقریباً ثابت شده است. میانگین گاز متان تولید شده نسبت به جامد فرار در HRT ۴ روز نسبت به دو HRT دیگر بیشتر می‌باشد. بنابراین می‌توان گفت که در دمای ترموفیل با راکتور SGBR و HRT ۴ روز گاز متان بیشتری به ازای مواد جامد فرار ویناس تولید شد. به طور متوسط میانگین گاز متان تولید شده در سه HRT ۲، ۳ و ۴ روز به ترتیب ۳۷۹، ۳۸۰ و ۴۳۳  $CH_4(L)/VS(kg)$  می‌باشد.



شکل (۶) روند تولید گاز متان از ویناس بر اساس مواد جامد فرار

Figure (6) The trend of producing methane gas from vinasse based on volatile solids

جدول (۲) مقدار بارگیری شده روزانه

Table (2) The amount of daily loading materials

سود	آب	ویناس	بارگذاری	زمان ماند
NaOH	Water	Vinasse	آلی	هیدرولیکی
(g)	(L)	(L)	OLR (mgCO D/L.d)	HRT (day)
1.42	0.945	0.315	86002	2
0.94	0.630	0.210	28667	3
0.71	0.472	0.158	21500	4

در هر سه HRT میزان متان تولید شده در روز اول زیاد بوده، که این تولید ناشی از شوک دمایی وارد شده به میکروارگانیسم‌های موجود در گرانول می‌باشد (شکل ۵). روند تولید گاز متان در HRT ۲ روز نسبت به HRT ۳ و ۴ روز دارای نوسان کمتری بوده و پس از گذشت ۱۳ روز تقریباً به مقدار ثابت ۴۶۰۰ میلی‌لیتر در روز رسید. در دو HRT ۳ و ۴ روز نوسان تولید روزانه گاز متان بیشتر بوده که این نوسانات بیشتر در روز ابتدایی رخ داده است. می‌توان گفت که این نوسانات ناشی از عدم سازگاری میکروارگانیسم‌ها در محیط بوده است (۷). در HRT ۳ روز میزان روزانه گاز متان تولید شده پس از گذشت ۱۲ روز به مقدار ثابت ۴۸۰۰ میلی‌لیتر در روز رسید و در HRT ۴ روز پس از گذشت ۱۰ روز به مقدار ثابت ۴۹۰۰ در روز رسید. با توجه به شکل ۵ مقدار گاز متان تولید شده در سه زمان ماند هیدرولیکی مختلف، اختلاف زیادی ندارند. هر چه که زمان ماند هیدرولیکی بالاتر باشد، حجم راکتور مورد استفاده بایستی افزایش پیدا کند، که منتج به افزایش هزینه ساخت می‌شود. بنابراین راکتورهایی که در زمان ماند هیدرولیکی کم، گاز متان بالایی تولید نمایند، مناسب‌تر می‌باشند (زمان ماند هیدرولیکی ۲ روز نسبت به زمان ماند هیدرولیکی ۳ و ۴ روز مناسب‌تر می‌باشد).

دیگر روش‌ها ضعیف‌تر می‌باشد. راکتور SGBR به علت وجود یک محیط گرانولی ثابت محیط مناسبی برای رشد و فعالیت میکروارگانیسم‌های متانوژن می‌باشد. علاوه بر این وجود ذرات شن در پایین این راکتور مانع از شست‌وشوی این گرانول‌ها می‌شود همچنین یک محیط مناسب برای رشد میکروارگانیسم‌ها می‌باشد. با این شرایط میزان گاز متان در راکتور SGBR نسبت به دیگر راکتورها بیشتر بوده است. با توجه به جدول ۳ راکتورهای تک مرحله‌ای و محیط گرانولی نظیر UASB کارایی خوبی در کاهش درصد COD نداشته‌اند. می‌توان گفت که گرانول‌ها توانایی بالایی برای کاهش COD ندارند.

بیشترین میزان گاز متان تولید شده در این پژوهش  $0.582 \text{ m}^3/\text{kgCOD}\cdot\text{day}$  در ۲ HRT بوده که در بدست آمد. این مقدار نسبت به مقادیر بدست آمده از دیگر راکتورها بیشتر می‌باشد. در این پژوهش به ازای هر لیتر ویناس ۳۱ لیتر گاز متان در ۴ HRT روز تولید شده، که در مقایسه با دیگر پژوهش‌ها بیشتر می‌باشد (جدول ۳). بیشترین میزان درصد کاهش COD در این پژوهش ۳۹ درصد بوده که در ۴ HRT روز بدست آمد (جدول ۳). در واقع این روش به خوبی نتوانسته COD ویناس نیشکر را کاهش دهد و در مقایسه با دیگر راکتورها عملکرد بسیار ضعیفی در این مورد داشته است. بنابراین این روش برای تولید بیوگاز از ویناس نسبت به دیگر روش‌ها بهتر است، اما از نظر کاهش آلاینده‌گی نسبت به

جدول (۳) مقایسه عملکرد راکتورهای بی‌هوازی در تولید گاز متان از ویناس نیشکر در دمای ترموفیل ۵۵ درجه سلسیوس

Table (3) The comparison of the performance of anaerobic reactors in production of methane from Sugarcane vinasse at thermophile temperature of 55 ° C

راکتور Reactor	درصد حذف اکسیژن مورد نیاز شیمیایی % COD <sub>removrd</sub>	بارگذاری آلی OLR (KgCOD/L.d)	گازمتان Mtehane (m <sup>3</sup> /kgCOD <sub>remve</sub> )	زمان ماند هیدرولیکی HRT (day)	گاز متان (لیتر) به ازای هر لیتر ویناس (CH <sub>4</sub> /Vinasse)	منبع Reference
UASB	59	25	0.254	10.2 h	5.2	12
UASB	67	28	0.335	-	2.2	9
UASB	60	45	0.200	1	5.3	4
APBR+UASB	62	15	0.334	-	5.8	6
APBR+UASB	82	25	0.313	-	7.2	6
APBR+ASTBR	85	30	0.329	-	7.9	6
APBR+ASTBR	89	25	0.319	-	8.0	6
APBR+UASB	59	25	0.306	10.2 h	6.3	12
SGBR	27	86	0.582	2	14.6	Present study
SGBR	29	28	0.561	3	22.8	Present study
SGBR	39	21	0.436	4	31.0	Present study

### نتیجه گیری

ترتیب ۳۷۹، ۳۸۰ و ۴۳۳  $\text{CH}_4(\text{L})/\text{VS}(\text{kg})$  بدست آمد. بیشترین میزان گاز متان تولید شده  $\text{m}^3/\text{kgCOD}$  ۰/۵۸۲ بوده که در HRT ۲ روز بدست آمد و بیشترین میزان درصد کاهش COD در این پژوهش ۳۹ درصد بوده که در HRT ۴ روز بدست آمد. به طور کلی نتایج بدست آمده، نشان می‌دهد که این راکتور برای تولید بیوگاز از ویناس نسبت به دیگر راکتورها عملکرد بهتری دارد، اما از نظر کاهش آلایندگی مناسب نمی‌باشد.

در این پژوهش، محاسبه توان گرمایی مورد نیاز، فشار وارده به راکتور و نحوه رفع انسداد آن برای یک راکتور SGBR آزمایشگاهی به حجم کل ۵/۶ لیتر با ۲۵ درصد محیط گرانولی انجام شد. حداقل توان گرمایی مورد نیاز راکتور ۲۶۱ وات است. همچنین، این راکتور برای تولید بیوگاز می‌بایست حداقل دارای تحمل فشار ۴/۴۸ بار باشد. مقدار متوسط گاز متان تولیدی به ازای مواد جامد فرار ویناس در سه HRT ۲، ۳ و ۴ روز به

### منابع

1. Asenjo, J. A. 1994. Bioreactor system design: CRC Press.
2. Allegue, L.B. and Hinge, J. 2014. Biogas upgrading Evaluation of methods for  $\text{H}_2\text{S}$  removal. Danish technological institute.
3. Bergman, T.L. and Incropera, F.P. 2011. Introduction to heat transfer: John Wiley and Sons.
4. de Barros, V.G., Duda, R.M., Da Silva Vantini, J., Omori, W.P., Ferro, M.I.T., and De Oliveira, R.A. 2017. Improved methane production from sugarcane vinasse with filter cake in thermophilic UASB reactors, with predominance of Methanothermobacter and Methanosarcina archaea and Thermotogae bacteria. Bioresource Technology, 244: 371-381.
5. Evans, K. M. 2004. Fundamentals of the static granular bed reactor.
6. Fuess, L.T., Kiyuna, L.S.M., Ferraz, A.D.N., Persinoti, G.F., Squina, F.M., Garcia, M. L., and Zaiat, M. 2017. Thermophilic two-phase anaerobic digestion using an innovative fixed-bed reactor for enhanced organic matter removal and bioenergy recovery from sugarcane vinasse. Applied Energy, 189, 480-491.
7. Gerardi, M.H. 2003. The microbiology of anaerobic digesters: John Wiley & Sons.
8. Hagos, K., Zong, J., Li, D., Liu, C., and Lu, X. 2017. Anaerobic co-digestion process for biogas production: Progress, challenges and perspectives. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 76, 1485-1496.
9. Harada, H., Uemura, S., Chen, A.-C., and Jayadevan, J. 1996. Anaerobic treatment of a recalcitrant distillery wastewater by a thermophilic UASB reactor. Bioresource technology, 55(3), 215-221.
10. Homafar, Z. 2002. Provides a suitable method for removing  $\text{H}_2\text{S}$  gas from biogas. Ms.C Thesis, Mazandaran University. (in persian)

11. Jahangiri baltghi, V. and ghadiryan far, m. 2015. Conditions affecting the production of biogas from vinasse. Paper presented at the 10th National Congress on Agr. Machinery Eng. (Biosystem) and Mechanization of Iran, Iran, Mashhad. (in persian)
12. Júnior, A.D.N.F., Koyama, M.H., De Araújo Júnior, M.M., and Zaiat, M. 2016. Thermophilic anaerobic digestion of raw sugarcane vinasse. *Renewable Energy*, 89, 245-252.
13. Karimi, K. and Mirmohamadsadeghi, S., 2016. Principles and Technologies of Biogas Production. Isfahan: Isfahan University of Technology, 425. (in persian)
14. Keshtar, A.R. 2002. Kinetic models and anaerobic fermentation process design for organic waste to biogas production. ph.D Thesis, Tehran University. (in persian)
15. Khojastehpour, M., Nikkha, A., and Taheri-Rad, A. 2018. The development and evaluation of a portable polyethylene biogas reactor. *Energy Equipment and Systems*, 6(1), 61-68.
16. Molina, F., García, C., Roca, E., and Lema, J. 2008. Characterization of anaerobic granular sludge developed in UASB reactors that treat ethanol, carbohydrates and hydrolyzed protein based wastewaters. *Water Science and Technology*, 57(6), 837-842.
17. Oh, J.H. 2012. Performance evaluation of the pilot-scale static granular bed reactor (SGBR) for industrial wastewater treatment and biofilter treating septic tank effluent using recycled rubber particles. Iowa State University.
18. Ohimain, E.I. and Izah, S.C. 2017. A review of biogas production from palm oil mill effluents using different configurations of bioreactors. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 70, 242-253.
19. Parajuli, P. 2011. Biogas measurement techniques and the associated errors.
20. Saeidi Neicharan, M.R. 2015. Biogas Production. *Extension of Renewable and New Energy*, 2(1), 10-45. (in persian)
21. Syaichurrozi, I. and Sumardiono, S. 2013. Predicting kinetic model of biogas production and biodegradability organic materials: biogas production from vinasse at variation of COD/N ratio. *Bioresource Technology*, 149, 390-397.
22. Tavoosi, H. and Ahmadi, F. 2013. Investigation of the process of airborne carbon dioxide absorption by a solvent of sodium hydroxide. Paper presented at the First National Conference on New Technologies in Chemistry and Chemical Engineering, Tehran. (in persian)
23. Tomar, D.S. 2013. Environmental CO<sub>2</sub> Removal Paradigm. *International Journal of Innovative Research and Development*, 2(5).
24. Turkdogan, F.I., Park, J., Evans, E.A., and Ellis, T.G. 2013. Evaluation of pretreatment using UASB and SGBR reactors for pulp and paper plants wastewater treatment. *Water, Air, and Soil Pollution*, 224(5), 1512.

25. Walker, M., Zhang, Y., Heaven, S., and Banks, C. 2009. Potential errors in the quantitative evaluation of biogas production in anaerobic digestion processes. *Bioresource Technology*, 100(24), 6339-6346.
26. Yang, W.-c. 2003. *Handbook of fluidization and fluid-particle systems*: CRC press.