



شبیه سازی و تعیین نقطه بهینه عملکرد یک گازی ساز رو به پایین با در نظر گیری تولید آلاینده ها

علی بهاری¹، کاظم آتشکاری^{2*}، جواد محمودی مهر³

1- دانشجوی دکتری، مهندسی مکانیک، دانشگاه گیلان، رشت

2- دانشیار، مهندسی مکانیک، دانشگاه گیلان، رشت

3- استادیار، مهندسی مکانیک، دانشگاه گیلان، رشت

*رشت، صندوق پستی 4199613776، atashkar@guilan.ac.ir

چکیده

استفاده از زیست توده ها به روش گازی سازی به منظور تولید زیست سوخت و کاهش اثرات مخرب زیست محیطی سوخت های فسیلی در سال های اخیر مورد توجه بسیاری از محققان قرار گرفته است. در مطالعه حاضر از روش دینامیک سیالات محاسباتی به منظور پیش بینی فرایند گازی سازی، درون یک گازی ساز رو به پایین استفاده شده است. بررسی مطالعات گذشته نشان می دهد که علی رغم انجام پژوهش های بسیار توسط محققان مختلف به منظور بهینه سازی راندمان فرایند گازی سازی، تاکنون مطالعه ای به منظور کمیته سازی میزان نشر آلاینده های حاصل از این فرایند به عنوان یکی دیگر از اهداف مهم طراحی، انجام نگرفته است. بنابراین در این مطالعه، تاثیر تغییر نسبت هم آروزی به عنوان متغیر طراحی روی راندمان گازی ساز و همچنین میزان آلاینده تولید شده به صورت هم زمان مورد بررسی قرار گرفته است. همچنین در این مطالعه نسبت های مولی CO/CO_2 و $\text{H}_2/\text{H}_2\text{O}$ به عنوان یکی دیگر از عوامل موثر در انتخاب نقطه بهینه فرایند در نظر گرفته شده است. به منظور بررسی صحت نتایج، داده های حاصل از شبیه سازی با نتایج آزمایشگاهی و مطالعه عددی پیشین، مقایسه شده و تطابق خوبی از مقایسه آن ها مشاهده شده است. نتایج به دست آمده از مطالعه حاضر نشان می دهد در بازه نسبت هم آروزی 0.64 تا 0.79 نرخ تولید اکسیدهای نیتروژن به نسبت راندمان گاز سرد با در نظر داشتن بیشینه تولید نسبت های مولی CO/CO_2 و $\text{H}_2/\text{H}_2\text{O}$ دارای مقدار بهینه بوده و این محدوده، بازه مناسب تحت شرایط کاری فرایند گازی سازی می باشد. همچنین نتایج نشان داده اند که نسبت هم آروزی 0.79 دارای بهینه ترین شرایط برای انجام فرایند گازی سازی با در نظر گرفتن سایر توابع هدف همچون بیشینه راندمان تبدیل کربن و غیره می باشد.

اطلاعات مقاله

مقاله پژوهشی کامل

دریافت: 06 بهمن 1396

پذیرش: 08 اسفند 1396

ارائه در سایت: 24 فروردین 1397

کلید واژگان:

گازی سازی

تولید سیگاز

گازی ساز رو به پایین

شبیه سازی عددی

Numerical simulation and optimum operating point determination of a downdraft gasifier regarding pollutant emissions

Ali Bahari, Kazem Atashkari*, Javad Mahmoudimehr

Faculty of Mechanical Engineering, University of Guilan, Rasht, Iran

* P.O.B. 4199613776, Rasht, Iran, atashkar@guilan.ac.ir

ARTICLE INFORMATION

Original Research Paper
Received 26 January 2018
Accepted 26 February 2018
Available Online 13 April 2018

Keywords:

Gasification
Syngas production
Downdraft gasifier
Numerical simulation

ABSTRACT

The use of biomass by means of gasification to produce bio fuels and reducing the environmental impact of fossil fuels has been the focus of many researchers in recent years. In the present study, the computational fluid dynamics method is used to predict the process of gasification inside a downdraft gasifier. Recent studies have shown that although many studies have been carried out by various researchers to maximize the cold gas efficiency in the gasification process, so far, no study has been done to minimize the emission of pollutants as one of the other important design goals along with the increase of cold gas efficiency. So, in this study, the effect of changing the equivalence ratio as design variable on the gasification efficiency as well as the amount of pollutant produced simultaneously is investigated. Also, in this study, CO/CO_2 and $\text{H}_2/\text{H}_2\text{O}$ molar ratios are considered as another objective function in selecting the optimal process point. In order to verify the validity of the results, the simulated data were compared with the experimental results and the previous numerical study, and a good agreement was shown between their comparison. The results of this study show that in the ratio of 0.64, the rate of production of nitrogen oxides relative to cold gas efficiency is optimal considering the maximum production of CO/CO_2 and $\text{H}_2/\text{H}_2\text{O}$ molar ratios. This point is the optimal point under the working conditions of the gasification process.

1- مقدمه

مهم جلوه می نماید. یکی از منابع تجدیدپذیری که امروزه می توان از آن ها به عنوان منبع انرژی استفاده نمود، آماده سازی سوخت های جامد هم چون زیست توده و مصرف آن جهت سوخت مصرفی می باشد. فرایند استحصال

با توجه به الگوی جهانی مصرف سالانه انرژی در جهان و نیز تجدیدنپذیر بودن منابع انرژی سوخت های فسیلی، لزوم استفاده از انرژی های تجدیدپذیر

کوبایاشی منجر به پیش‌بینی دمای بالاتر و همچنین غلظت گونه‌های بیشتر CO و CO₂ و کاهش غلظت H₂ و متعاقب آن ارزش حرارتی و راندمان پایین گازی‌سازی می‌شود. همچنین مطالعه فوق نشان داد که مدل‌های آر اس ام¹ و استاندارد کا-اِپسیلون²، از تطابق مطلوبی با یکدیگر برخوردار می‌باشند.

در سال 2015 خان‌محمدی و همکاران از یک مدل تعادلی برای استفاده از محصولات فرایند گازی‌سازی در بهینه‌سازی یک سیستم تولید سه‌گانه استفاده نمودند [8]. در این مطالعه از دوتابع هدف راندمان انرژی و سیستم و نرخ هزینه سیستم برای ارزیابی سیستم موردنظر استفاده گردید. نتایج این مطالعه نشان می‌دهد که توابع هدف یاد شده دارای رفتار تقابلی بوده به گونه‌ای که افزایش نرخ راندمان انرژی سیستم تا 20 درصد و کاهش نرخ هزینه کلی سیستم تا 130 \$/h قابل حصول می‌باشد.

در سال 2016 ژانگ و همکاران به بررسی آلاینده‌های تولید شده از فرایند گازی‌سازی پرداختند [9]. در این مطالعه گونه‌های NO_x، NH₃، HCN، SO_x و COS به‌عنوان مهمترین آلاینده‌های ناشی از گازی‌سازی در نظر گرفته شده‌اند.

1-1- اهداف مطالعه حاضر

هدف از این مطالعه شبیه‌سازی فرایند گازی‌سازی در یک گازی‌ساز رو به پایین به روش دینامیک سیالات محاسباتی به‌منظور بررسی میزان نشر آلاینده‌ها و راندمان گازی‌سازی، می‌باشد. اگرچه تا به امروز مطالعات بسیاری به‌منظور بررسی تاثیر شرایط مختلف کاری روی راندمان گازی‌سازی انجام شده است، ولی تاکنون تاثیر این شرایط روی راندمان گاز سرد و میزان نشر آلاینده‌های تولید شده به‌صورت هم‌زمان، مورد مطالعه قرار نگرفته است. بنابراین مطالعه حاضر، به بررسی این خلاء جهت تکمیل مطالعات پیشین پرداخته است. برای این منظور از گازی‌ساز رو به پایین مورد مطالعه نیپاتوماکول³ و همکاران [10] جهت بررسی صحت نتایج و مدل‌سازی عددی استفاده شده است. سوخت ورودی در گازی‌ساز یاد شده ذرات چوب بوده که در جدول‌های 1 و 2 نتایج حاصل از آنالیز تقریبی که در واقع بیان‌گر ترکیبات کلی چوب بصورت درصد وزنی رطوبت، مواد فرار، کربن ثابت و خاکستر می‌باشد و نیز آنالیز نهایی سوخت یاد شده که میزان عناصر پایه درون زیست توده را براساس درصد وزنی اتم‌های C، H، O، N و S بیان می‌کند، قابل مشاهده می‌باشد:

جدول 1 آنالیز تقریبی سوخت مورد مطالعه نیپاتوماکول [10]

پارامتر	آنالیز تقریبی (%)
کسر فرار	67.84
رطوبت	20.1
کربن ثابت (پایه خشک)	11.58
مود زائد	0.48

جدول 2 آنالیز نهایی سوخت مورد مطالعه نیپاتوماکول [10]

پارامتر	آنالیز نهایی (%)
C	50.53
H	1.57
O	47.89
N	0.01

⁹ RSM

¹⁰ Standard k-ε

¹¹ N. Nipattummakul et al.

انرژی از زیست‌توده توسط روش‌های مختلفی صورت می‌پذیرد که گازی‌سازی یکی از این فرایندها می‌باشد. گازی‌سازی در حقیقت فرایند تبدیل سوخت‌های جامد پایه کربن به گازهای حاصل از سنتز بوده که اصطلاحاً به آن سینگاز گفته می‌شود. در فرایند گازی‌سازی، احتراق جزئی تنها با 30 درصد از هوای موردنیاز برای احتراق استوکیومتریک صورت می‌پذیرد [1]. از جمله موارد استفاده از سینگاز، می‌توان به استفاده آن در سیکل‌های توربین گاز اشاره نمود.

سینگاز¹ تولید شده از فرایند گازی‌سازی عمدتاً ترکیبی از گونه‌های H₂، CO₂، CO، CH₄ و H₂O می‌باشد [2]. یکی دیگر از محصولات تولید شده در فرایند گازی‌سازی تار² می‌باشد که به‌علت مسائل و مشکلات ناشی از تولید آن، همواره سعی شده تولید این گونه به مقدار کمینه نگاه داشته شود [1]. بنابراین در این مطالعه تمرکز روی گازی‌ساز رو به پایین به‌علت تولید بسیار کم تار خواهد بود [3].

امروزه به‌منظور کاهش هزینه و زمان مدل‌های آزمایشگاهی، مدل‌های ریاضی مختلفی بسط و توسعه داده شده‌اند. از جمله این مدل‌ها می‌توان به مدل‌های تعادلی، مدل‌های سینتیک یک‌بعدی و مدل‌های دینامیک سیالات محاسباتی اشاره نمود. از میان مدل‌های یاد شده، مدل دینامیک سیالات محاسباتی به‌علت در نظر گرفتن اثرات فاز جامد روی فاز سیال و نیز ترکیب و اختلاط آن‌ها بسیار حائز اهمیت می‌باشد و نتایج دقیق‌تری ارائه می‌نماید [4]. در سال 2009 استدلر و همکاران به بررسی تاثیر واکنش‌های گازی‌سازی کربن روی تولید NO_x در یک گازی‌ساز رو به پایین با سوخت ذغال‌سنگ به روش دینامیک سیالات محاسباتی پرداختند [5]. نتایج مطالعه آن‌ها نشان می‌دهد که افزایش میزان کربن گازی شده باعث ایجاد تغییر در گونه‌های گازهای حاصل از سنتز شده که این امر خود می‌تواند اثرات بسزایی روی میزان NO تولید شده داشته باشد.

در سال 2010 کوهلمان و همکاران به مطالعه تاثیرات چگالی و سایز ذرات ذغال سنگ در فرایند گازی‌سازی به روش دینامیک سیالات محاسباتی پرداختند [6]. نتایج این مطالعه نشان می‌دهد که حل میدان با توزیع سایز و چگالی مختلف برای ذرات ذغال‌سنگ منجر به پیش‌بینی کاهش حجمی 10 درصدی CO و افزایش 8 درصدی H₂ می‌شود. همچنین راندمان تبدیل کربن نیز دارای افزایش 4.3 درصدی نسبت به توزیع یکنواخت می‌باشد.

سیالن و همکاران در سال 2010 به بررسی اثرات فرارزدایی³ و اغتشاش روی فرایند گازی‌سازی ذغال‌سنگ در یک گازی‌ساز تولید هم‌زمان⁴ پرداختند [7]. در این مدل به‌منظور بررسی سینتیک واکنش‌های شیمیایی روی فرایند گازی‌سازی، از مدل نرخ آرام⁵ برای واکنش‌های غیرهمگن و از مدل اتلاف گردابه/نرخ آرام⁶ برای واکنش‌های همگن استفاده شده است. همچنین به منظور بررسی فرایند فرارزدایی روی گازی‌سازی از چهار مدل نرخ ثابت، سینتیک تک‌نرخی، کوبایاشی⁷ و مدل نفوذ شیمیایی⁸ استفاده شده است. از میان مدل‌های یاد شده مدل نرخ ثابت دارای بیشترین نرخ و مدل کوبایاشی دارای نرخ کمینه بوده و این در حالی است که مدل‌های سینتیک تک نرخی و نفوذ شیمیایی دارای نرخ متوسط می‌باشند. مطالعه سیالن نشان داد که مدل

¹ Synthetic gas (SYNGAS)

² Tar

³ Devolatilization

⁴ Entrained flow

⁵ Finite rate

⁶ Finite rate/Eddy dissipation

⁷ Kobayashi

⁸ CPD model

در این مطالعه از مدل واکنش نرخ آرام/اتلاف گردابه برای مدل سازی واکنش های شیمیایی استفاده شده است. در مدل فوق نرخ واکنش، هم به صورت آرنیوسی و هم به صورت نرخ اختلاط مغشوش² محاسبه و کمترین مقدار آن به عنوان نرخ انجام واکنش در نظر گرفته می شود. در مطالعه عددی میناروچ و همکاران، واکنش ها و پارامترهای آرنیوسی مطابق جدول 3 در نظر گرفته شده است [3].

از آن جا که زمان مشخصه فرارزدایی سوخت جامد بسیار کمتر از احتراق ذغال و گازی سازی می باشد، بنابراین فرایند فرارزدایی نقش به سزایی در واکنش احتراق سوخت جامد ایفا می کند [12]. در این مطالعه به منظور مدل سازی نرخ فرارزدایی از مدل سینتیک تک نرخی با ضرایب آرنیوسی جدول 4 استفاده شده است:

3-1-2- مدل سازی تابش

در این مطالعه از مدل P-1 برای مدل سازی تابش درون گازی ساز استفاده شده است. این مدل به راحتی برای هندسه های پیچیده قابل استفاده بوده و دارای زمان محاسبات و پردازش کمتری نسبت به سایر مدل ها می باشد [7]. در مدل فوق، ترم چشمه در معادله (3) از رابطه (14) و (15) محاسبه می شود.

$$S_h = -\nabla q_r = aG - 4an^2\sigma T^4 \quad (14)$$

که در آن

$$q_r = \frac{1}{3(a + \sigma) - C\sigma} \nabla G \quad (15)$$

2-2- معادلات حاکم در فاز ثانویه (فاز جامد)

2-2-1- بقای جرم ذره

فاز ثانویه شامل ذرات سوخت جامد و قطرات مایع می باشد. جریان هایی که در آن کسر حجمی فاز پراکنده کمتر از 10% است را می توان با استفاده از مدل فاز گسسته مدل سازی نمود [13]. هر ذره پس از ورود به گازی ساز و

مطالعه حاضر پیش تر توسط میناروچ و همکاران مورد مطالعه عددی قرار گرفته است [3]. شکل 1 هندسه مورد مطالعه را نشان می دهد.

2- روابط و معادلات حاکم

2-1- معادلات حاکم در فاز سیال

در فاز سیال معادلات بقای جرم، بقای مومنتم، بقای انرژی و انتقال گونه ها در شرایط پایا و به صورت میانگین زمانی گرفته شده حل می شوند [11]. فرم کلی معادلات حاکم به صورت روابط (1)-(4) می باشد:

$$\nabla \cdot (\rho \vec{v}) = S_m \quad (1) \quad \text{بقای جرم}$$

$$\nabla \cdot (\rho \vec{v} \vec{v}) = -\nabla P + \nabla \cdot (\bar{\tau}) + \rho \vec{g} + \vec{F} \quad (2) \quad \text{بقای مومنتم}$$

$$\nabla \cdot (\vec{v}(\rho E + P)) = \nabla \cdot (K_{eff} \nabla T + (\bar{\tau}_{eff} \cdot \vec{v})) + S_h - \sum_i h_i \vec{j}_i \quad (3) \quad \text{بقای انرژی}$$

$$\nabla \cdot (\rho \vec{v} Y_i) = -\nabla \cdot \vec{j}_i + R_{r_i} + S_i \quad (4) \quad \text{انتقال گونه}$$

2-1-1- مدل سازی اغتشاشات

جریان های مغشوش با میدان های نوسانی سرعت مشخص می شوند. مدل های مغشوش با حل یک سری معادلات انتقال اضافی، پارامترهای مورد نیاز برای حل میدان های مغشوش (تنش های رینولدز) را محاسبه می نمایند. در مطالعه حاضر از مدل کا اسیلون استاندارد برای حل میدان مغشوش استفاده شده است. همچنین به منظور محاسبه جریان نزدیک دیواره، از تابع دیواره افزوده شده¹ استفاده گردیده است.

2-1-2- مدل سازی واکنش های شیمیایی

در بخش های پیشین فرم کلی معادله انتقال گونه شیمیایی بیان گردید. در این معادله R_{r_i} نرخ خالص تولید گونه i توسط واکنش های شیمیایی بوده و به صورت مجموع نرخ گونه i در هر واکنش، از رابطه (5) محاسبه می شود:

$$R_{r_i} = M_{w,i} \sum_{r=1}^{N_r} \bar{R}_{r,i} \quad (5)$$

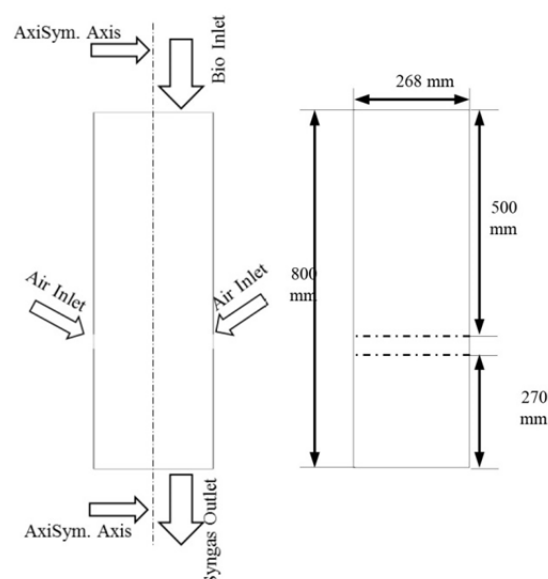


Fig. 1 Geometry of present study

شکل 1 هندسه مورد نظر در مطالعه حاضر

جدول 3 مکانیزم و پارامترهای آرنیوسی واکنش ارائه شده در مطالعه میناروچ [3]
Table 3 Mechanism and Arrhenius parameters for reactions reported in Meenaroch study [3]

شماره واکنش	واکنش	توان دما	ضریب پیش نما	انرژی فعال سازی (kJmol ⁻¹)	انتالپی واکنش (kJmol ⁻¹)
(6)	C + O ₂ → CO ₂	0	5.67e9	160	-394
(7)	2C + O ₂ → 2CO	0	7.92e4	218	-111
(8)	C + CO ₂ → 2CO	1	5.89e2	222.8	+172
(9)	C + 2H ₂ → CH ₄	0	1e11	42	-74.8
(10)	C + H ₂ O → CO + H ₂	1	5.714	65.8	+131
(11)	2CO + O ₂ → 2CO ₂	0	1.3e11	125.6	-284
(12)	2H ₂ + O ₂ → 2H ₂ O	0	3.53e8	30.5	-242
(13)	CO + H ₂ O → CO ₂ + H ₂	0	0.0265	65.8	-41.2

جدول 4 پارامترهای آرنیوسی برای مدل سازی نرخ فرارزدایی [3]
Table 4 Arrhenius parameters for devolatilization rate [3]

مدل فرارزدایی سینتیک تک نرخی	ضریب پیش نما	انرژی فعال سازی (kJmol ⁻¹ K ⁻¹)
	10e8	140

² Turbulent mixing rate

¹ Enhanced wall function

$$\begin{aligned} \frac{du_p}{dt} &= F_D(\vec{v}_g - \vec{v}_p) + \frac{\vec{g}(\rho_p - \rho_g)}{\rho_p} + \vec{F} \\ F_D &= \frac{18\mu C_D Re_p}{\rho_p d_p^2} \\ Re_p &= \frac{\rho_g d_p |\vec{v}_g - \vec{v}_p|}{\mu} \end{aligned} \quad (22)$$

ضریب درگ C_D برای ذرات صاف و کروی در محدوده اعداد رینولدز $Re=0.1-50000$ از رابطه (23) محاسبه می‌شود:

$$C_D = a_1 + \frac{a_2}{Re_p} + \frac{a_3}{Re_p^2} \quad (23)$$

در رابطه (23) ضرایب a_1 ، a_2 و a_3 در محدوده‌های مختلف عدد رینولدز از مطالعه الکساندر قابل محاسبه می‌باشد [17].

2-2-6- بقای انرژی ذره

معادله بقای انرژی برای فاز ذرات جامد درون گازی‌ساز به صورت رابطه (24) می‌باشد [12]:

$$\begin{aligned} m_p c_p \frac{dT_p}{dt} &= h_p A_p (T_g - T_p) + \varepsilon_p A_p \sigma (\theta_R^4 - T_p^4) \\ &+ \left(\frac{dm_p}{dt} \right)_{\text{خشک‌سازی}} h_{fg} + \left(\frac{dm_p}{dt} \right)_{\text{پیرولیز}} h_{fg} \\ &+ \left(\frac{dm_p}{dt} \right)_{\text{واکنش}} H \end{aligned} \quad (24)$$

دو جمله ابتدایی در سمت راست این معادله مربوط به انتقال حرارت بین فاز جامد و سیال از طریق جابجایی و تابش است. به منظور محاسبه میزان حرارت منتقل شده از طریق مکانیزم جابجایی، ضریب انتقال حرارت جابجایی از معادله ارائه شده توسط رنز و همکاران [19,18] از طریق رابطه (25) محاسبه می‌شود.

$$Nu = \frac{h_p d_p}{k_{c,g}} = 2 + 0.6 Re_p Pr^{1/3} \quad (25)$$

همچنین به منظور محاسبه میزان حرارت منتقل شده از طریق تابش، θ_R به عنوان دمای تابش مطابق رابطه (26) در نظر گرفته می‌شود [16]:

$$\begin{aligned} \theta_R &= \left(\frac{G}{4\sigma} \right)^{1/4} \\ G &= \int_{\Omega=4\pi} I d\Omega \end{aligned} \quad (26)$$

2-3- هم‌پیسته سازی^۲ فاز اولیه (سیال) و فاز ثانویه (ذره)

از دیدگاه چشمه ذرات درون سلول^۳ به منظور ارزیابی ترم‌های چشمه^۴ جهت مدل‌سازی واکنش‌های بین فازهای جامد و گاز استفاده می‌شود [20]. در این دیدگاه فاز ثانویه از طریق جملات چشمه تبادل بین فازی S_{Df} و S_{Dh} با فاز اولیه هم‌پیسته‌سازی می‌شوند (معادلات (1) تا (4)).

2-4- شرایط مرزی

مطابق "شکل 1" هوای مورد نیاز جهت فرایند گازی‌سازی با دبی ثابت 400 لیتر بر دقیقه، دمای 300 کلون و نسبت جرمی 23% اکسیژن و 77% نیتروژن، وارد گازی‌ساز می‌شود. سوخت مورد نیاز برای فرایند گازی‌سازی نیز به صورت ثابت و با مقدار 10 کیلوگرم بر ساعت با دمای 300 کلون وارد گازی‌ساز شده و به منظور در نظر داشتن توزیع اتفاقی سایز ذرات در مرحله خردسازی^۵ سوخت، از روش توزیع ذرات لگاریتمی روزین-رامر^۱ استفاده شده

حین فرایند گازی‌سازی عموماً سه فرایند مختلف خشک‌سازی، تجزیه حرارتی و واکنش‌های غیرهمگن را تجربه می‌نماید. هر یک از فرایندهای ذکر شده باعث ایجاد تغییراتی در جرم ذره حین آن فرایند گشته که نرخ آن تغییرات را می‌توان از طریق قانون بقای جرم محاسبه نمود. مطابق این قانون نرخ تغییرات جرم نسبت به زمان برای ذره برابر با نرخ تغییرات جرمی ذره در طول فرایندهای خشک‌سازی، تجزیه حرارتی و واکنش‌های غیرهمگن ذره می‌باشد، بنابراین مطابق رابطه (16) خواهیم داشت [12]:

$$\begin{aligned} \left(\frac{dm_p}{dt} \right) &= \left(\frac{dm_p}{dt} \right)_{\text{خشک‌سازی}} + \left(\frac{dm_p}{dt} \right)_{\text{پیرولیز}} \\ &+ \left(\frac{dm_p}{dt} \right)_{\text{واکنش}} \end{aligned} \quad (16)$$

2-2-2- مدل‌سازی تبخیر

زمانی که دمای ذره درون گازی‌ساز به دمای تبخیر می‌رسد، رطوبت از درون بافت و سطح ذرات شروع به تبخیر می‌نماید. نرخ تبخیر در حین فرایند خشک کردن از رابطه (17) به دست می‌آید [12]:

$$\left(\frac{dm_p}{dt} \right)_{\text{خشک‌سازی}} = A_p M_w D_{vg} (C_s - C_{\infty}) \quad (17)$$

با ادامه فرایند حرارت‌دهی و زمانی که دمای فاز جامد به دمایی بالاتر از دمای جوشش آب برسد، نرخ تبخیر از رابطه (18) محاسبه می‌شود [12]:

$$\begin{aligned} \left(\frac{dm_p}{dt} \right)_{\text{خشک‌سازی}} &= \frac{\pi d_p k_c}{c_p} (2.0 + 0.46 Re^{0.5}) \\ &\times \ln \left(1 + \frac{c_p (T_g - T_p)}{h_{fg}} \right) \end{aligned} \quad (18)$$

2-2-3- مدل‌سازی فرارزدایی

در این مطالعه از مدل سینتیک تک نرخی برای مدل‌سازی فرایند فرارزدایی سوخت جامد استفاده شده است. در این مدل فرض شده است که نرخ فراریت به صورت مرتبه اول تابع میزان مواد فرار باقیمانده درون ذره می‌باشد [14]. نرخ فرارزدایی در این مطالعه به صورت آرنیوسی و از طریق پارامترهای ذکر شده در جدول 4 و از رابطه (19) و (20) قابل محاسبه خواهد بود [12]:

$$- \left(\frac{dm_p}{dt} \right)_{\text{پیرولیز}} = k_r [m_p (1 - f_{v,0}) (1 - f_{w,0}) m_{p,0}] \quad (19)$$

$$k_r = A e^{(-E/RT)} \quad (20)$$

2-2-4- مدل‌سازی احتراق کربن

با خروج مواد فرار از درون ذرات و ادامه فرایند حرارت‌دهی ذرات کربن باقی مانده از مرحله فرارزدایی شروع به انجام واکنش با محیط اطراف می‌نماید. در این حالت نرخ تغییرات جرم ذره حین واکنش مطابق مطالعات اسمیت [15] از طریق مدل احتراق چندگانه^۱ کربن به صورت رابطه (21) محاسبه می‌شود:

$$\left(\frac{dm_p}{dt} \right)_{\text{واکنش}} = A_p \eta_r Y_j R_{r,p} \quad (21)$$

2-2-5- بقای مومنتوم ذره

برای به دست آوردن معادلات حرکت ذرات می‌توان از تئوری حرکت ذره (قانون دوم نیوتن) بهره یافت. مطابق این تئوری با نوشتن بالانس نیروی واحد جرم ذره رابطه (22) حاصل می‌شود [16]:

² Coupling

³ Particle Source in cell (PSI-Cell)

⁴ Source terms

⁵ Shredding

¹ Multiple char combustion

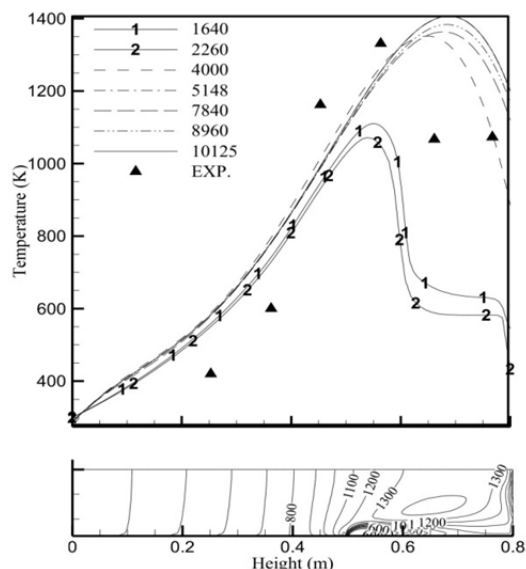


Fig. 2 Temperature comparison Vs grid size through center axis [10]

شکل 2 مقایسه پروفیل‌های مختلف دما در خط محوری به‌ازای شبکه‌های مختلف [10]

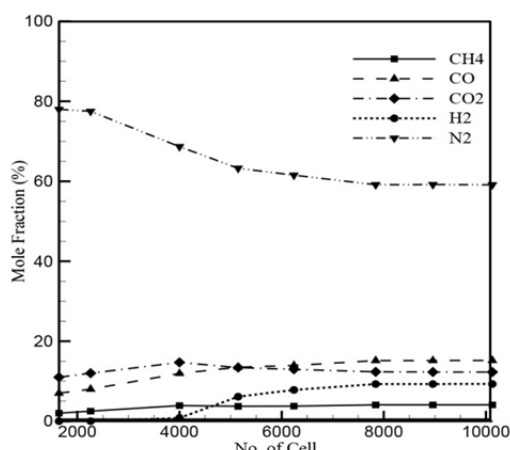


Fig. 3 Syngas composition comparison Vs grid size

شکل 3 مقایسه غلظت ترکیبات سینگاز به‌ازای شبکه‌های مختلف

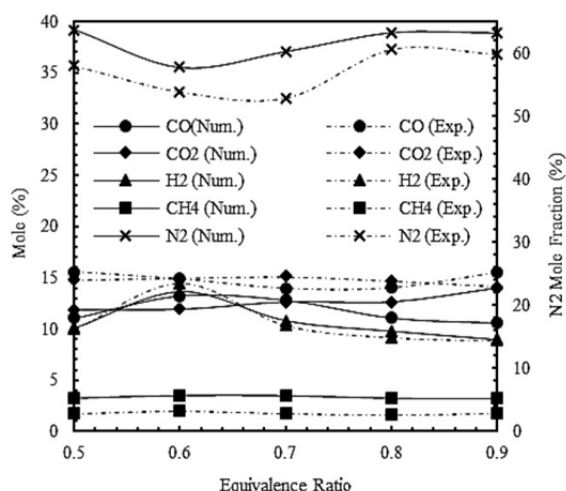


Fig. 4 Syngas composition validation in gasifier

شکل 4 صحت‌سنجی میدان غلظت سینگاز درون گازی‌ساز

است [13]. همچنین کلیه دیواره‌ها با در نظر گرفتن شرط عدم لغزش به صورت عایق در نظر گرفته شده‌اند.

3- روش حل عددی و صحت‌سنجی

معادلات حاکم در فاز گاز (اعم از معادله پیوستگی، مومنتم، انرژی، انتقال گونه و تابش) در دیدگاه اویلری و در فاز جامد معادلات حاکم، شامل بقای جرم، مومنتم و انرژی در دیدگاه لاگرانژی حل می‌گردند. معادلات حاکم به روش حجم محدود در نرم‌افزار فلوئنت گسسته‌سازی شده و به‌منظور اعتبارسنجی حل، نتایج آن با نمونه آزمایشگاهی نیپاتوماکول و همکاران مقایسه شده است. در مطالعه حاضر، از شبکه‌بندی با سازمان به‌همراه شبکه‌بندی لایه مرزی به‌منظور محاسبه گرادیان‌های نزدیک دیواره استفاده شده است. کلیه معادلات حاکم در دستگاه اویلری به روش حجم محدود گسسته‌سازی و به‌منظور هم‌بسته‌سازی سرعت و فشار از الگوریتم سیمپل بهره گرفته شده است. همچنین مرتبه گسسته‌سازی کلیه معادلات اعم از مومنتوم، انرژی، انتقال گونه‌ها از نوع آپویند مرتبه دوم² انتخاب شده است. به‌منظور بررسی استقلال نتایج، داده‌های حاصل از شبیه‌سازی مطالعه حاضر، در هشت سائز شبکه مختلف، با توزیع محوری دما و نیز غلظت فرآورده‌های سینگاز ارائه شده در مطالعه آزمایشگاهی نیپاتوماکول [10]، مقایسه شده است. همان‌گونه که در "شکل‌های 2 و 3" نشان داده شده است، تغییرات از حدود 10125 سلول به بعد کمینه بوده و با در نظر داشتن هزینه‌های محاسباتی حل، تعداد سلول یاد شده، به‌عنوان شبکه محاسباتی مناسب انتخاب شده است. "شکل‌های 2 و 3" مقایسه پروفیل‌های مختلف دمایی و غلظت ترکیبات سینگاز را به‌ازای شبکه‌های مختلف نشان می‌دهد.

میدان دما یکی از عوامل تاثیرگذار در فرایند گازی‌سازی و غلظت گونه‌های حاصل از سنتز بوده، که پیش‌بینی دقیق آن، از اهمیت بالایی در مدل‌سازی این فرایند برخوردار می‌باشد. "شکل‌های 4 و 5" مقایسه میدان غلظت گونه‌ها و نیز میدان دما درون گازی‌ساز در ناحیه احتراقی³ حین فرایند گازی‌سازی را به‌ازای نسبت‌های هم‌ارزی مختلف با مدل آزمایشگاهی نشان می‌دهد. همچنین به‌منظور اطمینان از نتایج مدل حاضر، مقایسه غلظت میدان گازی‌ساز با مطالعه عددی پیشین و مطالعه آزمایشگاهی نیز در نسبت‌های هم‌ارزی 0.6 و 0.8 در "شکل 6" نشان داده شده است. مقایسه نتایج مدل عددی حاضر با داده‌های تجربی، حاکی از تطابق مدل عددی حاضر با میزان خطای میانگین به ترتیب 24% و 37% در پیش‌بینی دما و غلظت در مقایسه با داده‌های آزمایشگاهی می‌باشد.

4- بحث و بررسی نتایج

مطالعه حاضر بررسی روند فرایند گازی‌سازی درون یک گازی‌ساز رو به پایین را مورد بررسی قرار می‌دهد. یکی از عوامل تاثیرگذار در فرایند استحصال سینگاز در گازی‌ساز تغییر شرایط عملکردی گازی‌ساز بوده که نسبت هم‌ارزی یکی از مهم‌ترین عوامل در کیفیت و کمیت سینگاز مورد استحصال می‌باشد. چن و همکاران رابطه (27) را برای محاسبه نسبت هم‌ارزی پیشنهاد نموده‌اند [21]:

$$\phi = \frac{\left(\frac{\dot{m}_{\text{سوخت}}}{\dot{m}_{\text{هو}}} \right)_{\text{واقعی}}}{\left(\frac{\dot{m}_{\text{سوخت}}}{\dot{m}_{\text{هو}}} \right)_{\text{استوکیومتریکی}}} \quad (27)$$

¹ Rosin-Rommler

² Second order upwind

³ Combustion zone

نرخ تولید/اضمحلال گونه‌ها به این پارامتر، یکی از عوامل موثر در محاسبه راندمان گازی‌سازی تحت نسبت‌های مختلف هم‌ارزی می‌باشد. با این توصیف، در این مطالعه به منظور یافتن نقطه بهینه کارکرد، به بررسی میدان‌های دما و غلظت گونه‌ها درون گازی‌ساز پرداخته می‌شود.

1-4- بررسی میدان دما

"شکل 7" میدان دما درون گازی‌ساز را در نسبت‌های هم‌ارزی 0.5، 0.7 و 0.9 نشان می‌دهد. درون هر گازی‌ساز بسته به میدان دمای آن، مجموعه‌ای از فرایندهای خشک‌سازی، تجزیه حرارتی، احتراق جزئی و احیا صورت می‌پذیرد. جدول 5 محدوده دمایی مراحل مختلف گازی‌ساز در حین فرایند گازی‌سازی را نشان می‌دهد.

با توجه به مطالب عنوان شده تا محدوده 10 سانتی‌متری از بالای گازی‌ساز سوخت ورودی تحت فرایند خشک‌سازی قرار می‌گیرد. پس از این ناحیه تا حدود ارتفاع 50 سانتی‌متری ذره‌های خشک شده سوخت تحت فرایند تجزیه حرارتی شروع به آزادسازی مواد فرار از سطح خود می‌نمایند. پس از آن تا ارتفاع حدود 70 سانتی‌متری با ورود اکسیژن به درون گازی‌ساز، مواد فرار جدا شده از مرحله تجزیه حرارتی و نیز کربن باقی‌مانده از مرحله تجزیه حرارتی، با اکسیژن وارد شده ترکیب و تشکیل ناحیه اکسیداسیون جزئی را داده و میدان دمای درون گازی‌ساز به حداکثر مقدار خود می‌رسد. سپس تا انتهای گازی‌ساز با طی واکنش‌های احیا ناحیه کاهش¹ تشکیل می‌شود.

2-4- بررسی میدان‌های غلظت سینگاز

در "شکل 8" میدان‌های غلظت درون گازی‌ساز، در نسبت‌های مختلف هم‌ارزی نشان داده شده است. در "شکل 8-ب" در نسبت‌های استوکیومتریک

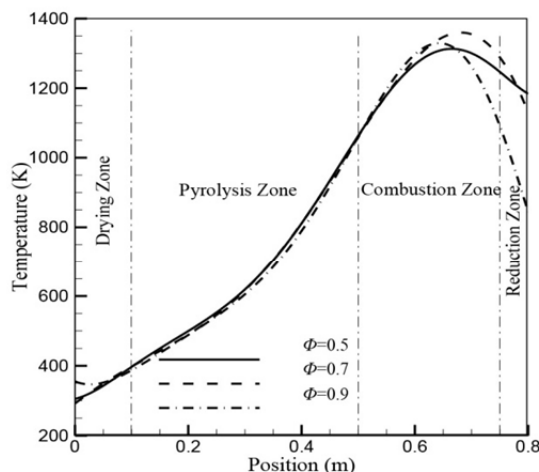


Fig. 7 Temperature variation for $\Phi=0.5$, $\Phi=0.7$ and $\Phi=0.9$

شکل 7 تغییرات میدان دما به‌ازای $\Phi=0.9$ و $\Phi=0.7$ ، $\Phi=0.5$

جدول 5 نواحی مختلف فرایند گازی‌سازی [22]

Table 5 Various regions of gasification process [22]

محدوده دمایی (°C)	ناحیه
100	خشک‌سازی
500-700	تجزیه حرارتی
1000-1400	احتراق جزئی
600-800	احیا

¹ Reduction zone

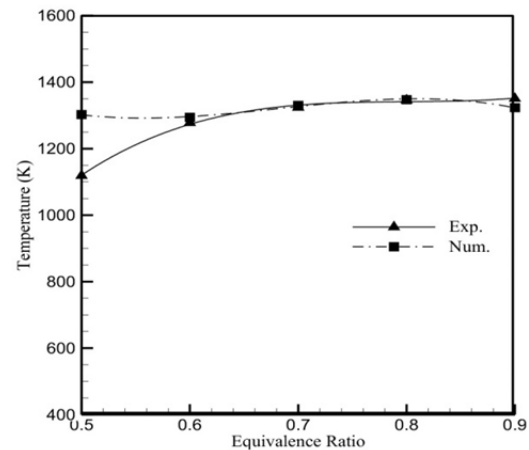


Fig. 5 Temperature Validation for combustion zone

شکل 5 صحت‌سنجی میدان دما درون ناحیه احتراقی

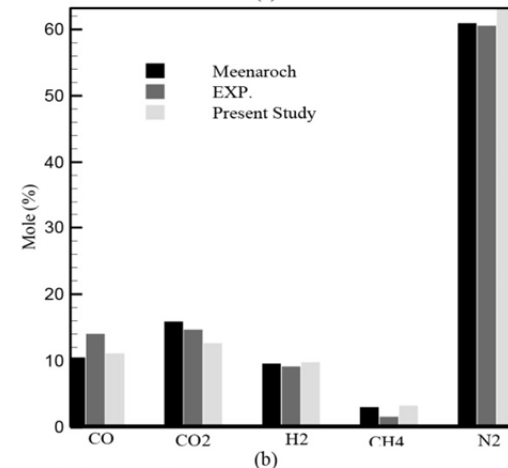
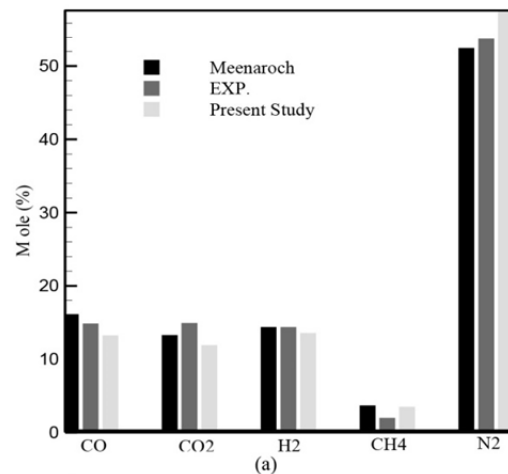


Fig. 6 Mole fraction validation for a) $\Phi=0.6$ b) $\Phi=0.8$

شکل 6 صحت‌سنجی میدان غلظت به‌ازای (a) $\Phi=0.6$ (b) $\Phi=0.8$

بررسی مطالعات پیشین نشان می‌دهد که تغییرات نسبت هم‌ارزی به‌عنوان یک پارامتر کلیدی، در تعیین کمی ترکیبات سینگاز همواره مورد توجه پژوهش‌گران مختلف قرار داشته است. در این مطالعات همواره سعی شده تا با تغییر این نسبت بیشینه راندمان حاصل شود. همان‌گونه که پیش‌تر گفته شد تعیین دقیق میزان راندمان گازی‌ساز نیازمند پیش‌بینی دقیق غلظت محصولات گازی‌ساز می‌باشد. بنابراین بررسی میدان دما با توجه به وابستگی

از آنجا که واکنش‌های همگن فرایند گازی‌سازی را به‌علت دمای بالای گازی‌ساز می‌توان به‌صورت تعادلی فرض نمود [23]، رفتار تغییرات گونه‌ها درون گازی‌ساز را می‌توان درون گازی‌ساز توسط قانون شاتلیه¹ بیان نمود. مطابق این قانون افزایش دما در حین واکنش‌های شیمیایی گرمازا، انجام واکنش را به سوی واکنش‌گرها سوق می‌دهد [24]. با این توضیح می‌توان گفت در مورد گونه CO با توجه به گرماگیر بودن معادله واکنش غالب (11)، افزایش دمای گازی‌ساز منجر به پیشرفت واکنش در جهت رفت معادله، به معنای مصرف بیشتر CO و تولید CO₂ می‌شود. به همین ترتیب در مورد گونه H₂ نیز افزایش دما زنجیره واکنش گازی‌سازی را به‌سوی رفت واکنش غالب (و-7) سوق داده و منجر به تولید H₂O و کاهش غلظت H₂ می‌شود. افزایش دمای گازی‌سازی به‌علت نرخ پایین واکنش (9) تاثیر محسوسی در تغییر غلظت CH₄ ندارد. مشابه چنین رفتاری در مطالعات آزمایشگاهی و عددی نیز قابل مشاهده می‌باشد [20,3]. همچنین مطالعات لینانکی و همکاران نشان می‌دهد که تغییرات غلظت متان از طریق واکنش (9) وابسته به فشار گازی‌ساز در خروجی بوده و با توجه به عدم تغییر محسوس در فشار خروجی گازی‌ساز تحت نسبت‌های مختلف هم‌ارزی تغییرات غلظت متان ناچیز و قابل صرف‌نظر می‌باشد [25].

3-4- مدل‌سازی آلاینده NOx

ترکیب سوخت حاضر دارای حدود 0.01 درصد نیتروژن در ساختار سوخت بوده که می‌تواند منجر به تولید آلاینده NOx شود. در این مطالعه همانند مطالعه استادلر و همکاران از تولید NOx، از طریق مکانیزم N₂O به‌علت تاثیر پایین این مکانیزم صرف‌نظر شده است [9]. همچنین تشکیل NOx از طریق مکانیزم زلدویچ به‌دلیل دمای پایین (حدود 1400K) نیز قابل صرف‌نظر می‌باشد. بنابراین تنها مکانیزم تولید این آلاینده از طریق مکانیزم سوختی در نظر گرفته می‌شود. مکانیزم واکنش‌های انجام شده برای تولید دی اکسید نیتروژن سوخت به‌صورت واکنش‌های (28) تا (31) می‌باشد [5]:



تولید آلاینده NOx سوختی از طریق تولید گونه‌های میانی NH₃ و HCN صورت می‌پذیرد. در "شکل 9" غلظت آلاینده NOx حاصل از نیتروژن سوخت و نیز گونه‌های میانی تحت شرایط کاری مختلف نشان داده شده است. رفتار کاهنده NOx و افزایش NH₃ و HCN مطابق مطالعات میلر و بومن قابل توجیه می‌باشد [26]. در دماهای بالا، واکنش گونه‌های میانی NH₃ و HCN با NO برای تولید N₂ ((29) و ((31)) بسیار سریع‌تر از واکنش اکسیداسون N₂ ((28) و ((30)) صورت می‌پذیرد خصوصاً این‌که سوخت ورودی درون ناحیه گازی‌ساز در یک ناحیه فقیر از سوخت وارد می‌شود. تحت چنین شرایطی شیمی واکنش تولید NOx سوختی به‌گونه‌ای پیش می‌رود که سبب تولید مولکول پایدار N₂ به جای NO می‌شود [9]. در ادامه و تحت واکنش مکانیزم فوری و واکنش با رادیکال‌های هیدروکربنی و نیز واکنش مولکول N₂ با NO تولید شده در مراحل قبل، غلظت مولکول‌های HCN و NH₃، افزایش می‌یابد.

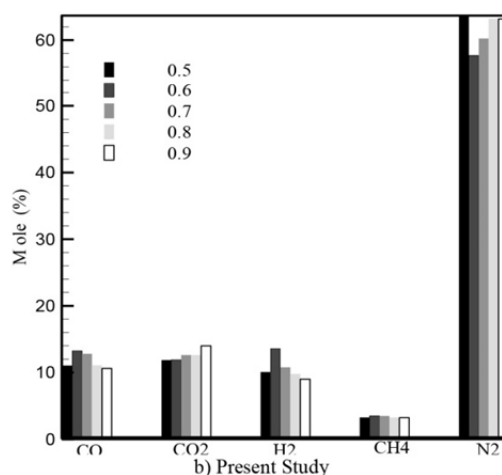
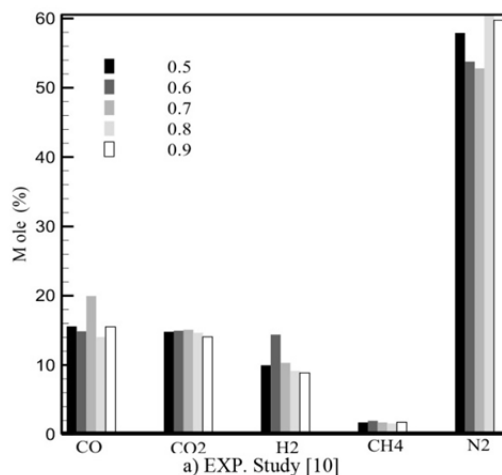


Fig. 8 Syngas composition for a) Exp. [10] b) present study under various stoichiometric condition

شکل 8 مقایسه غلظت گونه‌های سینگاز در مطالعات (a) تجربی [10] (b) مطالعه حاضر تحت شرایط مختلف استوکیومتریک

پایین تولید گونه‌های CO و H₂ به‌عنوان محصولات احتراق ناقص در فرایند گازی‌سازی غالب می‌باشد (واکنش‌های (7)، (8) و (10)). به‌تدریج و با افزایش نسبت استوکیومتریک، با ورود بیشتر هوا به درون گازی‌ساز، فرایند واکنش، به‌سوی تولید گونه‌های CO₂ و H₂O به‌عنوان گونه‌های پایدار فرایند گازی‌سازی پیش‌روی می‌نماید.

با بررسی نرخ واکنش‌های انجام شده درون گازی‌ساز می‌توان واکنش‌های غالب در تولید/مصرف گونه‌های مختلف را مشخص نمود. جدول 6 واکنش غالب در تولید/مصرف گونه‌های گازی‌سازی در حین فرایند تولید سینگاز را نشان می‌دهد.

جدول 6 واکنش‌های غالب در نرخ تولید/مصرف گونه‌ها

گونه	واکنش غالب
CO	(11)
CO ₂	(11)
CH ₄	(9)
H ₂	(12)

¹Le Chatelier

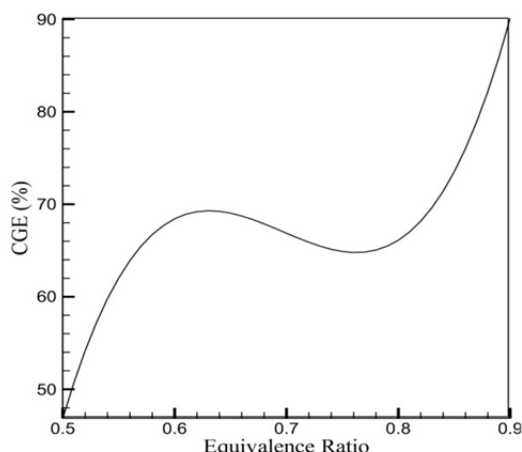


Fig. 10 CGE variation Vs equivalence ratio

شکل 10 تغییرات راندمان گاز سرد با نسبت هم‌ارزی

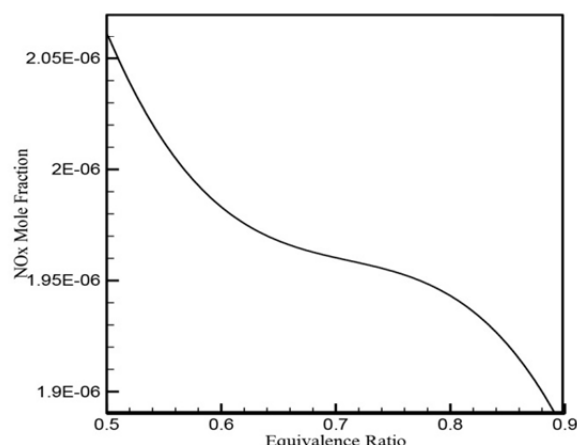


Fig. 11 NOx variation Vs equivalence ratio

شکل 11 تغییرات NOx با نسبت هم‌ارزی

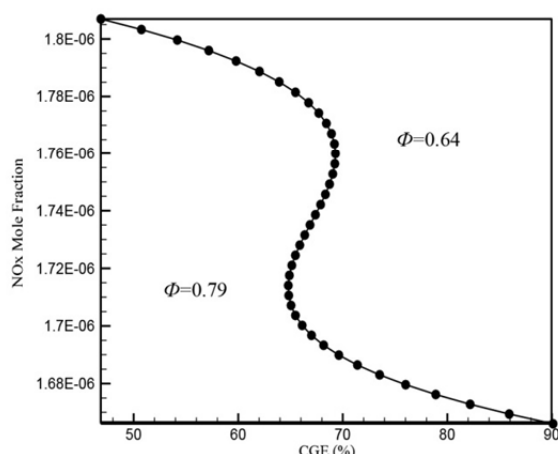


Fig. 12 CGE variation against NOx Production of biomass

شکل 12 تغییرات راندمان گاز سرد در مقابل تولید آلاینده NOx زیست‌توده

یکی دیگر از عوامل تاثیرگذار در تعیین نقطه بهینه فرایند گازی‌سازی بیشینه‌سازی تولید گونه‌های CO و H₂ به‌عنوان محصولات اصلی فرایند اکسیداسیون جزئی می‌باشد [27]. "شکل 13" اثر تغییرات نسبت هم‌ارزی روی نسبت‌های H₂/H₂O و CO/CO₂ را نشان می‌دهد. نتایج نشان داده‌اند نسبت هم‌ارزی حدود 0.6 دارای بالاترین نسبت مولی تولید H₂/H₂O و

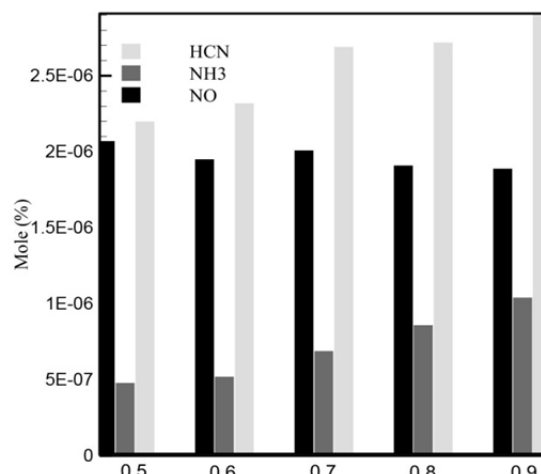


Fig. 9 Intermediate & NOx species concentration under various stoichiometric ratios

شکل 9 غلظت گونه‌های میانی و دی‌اکسید نیتروژن تحت نسبت‌های مختلف استوکیومتریک

4-4- تعیین نقطه بهینه فرایند گازی‌سازی

راندمان گاز سرد یکی از معیارهای مهم در ارزیابی راندمان گازی‌ساز محسوب می‌شود. چن و همکاران رابطه (32) را برای محاسبه راندمان گاز سرد پیشنهاد نموده‌اند [21].

$$CGE(\%) = \frac{\dot{m}_{\text{خروجی}} (Y_{H_2} HHV_{H_2} + Y_{CO} HHV_{CO} + Y_{CH_4} HHV_{CH_4})}{\dot{m}_{\text{سوخت}} HHV_{\text{سوخت}}} \quad (32)$$

در صورتی‌که تعیین نقطه بهینه عملکردی تنها با در نظر گرفتن راندمان گاز سرد گازی‌ساز انجام شود تغییرات راندمان گاز سرد درون گازی‌ساز با تغییر نسبت هم‌ارزی به‌صورت "شکل 10" خواهد بود. در این شکل مشاهده می‌شود که نسبت‌های هم‌ارزی 0.64 و 0.9 نقاط بیشینه این نمودار بوده و با در نظر گرفتن راندمان گاز سرد به‌عنوان تنها تابع هدف این نقاط به‌عنوان نقاط بهینه در نظر گرفته می‌شوند. با توجه به نتایج "شکل 10" و رابطه (32)، افزایش CGE تا نسبت هم‌ارزی 0.64 به‌علت افزایش گونه H₂ درون گازی‌ساز بوده (شکل 8-b) و کاهش راندمان پس از این نقطه به‌علت کاهش غلظت گونه‌های موثر در ارزش حرارتی سینگاز می‌باشد. پس از آن به‌تدریج با افزایش دبی خروجی سینگاز تا نسبت هم‌ارزی 0.9، راندمان گاز سرد افزایش خواهد یافت. بعد از این مقدار گازی‌ساز وارد فاز احتراق کامل شده ($\Phi = 1$) و عملاً فرایند گازی‌سازی با کاهش گونه‌های موثر مانند H₂، CO و CH₄ به‌علت تبدیل گونه‌های یاد شده به CO₂ و H₂O امکان‌پذیر نخواهد بود.

در صورتی‌که تعیین نقطه بهینه عملکردی تنها با در نظر گرفتن نشرآلاینده NOx درون گازی‌ساز انجام شود باتوجه به روند نزولی تولید این گونه مطابق بحث‌های پیشین (شکل 11)، نسبت هم‌ارزی 0.9 نقطه بهینه، جهت کمینه تولید گونه یاد شده می‌باشد.

در "شکل 12" تغییرات میزان آلاینده NOx در مقابل تغییرات راندمان گاز سرد تحت نسبت‌های مختلف هم‌ارزی نشان داده شده است. داده‌های حاصل از مطالعه عددی نشان داده‌اند نرخ تولید آلاینده NOx به نسبت افزایش راندمان گاز سرد رفتاری نزولی دارد. بنابراین از نقطه $\Phi=0.64$ به بعد فرایند کاهش آلاینده‌ها با کاهش راندمان توأم خواهد بود به‌گونه‌ای که پس از $\Phi=0.79$ راندمان مجدداً افزایش می‌یابد.

در این مطالعه شبیه‌سازی فرایند تولید سینگاز درون یک گازی‌ساز رو به پایین به روش دینامیک سیالات محاسباتی انجام شده است. نتایج به‌دست آمده بیانگر تطابق مناسب مدل عددی حاضر با نتایج مطالعه عددی پیشین و آزمایشگاهی در پیش‌بینی غلظت‌های محصولات سینگاز می‌باشد. در این مطالعه از مدل واکنش‌های چندگانه سطحی¹ به‌منظور محاسبه نرخ انجام واکنش‌های فاز جامد و از مدل سینتیک تک نرخی به‌منظور محاسبه نرخ واکنش فرارزدایی استفاده شده است. همچنین در این مطالعه از مدل واکنش نفوذی/سینتیکی برای محاسبه نرخ انجام واکنش‌های فاز همگن استفاده شده است. در این مطالعه فرض بر آن است که تنها عامل تولید NOx وجود ترکیبات نیتروژن در سوخت می‌باشد. نتایج مطالعه حاضر نشان می‌دهد:

- با افزایش نسبت هم‌ارزی میزان تولید اکسیدهای نیتروژن به دلیل میل ذاتی واکنش در تولید گونه پایدار N_2 به نسبت NOx کاهش می‌یابد.
- با در نظر گرفتن حداکثر راندمان گازی ساز بهترین بازه نسبت هم‌ارزی برای داشتن بالاترین ارزش حرارتی سینگاز بازه 0.8 تا 0.9 می‌باشد.
- با در نظر گرفتن کمینه نرخ تولید آلاینده‌ها بازه 0.7 تا 0.9 بازه مناسب جهت کارکرد گازی‌ساز می‌باشد.
- با در نظر داشتن حداکثر راندمان حرارتی و حداقل تولید آلاینده‌ها بازه نسبت هم‌ارزی 0.7 تا 0.9 مناسب‌ترین بازه کارکرد گازی‌ساز می‌باشد.
- کارکرد گازی‌ساز با نسبت هم‌ارزی 0.6 دارای بیشینه نسبت گونه‌های CO/CO_2 و H_2/H_2O می‌باشد.
- با در نظر داشتن بیشینه راندمان حرارتی، کمینه نرخ تولید آلاینده و بیشینه نسبت مولی H_2/H_2O و CO/CO_2 بازه 0.64 تا 0.79 بهترین محدوده فرایند گازی‌سازی می‌باشد.
- با در نظر داشتن بیشینه راندمان گاز سرد و نیز تبدیل کربن، نسبت هم‌ارزی 0.79 تا 0.88 مناسب‌ترین بازه برای کارکرد گازی‌ساز می‌باشد.
- با در نظر داشتن کلیه توابع هدف ذکر شده نسبت هم‌ارزی 0.79 دارای بهینه‌ترین شرایط عملکردی می‌باشد.

6- فهرست علائم

A	مساحت سطح (m^2)
C	غلظت
D	ضریب انتقال جرم دوتایی
d	قطر ذره (m)
F	ترم چشمه نیروهای حجمی
f	کسر جرمی
G	شار تشعشع فرودی
h	انتالپی (Jkg^{-1})
k	ضریب انتقال حرارت ($Wm^{-1}K^{-1}$)
M	جرم مولکولی ($kgmol^{-1}$)
P	فشار ($kgm^{-1}s^{-2}$)
Pr	عدد پراتل
R	نرخ انجام واکنش ($molm^{-3}s^{-1}$)
Re	عدد رینولدز
S	جمله چشمه
t	زمان (s)
T	دما (K)

¹ Multiple surface reaction

می‌باشد. از آن‌جا که گونه‌های یاد شده دارای بیشترین سهم در ارزش حرارتی سینگاز خروجی از گازی‌ساز می‌باشند، بنابراین بیشینه‌سازی تولید گونه‌های یاد شده بیانگر کارکرد گازی‌ساز با حداکثر کارایی در نسبت هم‌ارزی یاد شده می‌باشد.

"شکل 14" تغییرات راندمان‌های تبدیل کربن و گاز سرد را به‌ازای نسبت‌های مختلف هم‌ارزی درون گازی‌ساز نشان می‌دهد. راندمان تبدیل کربن در حقیقت بیانگر درصد تبدیل کربن موجود در سوخت ورودی به گونه‌های دارای کربن در محصولات سینگاز می‌باشد. چن و همکاران رابطه (33) را برای محاسبه راندمان تبدیل کربن پیشنهاد نموده‌اند [21].

$$CC(\%) = \left(1 - \frac{\dot{m}_{\text{سوخت}} \left(Y_{CO_2} \frac{12}{44} + Y_{CO} \frac{12}{28} + Y_{CH_4} \frac{12}{16} \right)}{\dot{m}_{\text{سوخت}}} \right) \quad (33)$$

در صورتی که تعیین نقطه بهینه عملکردی با در نظر گرفتن این دو راندمان به‌عنوان تابع هدف انجام شود، نتایج نشان می‌دهند بازه نسبت‌های هم‌ارزی 0.79 تا 0.88 بهترین بازه عملکردی برای حصول بالاترین راندمان گازی‌سازی می‌باشد.

5- نتیجه‌گیری

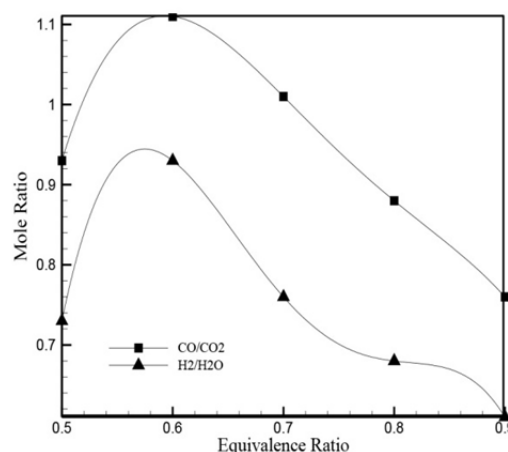


Fig. 13 CO/CO_2 and H_2/H_2O variation Vs. Equivalence ratio

شکل 13 تغییر نسبت‌های H_2/H_2O و CO/CO_2 با تغییر نسبت هم‌ارزی

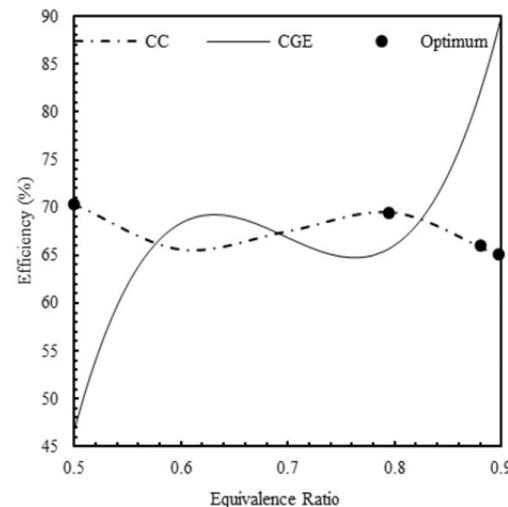


Fig. 14 CGE and CC variation with equivalence ratio

شکل 14 تغییرات راندمان‌های تبدیل کربن و گاز سرد با نسبت هم‌ارزی

- Heat and Mass Transfer, Vol. 53, No. 9–10, pp. 2074–2091, 2010.
- [8] S. Khanmohammadi, K. Atashkari, R. Kouhikamali, Performance assessment and multi-objective optimization of a trigeneration system with modified biomass gasification model, *Modares Mechanical Engineering*, Vol. 15, No. 9, pp. 209–222, 2015. (in Persian فارسی)
- [9] B. Zhang, Z. Ren, S. Shi, S. Yan, F. Fang, Numerical analysis of gasification and emission characteristics of a two-stage entrained flow gasifier, *Chemical Engineering Science*, Vol. 152, No. 1, pp. 227–238, 2016.
- [10] N. Nipattamakul, S. Patumsawad, S. Kerdsuwan, An Experimental investigation of a 15 kg / hr Downdraft Biomass Gasifier for Power Generation, *International Conference of Engineering and Environment*, Songkhla, Thailand, May 10–11, 2007.
- [11] M. Saiful Alam, A. T. Wijayanta, K. Nakaso, J. Fukai, Study on coal gasification with soot formation in two-stage entrained-flow gasifier, *International Journal of Energy and Environmental Engineering*, Vol. 6, No. 3, pp. 255–265, 2015.
- [12] X. Gao, Y. Zhang, B. Li, X. Yu, Model development for biomass gasification in an entrained flow gasifier using intrinsic reaction rate submodel, *Energy Conversion and Management*, Vol. 108, No. 1, pp. 120–131, 2016.
- [13] ANSYS FLUENT 16.0 Theory Guide, Pennsylvania:ANSYS Inc, pp. 454, 2014.
- [14] S. Badzioch, P. G. W. Hawksley, Kinetics of thermal decomposition of pulverized coal particles, *Industrial & Engineering Chemistry Process Design Development*, Vol. 9, No. 4, pp. 521–530, 1970.
- [15] I. W. Smith, The combustion rates of coal chars: A review, *19th Symposium on Combustion*, Vol. 19, No. 1, pp. 1045–1065, 1982.
- [16] Y. Luan, Y. Chyou, T. Wang, Numerical analysis of gasification performance via finite-rate model in a cross-type two-stage gasifier, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Vol. 57, No. 2, pp. 558–566, 2013.
- [17] S. A. Morsi, A. J. Alexander, An Investigation of Particle Trajectories in Two-Phase Flow Systems, *Journal of Fluid Mechanics*, Vol. 55, No. 2, pp. 193–208, 1972.
- [18] J. W. E. Ranz, W. R. Marshall, Vaporization from drops, Part I, *Chemical Engineering Program*, Vol. 48, No. 3, pp. 141–146, 1952.
- [19] J. W. E. Ranz, W. R. Marshall, Evaporation from drops, Part I and Part II, *Chemical Engineering Program*, Vol. 48, No. 4, pp. 173–180, 1952.
- [20] C. T. Crowe, M. P. Sharma, D. E. Stock, The particle-source-in cell (PSI-CELL) model for gas-droplet flows, *Journal of Fluids Engineering*, Vol. 99, No. 2, pp. 325–332, 1977.
- [21] W. Chen, C. Chen, C. Hung, C. Shen, H. Hsu, A comparison of gasification phenomena among raw biomass, torrefied biomass and coal in an entrained-flow reactor, *Applied Energy*, Vol. 112, No. 1, pp. 421–430, 2013.
- [22] P. Basu, *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction*, Second Edition, New York: Elsevier, pp. 199–248, 2013.
- [23] S. Halama, H. Spliethoff, Numerical simulation of entrained flow gasification: Reaction kinetics and char structure evolution, *Fuel Processing Technology*, Vol. 138, No. 1 pp. 314–324, 2015.
- [24] Rex. T. L. Ng, D. H. S. Tay, W. Azlina, W. Ab, K. Ghani, D. K. S. Ng, Modelling and optimisation of biomass fluidised bed gasifier, *Applied Thermal Engineering*, Vol. 61, No. 1, pp. 98–105, 2013.
- [25] L. Liinanki, N. Lindman, Methane yield from biomass gasification at high temperature and pressure, *Fundamentals of Thermochemical Biomass Conversion*, Vol. 51, No. 1, pp. 923–924, 1985.
- [26] M. Turns, *An Introduction To Combustion: Concepts and Applications*, Second Edition, New York: McGraw-Hill, pp. 550–594, 2000.
- [27] M. Vaezi, M. Passandideh-Fard, M. Moghiman, M. Charmchi, Gasification of heavy fuel oils: A thermochemical equilibrium approach, *Fuel*, Vol. 90, No. 2, pp. 878–885, 2011.

u_j سرعت (ms^{-1})

γ کسر جرمی

Y کسر مولی

I شدت تابش

J شار نفوذ جرم

علائم یونانی

μ لزجت دینامیکی ($\text{kgm}^{-1}\text{s}^{-1}$)

ρ چگالی (kgm^{-3})

τ تنش برشی (Nm^{-2})

σ ضریب استفان بولتزمن

ε ضریب نشر

θ_R دمای تابش

زیرنویس‌ها

α ضریب جذب

c هدایت

D پسا

eff موثر

g فاز گاز

h گرمایی

p فاز ذره

r_i واکنش i

7-مراجع

- [1] N. S. Barman, S. Ghosh, S. De, Gasification of biomass in a fixed bed downdraft gasifier - A realistic model including tar, *Bioresource Technology*, Vol. 107, No. 1, pp. 505–511, 2012.
- [2] F. Centeno, K. Mahkamov, E. E. Silva Lora, R. V. Andrade, Theoretical and experimental investigations of a downdraft biomass gasifier-spark ignition engine power system, *Renewable Energy*, Vol. 37, No. 1, pp. 97–108, 2012.
- [3] P. Meenarooh, S. Kerdsuwan, K. Laohalidanond, Development of kinetics models in each zone of a 10 kg / hr downdraft gasifier using computational fluid dynamics, *Energy Procedia*, Vol. 79, No. 1, pp. 278–283, 2015.
- [4] T. K. Patra, P. N. Sheth, Biomass gasification models for downdraft gasifier: A state-of-the-art review, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, Vol. 50, No. 1, pp. 583–593, 2015.
- [5] H. Stadler, D. Toporov, M. Förster, R. Kneer, On the influence of the char gasification reactions on NO formation in flameless coal combustion, *Combustion Flame*, Vol. 156, No. 9, pp. 1755–1763, 2009.
- [6] A. Slezak, J. M. Kuhlman, L. J. Shadle, J. Spenik, S. Shi, CFD simulation of entrained-flow coal gasification: Coal particle density / size fraction effects, *Powder Technology*, Vol. 203, No. 1 pp. 98–108, 2010.
- [7] A. Silaen, T. Wang, Effect of turbulence and devolatilization models on coal gasification simulation in an entrained-flow gasifier, *International Journal of*