

گازسازی سوخت نفتی سنگین در یک گازساز جریان حامل

حمیدرضا فرشی فصیح^۱، حجت قاسمی^{۲*} و حسن کریمی مزرعه‌شاهی^۳

۱- دانشجوی دکتری، مهندسی هوافضا، دانشگاه خواجه نصیرالدین طوسی، تهران، hrfarshifasih@mail.kntu.ac.ir

۲- دانشیار، مهندسی مکانیک، دانشگاه علم و صنعت ایران، تهران، h_ghassemi@iust.ac.ir

۳- استاد، مهندسی هوافضا، دانشگاه خواجه نصیرالدین طوسی، تهران، karimi@kntu.ac.ir

* نویسنده مخاطب

(تاریخ دریافت: ۹۸/۰۴/۲۲، دریافت آخرین اصلاحات: ۹۸/۰۵/۲۲، پذیرش: ۹۸/۰۶/۲۹)

چکیده: این مقاله به بررسی گازسازی مازوت پالایشگاه تهران با عامل گازکننده هوا می‌پردازد. در ابتدا، گازسازی مازوت با رویکرد ترمودینامیکی تعادلی مدل‌سازی شده و سپس، به صورت تجربی، عملکرد دمایی یک گازساز جریان حامل مطالعه شده است. بدین منظور، یک مجموعه گازسازی سوخت نفتی سنگین با ظرفیت ۷ کیلوگرم بر ساعت طراحی و ساخته شد. مشخصات فیزیکی-شیمیایی این سوخت نفتی سنگین از طریق آزمایشگاهی تعیین شد. در یک مطالعه پارامتریک، به کمک مدل تعادلی در نرم‌افزار Aspen plus برای شرایط پایدار، اثر نسبت هم‌ارزی بر شاخص‌های عملکردی در گازسازی شامل ترکیبات گاز سنتزی، ارزش حرارتی و دمای گازسازی بررسی شد. توزیع دمای درون گازساز و مصرف کربن جامد سوخت نفتی سنگین عوامل موثری در تولید گاز سنتزی و عملکرد بهینه گازسازی‌اند. در مطالعه تجربی، دمای گازسازی در نقاط مختلف گازساز اندازه‌گیری شده است. نتایج مدل‌سازی نشان می‌دهند که مقادیر CO ، H_2 و HHV در نسبت هم‌ارزی برابر ۰/۳۹ بیشینه بوده که منطبق با مصرف کامل کربن جامد است. با افزایش نسبت هم‌ارزی، دمای گازسازی زیاد شده که این موضوع بر نتایج تجربی نیز منطبق است. مقایسه نتایج مدل‌سازی و تجربی نشان می‌دهد که ضمن هماهنگی روند تغییرات دمای گازسازی، اختلاف دماهای تجربی و مدل‌سازی، با افزایش نسبت هم‌ارزی، کاسته می‌شود. همچنین، پس از یک فاصله کوتاه از نوک انژکتور، درجه حرارت در طول گازساز با نرخ ثابتی کاهش می‌یابد. در نهایت، به منظور عملکرد بهینه گازسازی سوخت نفتی سنگین، یک تناسب بین طول گازساز و نسبت هم‌ارزی براساس پیشرفت یکی از واکنش‌های اساسی در گازسازی ارائه شده است.

کلیدواژگان: سوخت نفتی سنگین، نسبت هم‌ارزی، توزیع دما، ترکیبات گاز سنتزی، طول گازساز

مقدمه

به دلیل افزایش تقاضا برای انرژی پاک، فناوری‌هایی چون گازسازی، به عنوان یک فرایند احتراقی کنترل شده، توانایی تولید پاک‌تر توان از سوخت‌های فسیلی را داشته و می‌تواند نقش مهمی در کاهش مصرف انرژی بازی کند. در فرایند پالایش نفت خام، پس از جداسدن محصولات سبک‌تر، در انتهای برج تقطیر خلاء پسماند سنگینی به نام پسماند خلاء^۱ باقی می‌ماند. از آنجایی که پسماند خلاء گرانبوی بالایی دارد، با گرم کردن و فرایند کاهش گرانبوی^۲ و افزودن برش‌های دیزل، به پسماند نفتی سنگین (HFO)^۳ تبدیل می‌شود [۱]. این HFO مایعی سیاه و سفت و در دماهای سرد نیمه جامد بوده که در این مطالعه مازوت^۴ نامیده می‌شود [۲، ۳]. مازوت صرفاً به عنوان یک سوخت در موتورهای کشتی، نیروگاه‌های برق و کوره‌های پخت سوزانده می‌شود.

1. Vacuum residue
2. Visbreaking
3. Heavy Fuel Oil (HFO)
4. Mazut

فرایند احتراقی سوخت نفتی سنگین آلاینده‌گی بسیاری داشته و با تولید موادی چون SO_x ، NO_x و دوده بازده محفظه‌های احتراق را کاهش می‌دهد. بنابراین، نیاز به فناوری‌های تمیزتری برای تبدیل یک سوخت کثیف به محصولات سنتزی با ارزش و با کاربرد بیشتر ضروری است [۴]. یکی از این روش‌های ارتقاء گازسازی است. از مزایای گازسازی نسبت به سایر روش‌ها می‌توان به کارگیری محدوده متنوعی از خوراک‌های مایع، مانند سوخت نفتی سنگین، گل‌روان زغال‌سنگ^۱، گل‌روان قیر^۲ و پساب سیاه^۳، مقادیر کم سولفور و خاکستر به‌جامانده در ازای گازهای تولیدی با ارزش حرارتی بالاتر، امکان یکپارچه‌سازی با سامانه تولید توان سیکل ترکیبی (IGCC)^۴ و همچنین تولید محصولات متنوع شیمیایی و هیدروژن، به‌منظور استفاده در پیل‌های سوختی و فرایندهای پالایش نفت، را برشمرد [۵-۷].

گازسازی یک فرایند ترموشیمیایی برای تبدیل مواد کربن‌دار به گاز سنتزی با استفاده از عوامل گازکننده هوا و یا اکسیژن در مقداری کمتر از استوکیومتریک است. گاز سنتزی تصفیه‌شده ماده‌ای پاک و با ارزش حرارتی زیاد شامل مقادیر قابل توجهی CO و H_2 و مقادیر کمی CO_2 ، CH_4 و H_2O و دیگر هیدروکربن‌های سبک است [۸،۹]. فرایند گازسازی در یک رآکتور به‌نام گازساز انجام می‌پذیرد. گازسازها، با توجه به خوراک و جزئیات فرایندی، انواع گوناگونی دارند. بهترین گزینه برای گازسازی HFO، گازسازهای جریان‌حامل است [۱۰]. مولفه‌های موثر بر فرایند گازسازی شامل نوع خوراک، فشار محفظه، نوع عامل گازساز و نسبت هم‌ارزی است. عملکرد آن نیز با پارامترهایی چون ارزش حرارتی بالای گاز سنتزی (HHV)^۵، بازده گاز سرد (CGE)^۶ و بازده تبدیل کربن (CCE)^۷ سنجیده می‌شود.

مدل‌سازی فرایند گازسازی پیش‌بینی قابل قبولی را از عملکرد گازساز ارائه داده تا در نهایت، بسته به کاربرد گازسازی (اهمیت ارزش حرارتی یا ترکیبات گاز سنتزی)، محدوده مناسبی برای کار گازساز تعیین شود [۸]، به‌طوری که در مطالعات تجربی نیز ترکیبات گاز سنتزی و دمای گازسازی با نتایج مدل مقایسه می‌شود [۱۱]. در مقالات گازسازی [۱۲-۱۴] پسماندهای نفتی سنگین مختلف و اثر پارامترهای عملکردی گازسازی را مدل‌سازی کرده‌اند. واعظی [۱۲] یک مدل تعادلی ترموشیمیایی براساس ثوابت واکنش توسعه داده و عملکرد گازسازی نوعی سوخت نفت سنگین را در نسبت هم‌ارزی برابر ۰/۴، فشار ۱۰ اتمسفر و عامل گازکننده اکسیژن و هوا مطالعه کرده است. قاسمی [۱۳] یک مدل ریاضی صفربعدی حالت پایدار براساس واکنش‌های سینتیکی توسعه داده و اثر پارامترهایی چون نسبت هم‌ارزی و نسبت آب به سوخت را بر دمای گازسازی، ارزش حرارتی محصولات گازی و بازده‌های گازسازی بررسی کرده است. در مقالات [۶] و [۱۵] از نرم‌افزار ASPEN، که یکی از ابزارهای مناسب برای مدل‌سازی فرایند گازسازی است، بهره گرفته‌اند. شیم [۶] یک مطالعه برای خوراک‌های مختلف به‌منظور بررسی اثر آن‌ها بر شرایط عملکردی تولید توان یک نیروگاه ۳۰۰ مگاواتی IGCC از طریق گازسازی با ASPEN Plus انجام داده است.

در مدل‌سازی گازسازی، بررسی برخی از مولفه‌های موثر از قبیل هندسه گازساز، مدت زمان فرایند گازسازی، افت‌های حرارتی گازساز، شیوه معرفی سوخت و عامل گازساز و توزیع دمای دورن گازساز در نظر گرفته نمی‌شوند. بنابراین، مطالعه تجربی بهترین شیوه ارزیابی عملکرد گازسازی در شرایط مختلف کارکرد گازساز است. مقالات [۱۶] تا [۱۸] گازسازی پسماندهای نفتی سنگین و اثر پارامترهای عملکردی گازسازی را به‌طور تجربی مطالعه کرده‌اند. چوی [۱۶] گازسازی پسماند خلاء در گازساز جریان‌حامل Texaco با ظرفیت ۳۲ کیلوگرم بر ساعت با عامل گازساز اکسیژن و بخار آب را تحقیق کرده و ترکیبات گاز سنتزی را برحسب زمان در یک آزمایش با شرایط مشخص گزارش کرده است. همچنین، وینیکا [۱۸،۱۱] فرایند

1. Coal water slurry
2. Pitch water slurry
3. Black liquor
4. Integrated Gasification Combined Cycle-IGCC
5. High Heating Value-HHV
6. Cold Gas Efficiency-CGE
7. Carbon Conversion Efficiency-CCE

گازسازی پساب سیاه را در یک گازساز دمای زیاد، به منظور تولید توان، ارائه کرده و اثر فشار، زمان ماند، افت‌های حرارتی و نسبت‌های هم‌ارزی مختلف را بر عملکرد گازسازی بررسی کرده است.

بنابر آمار سال ۱۳۹۵، در ایران بیش از ۲۵ درصد محصولات پالایشی نفت خام پسماند نفتی سنگین بوده که به نام مازوت شناخته می‌شود. از این مقدار، در یک روز حدود ۱۲ میلیون لیتر برای تولید برق نیروگاه‌ها، ۴ میلیون لیتر برای سوخت کشتی‌ها و ۲ میلیون لیتر برای صنایع مختلف استفاده می‌شود [۱۹]. مطالعات [۲۰] تا [۲۲] گازسازی را به عنوان راه حلی راهبردی برای تولید توان همراه با توجیه اقتصادی معرفی کرده‌اند؛ علاوه بر اینکه این فرایند موجب کاهش آلاینده‌ها، افزایش بهره‌وری پالایشگاه‌ها، نیروگاه‌ها و واحدهای صنعتی نیز می‌شود. بنابراین، مازوت به عنوان یک سوخت، پتانسیل مناسبی برای گازسازی با هدف تولید انرژی پاک از طریق IGCC و تولید فراورده‌های شیمیایی دارد.

هدف تحقیق حاضر برداشتن قدم‌های اولیه گازسازی، عینیت‌دادن به طرح یک گازساز آزمایشگاهی برای مطالعات بیشتر، و مواجهه با چالش‌های فنی پیش‌رو در این راه است. در این مقاله، ابتدا مدل‌سازی گازسازی مازوت با عامل گازساز هوا براساس کمینه‌کردن انرژی گیبس و برحسب نسبت هم‌ارزی و در نظر داشتن افت حرارتی ارائه و با استفاده از نتایج آزمایشگاهی مقاله [۲۳] اعتبارسنجی شده است. همچنین، یک مجموعه آزمایش گازسازی شامل چهار بخش سوخت‌رسانی، تامین هوا، محفظه گازساز و جمع‌آوری گاز سنتزی معرفی شده است. سپس، به منظور بررسی توزیع درجه حرارت گازسازی در طول گازساز برحسب نسبت‌های هم‌ارزی مختلف، آزمایش‌هایی انجام شده است. نتایج تجربی به دست آمده بررسی شده و با نتایج مدل‌سازی مقایسه شده‌اند.

معرفی مازوت

پسماند‌های نفتی سنگین محصولات ثانویه فرایند پالایش نفت خام بوده و می‌تواند به عنوان خوراک فرایند گازسازی به محصول بارز و پاک گاز سنتزی تبدیل شود. مشخصات فیزیکی-شیمیایی سوخت نفتی سنگین برای مدل‌سازی فرایند گازسازی ضروری است. در جدول ۱، مشخصات فیزیکی-شیمیایی مازوت تولیدی پالایشگاه تهران، که براساس استاندارد ASTM D¹ در آزمایشگاه پژوهشگاه صنعت نفت استخراج شده، ارائه شده است. فرمول مولکولی مازوت براساس جدول ۱ و روابط موجود در مرجع [۲۴] به صورت $(CH_{1.543}O_{0.0002}S_{0.006})$ است. همچنین، در شکل ۱ چگالی و گرانی مازوت برحسب دما آورده شده است.

جدول ۱- مشخصات مازوت پالایشگاه تهران

Table 1- Properties of Tehran refinery Mazut

Physical Properties			
Flash Point		> 65 °C	
Pour Point		< 3.5 °C	
Specific Gravity		0.9714 @ 15.6 °C	
Chemical Properties			
Proximate Analysis		Ultimate Analysis (Dry)	
Carbon Residue	14.1 wt. %	Carbon	87.3 wt. %
Volatiles	85.83 wt. %	Hydrogen	11.3 wt. %
Ash	0.02 wt. %	Sulfur	1.36 wt. %
Water Content	< 0.05 wt. %	Nitrogen	0.02 wt. %
LHV	40.62 MJ/kg	Oxygen	0.00 wt. %
HHV	43.02 MJ/kg	Vanadium	202 ppm
		Nickel	68 ppm

1. American Society for Testing and Materials for miscellaneous materials

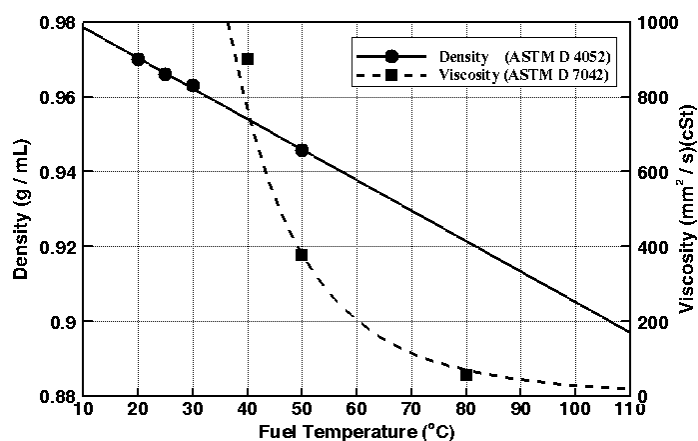


Figure 1- Density and viscosity of Mazut versus temperature

شکل ۱- چگالی و گرانیوی مازوت برحسب دما

مدل سازی گازسازی مازوت

مدل سازی فرایند گازسازی با استفاده از نرم افزار ASPEN PLUS انجام شده است. فرضیات این مدل سازی عبارتند از: گاز سنتز شامل H_2 , CO , CO_2 , CH_4 و N_2 است؛ غلظت H_2S , NH_3 و C_2H_4 ناچیز است؛ برای محاسبه مقدار محصولات در فاز تجزیه از شرایط اولیه فاز گازسازی استفاده می شود؛ گازساز تحت شرایط پایدار، آدیاباتیک و در فشار ثابت عمل می کند. مدل گازسازی براساس کمینه کردن انرژی آزاد گیبس شامل چهار بخش تجزیه اولیه^۱، گرماکافت^۲، احتراق^۳ و جداساز^۴ است که در شکل ۲ نشان داده شده است. در ASPEN plus بلوک تجزیه اولیه از نوع RYield، بلوک های گرماکافت و احتراق از نوع RGibbs، و در نهایت بلوک جداساز از نوع SSplit انتخاب شده اند.

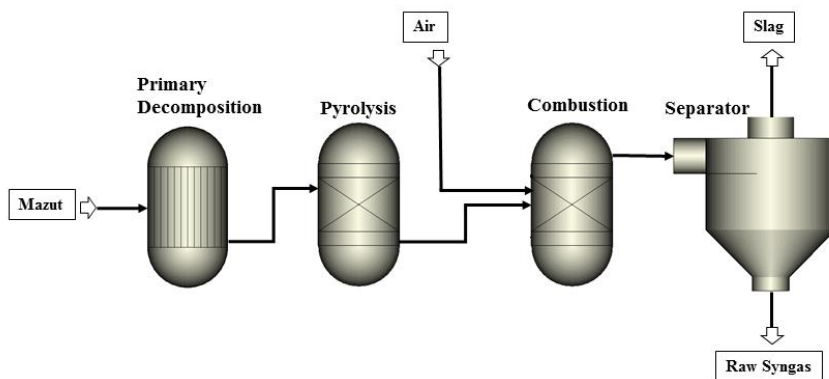


Figure 2- Flow diagram of gasifier model in ASPEN plus

شکل ۲- مدل گازسازی با نرم افزار ASPEN plus

خوراک (مازوت)، براساس بالانس جرمی و عنصری جدول مشخصات مازوت، در بلوک تجزیه اولیه به گونه های اصلی، شامل H_2 ، N_2 ، S ، H_2O و C (کربن جامد)، تجزیه می شود. سپس، این عناصر در بلوک گرماکافت، در دمای ثابت ۵۰۰ کلوین [۲۳]، به مواد فرار گازی (H_2 ، H_2O ، CH_4 ، N_2 ، S ، CO و CO_2) و چار^۵ (کربن جامد) تبدیل می شوند. در بخش بعد، با

1. Primary decomposition
2. Pyrolysis
3. Combustion
4. Separator
5. Char

افزودن هوا، واکنش‌های گازسازی و احتراق جزئی در بلوک احتراق مدل می‌شود. در نهایت، محصولات احتراق، شامل ترکیبات گاز سنتزی و مواد جامد، در بلوک جداساز از یکدیگر جدا می‌شوند.

واکنش‌های شیمیایی گازسازی پسماندهای نفتی سنگین بسیار پیچیده است. در شکل ساده‌تر این واکنش‌ها عموماً با ده واکنش اصلی به‌علاوه واکنش پیرولیز بیان شده که در جدول ۲ ارائه شده‌اند. این واکنش‌ها در سه دسته واکنش‌های احتراق با اکسیژن (واکنش‌های ۲ تا ۶)، واکنش‌های ناهمگن گازسازی کربن جامد (واکنش‌های ۷ تا ۹) و واکنش‌های همگن فاز گازی (واکنش‌های ۱۰ و ۱۱) دسته‌بندی می‌شوند. در این مطالعه، از واکنش‌های شیمیایی گازسازی برای توضیح نتایج مدل‌سازی شامل ترکیبات گاز سنتزی و دما استفاده شده است [۲۶، ۲۵، ۱۳، ۱۲].

ارزش حرارتی گازهای سنتزی، به‌عنوان مولفه مهم انرژی محصول، برحسب مقادیر گازهای سنتزی در شرایط استاندارد به‌صورت زیر محاسبه می‌شود:

$$HHV_{\text{Syngas}} = 12.75[H_2] + 12.63[CO] + 39.82[CH_4] + 63.43[C_2H_4] + \dots \quad (1)$$

در این رابطه [-] غلظت گونه‌ها براساس نسبت مولی و HHV ارزش حرارتی بالا برحسب MJ/Nm³ است.

جدول ۲- واکنش‌های شیمیایی فرایند گازسازی مازوت

Table 2- Chemical reaction of Mazut gasification

Reaction	Description		
$C_xH_yO_zN_n \rightarrow C(s) + CO + H_2 + CO_2 + H_2O + CH_4$	T=500K	Pyrolysis	(R1)
$C + 1/2O_2 \rightarrow CO$	$\Delta H = -111 \text{ kJ/mol}$	carbon partial oxidation	(R2)
$CO + 1/2O_2 \rightarrow CO_2$	$\Delta H = -283 \text{ kJ/mol}$	Carbon monoxide oxidation	(R3)
$H_2 + 1/2O_2 \rightarrow H_2O$	$\Delta H = -242 \text{ kJ/mol}$	hydrogen oxidation	(R4)
$CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$	$\Delta H = -803 \text{ kJ/mol}$	methane oxidation	(R5)
$CH_4 + 1/2O_2 \rightarrow CO + 2H_2$	$\Delta H = -36 \text{ kJ/mol}$	methane partial oxidation	(R6)
$C(s) + CO_2 \rightarrow 2CO$	$\Delta H = +172 \text{ kJ/mol}$	Boudouard reaction	(R7)
$C(s) + H_2O \rightarrow CO + H_2$	$\Delta H = +131 \text{ kJ/mol}$	steam gasification	(R8)
$C(s) + 2H_2 \rightarrow CH_4$	$\Delta H = -75 \text{ kJ/mol}$	hydro gasification	(R9)
$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	$\Delta H = -41 \text{ kJ/mol}$	water gas shift (WGS) reaction	(R10)
$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2$	$\Delta H = +206 \text{ kJ/mol}$	methane steam reforming	(R11)

اعتبارسنجی مدل‌سازی

به‌منظور اعتبارسنجی مدل‌سازی، یک مقایسه بین مقادیر و ارزش حرارتی گازهای سنتزی حاصل از مدل‌سازی و نتایج تجربی گازسازی منتشرشده در ادبیات [۲۳] در شرایط کاری یکسان انجام شده است. در این تحقیق، خوراک اوریمولشن و عامل گازساز اکسیژن است. سوخت اوریمولشن، که مشخصات آن در جدول ۳ آورده شده، بسیار نزدیک به یک سوخت نفتی سنگین بوده و ترکیبی از ۷۰ درصد بیتومن^۱ و ۳۰ درصد آب است.

جدول ۳- مشخصات سوخت نفتی سنگین اوریمولشن [۲۳]

Table 3- Properties of Orimulsion [23]

Proximate Analysis		Ultimate Analysis (Dry)	
Carbon Residue	12.84 wt. %	Carbon	84.28 wt. %
Total Sulfur	2.81 wt. %	Hydrogen	10.33 wt. %
Ash	0.18 wt. %	Sulfur	3.95 wt. %
Water Content	28.8 wt. %	Nitrogen	0.64 wt. %
HHV	29.76 MJ/kg	Oxygen	0.55 wt. %
		Ash	0.25 wt. %

1. Bitumen

در جدول ۴ مقایسه بین نتایج مدل حاضر و داده‌های تجربی نشان داده شده است. همان‌گونه که مشاهده می‌شود، تطابق مناسبی بین مقادیر مدل‌سازی و نتایج تجربی وجود دارد که بیانگر آن است که می‌توان از مدل‌سازی برای پیش‌بینی پارامترهای عملکردی گازسازی برای پسماندهای نفتی سنگین استفاده کرد. معیار تفاوت نتایج یا RMS از رابطه زیر محاسبه شده است:

$$RMS = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^N (n_{i,exp} - n_{i,model})^2}{N}} \quad (2)$$

جدول ۴- مقایسه نتایج مدل‌سازی و داده‌های تجربی آشیزاوا [۲۳]

Table 4- Comparison between model results and the experimental data from Ashizawa [23]

Operating Conditions		
Equivalence Ratio		0.4
Gasification Pressure		18.75 atm
Syngas Composition, vol.%	Experimental	Modeling
CO	38.7	42.56
H ₂	39.4	38.38
H ₂ O	11.85	12.52
CO ₂	8.67	5.71
CH ₄	0.08	0.05
Other	0.38	0.78
HHV	9.5-10.5 MJ/Nm ³	10.29 MJ/Nm ³
RMS error		2.05

نتایج مدل‌سازی

هدف از این مقاله بررسی گازسازی مازوت (بر طبق مشخصات جدول ۱) با مطالعه پارامترهای عملکردی گازسازی مانند مقادیر ترکیبات گاز سنتزی، دمای گازسازی و ارزش حرارتی گازهای سنتزی است. در این تحقیق، اثر نسبت هم‌ارزی^۱ به‌عنوان مهم‌ترین پارامتر عملکردی گازسازی مازوت بررسی شده است. نوع عامل گازساز به‌صورت مستقیم در انتخاب محدوده مناسب نسبت هم‌ارزی برای دستیابی به شرایط بهینه گازسازی موثر است. در مقاله‌های [۲۷] و [۲۸] گازسازی سوخت نفتی سنگین با عامل‌های مختلفی مانند اکسیژن، هوا، بخار آب، و ترکیب آن‌ها در فشارهای متفاوت بررسی شده است. نتایج این تحقیق، برای کاربردهای مختلف گازسازی (تولید توان یا کاربردهای شیمیایی)، محدوده مناسب نسبت هم‌ارزی برای هر عامل گازساز را ارائه داده است. در مطالعه حاضر، که به‌همراه مطالعات تجربی است، گازسازی مازوت با هوا بررسی شده است. در جدول ۵ شرایط مدل‌سازی برای دبی جرمی ۶/۶ کیلوگرم بر ساعت مازوت ارائه شده است.

جدول ۵- شرایط کاری فرایند گازسازی

Table 5- Operating conditions of gasification process

Operating Conditions		
	Fuel (Mazut)	Agent (air)
Mass Flow Rate (kg/h)	6.6	20-47
Stoichiometric Mass Flow Rate (kg/h)	-----	14.12
Inlet Temperature (K)	383	363
Equivalence Ratio (ER)	0.21-0.50	
Gasification Pressure (atm)	1	

1. Root Mean Square
2. Equivalence Ratio-ER

نسبت هم‌ارزی به صورت زیر تعریف می‌شود:

$$ER = \frac{(\dot{m}_{Air} / \dot{m}_{Fuel})_{actual}}{(\dot{m}_{Air} / \dot{m}_{Fuel})_{stoichiometric}} \quad (3)$$

با در نظر گیری دبی جرمی مازوت ورودی به گازساز، انرژی ورودی واکنش دهنده‌ها بر طبق رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$E_{reactants} = \dot{m}_{mazut} LHV_{mazut} = 74.7 \text{ kW} \quad (4)$$

به منظور جلوگیری از آسیب دیدن بدنه فلزی و اتلاف حرارت درون محفظه گازساز، عایق کاری امری اجتناب ناپذیر است، اما، با توجه به بازده عایق کاری، اتلاف گرما از گازساز وجود داشته که مقدار افت گرما در فرایند گازسازی موثر خواهد بود. برای مدل سازی گازسازی مازوت، اتلاف حرارت در بلوک احتراق لحاظ شده و به میزان ۵ تا ۱۰ درصد انرژی ورودی واکنش دهنده‌ها در نظر گرفته می‌شود [۱۱].

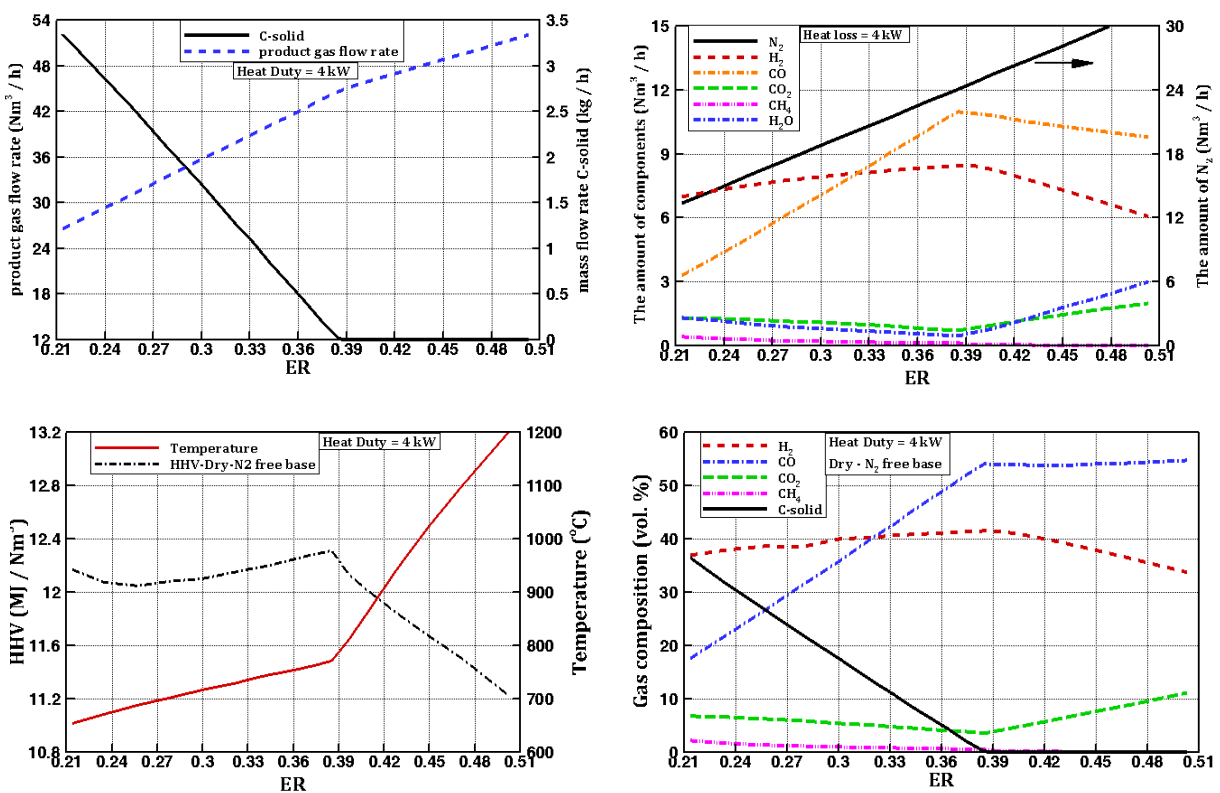


Figure 3- Effect of equivalence ratio on syngas composition (right) and C-solid, gasification temperature, and HHV (left) for Heat loss=4 kW

شکل ۳- اثر نسبت هم‌ارزی بر ترکیبات گاز سنتزی (راست) و مقدار کربن جامد، دمای گازسازی و HHV (چپ) برای Heat loss=4 kW

شکل ۳ ترکیبات گاز سنتزی، کربن جامد، دمای گازسازی و HHV را بر حسب نسبت هم‌ارزی برای Heat loss=4 kW نشان می‌دهد. همان‌طور که در شکل مشاهده می‌شود، برای $ER < 0.27$ مقادیر کربن جامد قابل توجه است، به طوری که برای دماهای کمتر از ۷۰۰ درجه سلسیوس، بیش از ۲۵ درصد کربن سوخت در واکنش‌های گازسازی شرکت نکرده است. با افزایش هوا یا به عبارتی افزایش ER، متان به صورت کامل مصرف شده که بر طبق واکنش (۶) موجب تولید CO و H₂ می‌شود. به علاوه، با افزایش دمای گازسازی، واکنش‌های (۷) تا (۹) سرعت گرفته و با واکنش کربن سوخت با CO₂ و H₂O تولیدی از واکنش (۵)، موجب افزایش CO و H₂ می‌شود. نسبت هم‌ارزی برابر ۰/۳۹ نقطه بهینه برای تولید گاز سنتزی است، طوری که کربن

جامد کاملا مصرف شده و مقادیر CO و H_2 و HHV بیشینه است. ارزش حرارتی تا قبل از نقطه بهینه نسبت هم‌ارزی ۰/۳۹ تقریبا ثابت بوده و پس از آن با کاهش مقادیر CO ، H_2 و CH_4 به شدت کاهش می‌یابد. با افزایش ER تا مقدار ۰/۵ و نزدیک شدن به محدوده احتراقی، اکسیژن بیشتری در دسترس بوده و براساس واکنش‌های گرمزای (۳) و (۴) مقادیر CO و H_2 مصرف شده و مقدار CO_2 زیاد می‌شود. از آنجایی که مقادیر C_2H_4 در مقایسه با گازهای دیگر بسیار ناچیز بوده، اثر آن نیز بر HHV ناچیز است، چون بیشتر کربن سوخت به CO و CO_2 تبدیل می‌شود. این رفتار ترکیبات گاز سنتزی برای خوراک‌های مشابه در مراجع [۴]، [۱۲]، [۲۹] و [۳۰] گزارش شده است.

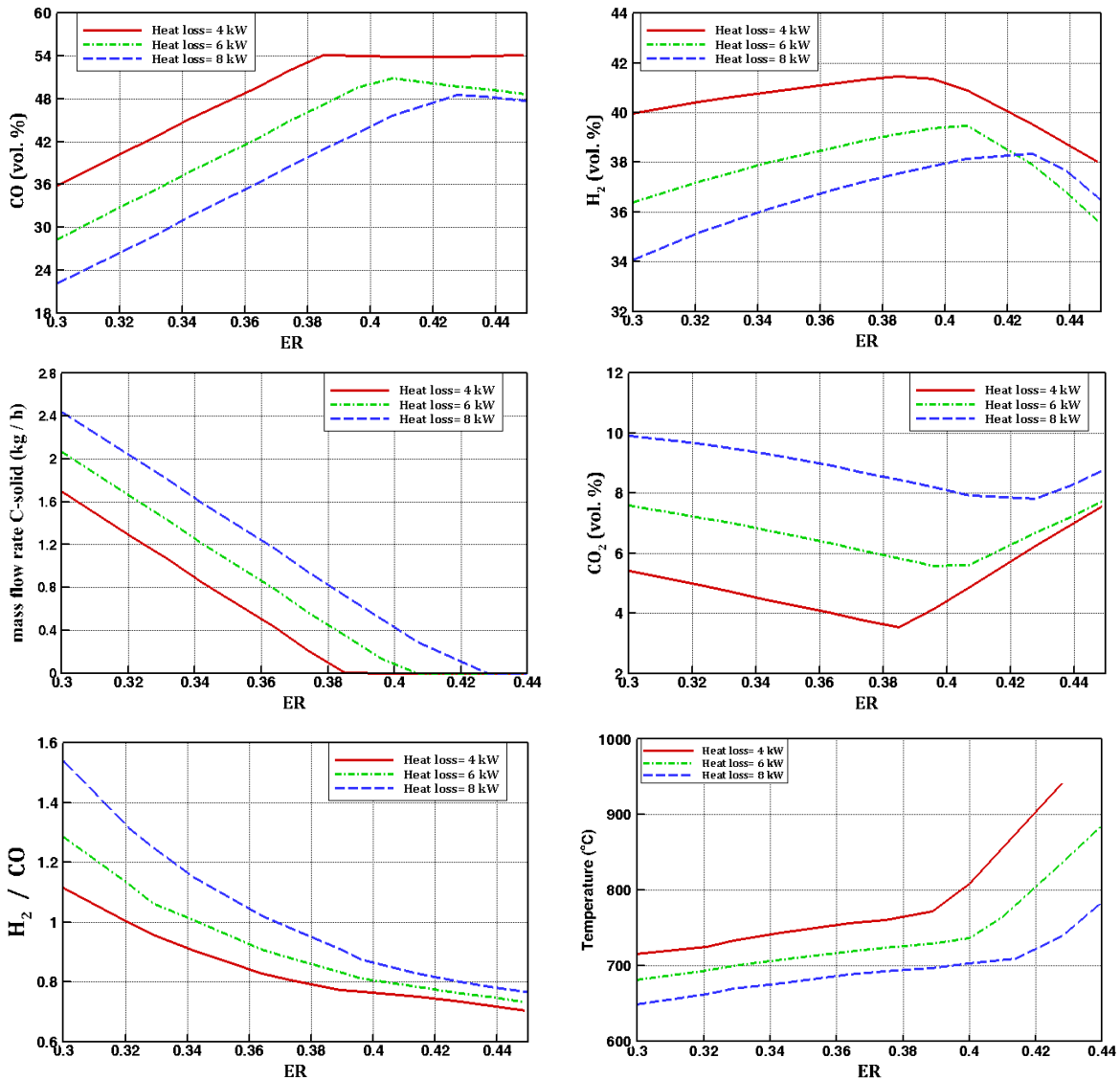


Figure 4- Effect of heat loss on syngas composition, C-solid, and gasification temperature
 شکل ۴- اثر افت حرارتی بر مقادیر گازهای سنتزی، کربن جامد و دمای گازسازی (Heat loss=6±2 kW)

در شکل ۴، اثر مقدار افت حرارتی (Heat loss=6±2 kW) بر ترکیبات گاز سنتزی در حوالی نقطه کار بهینه گازسازی، یعنی نسبت هم‌ارزی ۰/۳ تا ۰/۴۴، نشان داده شده است. در یک نسبت هم‌ارزی ثابت، با افزایش افت حرارتی، دمای گازسازی

کاهش می‌یابد. این رفتار دمای گازسازی برای خوراک‌های مشابه در مراجع [۱۱] و [۳۱] گزارش شده است. بدین دلیل انرژی حرارتی لازم برای واکنش‌های گرماگیر کربن جامد (واکنش‌های ۷ و ۸) کاهش یافته و در یک نسبت هم‌ارزی ثابت موجب کاسته شدن مقادیر H_2 و CO و افزایش یافتن مقدار CO_2 و کربن جامد می‌شود. همچنین، با افزایش افت حرارتی و کاهش دما، مقدار هوای بیشتری برای مصرف کامل کربن جامد نیاز است که موجب بالا رفتن نسبت هم‌ارزی بهینه گازسازی می‌شود، طوری که از $ER=0.39$ (برای $Heat\ loss=4\ kW$) به مقدار $ER=0.43$ (برای $Heat\ loss=8\ kW$) می‌رسد. به علاوه، از آنجایی که کاهش CO نسبت به H_2 محسوس‌تر است، نسبت H_2/CO ، با افزایش افت حرارتی، زیاد می‌شود. بنابراین، مقدار اتلاف حرارتی در عملکرد سیستم گازسازی بسیار موثر بوده و جلوگیری از افت حرارتی گازساز حائز اهمیت است.

مجموعه آزمایش گازسازی

طرحواره مجموعه گازسازی سوخت نفتی سنگین از نوع جریان‌حامل در شکل ۵ نشان داده شده است. مجموعه گازسازی از چهار بخش مجزای سیستم سوخت‌رسانی، سیستم تامین هوا، محفظه گازسازی و سیستم جمع‌آوری گاز سنتزی تشکیل شده است.

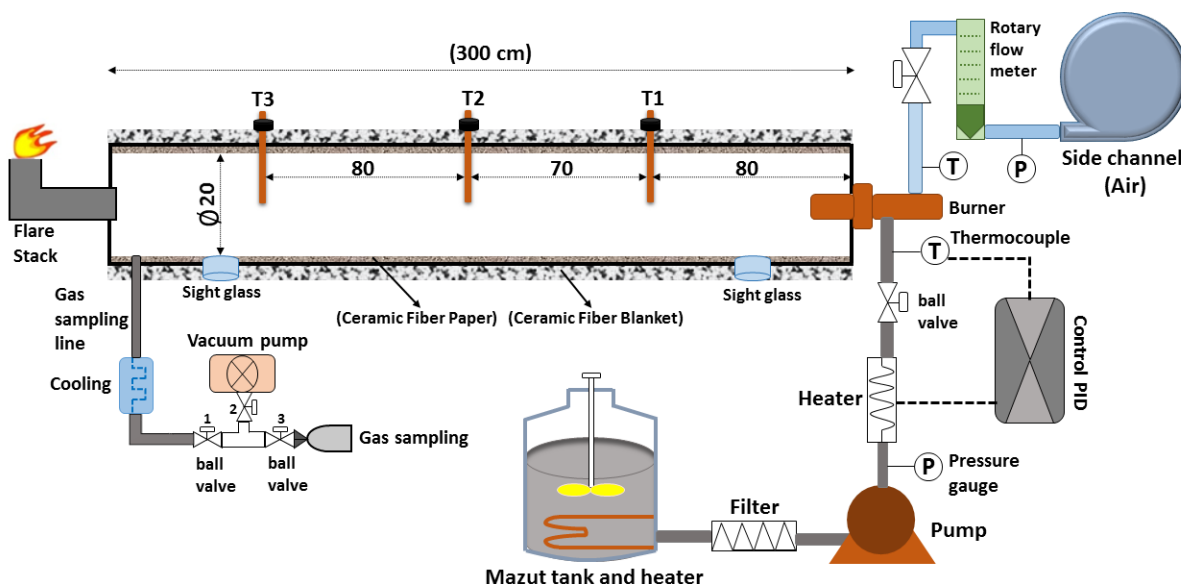


Figure 5- Schematic of entrained flow gasification system

شکل ۵- طرحواره مجموعه گازسازی جریان‌حامل

سیستم سوخت رسانی شامل (۱) مخزن همراه با گرمکن و همزن، (۲) فیلتر، (۳) پمپ، (۴) فشارسنج، (۵) گرمکن، (۶) کنترلر، (۷) ترموکوپل، (۸) شیر و (۹) انژکتور پاشش سوخت در مشعل است. از آنجایی که گرانیوزی مازوت در دمای نرمال زیاد است (شکل ۱)، می‌بایست به اندازه کافی پیش گرم شده و در سیستم گازسازی استفاده شود. بدین منظور، مازوت درون مخزن (حجم ۳۰ لیتر) تا دمای بیشینه ۸۰ درجه سلسیوس گرم می‌شود.

فراهم کردن یک اسپری مطلوب از سوخت نفتی سنگین یک گام مهم در عملکرد فرایند گازسازی است. بادر [۳۲] تحقیقی بر روی توزیع اندازه قطرات اسپری یک سوخت نفتی سنگین انجام داده و نتایج شبیه‌سازی و تست‌های تجربی را بر روی قطر متوسط ذرات مقایسه کرده است. نجفی [۳۳] پارامترهای موثر دما و فشار سوخت نفتی سنگین (مازوت ۳۸۰) را بر عملکرد

اسپری سوخت شامل زاویه پاشش، قطر قطرات، و طول شکست مطالعه کرده است. این تحقیق بیان می‌کند که با افزایش فشار و دمای سوخت نفتی سنگین، قطر قطرات و طول شکست کاهش پیدا کرده و زاویه پاشش افزایش می‌یابد. در بخش مشعل مجموعه گازسازی از یک انژکتور فشاری-پیچشی مخصوص سوخت‌های نفتی سنگین تجاری با دبی جرمی نامی ۱ گالن بر ساعت و زاویه پاشش نامی ۶۰ درجه استفاده شده است. دمای ورودی مازوت به انژکتور از طریق گرمکن، ترموکوپل (type K) و کنترل‌کننده متصل به آن‌ها در دمای ۱۱۰ درجه سلسیوس تنظیم شده و پمپ و فشارسنج مقادیر فشار متفاوت پاشش سوخت را فراهم می‌کنند. شکل ۶ اسپری مازوت در یک دما و فشارهای پاشش مختلف برای حالت تصویربرداری معمولی را نشان داده که با نوردهی معمولی تهیه شده‌اند.

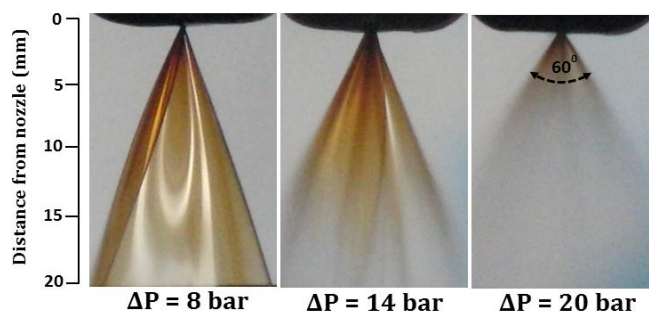


Figure 6- Spray of Mazut in different pressure and 110 °C. Normal photographic (down) and high speed photographic (up)[33]

شکل ۶- اسپری مازوت در فشارهای پاشش مختلف و دمای ۱۱۰ درجه سلسیوس، تصویربرداری معمولی (پایین) و تصویربرداری پرسرعت (بالا) [۳۳]

همان‌طور که در شکل مشاهده می‌شود، با افزایش فشار پاشش از ۸ تا ۲۰ بار، طول شکست کاهش پیدا کرده، زاویه پاشش بازتر شده و به مقدار نامی ۶۰ درجه می‌رسد. به‌علاوه، قطرات مازوت ریزتر شده و به SMD^۱ در حدود ۸۷ میکرومتر در اختلاف فشار ۲۰ بار و سرعت خروجی انژکتور در حدود ۳۰ متر بر ثانیه می‌رسند [۳۳]. دبی جرمی مازوت در این انژکتور برحسب فشارهای پاشش مختلف اندازه‌گیری و در شکل ۷ نشان داده شده است. دبی جرمی سوخت در رابطه (۳) با خوانش فشار از فشارسنج و استفاده از شکل ۷ تعیین می‌شود.

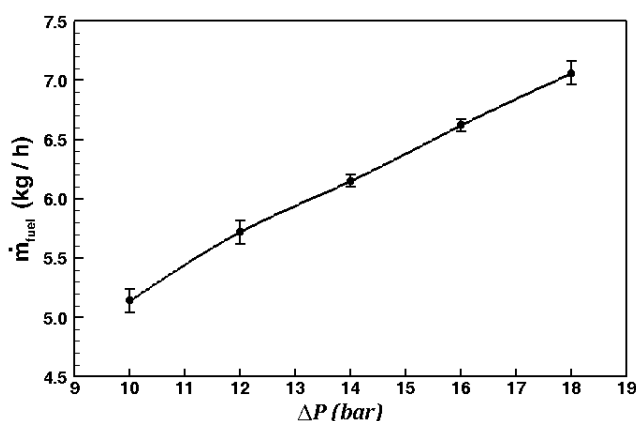


Figure 7- mass flow rate of Mazut versus injection pressure in 110 °C

شکل ۷- دبی جرمی مازوت برحسب فشارهای پاشش مختلف در دمای ۱۱۰ درجه سلسیوس

1. Sauter mean diameter

سیستم تامین هوا شامل (۱) دمنده هوا، (۲) دبی سنج هوا از نوع روتاری^۱، (۳) فشارسنج، (۴) شیر، (۵) ترموکوپل و (۶) پخش کننده و چرخاننده هواست. سنجش دبی هوا با استفاده از یک دبی سنج از نوع روتاری است که برای شرایط نرمال (فشار اتمسفر و دمای ۲۰ درجه سلسیوس) و در محدوده ۷ تا ۷۰ Nm³/h با درصد خطای ± 2 m³/h کالیبره شده است. براساس رابطه (۳)، مقادیر مختلف نسبت هم‌ارزی با تامین دبی‌های جرمی مختلف هوا فراهم می‌شود. بنابراین، طبق روابط (۵) و (۶)، تعیین دبی حجمی واقعی برحسب دبی حجمی نرمال و تبدیل دبی حجمی واقعی به دبی جرمی، با کمک فشار و دمای هوای خروجی دمنده هوا، امکان پذیر خواهد بود.

$$\dot{Q}_{\text{real}} = \dot{Q}_{\text{rotary}} \left(\frac{PT_{\text{normal}}}{TP_{\text{normal}}} \right) \quad (5)$$

$$\dot{m}_{\text{air}} = \dot{Q}_{\text{real}} \left(\frac{P}{TR} \right) \quad (6)$$

در این روابط، \dot{m} دبی جرمی، \dot{Q} دبی حجمی، R ثابت گاز برای هوا، P و T نیز فشار و دمایند. به منظور مشاهده عملکرد انژکتور در مشعل، احتراق اسپری در هوای آزاد بررسی شده است. در یک بخش از این مشاهدات، مشعل (انژکتور، چرخاننده و توزیع کننده) مستقیماً در هوای آزاد تخلیه شده و احتراق فقط با هوای پیرامون انجام می‌شود. در بخش دیگر، مشعل به یک لوله به قطر و طول ۱۲ و ۵۰ سانتی‌متر متصل شده و هوای تاملینی از هواساز با دبی ۳۰ m³/h در مشعل جریان دارد. شکل ۸ اثر فشار پاشش سوخت و کیفیت اسپری را بر شعله حاصل از آن نشان می‌دهد. تصاویر سمت راست شعله خروجی را برای دو فشار پاشش مازوت ۸ و ۱۸ بار در حالت احتراق در هوای آزاد و تصاویر سمت چپ شعله خروجی مشعل را برای همان فشارهای پاشش مازوت، با هوای جاری، در مشعل نشان می‌دهند. به دلیل کیفیت پایین اسپری انژکتور در فشار ۸ بار، قطرات درشت مازوت، که به صورت کامل تبخیر نشده و در واکنش‌های احتراق شرکت نکرده‌اند، تا انتهای شعله وجود دارند. کاهش اندازه قطرات سوخت که با فشارهای پاشش بالا حاصل می‌شود موجب افزایش بازده گازسازی مانند CGE و CCE می‌شود [۲۷].

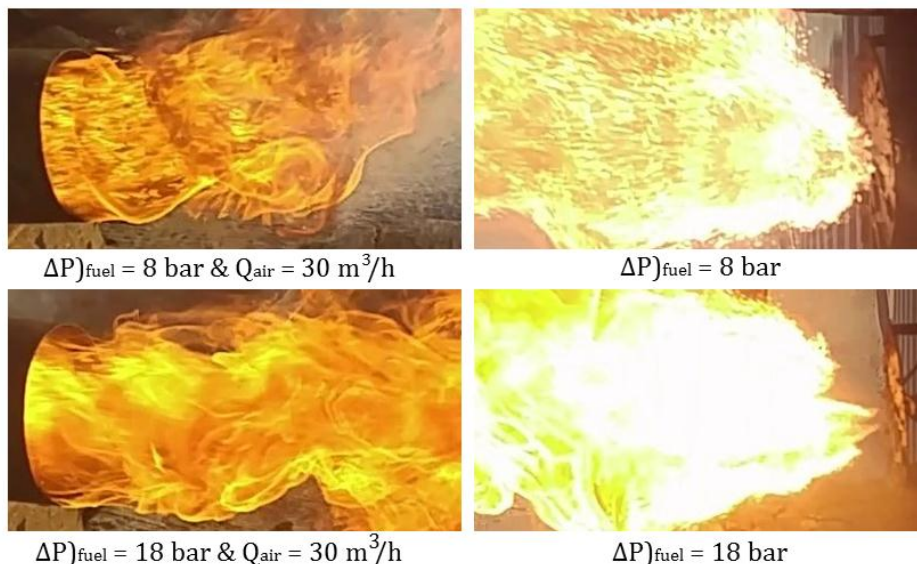


Figure 8- Flame of burner in ambient and a duct on different injection pressure of Mazut
 شکل ۸- شعله خروجی مشعل در اتمسفر و یک لوله برای فشارهای پاشش مختلف مازوت

1. Rotary

محفظه احتراق گازساز یک لوله استوانه‌ای فولادی به طول ۳ متر و قطر داخلی ۲۰ سانتی‌متر است. به‌منظور کاهش یا جلوگیری از اتلاف حرارتی، دیواره داخلی گازساز با دو لایه سرامیکی نسوز به‌ضخامت ۱۰ میلی‌متر و دیواره بیرونی با یک لایه پتوی سرامیکی نسوز به‌ضخامت ۳۰ میلی‌متر پوشانیده شده است. در ابتدا و انتهای طول گازساز دو شیشه دید نسوز برای مشاهده شعله و محصولات فرایند گازسازی تعبیه شده است. همچنین، برای استخراج توزیع درجه حرارت در طول گازساز از سه ترموکوپل type-K در فواصل مشخص استفاده شده است. به‌علاوه، فشار درون محفظه گازساز اتمسفریک لحاظ می‌شود. درنهایت، محصولات گازسازی نیز از یک دودکش به قطر ۱۲ سانتی‌متر از انتهای گازساز خارج می‌شود. دو مولفه مهم در فرایند گازسازی شامل درجه حرارت درون گازساز و زمان ماند واکنشگرها در محفظه است. درجه حرارت و زمان ماند مناسب شرایط بهینه‌ای را برای انجام کامل واکنش‌های گازسازی (جدول ۲) فراهم می‌کند. زمان ماند برطبق رابطه زیر محاسبه می‌شود [۱۸]:

$$\tau = \frac{LAP}{R_s T \dot{m}_{total}} \quad (7)$$

که در آن، L طول محفظه گازساز، A مساحت درون گازساز، P فشار گازسازی، R_s ثابت گاز ($R_s=R/M$)، T درجه حرارت داخل گازساز و \dot{m}_{total} مجموع دبی جرمی واکنش‌دهنده‌هاست. با توجه به هندسه و شرایط کاری گازسازی، زمان ماند در حدود ۲/۵ ثانیه است.

سیستم جمع‌آوری گازهای سنتزی شامل (۱) خط لوله گازهای نمونه، (۲) سیستم خنک‌کاری، (۳) شیرها، (۴) پمپ خلاء و (۵) محفظه نمونه‌گیری محصولات گازی است. فرایند جمع‌آوری محصولات فرایند گازسازی بدین شکل است که ابتدا شیر ۱ بسته و با بازکردن شیرهای ۲ و ۳ محفظه جمع‌آوری گازها، خلاء می‌شود. سپس، با بستن شیر ۲ و بازکردن شیر ۱، محصولات گازسازی به داخل محفظه هدایت شده و در انتها نیز تمامی شیرها بسته شده و محفظه جمع‌آوری گاز سنتزی نیز جدا می‌شود.

آزمون‌های عملکرد گازساز

در این بخش، آزمایش‌های گازسازی و پارامترهای عملکردی گازساز توضیح داده شده و کیفیت محصولات گازسازی و مقایسه نتایج با پیش‌بینی‌های مدل‌سازی شرح داده می‌شوند. در آزمایش‌ها دبی جرمی سوخت و عامل گازکننده و در نتیجه نسبت هم‌ارزی، به‌عنوان متغیر اصلی، برحسب زمان تغییر داده می‌شوند. از پارامترهای عملکردی گازساز نیز توزیع درجه حرارت درون گازساز برحسب نسبت هم‌ارزی با تغییرات زمان بررسی می‌شود. در انتها نیز با استفاده از توزیع دمای گازسازی روشی برای انتخاب صحیح طول گازساز ارائه می‌شود. در جدول ۶، نقاط کارکرد آزمایش‌های گازسازی نشان داده شده است.

جدول ۶- نقاط کارکرد گازسازی

Table 6- Operating condition of gasification

Species	Measurement	Accuracy
Mass flow rate of fuel (\dot{m}_{fuel})	7.06 kg/h	±0.1 kg/h
Temperature of fuel (T_{fuel})	100 °C	±5 °C
Mass flow rate of air (\dot{m}_{air})	22-45 kg/h	±2 kg/h
Equivalence ratio (ER)	0.22-0.42	-----

شکل ۹ تغییرات دبی جرمی سوخت، هوا، نسبت هم‌ارزی و توزیع درجه حرارت درون محفظه گازساز در فواصل مختلفی که ترموکوپل‌ها قرار گرفته است را برای یک نمونه آزمایش برحسب زمان نشان می‌دهد. همان‌گونه که در شکل راست مشخص

است، براساس رابطه (۳)، مقادیر نسبت هم‌ارزی به صورت مستقیم با دبی جرمی هوا تغییر می‌کند، به طوری که نسبت هم‌ارزی $ER=0.29$ متناظر دبی جرمی هوای $\dot{m}_{air}=28$ و نسبت هم‌ارزی $ER=0.41$ متناظر دبی جرمی هوای $\dot{m}_{air}=42$ است. شکل چپ نشان می‌دهد که برای دائمی شدن عملکرد مجموعه گازساز در هر شرایط کاری، نیاز به سپری شدن زمان است. تغییرات دما در سه موقعیت مختلف این روند را نشان می‌دهد. در جدول ۷، زمان پایدار شدن مجموعه و دماهای متناظر با نقطه دائمی، در سه نسبت هم‌ارزی، ارائه شده است. از آنجایی که دمای محفظه گازساز به عنوان شرایط اولیه گازسازی با گذشت زمان افزایش می‌یابد، زمان لازم برای پایداری کاهش پیدا می‌کند.

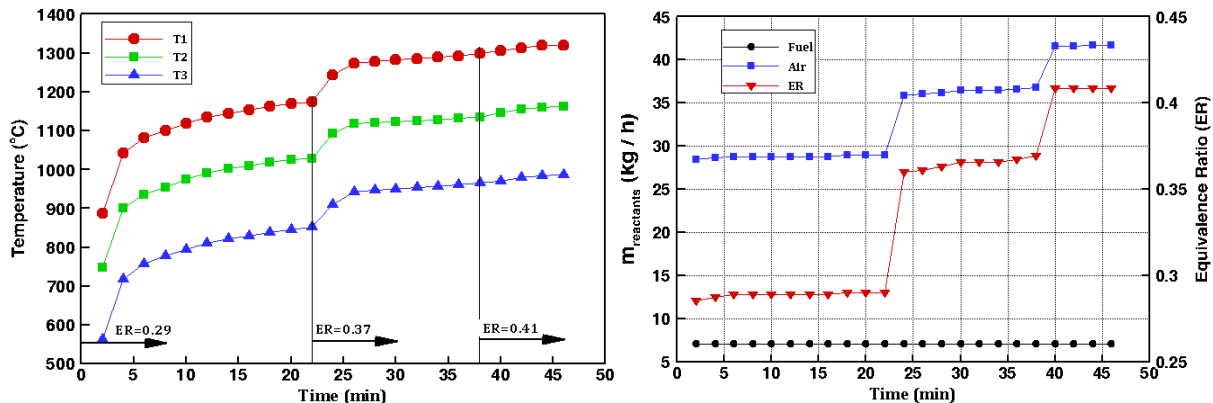


Figure 9- Typical profile of mass flow rate of fuel, air, and equivalence ratio (right) and temperature of gasifier (left) in different operating condition

شکل ۹- مقادیر دبی جرمی سوخت، هوا، نسبت هم‌ارزی (راست) و درجه حرارت محفظه گازساز در نقاط عملکردی مختلف (چپ) برای یک نمونه آزمایش

جدول ۷- زمان لازم پایداری و دماهای متناظر آن‌ها برای نقاط عملکردی مختلف گازسازی

Table 7- Steady state time and temperature for different operating points of gasification

Operating points	Steady state time	T1 (°C)	T2 (°C)	T3 (°C)
ER = 0.29	22 min	1175	1029	852
ER = 0.37	16 min	1298	1134	965
ER = 0.41	8 min	1319	1159	986

درجه حرارت درون گازساز مهم‌ترین عامل موثر در نرخ واکنش‌های شیمیایی گازسازی و تولید گاز سنتزی حاصل از این واکنش‌هاست. بنابراین، بررسی تغییرات دمای گازسازی در شرایط متفاوت عملکردی و در طول‌های مختلف گازساز، برای رسیدن به شرایط پایدار و مستقل از زمان درون گازساز، بسیار حائز اهمیت خواهد بود.

شکل ۱۰ توزیع درجه حرارت گازسازی برای نسبت‌های هم‌ارزی مختلف (راست) و مقایسه با نتایج مدل‌سازی (چپ) را نمایش می‌دهد. همان‌گونه که در شکل مشخص است، با افزایش نسبت هم‌ارزی و زیاد شدن اکسیژن ورودی، نرخ واکنش‌های احتراقی گرمازا سرعت گرفته و موجب افزایش دمای گازسازی می‌شود. تغییرات دمای گازسازی برحسب نسبت هم‌ارزی و طول گازساز برای خوراک‌های مشابه در مراجع [۳۵،۳۴،۳۲] گزارش شده است. برای مقایسه نتایج تجربی و مدل‌سازی تعادلی از دمای انتهایی گازساز (T3) استفاده شده است. مقایسه دمای گازسازی تجربی و مدل‌سازی، اگرچه در روند هم‌نواپی دارند، اما در مقادیر تفاوت قابل ملاحظه‌ای را نشان می‌دهد که با افزایش نسبت هم‌ارزی این اختلاف کمتر می‌شود. علل این تفاوت از یک طرف به فرضیات مدل‌سازی و از طرف دیگر به شرایط حاکم بر فرایند گازسازی برمی‌گردد. مدل‌سازی بر دو فرض اصلی تعادلی بودن واکنش‌ها (یعنی واکنش‌ها بسیار سریع رخ می‌دهد) و یکنواختی واکنشگرها (یعنی همگنی و توزیع مکانی یکنواخت) استوار است. با توجه به دمای کم گازسازی، فرض نخست کمی دور از واقعیت است، زیرا واکنش‌های با نرخ بسیار

زیاد در دماهای بیشتر رخ می‌دهند. در عمل فراهم کردن شرایط یکنواخت مقدور نیست، زیرا خوراک (سوخت) از یک نقطه و عامل گازسازی از یک ناحیه وارد می‌شوند و به‌طور کامل پراکندگی به‌دست نمی‌آید. همین امر موجب می‌شود که نسبت هم‌ارزی کلی گازساز به‌طور موضعی رعایت نشود و به‌دنبال آن در برخی نقاط مخلوط مناسب احتراق برخی از واکنشگرها شکل بگیرد و در نتیجه دمای مجموعه افزایش یابد. با سپری شدن زمان برای واکنش‌ها، باقی واکنشگرها متأثر از گرمای تولیدشده وارد واکنش‌های ممکن می‌شوند. بنابراین، واکنش‌های احتراقی (گرمازا) نقش تعیین‌کننده‌ای را ایفا می‌کنند و دمای متوسط محصولات افزایش می‌یابد. با افزایش نسبت هم‌ارزی، به‌دلیل افزایش حجم هوا، یکنواختی بهتری در مخلوط به‌دست می‌آید و اختلاف بین دمای اندازه‌گیری شده و دمای حاصل از فرض واکنش‌های تعادلی کاهش می‌یابد.

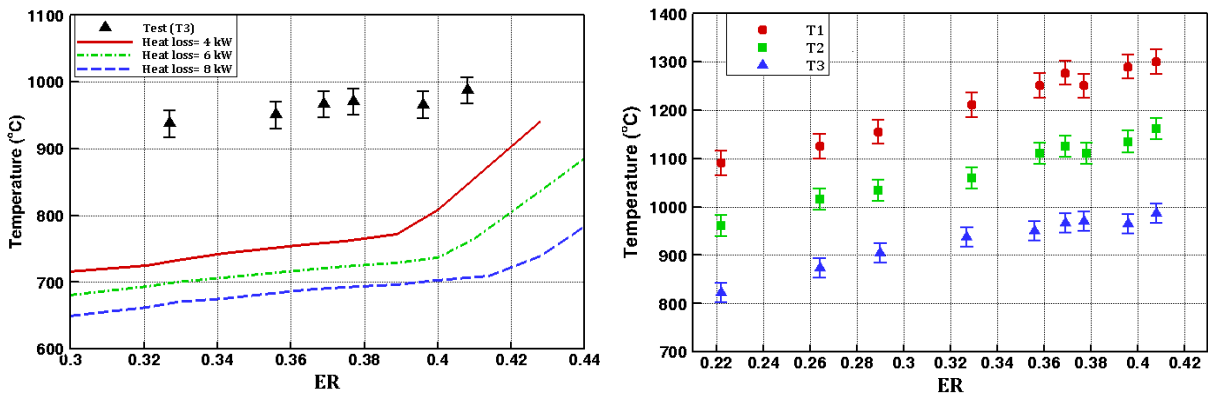


Figure 10- Gasification temperature versus equivalence ratio accompanied to comparison experiment and modeling result

شکل ۱۰- دمای گازسازی برحسب نسبت هم‌ارزی و مقایسه نتایج تجربی و مدل‌سازی

مقادیر عمده‌ای از ترکیبات گاز سنتزی در فرایند گازسازی مازوت از طریق واکنش $WGS^1(R10)$ حاصل می‌شود [۲۳].

ثابت این واکنش به‌صورت زیر است:

$$K_{P,WGS}(T) = \frac{X_{CO_2} X_{H_2}}{X_{CO} X_{H_2O}} \quad (8)$$

که در آن X نسبت مولی اجزاست. وابستگی دمایی، T_{WGS} ، برای این واکنش، با استفاده از مکانیزم GRI3.0 به‌عنوان فایل ورودی نرم‌افزار Chemkin و مدل نرخ واکنشی آرنیوس^۲ به‌دست می‌آید [۳۶]. این وابستگی دمایی متناظر با هر مقدار $K_{P,WGS}$ به‌صورت زیر بیان می‌شود [۳۵]:

$$T_{WGS} = 8.142e^{-5.603 \log_{10}(K_{P,WGS})} + 1084e^{-0.6516 \log_{10}(K_{P,WGS})} \quad (9)$$

اکنون، با معلوم‌بودن ترکیب محصولات از طریق مدل‌سازی تعادلی انجام شده، $K_{P,WGS}(T)$ از معادله (۸) در هر نسبت هم‌ارزی به‌دست می‌آید و متعاقب آن، دمای ناظر بر ثابت تعادل از طریق معادله (۹) به‌دست خواهد آمد. در شکل ۱۱، توزیع درجه حرارت در نقاط مختلف گازساز (سمت راست) و همچنین $K_{P,WGS}$ ، دمای تعادلی، و T_{WGS} (سمت چپ) برای نسبت‌های هم‌ارزی مختلف آورده شده است. به‌دلیل وجود اکسیژن زیاد در دسترس، بیشینه دمای گازسازی در ابتدای طول گازساز و نزدیک شعله به‌دست می‌آید. با پیشروی به انتهای گازساز، با کم‌شدن اکسیژن و افزایش نرخ واکنش‌های گرماگیر کربن جامد، دمای گازسازی کاسته می‌شود. همچنین، در نسبت‌های هم‌ارزی مختلف، اختلاف دمای (T1-T3) برابر ۳۰۰ درجه سلسیوس است. این رفتار ثابت بیانگر آن است که دمای گازسازی در طول گازساز با نرخ $200^\circ C/m$ کاهش می‌یابد. نرخ کاهش دما در

1. Water Gas Shift
2. Arrhenius reaction rate [K=A.exp(-E/RT)]

طول گازساز رابطه مستقیمی با نوع عایق کاری بدنه گازساز دارد. برای خوراکی‌های مشابه سوخت نفتی سنگین، در گازسازهایی با ابعاد نزدیک به گازساز حاضر، نرخ کاهش دما در طول گازساز به‌طور میانگین برابر $150^{\circ}\text{C}/\text{m}$ است [۳۵،۳۴،۲۳]. ثابت تعادل، $K_{P,WGS}$ ، با افزایش نسبت هم‌ارزی، کاهش می‌یابد که برطبق ترکیبات گاز سنتزی (شکل ۳) این رفتار منطقی است. به‌علاوه، دمای T_{WGS} با افزایش نسبت هم‌ارزی زیاد شده و همگام با به‌تعادل‌رسیدن واکنش WGS (حوالی نسبت هم‌ارزی بهینه ۰/۳۹)، دمای T_{WGS} با دمای مدل‌سازی تعادلی یکسان می‌شود.

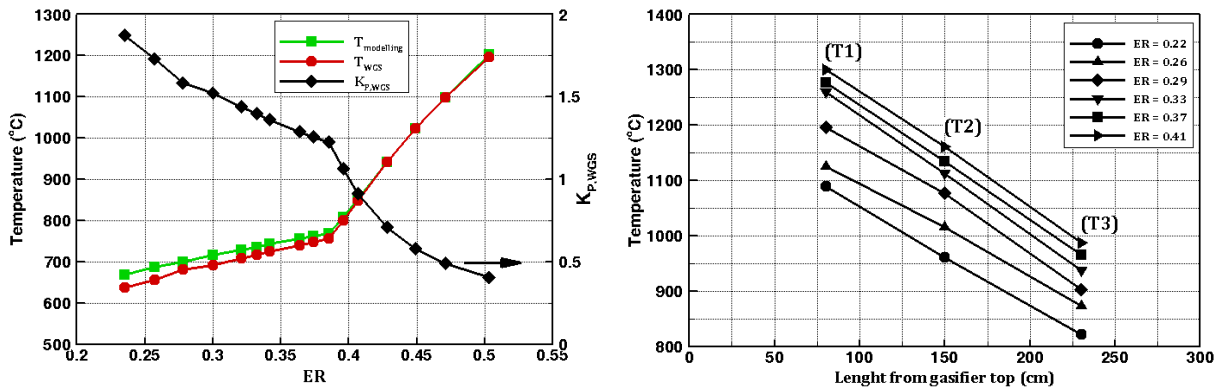


Figure 11- gasification temperature along the gasifier (right) and $K_{P,WGS}$, equilibrium temperature, and T_{WGS} versus equivalence ratio (left)

شکل ۱۱- توزیع درجه حرارت گازسازی در طول گازساز (راست) و $K_{P,WGS}$ ، دمای تعادلی و T_{WGS} برحسب نسبت هم‌ارزی (چپ)

از آنجایی که بخش عمده‌ای از محصولات گازسازی در واکنش WGS تولید می‌شود، با استفاده از T_{WGS} می‌توان حداقل طول لازم گازساز را به‌دست آورد [۳۵]. به این ترتیب که در یک نسبت هم‌ارزی مشخص، T_{WGS} از شکل چپ به‌دست آمده و سپس، در شکل سمت راست، طول گازساز متناظر با آن دما و نسبت هم‌ارزی استخراج می‌شود. این حداقل طول برای نسبت‌های هم‌ارزی مختلف به‌دست آمده و در شکل ۱۲ نشان داده شده است. همان‌گونه که در این شکل مشاهده می‌شود، حداقل طول گازساز برای نسبت‌های هم‌ارزی کم تقریباً ثابت و حدود ۳۵۰ سانتی‌متر است. با افزایش نسبت هم‌ارزی، حداقل طول گازساز کاهش چشم‌گیری می‌یابد، طوری که برای نقاط کارکرد گازسازی بیشتر از ۰/۴۱، حداقل طول ۳ متر مقداری مطلوب برای گازسازی کامل مازوت است.

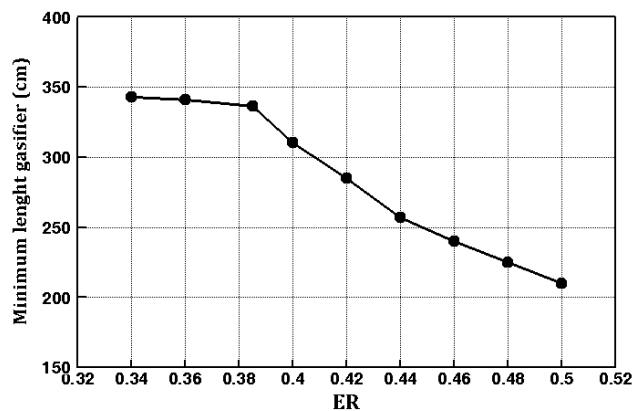


Figure 12- Minimum length of gasifier versus equivalence ratio

شکل ۱۲- حداقل طول گازساز برحسب نسبت هم‌ارزی

برای این مجموعه گازسازی، با توجه به محدوده کاری (ER=0.22-0.41)، هندسه ($L_{\text{gasifier}}=3 \text{ m}$) و نتایج شکل ۱۲، می‌توان انتظار داشت که گازسازی مازوت، به‌ویژه تبدیل کربن جامد به گاز سنتزی، به‌صورت کامل انجام نشود. در شکل ۱۳، سمت راست تصویری از محصولات خروجی دودکش گازساز برای دو نسبت هم‌ارزی ۰/۲۳ و ۰/۳۹ و سمت چپ تصویر بزرگ‌نمایی شده از نمونه محصولات خروجی را نشان می‌دهد. به دلیل دمای کم گازسازی و نرخ کند واکنش‌های ناهمگن مصرف کربن جامد (واکنش‌های ۷ تا ۹)، مقدار کربن جامد نسوخته در نسبت هم‌ارزی کمتر بسیار قابل توجه بوده که با نمودارهای پیش‌بینی در شکل ۴ همسو است. همچنین، در تصویر بزرگ‌نمایی شده، ذرات دوده با قطر تقریبی دو میکرومتر [۳۲] و اکسید فلزات موجود در مازوت (جدول ۱) مشاهده می‌شود.

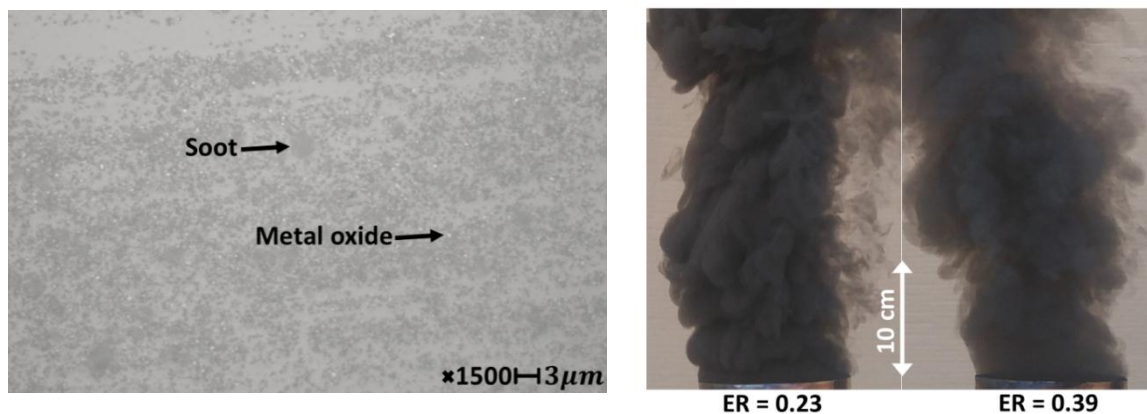


Figure 13- Output products of gasifier
شکل ۱۳- محصولات خروجی دودکش گازساز

نتیجه‌گیری

در این مقاله، گازسازی خوراک مازوت با عامل گازکننده هوا به دو صورت مدل‌سازی تعادلی و تجربی بررسی شده است. بدین منظور، یک مجموعه گازسازی سوخت نفتی سنگین برای کارکرد در محدوده گسترده‌ای از نسبت‌های هم‌ارزی طراحی و ساخته شد. نتایج زیر اثر نسبت هم‌ارزی را به‌عنوان متغیر اصلی بر مولفه‌های عملکردی گازسازی، شامل ترکیبات گاز سنتزی، HHV، دمای گازسازی و توزیع درجه حرارت، در طول گازساز بیان می‌کند:

- مصرف کربن جامد معیاری برای عملکرد بهینه گازسازی است، طوری که در نسبت هم‌ارزی بهینه برابر ۰/۳۹ مقادیر CO ، H_2 و HHV بیشینه بوده و کربن جامد کاملاً مصرف می‌شود.
- با افزایش افت حرارتی گازساز، دمای گازسازی کاهش و نسبت هم‌ارزی بهینه گازسازی افزایش می‌یابد.
- با افزایش فشار پاشش سوخت، کیفیت اسپری و شعله خروجی مشعل بهبود می‌یابد.
- مقایسه دمای گازسازی تجربی و مدل‌سازی نشان می‌دهد که با افزایش نسبت هم‌ارزی، دمای گازسازی زیاد شده و اختلاف دماهای تجربی و مدل‌سازی کاهش می‌یابد.
- برای نسبت‌های هم‌ارزی مختلف، دمای گازسازی در طول گازساز با نرخ ثابت $200 \text{ }^\circ\text{C/m}$ کاهش می‌یابد.
- یک روند برای انتخاب طول مناسب گازساز برحسب نسبت هم‌ارزی ارائه شده و مشاهده شد که متناسب‌نبودن طول گازساز در نسبت‌های هم‌ارزی کم باعث افزایش مقدار کربن جامد نسوخته به‌عنوان شاخص کیفیت محصولات گازسازی شده است که این پدیده منطبق با نتایج مدل‌سازی است.

تشکر و قدردانی

از مدیریت پالایشگاه نفت شهید تندگویان تهران برای همکاری در تامین مازوت و در دسترس قرار دادن اطلاعات بسیار مفیدشان تشکر به عمل می‌آید. همچنین، این مقاله تحت حمایت شرکت بهینه‌سازی مصرف سوخت بوده است.

منابع

1. M. S. Rana, V. Samano, J. Ancheyta and J. A. I. Diaz, "A review of recent advances on process technologies for upgrading of heavy oils and residua," *Fuel*, 86, 2007, pp. 16–31.
2. Macmillan, *Residual fuels – Macmillan encyclopedia of energy*, New York, Macmillan Reference, 2001.
3. www.marnets.com, *Products Specification Sheet*, Russian MAZUT100-75 Oil, Marnets Global Incorporated.
4. S. M. Beheshti, H. Ghassemi and R. Shahsavan-Markadeh, "A Comprehensive Study on Gasification of Petroleum Wastes Based on a Mathematical Model," *Petroleum Science and Technology*, 32, 2014, pp. 2674–2681.
5. S. M. Beheshti, H. Ghassemi and R. Shahsavan-Markadeh, "Modeling Steam Gasification of Orimulsion in the Presence of KOH: A Strategy for High-Yield Hydrogen Production," *Petroleum Science and Technology*, 33, 2015, pp. 218–225.
6. H. M. Shim, S. Y. Jung, H. Y. Wang and H. T. Kim, "The comparison study on the operating condition of gasification power plant with various feedstocks," *Korean J. Chem. Eng.*, 26, No. 2, 2009, pp. 324–331.
7. H. A. Reyhani, M. Meratizaman, A. Ebrahimi, O. Pourali and M. Amidpour, "Thermodynamic and economic optimization of SOFC-GT and its cogeneration opportunities using generated Syngas from heavy fuel oil gasification," *energy*, 107, 2016, pp. 141–164.
8. C. Higman and M. V. D. Burgt, *Gasification*, USA, Elsevier, 2008.
9. J. G. Speight, *Gasification of Unconventional Feedstocks*, USA, Elsevier Inc. Gulf Professional Publishing is an imprint of Elsevier, 2014.
10. J. Ancheyta, *Modeling of processes and reactors for upgrading of heavy petroleum*. In: *Chemical Industries*, J. G. Speight (Ed.), Boca Raton, FL: CRC Press, 2013.
11. H. Wiinikka, A. C. Johansson, J. Wennebro, P. Carlsson and O. G. W. Öhrman, "Evaluation of black liquor gasification intended for synthetic fuel or power production," *Fuel Processing Technology*, 139, 2015, pp. 216–225.
12. M. Vaezi, M. Passandideh-Fard, M. Moghiman and M. Charmchi, "Gasification of heavy fuel oils: A thermochemical equilibrium approach," *Fuel*, 90, 2011, pp. 878–885.
13. H. Ghassemi, S. M. Beheshti and R. Shahsavan-Markadeh, "Mathematical modeling of extra-heavy oil gasification at different fuel water contents," *Fuel*, 162, 2015, pp. 258–263.
14. Kh. M. Kadiev, A. M. Gylmaliev, M. Ya. Shpirt and S. N. Khadzhiev, "Thermodynamic Analysis of the Gasification Product Composition of Vacuum Residuum from the Hydroconversion of Heavy Crude Fractions Oil," *Solid Fuel Chemistry*, 45, 2011, pp. 12–24.
15. A. Darmawan, F. Hardi, K. Yoshikawa, M. Aziz and K. Tokimatsu, "Enhanced process Integration of entrained flow gasification and combined cycle: modeling and simulation using Aspen Plus," *Energy Procedia*, 105, 2017, pp. 303–308.
16. Y. C. Choi, J. G. Lee, S. J. Yoon and M. H. Park, "Experimental and theoretical study on the characteristics of vacuum residue gasification in an entrained-flow gasifier," *Korean J. Chem. Eng.*, 24, No. 1, 2007, pp. 60–66.
17. S. H. Lee, S. J. Yoon, H. W. Ra, Y. I. Son, J. C. Hong and J. G. Lee, "Gasification characteristics of coke and mixture with coal in an entrained-flow gasifier," *Energy*, 35, 2010, pp. 3239–3244.
18. P. Carlsson, H. Wiinikka, M. Marklund, C. Grönberg, E. Pettersson, M. Lidman and R. Gebart, "Experimental investigation of an industrial scale black liquor gasifier. 1. The effect of reactor operation parameters on product gas composition," *Fuel*, 89, 2010, pp. 4025–4034.
19. www.niopc.ir, National Iranian Oil Refining and Distribution Company, *Statics of petroleum products consumption*, Tehran, Iran, 2017. (In Persian)
20. A. K. Samimi, H. Berijanlian, G. Karimi and M. Z. Abianeh, "Selection of best upgrading process for Iran's heavy residue oil," *FarayandNo*, 41, 2013, pp. 81–98. (In Persian)
21. M. Pasandidefard, M. Vaezi and M. Moghiman, "Investigation of a replacing manner for using heavy fuels: gasification instead of combustion," *Sixth national energy congress*, 98-F-EEF-228, Tehran, Iran, June 2007. (In Persian)
22. M. Parvini and D. Rashtchian, "Clean power generation from Refinery heavy residue by gasification," *energy and fuel national congress*, Tehran, Iran, 2008. (In Persian)
23. M. Ashizawa, S. Hara, K. Kidoguchi and J. Inumaru, "Gasification characteristics of extra-heavy oil in a research-scale gasifier," *Energy*, 30, 2005, pp. 2194–2205.
24. H. Ghassemi and R. Shahsavan-Markadeh, "Effects of various operational parameters on biomass gasification process; a modified equilibrium model," *Energy Conversion and Management*, 79, 2014, pp. 18–24.
25. H. Ghassemi, S. M. Mostafavi and R. Shahsavan-Markadeh, "Modeling of High-Ash Coal Gasification in an Entrained-Flow Gasifier and an IGCC Plant," *J. Energy Eng.*, 04015052, 2016.
26. K. Xiangdong, Z. Weimin, D. Wenli and Q. Feng, "Three Stage Equilibrium Model for Coal Gasification in Entrained Flow Gasifiers Based on Aspen Plus," *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 21, No. 1, 2013, pp. 79–84.

27. G. Oh, H. W. Ra, S. M. Yoon, T. Y. Mun, M. W. Seo, J. G. Lee and S. J. Yoon, "Gasification of coal water mixture in an entrained-flow gasifier: Effect of air and oxygen mixing ratio," *Applied Thermal Engineering*, 129, 2018, pp. 657–664.
28. H. Farshifasih, H. Ghassemi and H. Karimi, "Gasification of a heavy fuel oil: a parametric study on energy and exergy analysis for different gasifying agents," *Petroleum Science and Technology*, DOI: 10.1080/10916466.2018.1501384.
29. J. L. Zheng, M. Q. Zhu, J. L. Wen and R. C. Sun, "Gasification of bio-oil: Effects of equivalence ratio and gasifying agents on product distribution and gasification efficiency," *Bioresource Technology*, 211, 2016, pp. 164–172.
30. M. S. B. Khaleghi, R. Shahsavan-Markadeh and H. Ghassemi, "Thermodynamic evaluation of mazut gasification for using in power generation," *Petroleum Science and Technology*, 34, NO. 6, 2016, pp. 531–538.
31. X. Gong, W. Lu, X. Guo, Z. Dai, Q. Liang, H. Liu, H. Zhang and B. Guo, "Pilot-scale comparison investigation of different entrained-flow gasification technologies and prediction on industrial-scale gasification performance," *Fuel*, 129, 2014, pp. 37–44.
32. A. Bader, M. Hartwich, A. Richtera and B. Meyer, "Numerical and experimental study of heavy oil gasification in an entrained flow reactor and the impact of the burner concept," *Fuel Processing Technology*, 169, 2018, pp. 58–70.
33. P. Mikaniki, S. M. A. Najafi and H. Ghassemi, "Experimental study of a heavy fuel oil atomization by pressure-swirl injector in the application of entrained flow gasifier," *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 27, 2019, pp. 765–771.
34. S. Sreedhara, K. Y. Huh and H. Park, "Numerical investigation for combustion characteristics of vacuum residue (VR) in a test furnace," *Energy*, 32, 2007, pp. 1690–1697.
35. S. Flecka, U. Santo, C. Hotz, T. Jakobs, G. Eckel, M. Mancini, R. Weber and T. Kolb, "Entrained flow gasification Part I: Gasification of glycol in an atmospheric pressure experimental rig," *Fuel*, 217, 2018, pp. 306–319.
36. G. P. Smith, D. M. Golden, M. Frenklach, N. W. Moriarty, B. Eiteneer, M. Goldenberg, C. T. Bowman, R. K. Hanson, S. Song S, J. William, C. Gardiner, V. V. Lissianski and Z. Qin, *GRI mechanism 3.0. Tech. Rep.*, Sandia National Laboratories, 2000.

English Abstract

Gasification of a heavy fuel oil in an entrained flow gasifier

Hamidreza Farshdasih¹, Hojat Ghassemi^{2*} and Hasan Karimi MazraeShahi³

1- Faculty of Aerospace Engineering, K. N. Toosi University of Technology, Tehran, Iran, hrfarshifasih@mail.kntu.ac.ir

2- School of Mechanical Engineering, Iran University of Science and Technology, Tehran, Iran, h_ghassemi@iust.ac.ir

3- Faculty of Aerospace Engineering, K. N. Toosi University of Technology, Tehran, Iran, karimi@kntu.ac.ir

*Corresponding author

(Received: 2019.07.13, Received in revised form: 2019.08.13, Accepted: 2019.09.20)

In this paper, air gasification of Tehran's refinery Mazut is investigated. First, Mazut gasification is modeled by the equilibrium method and then, the thermal operating of an entrained flow gasifier is studied experimentally. An entrained flow gasifier is designed and manufactured for 7 kg/h flow rate of heavy fuel oil. The physical/chemical properties of the heavy fuel oil are determined via standard laboratory experiments. A parametric study is conducted by the equilibrium model in order to investigate the effects of equivalence ratio on syngas composition, gasification temperature, and higher heating value for the steady-state condition. Temperature distribution along the gasifier and the solid carbon consumption are effective parameters on syngas composition and gasifier performance. In an experiment, the gasification temperature is measured at different locations along the gasifier. The modeling results show that the values of H₂, CO, and HHV have a maximum which is accompanied with complete consumption of solid carbon at equivalence ratio 0.39. By increasing equivalence ratio, gasification temperature increases which are supported by experimental results. The comparison of modeling and experimental result shows that difference between model and experimental temperatures increases by increasing equivalence ratio. Also, after a short distance from the injector, the temperature is decreased along the gasifier with a constant rate. Finally, in order to provide the optimum gasification operation, a relation between the appropriate gasifier length and operating equivalence ratio is presented based on the water-gas shift reaction.

Keywords: heavy fuel oil, equivalence ratio, temperature distribution, syngas composition, gasifier length