

بررسی تولید گاز سنتز در راکتور پلاسما گلایدینگ به روش اکسیداسیون جزئی متان

ساسان رستگار^۱، بیژن هنرور^{۲*}

^۱ کارشناس ارشد مهندسی شیمی، دانشگاه آزاد اسلامی واحد شاهرود، شاهرود، ایران

sasanrst@yahoo.com

^۲ استادیار دانشکده مهندسی نفت، دانشگاه آزاد اسلامی واحد علوم تحقیقات فارس، ایران

honarvar2@gmail.com

چکیده: گاز سنتز ترکیبی از هیدروژن و مونو اکسید کربن است که در فرایندهای شیمیایی و متالوژی متعددی مورد استفاده قرار گرفته و اصلی ترین ماده میانی برای برخی ترکیبات شیمیایی از جمله متانول، آمونیاک، سوخت های مایع و حلال ها به شمار می آید. روش های متفاوتی برای تولید گاز سنتز در دسترس بوده که یکی از آنها اکسیداسیون جزئی متان است. یکی از جدیدترین فناوری ها انتخاب راکتورهای پلاسما برای این منظور است که باعث تبدیل بیشتر متان به محصولات و تولید هیدروژن خالص می شود. از بین این راکتورها، راکتور پلاسمای گلایدینگ بازده بالاتری دارند. منبع تغذیه تولیدکننده محیط پلاسما در راکتور، ولتاژ بالای جریان مستقیم برق است. تکنولوژی پلاسما از طریق انرژی الکتریکی، باعث برانگیخته کردن مولکول ها شده و بستر مناسبی را برای انجام انواع مختلف واکنش ها ایجاد می کند. در این مقاله، معادله تولید گاز سنتز در راکتور با ترکیب پلاسما در حالت هتروژن از طریق فرایند اکسیداسیون کاتالیستی متان در یک بعد، به کمک نرم افزار متلب مدل شد و نتایج به دست آمده با داده های آزمایشگاهی مقایسه گردید. نتایج مدل سازی به دست آمده نشان داد که مدل ارائه شده به خوبی بر نتیجه های آزمایشگاهی منطبق است.

واژه های کلیدی: گاز سنتز، اکسیداسیون جزئی متان، راکتور پلاسما.

1. مقدمه

تبدیل هیدروکربن‌های سبک به گاز سنتز، یکی از مهم‌ترین فرایندهای تبدیل شیمیایی است. گاز سنتز ترکیبی از هیدروژن و مونو اکسید کربن است که اصلی‌ترین ماده میانی برای تولید هیدروژن و برخی ترکیبات شیمیایی از جمله متانول، آمونیاک، سوخت‌های مایع و حلال‌ها به‌شمار می‌آید [1]. در سال‌های اخیر، برای فراوری بیشتر گاز سنتز و کاهش سرمایه‌گذاری اولیه در واحدهای تبدیل (رفرمینگ¹) تلاش بسیاری صورت گرفته است. برای رسیدن به این هدف، واکنش‌های اکسیداسیون جزئی کاتالیستی به‌عنوان یکی از روش‌های جایگزین فرایند رفرمینگ استفاده شده است.



$$\Delta_r H_{1000K} = -21/8 \text{ kJ/mol}$$

این واکنش گرمازا است و نسبت به رفرمینگ مرطوب بسیار سریع‌تر است. همچنین، گاز سنتز به‌دست‌آمده از این روش، نسبت $H_2/CO=2$ دارد که برای سنتز متانول و سنتز فیشر-تروپس² در فرایند GTL³ ایدئال است [2]. در صورتی که این واکنش در راکتور با بستر ثابت انجام شود، حرارت بالای تولیدی موجب غیرفعال شدن سریع کاتالیست و ایجاد نقاط داغ‌شده و به‌تبع آن، باعث تغییر درصد تبدیل مواد اولیه و کاهش آن می‌شود [3]. استفاده از تکنولوژی پلاسما برای تبدیل متان است. با توجه به انرژی بالای پلاسما، رادیکال‌های متیل به‌راحتی تولید می‌شوند و به‌همین دلیل، واکنش‌های مختلف در پلاسما قابل انجام هستند. در این روش، مشکل دمای بالای واکنش که در فرایندهای کاتالیستی معمولی مطرح می‌شوند، از بین می‌روند. همچنین، این تکنولوژی به‌طور کامل با محیط زیست سازگار است.

پلاسما به گاز یونیزه‌شده‌ای اطلاق می‌شود که بخشی از مولکول‌های آن، یک یا چند الکترون خود را از دست داده و به یون تبدیل شده‌اند. محیط پلاسما با برقرار نمودن اختلاف پتانسیل الکتریکی بر اثر تخلیه الکتریکی در گاز به‌وجود می‌آید. انرژی الکتریکی عاملی بسیار مناسب و تکمیلی برای فعال کردن مواد شیمیایی و شروع واکنش‌ها محسوب می‌شود. با ایجاد تخلیه الکتریکی در گاز، ذرات بسیار فعالی از جمله الکترون‌ها، یون‌ها، اتم‌ها، رادیکال‌ها و مولکول‌های برانگیخته به‌وجود می‌آیند. آن‌ها محیط مناسبی برای انجام واکنش‌ها و تولید محصولات هستند [4].

در سال 2004، پیتروشکا و همکاران به بررسی اکسیداسیون جزئی متان ترکیب‌شده با پلاسما برای تولید گاز سنتز در یک راکتور پلاسما

پرداختند. تأثیر دمای گاز، فرکانس ولتاژ اعمال‌شده و انرژی واردشده بررسی شد. انتخاب‌پذیری‌های محصول با محاسبات تعادلی دمایی مقایسه شد. حضور کاتالیست Ni در منطقه تخلیه، باعث بهبود اکسیداسیون CO به CO_2 در حرارت‌هایی که کاتالیست فعال می‌شود [5].

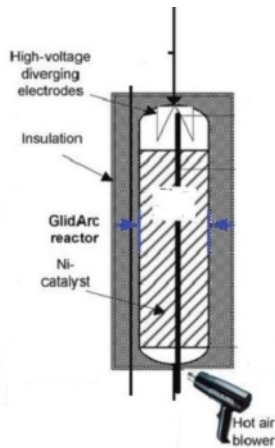
در سال 2007، چاوادج و همکاران به بررسی اکسیداسیون جزئی متان با هوا، برای سنتز گاز تولیدی در یک سیستم تخلیه چندمرحله‌ای گلایدینگ⁴ پرداختند. فرایندهای کاتالیستی مرسوم تبدیل CH_4 برای تولید گاز سنتز، به دما و فشار بالا نیاز دارند و پلاسما غیر حرارتی یک تکنولوژی امیدبخش برای تولید گاز سنتز از متان است. در مطالعه آن‌ها یک سیستم تخلیه چندمرحله‌ای گلایدینگ به کارگرفته شد تا بر روی تأثیر تعداد مراحل، ترکیب گاز خوراک، سرعت جریان خوراک، فرکانس، ولتاژ اعمال‌شده، فاصله شکاف الکترود روی تبدیل CH_4 و O_2 تحقیق کند. سیستم آن‌ها شامل 4 واحد راکتورهای تخلیه گلایدینگ بود که به‌صورت سری به‌هم متصل بود و آن‌ها از هوا برای اکسیداسیون جزئی متان استفاده کردند. نتیجه آن‌ها نشان داد که افزایش تعداد مراحل، ولتاژ یا فاصله شکاف الکترود، میزان تبدیل CH_4 و O_2 را بهبود می‌بخشد. آن‌ها برای بررسی تأثیر CH_4/O_2 مقدارش را درحالی که بقیه عوامل ثابت بود، تغییر دادند. کاهش CH_4/O_2 و افزایش تعداد مراحل راکتور پلاسما، میزان تبدیل CH_4 و O_2 را بهبود می‌بخشد. بیشترین میزان تبدیل CH_4 و O_2 در $CH_4/O_2=2/1$ مشاهده شد [6].

در سال 2008، چائو و همکاران تولید هیدروژن توسط اکسیداسیون جزئی متان با کاتالیست‌های ترکیب‌شده با پلاسما را بررسی کردند. کاتالیست گرانول نیکل در مناطق پلاسما استفاده شد. برای واکنش ریفورمینگ بهینه متان و در شرایط خاص تولید هیدروژن 89/9 درصد، میزان تبدیل متان 90/2 درصد شد [7].

در سال 2009، لاجه و همکاران به بررسی تولید گاز سنتز از اکسیداسیون متان با استفاده از پلاسما غیر حرارتی پرداختند و رفتار مخلوط متان-هوا در مقیاس آزمایشگاهی که در فشار اتمسفری و دمای محیط به پلاسما غیر حرارتی تزریق شد، به‌صورت تجربی و عددی، به‌عنوان تابعی از غلظت و سرعت جریان جرمی متان تحقیق شد و نتایج عددی خوبی در تطابق با نتیجه تجربی به‌دست آمد. بیشترین کسر مولی H_2 و CO در غلظت بالای متان در هوا و سرعت جریان پایین CH_4/air به‌دست آمد. شبیه‌سازی و نتایج تجربی به دو نتیجه اصلی زیر دلالت می‌کند: میزان بالای تبدیل متان و بیشترین

1. Reformers
2. Fischer-Tropsch Synthesis
3. Gas to Liquids Process

4. Multistage Gliding arc Discharge System



شکل (۱): نمای راکتور پلاسما

این راکتور از نوع گلایدینگ است که ساختار دوجداره دارد. سیلندر داخلی سرامیک سیلیکون کاربرد شامل محفظه واکنش و حاوی کاتالیست Ni با فعال‌ساز Al_2O_3 است. جرقه الکتریکی که بین دو الکترود تشکیل می‌شود، توسط یک مبدل تک‌فاز تأمین برق می‌شود. تخلیه که در نزدیک‌ترین نقاط الکترودها تشکیل می‌شود، زمان تماس کوتاهی دارد و توسط گلایدینگ در لبه الکترود پخش می‌شود. جرقه در انتهای الکترودها محو می‌شود و یک تخلیه جدید فوراً در جاهای اولیه شکل می‌گیرد. ولتاژ بالا به نحوی، خود باعث می‌شود که تخلیه‌های الکتریکی مستقیماً به طرف بیوگاز و جریان هوا بروند. الکترودها هم سرد نمی‌شوند و در نتیجه، همه انرژی الکتریکی مستقیماً و کاملاً به گاز فرایندشده منتقل می‌شود. بیوگاز، هوای غنی‌شده و هوای نرمال، از طریق یک لوله تأمین‌کننده فراهم می‌شوند. بیوگاز و هوای غنی‌شده در سیلندرها گاز وجود دارند و هوای نرمال از خط اصلی واحد کمپرسور هوا تأمین می‌شود. بیوگاز مستقیم از بالای محفظه واکنش بدون پیش‌گرمایش تزریق می‌شود، زیرا گونه‌های گازی مستقیماً توسط اثر الکترون‌ها فعال می‌شوند. جریان هوای غنی‌شده هم نخست کمی با عبور دادن آن از بین جدار داخلی سرامیکی و پوشش بیرونی استیل راکتور پیش‌گرمایش می‌شود و سپس با بیوگاز مخلوط می‌شود. حرارت هم از خارج با یک دمنده هوای گرم که دارای یک کنترل‌کننده قابل برنامه‌ریزی است، تأمین می‌شود. بدین ترتیب، در شروع کار یا استارت-آپ^۱ حرارت در داخل راکتور گلایدینگ با سوختن استوکیومتری کامل پروپان با هوا افزایش می‌یابد. حرارت آزادشده از احتراق کامل پروپان، بسیار سریع باعث افزایش حرارت بستر کاتالیستی تا حد یک حرارت مناسب ظرف چند

تولید هیدروژن در سرعت جریان پایین و غلظت اولیه بالای متان در هوا به دست آمد. کمترین هزینه تولید هیدروژن در سرعت‌های جریان بالا و غلظت‌های اولیه پایین متان در هوا به دست می‌آید [۸].

در سال ۲۰۱۱، رفیک و همکاران به بررسی مطالعه تجربی و ترمودینامیکی مدل اکسیداسیون جزئی کاتالیستی بیوگاز با استفاده از راکتور ترکیب‌شده با پلاسما پرداختند. کار آن‌ها در خصوص تأثیر شرایط فرایندی روی تولید گاز سنتز از مدل بیوگاز، از طریق اکسیداسیون جزئی روی یک کاتالیست گرانول بر پایه نیکل بود و کار آن‌ها در یک راکتور گلایدینگ ترکیب‌شده با پلاسما غیر دمایی انجام شد و حالت نسبت هوای نرمال $O_2/N_2=21/79$ و هوای غنی شده $O_2/N_2=40/60$ مورد مطالعه قرار گرفتند.

پارامترهای دیگری مثل تبدیل CH_4 ، میزان تولید گاز سنتز، نسبت H_2/CO و راندمان حرارتی راکتور مورد تجزیه و تحلیل قرار گرفتند. نتایج آن‌ها نشان داد که CO_2 را می‌توان به‌عنوان یک گاز خنثی در این فرایند استفاده کرد. یکی دیگر از پارامترها تأثیر نسبت O_2/CH_4 بود. مقدار T_{ex} با افزایش O_2/CH_4 زیاد شد. همچنین آن‌ها تأثیر دما را نیز بررسی کردند و به طور کلی، به این نتیجه رسیدند که ریفورمرهای گلایدینگ ترکیب‌شده با پلاسما دارای محاسن متعددی هستند؛ از جمله: زمان شروع سریع، عملکرد پایدار در ریفورمینگ طیف وسیعی از سوخت‌های هیدروکربنی و مصرف کم انرژی الکتریکی (۲ تا ۵ درصد) از کل انرژی شیمیایی سیستم [۹].

هدف از انجام این تحقیق، مطالعه‌ای بر شبیه‌سازی عملکرد راکتورهای پلاسمای تولید گاز سنتز است. مدل‌سازی را در حالت هتروژن به‌عمل آوردیم و این کار را به‌وسیله یک مدل یک‌بعدی بر پایه معادلات جرم و حرارت انجام دادیم.

۲. مدل‌سازی ریاضی

به‌منظور بررسی اثر متغیرهای گوناگون روی فرایند اکسیداسیون جزئی متان، راکتورهای پلاسما با استفاده از قانون بقای جرم، معادلات سرعت واکنش و قانون بقای انرژی، مدل‌سازی شده است. مدل ریاضی این سیستم منجر به معادلاتی می‌شود که با حل آن‌ها می‌توان تحلیل جامعی از اثر متغیرهای گوناگون بر فرایند داشت. مدل‌سازی در حالت یکنواخت صورت گرفته است و رفتار گاز به‌صورت ایستاد می‌باشد. شمای راکتور مورد استفاده در شکل (۱) ارائه شده است.

• مقاومت‌های انتقال جرم و حرارت در خارج از کاتالیست است.
 • راکتور گلایدینگ در تعادل ترمودینامیکی است.
 دمای گاز و ذره کاتالیست در هر نقطه برابر نیست، به همین دلیل بین آن‌ها انتقال حرارت انجام می‌گیرد.
 غلظت هر جزء در فاز گاز و روی ذره کاتالیست در هر نقطه برابر نیست، به همین دلیل بین آن‌ها انتقال جرم انجام می‌گیرد.
 علاوه بر این موارد، در این پژوهش فرض شده است که پلاسما تأثیر خود را تنها بر دمای ورودی گاز می‌گذارد.
 همچنین، بلینوف و همکاران نشان دادند که استفاده از سیتیک‌های استاندارد، بدون شامل شدن فرایندهای خاص پلاسما، برای شبیه‌سازی تولید گاز سنتز در منطقه پلاسما کافی است [۱۱].
 همچنین، عملکرد راکتور پلاسما را با استفاده از معادلات زیر ارزیابی می‌کنیم [۱۲]:

$$X_{CH_4} = \frac{F_{CH_4, in} - F_{CH_4, out}}{F_{CH_4, in}} \times 100 \quad (6)$$

$$Y_{H_2} = \frac{F_{H_2, out}}{2 \times F_{CH_4, in}} \times 100 \quad (7)$$

این مدل‌سازی بر پایه معادلات انتقال جرم، انرژی و مومنتوم می‌باشد.

موازنه جرم:

فاز گاز: برای فاز گاز موازنه جرم در المانی از بستر برای ترکیبات اکسیژن و متان معادله دیفرانسیل زیر ارائه می‌شود. علامت \bar{z} یک بار برای اکسیژن و یک بار برای متان در نظر گرفته می‌شود.

$$\frac{\partial w_j}{\partial \bar{z}} = \frac{1}{\rho_g u_z} \left(-\rho_g w_j \frac{\partial u_z}{\partial \bar{z}} - w_j u_z \frac{\partial u_g}{\partial \bar{z}} \right) - \quad (8)$$

$$k_{gj} a_v (w_j - w_{j,z})$$

فاز جامد: برای المان مورد نظر در فاز جامد، معادله موازنه جرم به شرح زیر ارائه می‌شود، به طوری که سهم انتقال جرم همرفتی با میزان واکنش انجام‌شده در حجم المان برابر است.

$$k_{gj} a_v (w_j - w_{j,z}) + r_j M_j \rho_b^{cat} = 0 \quad (9)$$

موازنه انرژی:

فاز گاز: برای المان مورد نظر، موازنه انرژی به صورت زیر ارائه می‌شود.

$$\frac{\partial T}{\partial \bar{z}} = \frac{1}{\rho_g u_z c_p} \left(-h_{cat} a_v (T - T_s) \pi d \right) \quad (10)$$

فاز جامد: در فاز جامد، موازنه انرژی در راکتور به معادله زیر می‌انجامد:

$$h_{cat} a_v (T - T_s) + \rho_b^{cat} \sum_i r_i (-\Delta H_i) = 0 \quad (11)$$

دقیقه می‌گردد و پس از آن، سرعت جریان بیوگاز و هوای نرمال و غنی شده را می‌توان به دلخواه تنظیم کرد [۹].

معادله سرعت اکسیداسیون جزئی متان توسط z^1 و فرومنت^۲ مورد بررسی قرار گرفته است [۱۰]. آن‌ها معادلات سرعت زیر را برای واکنش‌ها ارائه داده‌اند.

$$r_1 = k_1 P_{CH_4} P_{O_2} \quad (2)$$

$$r_2 = k_2 P_{CH_4} P_{H_2O} \left(1 - \frac{P_{CO} P_{H_2}}{K_1 P_{CH_4} P_{H_2O}} \right) \quad (3)$$

$$r_3 = k_3 P_{CH_4} P_{CO} \left(1 - \frac{P_{CO} P_{H_2}}{K_2 P_{CH_4} P_{CO}} \right) \quad (4)$$

$$r_4 = k_4 P_{CO} P_{H_2O} \left(1 - \frac{P_{CO} P_{H_2}}{K_3 P_{CO} P_{H_2O}} \right) \quad (5)$$

همچنین ضرایب سرعت واکنش و انرژی فعال سازی در جدول (۱) ارائه شده است.

جدول (۱): ضرایب سرعت واکنش

ثابت سرعت	ضریب پیش اکسپوننشیل		E _a (kJ.kmol ⁻¹)
	مقدار عددی	واحد	
k ₁	۳/۹۶ × ۱۰ ^{۱۱}	kmobar ⁻² , kg _{cat} ⁻¹ , h ⁻¹	۱۶۶ × ۱۰ ^۲
k ₂	۱/۵۱ × ۱۰ ^{-۱}	kmobar ⁻² , kg _{cat} ⁻¹ , h ⁻¹	۲۹ × ۱۰ ^۲
k ₃	۸/۷۱ × ۱۰ ^۲	kmobar ⁻² , kg _{cat} ⁻¹ , h ⁻¹	۲۳/۷ × ۱۰ ^۲
k ₄	۴/۳۹ × ۱۰ ^۶	kmobar ⁻² , kg _{cat} ⁻¹ , h ⁻¹	۶۳/۱۳ × ۱۰ ^۲

در جدول (۲) ضرایب ثابت سرعت واکنش ذکر گردیده است.

جدول (۲): معادلات ثابت تعادل

ثابت سرعت	معادله ریاضی
K ₁	exp(-27,106/T+30.42)
K ₂	exp(-31,266/T+34.218)
K ₃	exp(4160/T-3.798)

برای مدل‌سازی راکتور پلاسما استفاده‌شده در این فرایند، فرضیه‌های ساده‌کننده زیر در نظر گرفته شده‌اند:

- رفتار گاز به صورت ایدئال
- انجام عملیات در حالت پایدار
- با توجه به اینکه طول راکتور از قطر راکتور خیلی بزرگ‌تر است، به طوری که L/D > 5 است، مدل‌سازی یک‌بعدی در نظر گرفته می‌شود.

1. Xu
2. Froment

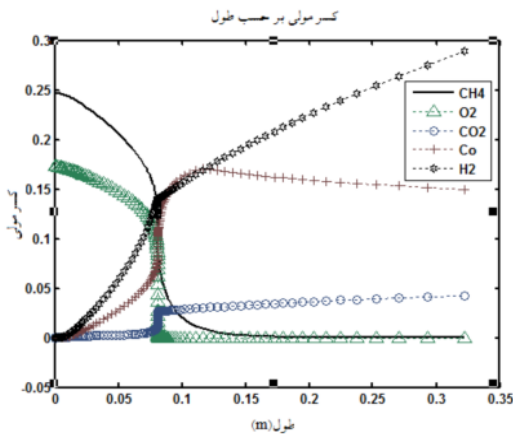
شرایط مرزی:

شرایط مرزی در $Z = 0$ برای حالت نرمال به صورت زیر است:

$$@ \begin{cases} Z = 0 \\ Z = 0 \end{cases} \begin{cases} W_{O_2} = 0/1998 \\ W_{CH_4} = 0/1426 \\ T = 899k \end{cases}$$

۳. بحث و بررسی

در این مطالعه، برای حل معادلات یک بعدی در جهت محور بستر، از روش روزن بروک^۱ استفاده شده است. کد کامپیوتری مربوط در محیط نرم افزار متلب^۲ نوشته و به وسیله آن، اثر متغیرهای گوناگون بررسی شده است. اعتبارسنجی مدل ارائه شده به وسیله نتیجه های آزمایشگاهی رفیک و همکاران صورت گرفته است که از راکتور پلاسما گلایدینگ در مطالعه آزمایشگاهی خود استفاده کرده اند. در جدول های (۳) و (۴) شرایط عملیاتی راکتور و خصوصیات هندسی راکتور پلاسما و مشخصات کاتالیست ذکر شده است.



شکل (۲): تغییرات جزء مولی ترکیبات در طول راکتور

کسر مولی CO ابتدا یک روند افزایشی و سپس از طول ۰/۱۱۶ یک روند کاهشی در طول راکتور نشان می دهد. این تغییر نشان می دهد که در قسمت اول راکتور واکنش ریفرمینگ با بخار آب حکم فرماست و در قسمت دوم، راکتور واکنش شیفت آب گاز معکوس حکم فرماست. کسر مولی CO₂ هم افزایش پیدا می کند که این نشان دهنده وجود واکنش احتراق در طول راکتور است.

همچنین، با توجه به شکل (۲) کسر مولی هیدروژن به طور پیوسته در طول راکتور افزایش می یابد و به مقدار ۲۹/۷ می رسد. این افزایش به این دلیل است که H₂ از واکنش ریفرمینگ با بخار آب و شیفت آب گاز معکوس در یک سرعت مناسب تولید می شود.

۲.۳. بررسی میزان تبدیل

در این قسمت، میزان تبدیل متان و اکسیژن و همچنین، بازده تولید هیدروژن و مونو اکسید کربن بررسی شده است. با توجه به شکل (۳) مشاهده می شود که میزان تبدیل متان در طول راکتور افزایش می یابد و در طول ۰/۱۵ m به میزان تبدیل ۹۷/۳ می رسد و از این طول به بعد، میزان تبدیل ثابت می شود.

جدول (۳): شرایط عملیاتی

مقدار	شرایط خوراک
$2/75 \times 10^{-4}$	CH ₄ (mol.s ⁻¹)
$1/8 \times 10^{-4}$	O ₂ (mol.s ⁻¹)
$6/77 \times 10^{-4}$	N ₂ (mol.s ⁻¹)
۳۰	Pressure (bar)
۲۵	Inlet temperature to plasma zone (°C)

جدول (۴): خصوصیات هندسی راکتور پلاسما و مشخصات کاتالیست

مقدار	واحد	پارامتر
۳۲/۲	M	طول راکتور
۵/۹	M	قطر راکتور
۹۰۳	Kg/m ³	دانشیه بالک
۱۰	Mm	قطر ذرات
۰/۶۸	-	تخلخل

۱.۳. بررسی تغییرات جزء مولی اجزاء

با توجه به نمودار درصد مولی بر حسب طول مشاهده می شود که در ابتدای راکتور غلظت متان و اکسیژن به دلیل واکنش سریع، احتراق متان به شدت کاهش می یابد. در حالت غیر آدیاباتیک با توجه به تغییر

1. Rosen Brooke
2. Matlab Softwar

۴۵ بررسی تولید گاز سنتز در راکتور پلاسما گلایدینگ به روش اکسیداسیون جزئی متان

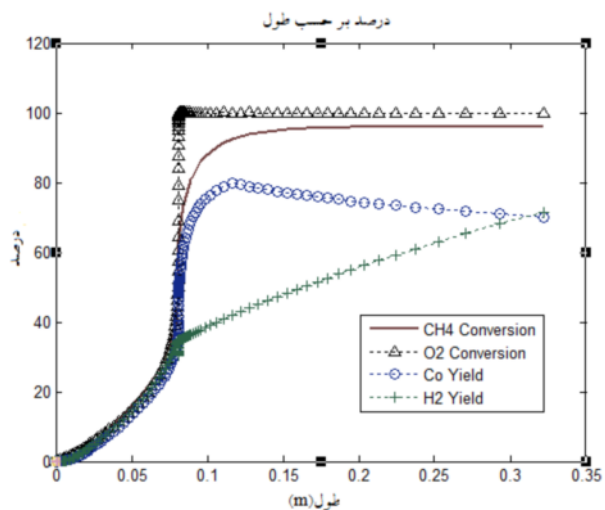
با توجه به این نمودار، دما ابتدا افزایش و سپس به سمت تعادل کاهش می‌یابد. این ویژگی از خصوصیات کاتالیست‌های اکسیداسیون جزئی متان غیرمستقیم است. همچنین جدولی ارائه شده است که نتایج این مطالعه را نسبت به کار آزمایشگاهی که توسط رفیک و همکاران انجام شده است، مورد مقایسه قرار می‌دهد [۱۲].

جدول (۵): جدول مقایسه نتایج با کار آزمایشگاهی

پارامترها	هوای نرمال		
	کار آزمایشگاهی	مدل هتروژن	درصد خطا (%)
دمای حداکثر (k)	۱۳۳۸	۱۳۴۳	۰/۳۷
دمای خروجی (k)	۱۰۷۳	۱۰۵۳	۱/۸۶
ترکیب گاز سنتز (مول %)			
CH ₄	۰/۵	۰/۵۴	۷/۴۰
CO ₂	۴	۳/۷۷	۵/۷۵
H ₂	۲۷/۸	۲۹/۷	۲/۸۷
CO	۱۳/۷	۱۴/۹۸	۲/۱۴
O ₂	۰	۰	۰

۴. نتیجه‌گیری

در مطالعه حاضر، فرایند اکسیداسیون جزئی متان در راکتور پلاسما گلایدینگ مدل‌سازی شده است. نتایج نشان داد که با توجه به مزیت‌های روش اکسیداسیون جزئی متان، نظیر عدم نیاز به بخار و عدم گوگردزدایی از خوراک و نسبت هیدروژن به مونو اکسید کربن برابر با دو ($H_2/CO=2$)، روش مناسبی برای تولید گاز سنتز است. اثر متغیرهای گوناگون از جمله تغییرات جزء مولی اجزا در طول راکتور، میزان تبدیل متان و اکسیژن و بازده تولید آن‌ها در طول راکتور بررسی شده است. مدل پیشنهادی با استفاده از داده‌های آزمایشگاهی موجود در مراجع، ارزیابی شده است. نتیجه‌های مدل پیشنهادی به‌طور قابل قبولی، بر داده‌های آزمایشگاهی موجود در مراجع منطبق است.

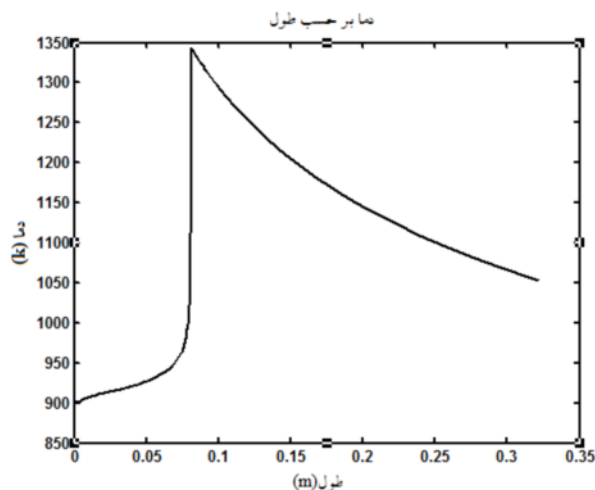


شکل (۳): میزان تبدیل، هوای نرمال همراه با افت حرارت

همچنین مشاهده می‌شود که بازده تولید هیدروژن در منطقه احتراق، یک روند افزایشی دارد و بعد از منطقه احتراق هم به دلیل افت حرارت، در طول راکتور افزایش می‌یابد. بازده مونو اکسید کربن در منطقه ریفرمر با افت حرارت به دلیل واکنش شیفت آب گاز معکوس شروع به کاهش می‌کند.

۳.۳. تأثیر دما

در این قسمت، اثر دما بررسی شده است. با توجه به شکل (۴) در قسمت اول راکتور به دلیل سوختن سریع متان و مقدار گرمای تولید شده در واکنش اکسیداسیون متان (واکنش گرماده)، دما در طول راکتور صعود کرده تا به یک مقدار ماکزیمم برسد؛ یعنی مقدار آن به ۱۳۴۳ درجه کلوین می‌رسد. بعد از آن و در قسمت دوم راکتور به دلیل غالب آمدن واکنش‌های ریفرمینگ متان (واکنش‌های گرماگیر) و همچنین به دلیل افت حرارت، دما در طول راکتور کاهش می‌یابد تا به مقدار ۱۰۷۳ درجه کلوین برسد.



شکل (۴): تغییرات دما، هوای نرمال همراه با افت حرارت

فهرست علائم

w_j	کسر جرمی گونه j ام				
X_{CH_4}	تبدیل متان	m	a_v		سطح ویژه ذرات
Y_i	بازده تولید مواد		C_p^g		گرمای ویژه مخلوط
z	مختصه محور راکتور	m	D&L		قطر و طول راکتور
	حروف یونانی	mol.s ⁻¹	$F_{CH_4, in \& out}$		دبی جریان ورودی و خروجی متان
ε	کسر فضای خالی	mol.s ⁻¹	$F_{H_2, out}$		دبی جریان خروجی هیدروژن
kg.m ⁻³	دانسیتته	W.m ⁻² .K ⁻¹	H		ضریب انتقال حرارت
ρ	آنتالپی استاندارد واکنش	m.s ⁻¹	k_j		ضریب انتقال جرم میان فازهای گاز و جامد هر جزء
$H_i \Delta$	بالانویس ها و زیرنویس ها	kg.kmol ⁻¹	M_j		وزن مولکولی گونه j ام
b	بالک	($kmol.kg_{cat}^{-1}h^{-1}$)	r_i		سرعت واکنش برای معادله واکنش
cat	کاتالیست	K	T		دما
g	گاز		T^g		دمای گاز
i	واکنش i ام	m.s ⁻¹	u_z		سرعت ظاهری



مراجع

- [1] Liu C.J., Mallinson R., Lobban L., "Nonoxidative methane conversion to acetylene over zeolite in a low temperature plasma", Journal Of Catalysis, 179, pp. 326–334, 1998.
- [2] Wilhelm D.J., Simbeck D.R., Karp A.D., Dickenson R.L., "Syngas production for gas-to-liquids applications: Technologies, issues and outlook", Fuel Processing Technology, 71, pp. 139-148, 2001.
- [3] Ostroski T., Giroir-Fendler A., Mirodatos C., Mlezkob I., "Comparative study of the catalytic partial oxidation of methane to synthesis gas in fixed-bed membrane reactors Part 1: a modeling approach", Catalysis Today Vol.40, pp. 181-190, 1998.
- [4] جهانمیری عبدالحسین، رحیم پور محمد رضا، محمد زاده شیرازی میثم، هوشمند نوید، تقوایی حامد، ۱۳۸۹، مدل سازی و بهینه سازی فرایند تولید هیدروژن توسط راکتور پلاسمای تخلیه الکتریکی با عایق دی الکتریک، چهارمین سمینار پیل سوختی ایران، آذر ۱۳۸۹، دانشگاه تربیت دبیر شهید رجایی، دانشکده علوم پایه.
- [5] Pietruszka B., Anklam K., Heintze M., "Plasma-assisted partial oxidation of methane to synthesis gas in a dielectric barrier discharge", Applied Catalysis A: General, 261, pp. 19-24, 2004.
- [6] Sreethawong T., Thakonpatthanakun P., Chavadej S., "Partial oxidation of methane with air for synthesis gas production in a multistage gliding arc discharge system", International Journal of Hydrogen Energy, 32, pp. 1067-1079, 2007.
- [7] Chao Y., Huang C., Lee H., Chang M., "Hydrogen production via partial oxidation of methane with plasma-assisted catalysis", International Journal Of Hydrogen Energy, 33, pp. 664-671, 2008.
- [8] Luche J., Aubry O., Khacef A., Cormier J., "Syngas production from methane oxidation using a non-thermal plasma: Experiments and kinetic modeling", Chemical Engineering Journal, pp. 149, 35-41, 2009.
- [9] Rafiq M.H., Hustad J.E., "Experimental and thermodynamic studies of the catalytic partial oxidation

- of model biogas using a plasma-assisted gliding arc reactor*", Renewable Energy, 36, pp. 2878-2887, 2011.
- [10] De Groot A.M., Froment G.F., "Simulation of the catalytic partial oxidation of methane to synthesis gas", Applied Catalysis A: General, 138, pp. 245-264, 1996.
- [11] Benilov M.S., Naidis G.V., "Modeling of hydrogen-rich gas production by plasma reforming of hydrocarbon fuels", International Journal of Hydrogen Energy, 31, pp. 769-774, 2006.
- [12] Rafiq M.H., Hustad J.E., "Experimental and thermodynamic studies of the catalytic partial oxidation of model biogas using a plasma-assisted gliding arc reactor", Renewable Energy, 36, pp. 2878-2887, 2011.