

بررسی عمل کرد فرایند گازسازی زیست توده در یک راکتور بستر سیال شده

حبابی؛ مدل سازی سینتیکی

حجت قاسمی^{۱*}، رسول شاهسون مارکده^۲

دانشکده مهندسی مکانیک، دانشگاه علم و صنعت ایران

(* حجت قاسمی: h_ghassemi@iust.ac.ir)

چکیده

در این مطالعه برای بررسی عمل کرد فرایند گازسازی در یک راکتور بستر سیال شده، مدلی سینتیکی بر اساس مدل دو فازی برای بستر و مدل CCBM برای اختلاط فاز جامد توسعه داده شده است. در این مدل با توجه به یکنواختی دما در بستر، دما ثابت فرض شده و مرحله گرماکافت زیست توده آبی در نظر گرفته شده است. اثر پارامترهای نسبت هم‌آرزی، نوع عامل گازکننده و دما بر عمل کرد مورد مطالعه قرار گرفته‌اند. مشاهده می‌شود که بازده گاز سرد در نسبت هم‌آرزی ۰/۲۵ به مقدار بیشینه خود خواهد رسید. افزودن بخار آب نیز منجر به کاهش ارزش حرارتی گاز حاصل می‌گردد اما مقدار گاز هیدروژن را افزایش خواهد داد. افزایش دما هر چند منجر به کاهش ارزش حرارتی محصولات خواهد شد اما بازده فرایند را افزایش می‌دهد.

واژه‌های کلیدی: گازسازی، راکتور بستر سیال شده، مدل سازی، افزودن بخار آب، ارزش حرارتی

۱- مقدمه

زیست توده به عنوان یک منبع انرژی تجدیدپذیر و تولید کننده خنثی دی‌اکسید کربن، تنها منبع پایدار کربن ارگانیک می‌باشد [۱]. گازسازی زیست توده که فرایندی موثر برای تبدیل زیست توده به گاز سنتز با کاربردهای فراوان می‌باشد، از جمله تکنولوژی‌هایی است که می‌تواند نقش مهمی در به کارگیری زیست توده ایفا کند. گازسازی زیست توده در راکتورهای بستر سیال شده مزایایی از جمله یکنواختی دما، کنترل پذیری ساده و اجرای آسان در مقیاس بزرگ دارد [۲].

برای طراحی گازسازهای بستر سیال شده، مدل سازی می‌تواند ابزاری موثر برای بررسی و پیش‌بینی اثر پارامترهای کاری و هندسی بر روی عملکرد گازساز باشد. مدل‌های ارائه شده برای گازسازهای بستر سیال شده را می‌توان در سه دسته تقسیم‌بندی نمود: تعادلی، نرخ محدود و شبکه عصبی [۳]. هر چند مدل‌های تعادلی ساده‌تر می‌باشند اما مدل‌های سینتیکی به دلیل دقت بیشتر به طور گسترده‌ای مورد استفاده قرار گرفته‌اند. کوشال و همکاران مدل دوفازی سیال‌شدگی اصلاح شده‌ای برای مطالعه زیست توده در یک راکتور بستر سیال شده توسعه داده‌اند [۲]. در این مدل سه فرایند خشک شدن، گرماکافت و گازسازی در نظر گرفته شده و نتایج آن تطابق خوبی با داده‌های تجربی نشان می‌دهد. در مطالعه‌ای دیگر فیا سچی و میشلینی با استفاده از مدل یک‌بعدی و دوفازی به بررسی اثر نسبت هم‌آرزی و فشار بر عمل کرد یک گازساز بستر سیال شده با خوراک زیست توده پرداخته‌اند [۴]. ایشان مشاهده کرده‌اند که افزایش نسبت هم‌آرزی در بسترهای کوچک به افزایش گازهای تولیدی و افزایش فشار به افزایش دما و کاهش قطر حباب‌ها منجر خواهد شد. رادمنش و همکاران نیز با استفاده از مدل دوفازی برای بستر و مدل CCBM^۱ برای اختلاط فاز جامد در فاز امولسیون به مطالعه گازسازی زیست توده پرداخته‌اند [۵].

^۱ Counter Current Backmixing Model

در این مطالعه ابتدا مدلی بر مبنای مدل دو فازی برای بستر سیال شده و مدل CCBM برای اختلاط فاز جامد توسعه داده شده و سپس با استفاده از آن اثر نسبت هم‌ارزی، دما و افزودن بخار بر عملکرد فرایند گازسازی پوسته برنج بررسی می‌گردد.

۲- مدل

مدلی یک‌بعدی برای مطالعه گازسازی زیست‌توده در یک راکتور بستر سیال شده توسعه داده شده است. این مدل شامل دو زیرمدل می‌باشد: هیدرودینامیک و سینتیک. زیرمدل هیدرودینامیکی بر اساس مدل دوفازی بستر بوده که در آن فرض می‌شود بستر شامل دو فاز می‌باشد: فاز رقیق یا حباب و فاز غنی از ذرات یا امولسیون. همچنین فرض شده است که امولسیون در حالت سیال‌شدگی کمینه باقی می‌ماند و جریان اضافه از طریق حباب‌ها از بستر عبور می‌کند. کسر کوچکی از حجم حباب در حدود 10^{-3} تا 10^{-2} توسط ذرات جامد اشغال شده است [۶]. از این رو فرض خالی بودن فاز حباب از ذرات جامد معقول می‌باشد. دیگر فرضیات مهم مدل حاضر عبارتند از:

- زیست‌توده پیش از تغذیه به گازساز خشک می‌شود از این رو نیاز به در نظر گرفتن فرایند خشک‌شدن در مدل نمی‌باشد.
- مرحله گرم‌کافت آبی در نظر گرفته می‌شود. محمولات گرم‌کافت زغال (جامد)، قطران (مایع) و گازها هستند که مقادیر آن‌ها با توجه به نتایج تجربی موجود در ادبیات به مدل وارد می‌شوند.
- زغال، کربن خالص در نظر گرفته می‌شود و همچنین فرض می‌شود که هیچ ذره جامدی از بستر خارج نمی‌شود.
- برای توضیح اختلاط در فاز جامد از مدل CCBM استفاده شده است. در این مدل فرض می‌شود که فاز جامد شامل دو فاز بالارونده و پایین‌رونده باشد. سرعت ذرات در هر فاز، کسر هر کدام و ضرایب انتقال بین این دو فاز از نتایج مطالعات تجربی وارد مدل می‌شود.
- به دلیل اهمیت ناحیه آزاد بالای بستر در عملکرد گازساز، این ناحیه نیز در نظر گرفته می‌شود. جریان در این ناحیه پلاگ در نظر گرفته می‌شود که با توجه به سرعت پایین گاز و همچنین عدم حضور ذرات جامد معقول می‌باشد.
- حباب‌ها کروی در نظر گرفته می‌شوند که قطر آن‌ها در حال بالا رفتن در بستر افزایش می‌یابد.
- اجزای گازی موجود در گازساز CO ، H_2 ، CO_2 ، H_2O ، CH_4 و O_2 و N_2 می‌باشد که همه گاز ایده‌آل در نظر گرفته می‌شوند.
- سیستم پایا در نظر گرفته می‌شود.

۲.۱. هیدرودینامیک

با در نظر گرفتن حجم کنترلی مانند شکل ۱، می‌توان برای اجزای گازی در هر فاز، بقای جرم را به صورت زیر نوشت [۷]:
فاز حباب

$$u_b \frac{d \left(\dots D_i \frac{dY_{i,b}}{dz} \right)}{dz} - u_b \frac{d \left(\dots U_b Y_{i,b} \right)}{dz} - K_{be} \dots (Y_{i,b} - Y_{i,e}) + u_b R_{i,b} = 0 \quad (1)$$

فاز امولسیون

$$v(1-u_b) \frac{d \left(\dots D_i \frac{dY_{i,e}}{dz} \right)}{dz} - v(1-u_b) \frac{d \left(\dots U_e Y_{i,e} \right)}{dz} + K_{be} \dots (Y_{i,b} - Y_{i,e}) + v(1-u_b) R_{i,e,g-g} + (1-u_b)(1-v) R_{i,e,s-g} = 0 \quad (2)$$

در معادلات فوق Y_i کسر جرمی جزء i می‌باشد. U_b ، V و K_{be} به ترتیب کسر حجمی فاز حباب در بستر، کسر تهی در فاز امولسیون و ضریب انتقال جرم بین دو فاز می‌باشد. سرعت گاز در فاز حباب و امولسیون به ترتیب با U_b و U_e نشان داده می‌شوند. ... و D_i به ترتیب چگالی مخلوط گاز و ضریب دیفیوژن جزء i می‌باشد.

نرخ تولید یا مصرف هر جزء در معادلات فوق با R_i نشان داده شده است. اندیس $g-g$ و $s-g$ به ترتیب نشان‌دهنده‌ی واکنش‌های همگن و غیرهمگن می‌باشد. در فاز حباب به دلیل آن که فرض شده است ذرات جامد وجود ندارند، واکنش‌های غیرهمگن نیز نقشی در تولید یا مصرف اجزا ایفا نمی‌کند.

شرایط مرزی به صورت زیر تعریف می‌شود:

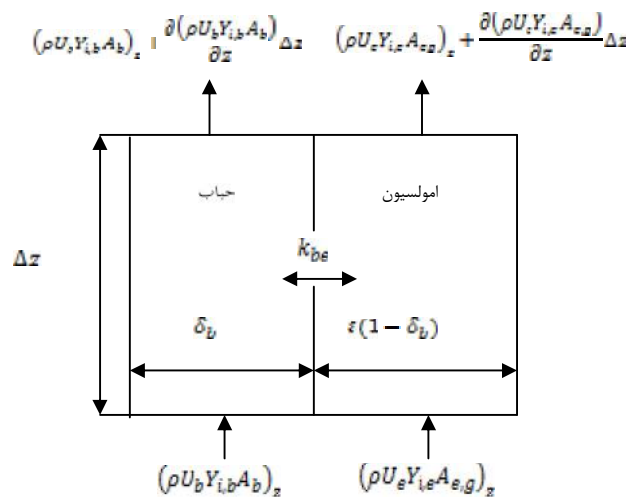
$$Y_{i,b} = Y_{i,0} \quad z = 0 \quad (3)$$

$$Y_{i,e} = Y_{i,0}$$

$$\frac{dY_{i,b}}{dz} = 0 \quad z = h \quad (4)$$

$$\frac{dY_{i,e}}{dz} = 0$$

که در آن $Y_{i,0}$ کسر جرمی جزء i در نقطه تغذیه می‌باشد که با توجه به فرضیات برابر با مقدار آن در محصولات پایرولیز است.



شکل ۱ حجم کنترل در بستر سیال شده در مدل دوفازی

همانگونه که پیشتر ذکر شد، بستر شامل دو فاز حباب و امولسیون در نظر گرفته می‌شود. فاز امولسیون در حالت سیال-شدگی کمینه در نظر گرفته می‌شود. برای محاسبه سرعت گاز در حالت سیال‌شدگی کمینه از رابطه زیر استفاده شده است [۲]:

$$Re_{mf} = \sqrt{27.2^2 + 0.0408Ar} - 27.2 \quad (1)$$

که در آن Re و Ar به ترتیب عدد رینولدز و اراشمیدس می‌باشند. برای محاسبه سرعت گاز در فاز حباب رابطه زیر ارائه شده است:

$$U_b = U_0 - U_{mf} + 0.711(gd_b)^{1/2} \quad (2)$$

که U_0 سرعت سطحی و $0.711(gd_b)^{1/2}$ سرعت بالا رفتن یک حباب در بستری بی نهایت می باشد. d_b قطر حباب می باشد که از طریق روابط زیر بر حسب ارتفاع حباب از پایین بستر قابل محاسبه است [۶]:

$$d_b = d_{bm} + (d_{b0} - d_{bm})e^{-0.3z/d_r} \quad (۳)$$

$$d_{bm} = 0.65 \left[\frac{f}{4} d_r^2 (U_0 - U_{mf}) \right]^{0.4} \quad (۴)$$

$$d_{b0} = \frac{2.78}{g} (U_0 - U_{mf})^2 \quad (۵)$$

که d_{b0} و d_{bm} قطر کمینه و بیشینه حباب در بستر سیال شده بوده و d_r قطر راکتور می باشد. برای تعیین کسر حجمی حباب در بستر رابطه زیر پیشنهاد شده است [۶]:

$$u = \frac{U_0 - U_{mf}}{U_b - U_{mf}} \quad (۶)$$

کسر تهی فاز امولسیون برابر با مقدار آن در حالت سیال شدگی کمینه بوده که رابطه زیر برای محاسبه آن مورد استفاده قرار گرفته است [۲]:

$$v = v_{mf} = 0.478Ar^{-0.018} \quad 177 < Ar < 4030 \quad (۷)$$

ضریب انتقال جرم بین حباب و امولسیون را می توان از نتایج مدل سه فازی بستر محاسبه نمود. اگر K_{bc} و K_{ce} به ترتیب ضرایب انتقال جرم بین حباب و ابر و بین ابر و امولسیون باشند، آن گاه ضریب انتقال جرم بین حباب و امولسیون، K_{be} ، به صورت زیر تعیین می گردد [۶]:

$$K_{bc} = 4.5 \left(\frac{U_{mf}}{d_b} \right) + \frac{5.85D^{0.5}g^{0.25}}{d_b^{1.25}} \quad (۷)$$

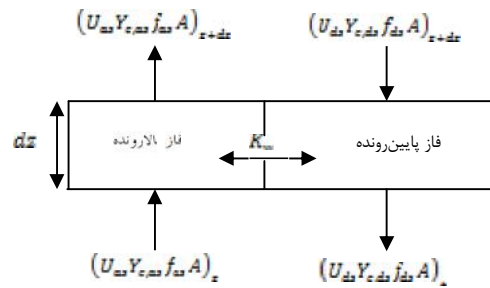
$$K_{ce} = 6.77 \left(\frac{Dv_{mf}U_{br}}{d_b^3} \right)^{0.5} \quad (۸)$$

$$\frac{1}{K_{be}} = \frac{1}{K_{bc}} + \frac{1}{K_{ce}} \quad (۹)$$

برای فاز جامد از مدل CCBM استفاده شده است. در این مدل، همان گونه که در شکل ۲ نشان داده شده است، فرض می شود که ذرات جامد در یک بستر سیال شده دو فاز دارند؛ فاز بالارونده و فاز پایین رونده. معادلات بقای جرم فاز جامد برای دو فاز بالارونده، با اندیس as و پایین رونده، با اندیس ds ، به صورت زیر خواهد شد:

$$\frac{\partial(Y_{c,as}f_{as})}{\partial t} = -\frac{\partial(U_{as}C_{as}f_{as})}{\partial z} + K_w f_{as} (C_{ds} - C_{as}) + f_{as} R_{c,s-g} \quad (۱۰)$$

$$\frac{\partial(Y_{c,ds}f_{ds})}{\partial t} = \frac{\partial(U_{ds}Y_{c,ds}f_{ds})}{\partial z} + K_w f_{as} (C_{ds} - C_{as}) + (1 - f_{as}) R_{c,s-g} \quad (۱۱)$$



شکل ۲- مدل CCBM فاز جامد در بستر سیال شده

در معادلات فوق Y_c نشان دهنده‌ی غلظت زغال در فاز جامد است. U_{ds} و U_{as} به ترتیب سرعت ذرات جامد در فاز بالا رونده و پایین رونده می‌باشد. f_{as} درصد فاز بالا رونده در کل فاز جامد است. سرعت ذرات در هر فاز و درصد هر فاز مقادیر تجربی بوده که به صورت زیر گزارش شده‌اند [۸]:

$$0.03 < U_{as} < 0.07 \quad 0.05 < U_{ds} < 0.07 \quad 0.45 < f_{as} < 0.5$$

K_w ضریب تبادل جرم بین دو فاز بالا رونده و پایین رونده است که رابطه‌ی زیر توسط هافمن و همکاران برای محاسبه-ی آن پیشنهاد شده است [۹]:

$$K_w = \frac{0.081}{2V_{mf}d_b} \quad (12)$$

۲.۲ سینتیک شیمیایی

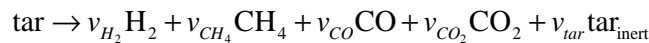
برای تعیین نرخ تولید و مصرف هر کدام از اجزا، نرخ واکنشهای شیمیایی مهم در فرایند گازسازی به صورت شرح داده شده در جدول ۱ در نظر گرفته شده است.

جدول ۱ نرخ واکنشهای در نظر گرفته شده در فرایند گازسازی

واکنش	نرخ	مرجع
$\}C + O_2 \rightarrow 2(\} - 1)CO$ $+ (2 - \})CO_2$	$r_1 = \frac{dX}{dt} = 1.5 \times 10^6 \exp\left(-\frac{13078}{T_{par}}\right) P_{O_2} (1-X)^{1.2}$ $\} = 3 \times 10^8 \exp\left(-\frac{30178}{T_{par}}\right)$	[۱۰]
$C + H_2O \rightarrow CO + H_2$	$r_2 = \frac{k_2 P_{H_2O}}{1 + k_3 P_{H_2O} + k_4 P_{H_2}} \left(\frac{1}{S}\right)$ $k_2 = 4.93 \times 10^2 \exp(-18522/T_{par})$ $k_3 = 1.11 \times 10 \exp(-3548/T_{par})$ $k_4 = 1.53 \times 10^{-9} \exp(25161/T_{par})$	[۵]
$C + CO_2 \rightarrow 2CO$	$r_3 = 2 \times 10^{-8} \exp\left(-\frac{360065}{T_{par}}\right) [CO_2] (kmol/m^3h)$	[۵]
$CO + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CO_2$	$r_4 = 10^{17.6} \exp\left(-\frac{20000}{T}\right) [CO][O_2]^{0.25}[H_2O]^{0.5}$	[۱۱]
$H_2 + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow H_2O$	$r_5 = 2.19 \times 10^9 \exp\left(-\frac{13127}{T}\right) [H_2][O_2]$	[۱۲]

$\text{CH}_4 + 2\text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$	$r_6 = 1.58 \times 10^{16} \exp\left(-\frac{24343}{T}\right) [\text{CH}_4]^{0.7} [\text{O}_2]^{0.8}$	[۱۰]
$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{H}_2 + \text{CO}_2$	$r_7 = 2.7 \times 10^3 \exp\left(-\frac{1510}{R}\right) \left[[\text{CO}][\text{H}_2\text{O}] - \left(\frac{[\text{CO}_2][\text{H}_2]}{K^*}\right) \right]$ $K^* = 0.0265 \exp\left(\frac{3968}{T}\right)$	[۱۳]
تجزیه ی تار	$r_8 = v_i 10^{4.98} \exp\left(-\frac{93}{RT}\right) (\dots)_{tar}$	[۵]

واکنش تجزیه تار به صورت زیر در نظر گرفته شده است:



که ضرایب استوکیومتریک این واکنش شیمیایی در جدول ۲ نشان داده شده است.

جدول ۲ ضرایب استوکیومتریک واکنش تجزیه حرارتی تار [۱۰]

H_2	CH_4	CO	CO_2	$\text{tar}_{\text{inert}}$
۰٫۰۱۷۳۳۱۶	۰٫۰۸۶۸۴۱	۰٫۵۶۳۳۳۲	۰٫۱۱۰۹۳۱۶	۰٫۲۲

از آنجایی که فرایند گرماکافت آبی در نظر گرفته شده است، مقدار اجزا در ورودی (شرایط مرزی) از مقدار اجزا در محصولات گرماکافت در نظر گرفته می شود. بدین منظور از مقادیر ارائه شده در جدول ۳ استفاده شده است. مقدار زغال جامد از کسر مقدار کاهش وزن از ۱۰۰ و مقدار تار از کسر مقدار گاز از مقدار کاهش وزن به دست خواهد آمد.

جدول ۳ درصد اجزای مختلف در محصول گرماکافت زیست توده (بر اساس اطلاعات داده شده در [۱۴])

H_2O	CO_2	CO	CH_4	H_2	گاز	کل کاهش وزن (%)
۵٫۱۴	۶	۱۷	۳٫۶	۲	۴۱	۹۲

معادلات غیرخطی حاصل از گسسته سازی معادلات دیفرانسیل حاکم، با استفاده از روش نیوتون-رافسون ضمنی حل شده اند. این روند در یک کد به زبان فرترن توسعه داده شده است.

۳- نتایج

پیش از پرداختن به مطالعه پارامتریک اعتبارسنجی مدل با مقایسه با داده های تجربی موجود در ادبیات انجام می گیرد. بدین منظور از نتایج ارائه شده توسط سابرامانیان و همکاران استفاده می گردد [۱۵]. سوخت مورد استفاده در این مطالعه پوسته برنج بوده که آنالیز تقریبی و کامل آن در جدول ۴ آورده شده است. دمای فرایند در مدل برابر دمای راکتور در مطالعه تجربی در نظر گرفته شد.

جدول ۴ آنالیز تقریبی و نهایی پوسته برنج [۱۵]

کربن ثابت	مواد فرار	خاکستر	کربن	هیدروژن	اکسیژن	نیترژن
۱۶٫۸۷	۶۳٫۸۰	۱۹٫۳۳	۳۸٫۹۲	۵٫۱۰	۵۳٫۶۹	۲٫۱۷

مقایسه بین نتایج مدل حاضر با مطالعه تجربی در جدول ۵ نشان داده شده است. همان گونه که مشاهده می شود تطابق خوبی با داده های تجربی وجود دارد. مدل مقدار H_2 و CO_2 بیشتر از مقدار تجربی و مقدار CO ، CH_4 و N_2 کمتر از مقدار تجربی تخمین زده شده است.

جدول ۵ مقایسه نتایج مدل حاضر با نتایج تجربی

RMS	N_2	CH_4	H_2	CO_2	CO	دما	
	۶۲٫۵۸	۲٫۷۸	۷٫۷۷	۱۰٫۶۸	۱۶٫۱۳	۸۸۷	تجربی [۱۵]
۰٫۹۳۳	۶۰٫۹۵	۲٫۲۹	۸٫۴۱	۱۱٫۵۴	۱۵٫۵۸	۸۸۷	مدل

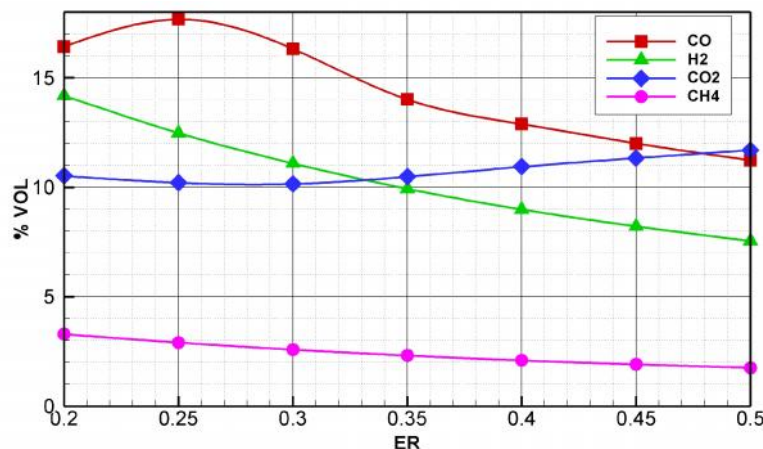
اطلاعات هندسی گازساز استفاده شده در ادامه این مطالعه در جدول ۶ مشاهده می شود.

جدول ۶ اطلاعات هندسی راکتور و مواد استفاده شده در این مطالعه

قطر داخلی راکتور (m)	ماده بستر	قطر متوسط ماده بستر (μm)	چگالی ماده ی بستر (kg/m^3)
۰٫۱۴	شن سیلیکا	۴۰۰	۲۶۵۰

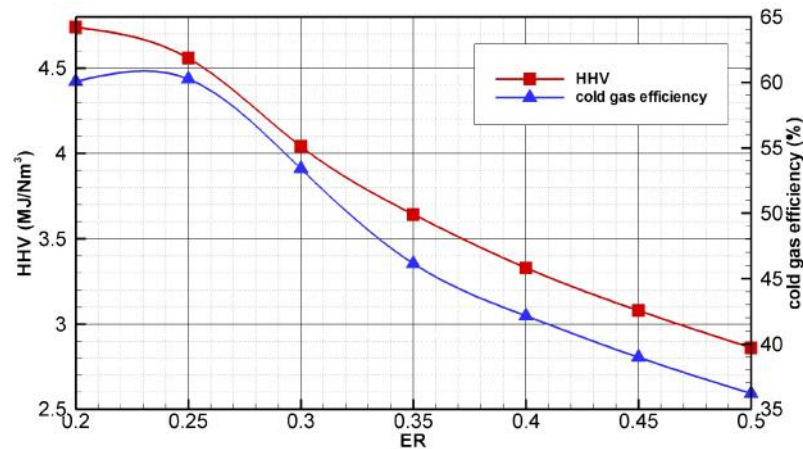
۳.۱. اثر نسبت هم‌ارزی

برای سنجش تاثیر نسبت هم‌ارزی بر عملکرد گازساز دمای بستر و ناحیه ی آزاد به ترتیب $800^\circ C$ و $500^\circ C$ در نظر گرفته شده است. در شکل ۳ تغییرات درصد حجمی اجزای سین‌گاز با نسبت هم‌ارزی نشان داده شده است. مشاهده می‌گردد که افزایش نسبت هم‌ارزی و در نتیجه افزایش مقدار اکسیژن موجود در سیستم، به کاهش هیدروژن و متان موجود می‌انجامد. دلیل این امر می‌تواند افزایش احتمال وقوع واکنش‌های احتراق هیدروژن و متان باشد. مقدار CO ابتدا افزایش و سپس کاهش می‌یابد و مقدار بیشینه آن در نسبت هم‌ارزی ۰٫۲۵ مشاهده می‌گردد. مقدار CO_2 تا نسبت هم‌ارزی ۰٫۳ تغییرات اندکی از خود نشان داده و پس از آن افزایش می‌یابد. می‌توان گفت افزایش نسبت هم‌ارزی به افزایش تبدیل کربن می‌انجامد؛ ولی پس از نسبت هم‌ارزی ۰٫۲۵، که مقدار تبدیل کربن به بیشترین مقدار ممکن خود می‌رسد، در نتیجه ی احتراق مونوکسید کربن، مونوکسید کربن کاهش و دی‌اکسید کربن افزایش می‌یابد.



شکل ۳ تاثیر نسبت هم‌ارزی بر درصد حجمی اجزای مختلف سین‌گاز

تأثیر تغییرات نسبت هم‌ارزی بر روی ارزش حرارتی و بازده گاز سرد در شکل ۴ نشان داده شده است. مشاهده می‌گردد علی‌رغم افزایش مقدار گاز قابل احتراق CO تا نسبت هم‌ارزی ۰/۲۵، به دلیل کاهش هیدروژن و متان، ارزش حرارتی سین‌گاز کاهش می‌یابد. البته نرخ کاهش ارزش حرارتی تا نسبت هم‌ارزی ۰/۲۵ کم بوده و پس از آن زیاد می‌گردد. با توجه به آن‌که با افزایش نسبت هم‌ارزی به دلیل ورود نیتروژن بیشتر به سیستم و همچنین افزایش تبدیل کربن گاز بیشتری بر واحد جرم زیست‌توده تولید می‌گردد، بازده گاز سرد در نسبت هم‌ارزی ۰/۲۵ به مقدار بیشینه‌ی خود می‌رسد. پس از این مقدار اثر کاهش ارزش حرارتی غالب شده و بازده گاز سرد کم می‌گردد.

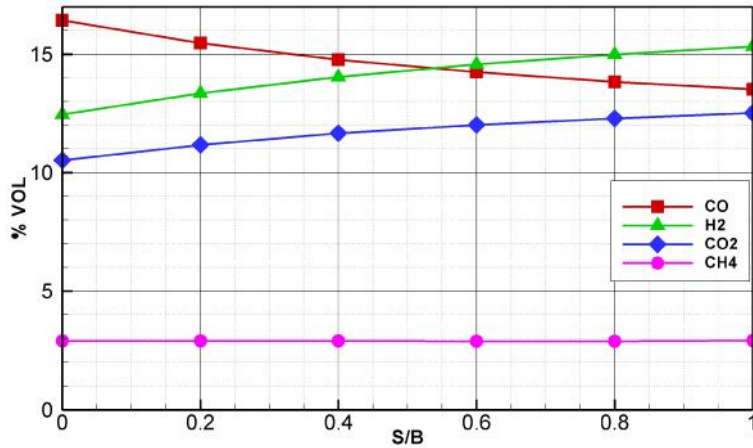


شکل ۴ تغییرات ارزش حرارتی و بازده گاز سرد با نسبت هم‌ارزی

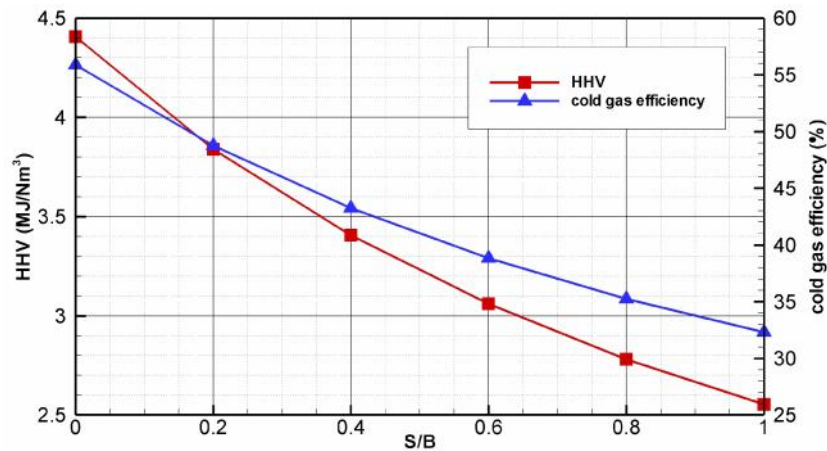
۳.۲. اثر افزودن بخار

استفاده از بخار آب به همراه هوا یا اکسیژن به عنوان عامل گازکننده می‌تواند مورد نظر باشد. برای تعیین مقدار بخار آب افزوده شده به سیستم از نسبت جرمی بخار آب به زیست‌توده (S/B) استفاده می‌گردد. در شکل ۵ تأثیر نسبت بخار به زیست‌توده بر ترکیب سین‌گاز نشان داده شده است. مشاهده می‌گردد که افزایش نسبت بخار آب به زیست‌توده به کاهش CO و افزایش H_2 و CO_2 می‌انجامد. دلیل این امر می‌تواند افزایش احتمال وقوع واکنش جابه‌جایی آب-گاز در نتیجه‌ی افزایش بخار-آب موجود در سیستم باشد. مقدار متان وابستگی چندانی به مقدار بخار آب موجود از خود نشان نمی‌دهد.

همان‌گونه که در شکل ۶ مشاهده می‌گردد افزودن بخار آب به سیستم اثر منفی بر ارزش حرارتی و بازده گاز سرد دارد. هرچند که مقدار گاز قابل احتراق هیدروژن با افزایش نسبت بخار آب به زیست‌توده بیشتر می‌گردد، اما به نظر می‌رسد کاهش مقدار CO و همچنین افزایش بخار آب در گاز خروجی اثر غالب‌تری دارد. از این رو به نظر می‌رسد که افزودن بخار آب به سیستم برای تولید گازی با ارزش حرارتی بالاتر مطلوب نباشد. اما اگر کاربرد گاز در صنایع شیمیایی باشد که نیاز به مقدار هیدروژن بیشتری در گاز است، استفاده از بخار آب بتواند موثر باشد. به همین دلیل در ادامه از بخار آب در عامل گازکننده استفاده نمی‌گردد.



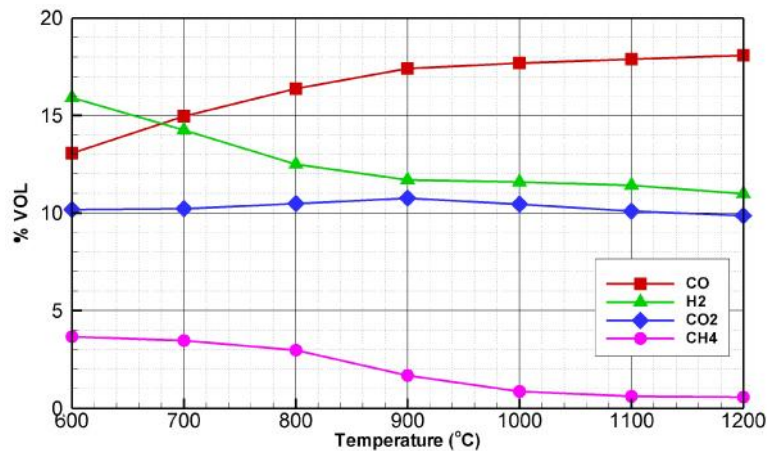
شکل ۵ تاثیر نسبت بخارآب به زیست توده بر درصد حجمی اجزای سین گاز



شکل ۶ تغییرات ارزش حرارتی و بازده گاز سرد با نسبت بخارآب به زیست توده

دما ۳.۳

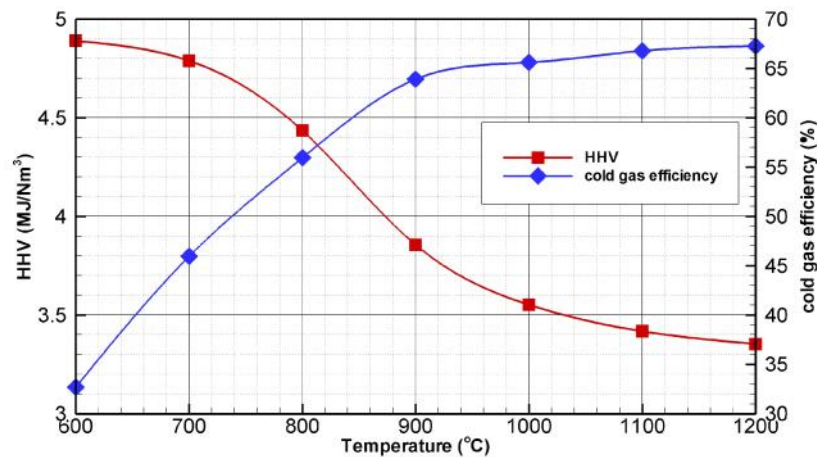
دمای فرایند نقش موثری بر عملکرد گازساز دارد. با توجه به شکل ۷ می توان مشاهده کرد که افزایش دما منجر به تولید بیشتر CO و تولید کمتر CO₂ می شود. به نظر می رسد که در دمای بالاتر واکنش زغال-اکسیژن تمایل به تولید CO بیشتر دارد. هر چند واکنش بودارد بسیار کند می باشد اما به نظر می رسد نرخ آن در دمای بالاتر، بیشتر می باشد. مقدار هیدروژن در دمای بالاتر کاهش می یابد. دلیل این امر را می توان در افزایش نرخ واکنش احتراق هیدروژن در دمای بالاتر دانست. هم چنین به نظر می رسد تعادل واکنش جابه جایی آب-گاز در دمای بالاتر به سمت واکنش دهنده ی بیشتر جابجا می گردد. از این رو هیدروژن و دی اکسید کربن کاهش و مونوکسید کربن افزایش می یابد. مقدار متان به دلیل وقوع بیشتر واکنش احتراق در دمای بالاتر کاهش می یابد.



شکل ۷ تغییرات درصد حجمی اجزای سین گاز با دما

همان گونه که در شکل ۸ مشاهده می شود ارزش حرارتی گاز با افزایش دما کاهش می یابد. هر چند مقدار مونوکسید کربن با افزایش دما بیشتر می شود اما کاهش هیدروژن و متان که ارزش حرارتی بیشتری دارند، منجر به کاهش ارزش حرارتی سین گاز می گردد. بازده گاز سرد بر خلاف ارزش حرارتی با افزایش دما بیشتر می شود. دلیل این امر افزایش تولید گاز بر واحد جرم زیست توده در دمای بالاتر می باشد.

هر چند به نظر می رسد دمای بالاتر برای گازسازی مناسب تر باشد، اما دمای ذوب خاکستر زیست توده عاملی مهم در تعیین دمای فرایند می باشد. با توجه به نوع زیست توده و ترکیب خاکستر آن دمای گازساز مقدار بیشینه ای دارد. معمولاً برای زیست توده های کشاورزی این مقدار کمتر از 800°C - 850°C در نظر گرفته می شود [۱۶].



شکل ۸ تاثیر دما بر ارزش حرارتی سین گاز و بازده گاز سرد

۴. بحث و نتیجه گیری

در این مطالعه مدلی بر اساس مدل دو فازی بستر سیال شده و مدل CCBM برای اختلاط فاز جامد، به منظور مطالعه گازسازی زیست توده در یک گازساز بستر سیال شده توسعه داده شده است. این مدل دو مرحله می باشد؛ مرحله گرمکافت که آبی در نظر گرفته شده و با توجه به داده های تجربی موجود محصولات آن مشخص می گردد. مرحله گازسازی که با توجه به واکنش های در نظر گرفته شده محصولات گرمکافت را به محصولات گازسازی تبدیل می نماید. مطالعه اثر نسبت هم آروزی بر



عمل کرد فرایند نشان می‌دهد که بازده گاز سرد در نسبت ۰/۲۵ به مقدار بیشینه خود می‌رسد. هم‌چنین افزودن بخار اثر منفی بر ارزش حرارتی گاز حاصل و بازده فرایند دارد اما مقدار گاز هیدروژن در محصولات را افزایش خواهد داد. دما نیز اثر مثبتی بر بازده فرایند دارد.

مراجع

- [1] K.J. Ptiasinski. Thermodynamic efficiency of biomass gasification and biofuels conversion. *Biofuels Bioprod Bioref.* 2 (2008) 239-53.
- [2] P. Kaushal, J. Abedi, N. Mahinpey. A comprehensive mathematical model for biomass gasification in a bubbling fluidized bed reactor. *Fuel* 89 (2010) 3650-61.
- [3] M. Puig-Arnavat, J.C. Bruno, A. Coronas. Review and analysis of biomass gasification models. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 14 (2010) 2841-51.
- [4] D. Fiaschi, M. Michelini. A two phase one-dimensional biomass gasification kinetic model. *Biomass and Bioenergy.* 21 (2001) 121-32.
- [5] Ramin Radmanesh; Jamal Chaouki; Christophe Guy. Biomass Gasification in a Bubbling Fluidized Bed Reactor: Experiments and Modeling. *AIChE Journal.* 52 (2006) 4258-72.
- [6] Octave Levenspiel; Daizo Kunii. *Fluidization Engineering.* Butterworth-Heinemann 1991.
- [7] Samy S. Sadaka; A.E. Ghaly; M.A. Sabbah. Two phase biomass air-steam gasification model for fluidized bed reactors: part I-model development. *Biomass and Bioenergy.* 22 (2002) 439-62.
- [8] R. Radmanesh, R. Mabrouk, J. Chaouki, C. Guy. Effect of Temperature on Solids Mixing in a Bubbling Fluidized Bed Reactor. *International Journal of Chemical Reactor Engineering.* 3 (2005).
- [9] H. AC, J. PBM, P. J. Particle segregation in fluidized binary mixtures. *Chemical Engineering Science.* 48 (1993) 1583-92.
- [10] J.C. Wurzenberger, S. Wallner, H. Raupenstrauch. Thermal Conversion of Biomass: Comprehensive Reactor and Particle Modeling. *AIChE Journal.* 48 (2002) 2398-411.
- [11] S. Gerber, F. Behrendt, M. Oevermann. An Eulerian modeling approach of wood gasification in a bubbling fluidized bed reactor using char as bed material. *Fuel* 89 (2010) 2903-17.
- [12] M. Oevermann, S. Gerber, F. Behrendt. Euler-Lagrange/DEM simulation of wood gasification in a bubbling fluidized bed reactor. *Particuology* 7(2009) 307-16.
- [13] L. Yu, J. Lu, X. Zhang, S. Zhang. Numerical simulation of the bubbling fluidized bed coal gasification by the kinetic theory of granular flow (KTGF). *Fuel* 86 (2007) 722-34.
- [14] T.R. Nunn, J.B. Howard, J.P. Longwell, W.A. Peters. Product Compositions and Kinetics in the Rapid Pyrolysis of Milled Wood Lignin. *Ind Eng Chem Process Des Dev* 24 (1985) 844-52.
- [15] P. Subramanian, A.S.P. Venkatachalam. Fluidized bed gasification of select granular biomaterials. *Bioresource Technology* 102 (2011) 1914-20.
- [16] C. Higan, M.v.d. Burgt. *GASIFICATION.* Elsevier Inc. 2008.