مجموعه مقالات هفتمین کنفرانس سوخت و احتراق ایران ۲۵ و ۲۴بهمن ۱۳۹۶، ایران، تهران، دانشگاه صنعتی شریف FCCI-2018-1026

مطالعه پارامتریک مولفههای عملکردی مختلف در فرایند گازسازی سوخت نفتی سنگین مازوت

بر اساس یک مدل تعادل ترمودینامیکی

حسن کریمی مزرعهشاهی استاد دانشکده مهندسی هوافضا دانشگاه خواجه نصیرالدین طوسی karimi@kntu.ac.ir

حجت قاسمی دانشیار دانشکده مهندسی مکانیک دانشگاه علم و صنعت ایران h_ghassemi@iust.ac

چکىدە

حميدرضا فرشى فصح

دانشجوى دكترى هوافضا

دانشگاه خواجه نصيرالدين طوسي

hrfarshifasih@mail.kntu.ac.ir

سوختهای نفتی سنگین به ویژه مازوت، پتانسیل مناسبی برای تولید انرژی پاک و تولید فراوردههای شیمیایی از طریق فرایند گازسازی دارند. گازسازی فرایندی ترموشیمیایی دوستدار محیطزیست برای تبدیل مواد کربندار به گازهای سنتزی پاک و با ارزش حرارتی بالا است. در این مقاله از یک مدل تعادل ترمودینامیکی بر اساس مینیمم کردن انرژی آزاد گیبس و با کمک نرمافزار Aspen به منظور پیشبینی ترکیبات گازهای سنتزی و مشخصههای عملکردی گازسازی خوراک مازوت استفاده گردید. برای اعتبارسنجى نتايج شبيهسازى با دادههاى تجربى مقايسه گرديد كه تطابق مناسبی را نشان میدهد. در یک مطالعه پارامتریک اثـر پارامترهـایی چـون نسبت اکیوالان و فشار گازساز بر مقادیر گازهای سنتزی، دمای گازسازی، ارزش حرارتی گازهای تولیدی و راندمان گاز سرد ابرای دو اکسنده اکسیژن و هوا بررسی شد. بعلاوه اثر بکارگیری اکسـنده ثانویـه بخـارآب بـر مشخصههای عملکردی به ویژه نسبت H2/CO و تولید هیدروژن مطالعه گردید. بر اساس نتایج مدلسازی، گازسازی خوراک مازوت با اکسنده اکسیژن در یک نسبت اکیوالان بهینه تولید گازهای سنتزی، میتواند گزینه مناسبی برای تولید توان از طریق IGCC باشد. استفاده ار بخار آب نیز همراه با اکسنده هوا در حوالی نقطه بهینه گازسازی، نقش مهمی در افزایش تولید هیدروژن داشته و برای کاربرد تولید مواد شیمیایی بسیار موثر عمل ميكند.

کلمات کلیدی: سوختهای نفتی سنگین، گازسازی، گازهای سنتزی، مدلسازی تعادلی و پارامترهای عملکردی

۱– مقدمه

امروزه محصولات تولیدی حاصل از فرایند پالایش نفت خام مانند بنزین، کروسین و دیزل نقش مهمی در تولید انرژی ایفاء میکنند. علیرغم پیشرفت در تکنولوژیهای صنایع پالایشی، به دلیل کاهش کیفیت نفت خام و افزایش سولفور موجود در آن، تولید پسماندهای نفتی افزایش یافته است [۱]. در فرایند پالایش نفت خام پس از جدا شدن محصولات سبک-تر، در انتهای برج تقطیر خلاء پسماند سنگینی به نام Notum Bottom تر، در انتهای برج تقطیر خلاء پسماند سنگینی به نام یی کوزیته و مقدار سولفور بالایی دارد، با گرم کردن و از طریق فرایندهایی پسماند نفتی سنگین^۳ تبدیل میشود[۲]. این (HFO) سیاه، سفت، مایع و در دماهای سرد نیمهجامد میباشد و با نامهایی مانند (HFO) سیاه، سفت، مایع و در دماهای سرد نیمهجامد میباشد و با نامهایی مانند (Mator 10585) در دان این (HFO) مرفا به عنوان یک سوخت در موتورهای کشتی، نیروگاههای این (HFO) صرفا به عنوان یک سوخت در موتورهای کشتی، نیروگاههای

برق و کورههای آجریزی سوزانده می شود [۶]. مطالعات مختلفی به منظور تعیین مشخصههای احتراقی (HFO) انجام شده است [۱۱–۷]. لاکوود یک مطالعه تجربی را در یک کوره استوانهای آزمایشگاهی مقیاس بزرگ به منظور اندازه گیری مشخصه های احتراقی یک سوخت نفتی سنگین با درصد ترکیبات مشخص برای دو نسبت هوا به سوخت مختلف انجام داده است. توزیع اندازه قطرات[†] و میزان حجم گازهای تولیدی و دمای احتراق در راستای طولی و شعاعی کوره استخراج شده است. نتایج مقاله بیان می-کند که افزایش نسبت هوا به سوخت موجب افزایش در شدت احتراق و گرمای بیشتر منتقل شده به قطرات و تبخیر سریعتر و موجب کاهش راندمان احتراق می شود [۸]. منصور یک مطالعه برای تعیین مشخصه های احتراقی سوخت مایع نفتی سنگین با اکسیژن و هوا در یک کوره مدل شده یایین محترق و با کد CFD انجام داده است. نتایج گزارش شده شامل دمای شعله و محصولات احتراق (O2 و O2 و CO2) و ذره دوده جامد برای نسبتهای مختلف اکسیژن به سوخت و در راستای طولی و شعاعی كوره مى باشد. بر اساس نتايج بدست آمده احتراق با اكسيژن ذره دوده كمتر و نرخ تبخیر بالاتری نسبت به هوا میدهد [۱۱]. پروسه سوختن (HFO) آلایندگی بسیار زیادی را تولید میکند و اثرات بسیار مخرب زیست محیطی را ایجاد کرده و با تولید موادی چون NO_X "SO_{X و} دوده و اثرات خوردگی ناشی از آنها، راندمان محفظههای احتراق را کاهش میدهد. بدین منظور نیاز به تکنولوژیهای دوستدار طبیعت برای بهره برداری مفید تر از (HFO) مانند فرایند گازسازی میباشد [۱۳-۱۲]. مزایای گازسازی عبارتند از: استفاده از خوراکهای متنوع جامد (بایومس و زباله) و مایع (HFO و مخلوط روان زغالسنگ)، مقادیر کم سولفور و خاکستر تولیدی در ازاء گازهای تولیدی با ارزش حرارتی بالاتر، یکپارچگی با سیستمهای مختلف برای تولید محصولات متنوع شیمیایی، تولید برق و هیدروژن با استفاده از سوخت فسیلی بدون آلایندگی هوا [۱۵-۱۴]. گازسازی یک فرایند ترموشیمیایی برای تبدیل مواد کربندار با استفاده از اکسندههای هوا یا اکسیژن در مقداری کمتر از استوکیومتریک به گازهای سنتزی است [۱۶]. گازهای سنتزی موادی پاک و باارزش حرارتی بالا شامل مقادیر قابل توجهی CO و H₂ و مقادیر کمی CO₂، H₂O و H₂O و دیگر هیـدروکربن-های سبک میباشند [۶، ۱۸–۱۷]. بر اساس گزارش ها تا سال ۲۰۱۴ پس از زغالسنگ، خوراکهای مایع نفتی بیشترین سهم را در خوراکهای گازسازها داشته و حدود ۲۲ مگاوات گازهای سنتزی از این نوع خوراک تولید شده است [۱۹].در شکل (۱) شماتیکی از یک سیستم گازسازی با خوراک (HFO) و کاربردهای مختلف نشان داده شده است. کاربردهای متنوع گازسازی شامل تولید مواد شیمیایی، تولید سوختهای مایع و گازی و تولید توان می باشد. گازهای سنتزی پس از خروج از گازساز ابتدا خنک شده و در مراحل مختلف با اعمال روش های متفاوت تصفیه گازهای

¹ High Heating Value (HHV)

² Cold Gas Efficiency (CGE)

³ Heavy Fuel Oil (HFO)

⁴ Sauter Mean Diameter (SMD)

اسیدی و سولفور، فراورده های شیمیایی متنوعی از قبیل سوخت جت، متانول، اتانول و آمونیاک حاصل می شود. برای تولید توان نیز می بایست سیستم گازساز همراه با خنککاری و تصفیه گاز سنتزی در کنار سیستم تـوربين گـاز و تـوربين بخـار يـک واحـد يکپارچـه را بـا عنـوان IGCC -۱۵،۶) تشکیل دهند (Integrated Gasification Combined Cycle) ۱۳، ۱۸–۱۷، ۲۲–۲۰]. بعـلاوه عميـدپور پتانسـيل اسـتفاده از هيـدروژن گازهای سنتزی را برای بکارگیری در fuel-cell مطالعه کرده است [۲۳]. فرایند گازسازی در یک رآکتور به نام گازساز انجام می پذیرد که نوع گازساز اهمیت بسزایی در تولید گازهای سنتزی دارد. گازسازهای مختلفی متناسب با هر خوراک استفاده می شود که بهترین گزینه برای گازسازی (HFO)، گازسازهای جریان حامل می باشد. زمان ماند کوتاه (چند ثانیه) و دمای بالای عملکردی مهمترین خاصیت این نوع گازساز است [۱۸، ۲۴]. پارامترهای موثر بر عملکرد گازسازی شامل نوع خوراک، دما، فشار و مهمتر از آنها نوع اکسنده و نسبت اکیوالان است. مطالعات زیادی بر روی گازسازی خوراکهای مختلف (بایومس و زغالسنگ) و اثر هر یک از پارامترهای عملکردی گازسازی انجام شده است که میتوان به مطالعات تجربی [۲۸-۲۵] و مطالعات مدلسازی [۳۳-۲۹] اشاره نمود. همچنین [۳۲–۳۲] اثر افزودن بخار آب بر عملکرد فرایند گازسازی خوراکهای مختلف از نوع بایومس را بررسی نموده است. با این وجود تحقیقات درباره گازسازی (HFO) محدود است. آشیزاوا [۳۸] گازسازی سوخت اوریمولشن را در یک گازساز جریان حامل با ظرفیت ۱۰۰ کیلوگرم بر ساعت با اکسنده اکسیژن مطالعه کرده است. در این مطالعه دمای گازسازی، شار حرارتی و مقادیر گازهای سنتزی در طول گازساز استخراج شده و راندمانهای تبدیل کربن و گاز سرد را محاسبه نموده است. چویی [۳۹] گازسازی سوخت Vacuum Residue در گازساز جریان حامل Texaco با ظرفیت ۳۲ کیلوگرم بر ساعت با اکسنده اکسیژن و بخار آب را تحقیق کرده و ترکیبات گازهای سنتزی به همراه دبیهای جرمی سوخت و اکسندهها را بر حسب زمان در یک تست با شرایط مشخص گزارش کرده است. همچناین وینیکا [۴۰] فرایند گازسازی سوخت Black Liquor را در یک گازساز دما بالای پرفشار (۳۰ بار) به منظور تولید توان مطالعه کرده است. از آنجاییکه مطالعات تجربی بسیار سخت و پرهزینه می باشد، لذا مدلسازی فرایند گازسازی می تواند پیش بینی قابل قبولی را از عملکرد گازساز ارائه ده. بطوریکه در دو مقاله تجربی ذکر شده، مقادیر گازهای سنتزی و دمای گازسازی تست با نتایج مدلسازی مقایسه گردیده است. هـدف از مدلسـازی گازسازی محاسبات ترکیبات گازهای سنتزی و بهینهسازی انرژی گازهای سنتزى بر واحد سوخت و تعیین نقطه اصلى كاركرد گازساز مى باشد [۶]. مدلسازی بر اساس تعادل ترمودینامیکی جـرم و انـرژی و شـرایط کنترلـی مانند دما و فشار و گرمای واکنش و واکنش های حتراقی انجام می گیرد. در ادبیات دو دیدگاه برای مدلسازی فرایند گازسازی (HFO) ارائه شده است. قاسمی [۴۱] یک مدل ریاضی سینتیکی صفربعدی حالت پایدار بر اساس واكنشهاى گازسازى براى پيشبينى عملكرد گازسازى اوريمولشن توسعه داده و اثر پارامترهایی چون نسبت همارزی و نسبت آب به سوخت بر مقدار تار، دمای گازسازی و راندمان گاز سرد و راندمان تبدیل کربن و مقدار گرمای محصولات گازی مطالعه شده است. مقالات [۱۲، ۲۹، ۳۹، ۴۲-۴۲] نیز گازسازی پسماندهای نفتی سنگین مختلف را با استفاده از مدلسازی تعادلی مطالعه کردهاند. بهشتی [۱۲] مدلسازی گازسازی سوخت Waste Lubricant Oil را برای نسبتهای اکیوالان و فشار مختلف و بکارگیری کاتالیست CaO بر اساس مینیمم کردن انرژی گیبس مطالعه کرده است.

نرم افزار ASPEN یکی از ابزارهای مناسب برای مدلسازی فرایند گازسازی میباشد. مطالعات [۱۵، ۴۶-۴۵] برای مدلسازی گازسازی با خوراکهای مختلف و طرح IGCC از Aspen استفاده کردهاند. شیم [۱۵] مطالعه گازسازی برای خوراکهای زغالسنگ خشک، مخلوط زغالسنگ با آب، بونکرسی (Bunker-C) و نفتا به منظور بررسی اثر خوراک بر شرایط عملکردی تولید توان یک نیروگاه ۳۰۰ IGCC مگاواتی انجام داده است. در کشور ایران بیش از ۲۵ درصد محصولات پالایشی نفت خام، پسماند نفتی سنگین بوده که به نام مازوت شناخته می شود. این مازوت تولیدی حدود ۱۹ ملیون لیتر در روز برای تولید برق در نیروگاهها، ۳ ملیون لیتـر در روز برای سوخت کشتیها و ۲ ملیون لیتر در روز برای صنایع مختلف استفاده می شود [۴۷]. بنابراین مازوت به عنوان یک سوخت، پتانسیل مناسبی برای گازسازی با هدف تولید انرژی پاک از طریق IGCC و تولید فراوردههای شیمیایی دارد. در این مقاله مدلسازی گازسازی مازوت تحت شرایط مختلف بر اساس مینیمم کردن انرژی گیبس با استفاده از نرم افزار Aspen مطالعه شده است. برای اعتبارسنجی نتایج مدل ارائه شده با مقادیر آزمایشگاهی مقاله [۳۸] مقایسه گردید. برای دو اکسنده اکسیژن و هوا اثر پارامترهای عملکردی گازسازی مانند نسبت اکیوالان، فشار و اکسنده ثانویه بخار آب بر مقادیر گازهای سنتزی، نسبت H₂/CO، مقدار (H_2+CO)، دما، ارزش حرارتی و راندمان گاز سرد بررسی گردید. محدودههای مناسب نسبت دبی جرمی برای ترکیب اکسنده های مختلف (هوا-بخار آب و اکسیژن-بخار آب) به منظور رسیدن به شرایط بهینه عملکردی گازسازی (ارزش حرارتی و راندمان گاز سرد) تعیین گردید. نتايج مدلسازی میتواند برای طراحی یک گازساز واقعی با سوخت مازوت استفاده گردد.



۲– مدلسازی

۱-۲ مشخصات سوخت

پسماندهای نفتی سنگین محصولات ثانویه فرایند پالایشی نفت خام بوده و می تواند به عنوان خوراک فرایند گازسازی به محصولات با ارزش و پاک گازهای سنتزی تبدیل گردد. در جدول شماره (۱) مشخصات ترموشیمیایی محصول مازوت تولیدی پالایشگاه تهران بر اساس استاندارد ASTM D نشان داده شده است.

جدول (۱) مشخصات مازوت پالایشگاه تهران		
Physical Properties		
Flash Point	>65 °C	
Pour Point	< 3.5 °C	
Specific Gravity	0.9714 @ 15.6 °C	

هفتمين كنفرانس سوخت و احتراق ايران، ۲۴و ۲۵ بهمن ماه ۱۳۹۶

تهران، دانشگاه صنعتی شریف

Viscosity		377.8 mm ² /s	s(cSt) @ 50 °C	
Density	Density		∠ @ 50 °C	
	Chemical P	roperties		
Proximate	Analysis	Ultimate A	nalysis (Dry)	
Carbon	14.1 wt %	Carbon	87 3 wt %	
Residue	14.1 wt./0	Carbon	07.5 wt.70	
Total Sulfur	1.36 wt.%	Hydrogen	11.3 wt.%	
Ash	0.02 wt.%	Sulfur	1.36 wt.%	
Water Content	< 0.05 wt.%	Nitrogen	0.02 wt.%	
	40.62	A ab	0.02	
LHV	MJ/kg		0.02 wt.%	
111137	43.02	0	0.00 + %	
пп v	MJ/kg	Oxygen	0.00 wt.%	

Aspen plus مدلسازی با کمک

مدلسازی فرایند گازسازی درون یک گازساز با استفاده از نرمافزار Aspen plus انجام شده است. فرضیات مورد نظر در روند مدلسازی عبارتند از: گاز سنتز شامل H₂ و CO و CO و H₂ و CH و CH و CH و C₂H و N₂ و N₂ مے باشد. غلظت H_2S و NH_3 ناچیز میباشد. برای محاسبه مقدار محصولات در فاز تجزیه از شرایط اولیه فاز گازسازی استفاده می شود. گازساز تحت شرایط پایدار و آدیاباتیک و در فشار ثابت عمل می کند. تمامی کربن در فرایند تبدیل شده و در نتیجه هیچ کربن جامدی شکل نمی گیرد. مدل گازساز بر اساس مینیمم کردن انرژی آزاد گیبس در شکل (۲) نشان داده شده است کے شےامل چہار بخےش Burning ، Pyrolysis ، Decomposition و Separator مے باشد. از آنجاییک خوراک مازوت یک مادہ -Non Conventional است، در بلوک Decomposition (از نوع -Conventional $H_2, N_2, S, \,$ به عناصر اصلى (yield reactor block in ASPEN plus C تجزیـه مـیشـود. سـپس ایـن عناصـر در بلـوک Pyrolysis (از نـوع RGIBBS-Gibbs free energy minimization reactor block in ASPEN plus) در دمای ثابت ۵۰۰ کلوین [۳۸] به مواد فرار گازی چون و N_2 و N_2 و N_2 و CH_4 و H_2O و N_2 و H_2 افزوده شدن اکسنده های هوا، اکسیژن و بخار آب، واکنشهای احتراقی جزئی در بلوک Burning (از نوع RGIBBS) انجام می شود. در نهایت نيز در بلوک Separator (از نوع SSPLIT-splits specified for each substream splitters block in ASPEN plus) محصولات احتراقي شامل گازهای سنتزی و مواد جامد خاکستر از یکدیگر جدا می شوند.



شکل (۲) مدل گازساز با نرم افزار ASPEN plus

واکنش کلی فرایند گازسازی برای خوراک پسماند نفتی سنگین بـا فرمـول شیمیایی مشخص CH_xO_yNz و اکسندههای مختلف هوا، اکسـیژن و بخـار آب به صورت زیر نوشته میشود:

 $CH_{x}O_{y}N_{z} + wH_{2}O + m(O_{2} + 3.76N_{2}) \rightarrow n_{H_{2}}H_{2} + n_{co}CO + n_{Co_{2}}CO_{2} + n_{H_{2}O}H_{2}O + n_{CH_{4}}CH_{4} + n_{C_{2}H_{4}}C_{2}H_{4} + (z/2 + 3.76m)N_{2}$ (1)

که در رابطه فوق m مقدار مول هوا یا اکسیژن است کـه از حاصـل ضـرب نسبت اکیوالان در مقدار استوکیومتریک هوا یا اکسـیژن بدسـت مـیآیـد.

مقدار W نیز مقدار آب معرفی شده به گازساز به صورت بخار است. مقادیر x, y, و x نیز طبق روابط زیر محاسبه می شوند:

$$x = \frac{HM_c}{CM_H}$$
(Y)

$$y = \frac{OM_c}{C}$$

$$Z = \frac{MM_c}{CM_N} \tag{(f)}$$

که در این رابطه C H O H N O H به ترتیب نسبت جرمی هیدروژن، کربن، اکسیژن و نیتروژن در جدول تحلیل المانی پسماند نفتی سنگین بوده و نیز وزن مولکولی هر یک از آنها میباشد [۴۸]. فرمول مولکولی مازوت که بر اساس جدول شماره (۱) و روابط فوق محاسبه شده به صورت ($CH_{1.543}O_0N_{0.000177})$ میباشد.

فرایند گازسازی پسماندهای نفتی سنگین از واکنش های بسیار پیچیده تشکیل شده است که برای سادگی هشت واکنش اصلی در سه دسته ارائه می شود. واکنش های احتراقی با اکسیژن (واکنش های ۱ الی ۳) و واکنش-های ناهمگن کربن جامد (واکنش های ۴ الی ۶) و واکنش های همگن فاز گازی (واکنش های ۷ و ۸) [۶].

		-	 -
$\mathcal{C} + 1/2\mathcal{O}_2 \to \mathcal{CO}$	$\Delta H_{298}^o = -111 \text{kJ/mol}$		(1)
$CO+1/2O_2 \rightarrow CO_2$	$\Delta H_{298}^o = -283 \text{kJ/mol}$		(٢)
$H_2 + 1/2O_2 \rightarrow H_2O$	ΔH_{298}^{o} =-242kJ/mol		(٣)
$C + CO_2 \rightarrow 2CO$	$\Delta H_{298}^o = +172 kJ/mol$		(۴)
$C + H_2 O \rightarrow CO + H_2$	$\Delta H_{298}^o = +131 \text{kJ/mol}$		(۵)
$C + 2H_2 \rightarrow CH_4$	$\Delta H_{298}^o = -75 \text{kJ/mol}$		(۶)
$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	$\Delta H_{298}^o = -41 \text{kJ/mol}$		(Y)
$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2$	$\Delta H_{298}^{o} = +206 \text{kJ/mol}$		(٨)

۳- نتایج و بحث

۱–۳ اعتبارسنجی مدلسازی

به منظور اعتبارسنجی مدلسازی، یک مقایسه بین مقادیر گازهای سنتزی حاصل از مدل و نتایج تجربی گازسازی مقاله آشیزاوا [۳۸] در شرایط کاری و سوخت (اوریمولشن) و اکسنده (اکسیژن) یکسان انجام شده است. سوخت اوریمولشن که مشخصات آن در جدول شماره (۲) نشان داده شده بسیار نزدیک به یک سوخت نفتی سنگین بوده و ترکیبی از ۷۰ درصد داده شده است و همانگونه که مشاهده می شود تطابق مناسبی بین مقادیر مدلسازی و نتایج تجربی وجود دارد. پس از تایید مدلسازی می توان از آن برای پیش بینی پارامترهای عملکردی گازسازی برای پسماندهای نفتی سنگین استفاده نمود. مقدار *RMS* از رابطه زیر محاسبه می گردد:

$RMS = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^{N} (Exp)}{\sum_{i=1}^{N} (Exp)}}$	$\frac{erimental_i - Model_i)^2}{N}$		(Δ)
ىن [٣٨]	فت نفتى سنگين اوريمولش	ول (۲) مشخصات سو	جدو
	Physical Pro	perties	
Flash Point		> 90 °C	
Pour Point		< 3-6 °C	
Viscosity		560 mPa.s @ 30 °C	
Density		1.0113 g/m	L @ 15 °C
	Chemical Pro	operties	
Proximate	Analysis	Ultimate A	nalysis (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.%

هفتمين كنفرانس سوخت و احتراق ايران، ٢۴و ٢۵ بهمن ماه ١٣٩۶

تهران، دانشگاه صنعتی شریف

FCCI-2018-10)26
--------------	-----

Water Content	28.8 wt.%	Nitrogen	0.64 wt.%
HHV	29.76 MJ/kg	Ash	0.25 wt.%
		Oxygen	0.55 wt.%

جدول (۳) مقایسه مقادیر گازهای سنتزی حاصل از مدلسازی و نتایج تجربی آشیزاوا برای

سوخت اوريمولشن			
Operatin	g Conditions		
Equivalence Ratio		0.4	
Gasification Pressure		18.75 atm	
Gasification agent		Oxygen	
Gas Composition, vol.%	Experimental	Modeling	
СО	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 (MJ/Nm ³)	9.5-10.5	10.29	
RMS error		2.05	

۲-۳ مطالعه پارامتریک

هدف از این مقاله بررسی پتانسیل گازسازی خوراک مازوت بر طبق مشخصات جدول شماره (۱) برای تولید توان یا فراورده های شیمیایی می-باشد. بدین صورتکه فرایند گازسازی مازوت با بررسی مقادیر گازهای سنتزی، ارزش حرارتی گازهای سنتزی و راندمان گاز سرد مطالعه می-گردد.

در شرایط استاندارد ارزش حرارتی بر اساس مقادیر گازهای سنتزی طبق رابطه زیر محاسبه میگردد:

(۶) $HHV_{Syngas} = 12.75[H_2] + 12.63[C0] + 39.82[CH_4] + 63.43[C_2H_4] - ... (۶) که در این رابطه مقادیر گونه ها بر اساس نسبت مولی و ارزش حرارتی بر طبق <math>MJ/Nm^3$ میباشد. راندمان گاز سرد نیز که نسبت انرژی محصولات گازی به انرژی خوراک مازوت است به صورت زیر تعریف می شود:

 $CGE = \frac{HHV_{Syngas}(MJ/Nm^{3}) \times \nu_{gas}(Nm^{3}/kg)}{HHV_{Fuel}(MJ/Nm^{3})} \times 100$ (Y)

در این مطالعه پارامتریک اثر پارامترهایی چون نسبت اکیوالان، فشار گازسازی و افزودن بخار آب برای دو اکسنده اکسیژن و هوا بر روی سیستم گازسازی مازوت بررسی شده است. پارامترهای عملکردی فرایند گازسازی شامل گازهای سنتزی، دمای گازسازی، ارزش حرارتی گازهای سنتزی و راندمان گاز سرد مطالعه شدهاند. در جدول شماره (۴) شرایط کاری فرایند گازسازی و در جدول شماره (۵) نتایج مدلسازی شامل مقادیر گازهای سنتزی و ارزش حرارتی برای دو اکسنده اکسیژن و هوا در C.375=ER

جدول (۴) شرایط کاری فرایند گازسازی				
	Opera	ting Conditi	ions	
	Fuel	Agent 1	Agent 2	Agent 3

	Mazut	Oxygen	Air	Steam
Mass Flow Rate (kg/h)	10	8-20	30-100	1-30
Stoichiometric Mass Flow Rate		3.25	14.12	

(kg/h) Inlet Temperature(K)	370	400	400	600
Gasification			5	

Pressure(atm)

جدول (۵) نتایج مدلسازی گازسازی				
Results o	Results of gasification model at ER=0.375			
Oxygen Air				
H_2	41.42	18.32		
CO	55.41	24.87		
H ₂ +CO	96.83	43.19		
H ₂ /CO	0.75	0.74		
CO_2	0.8	1.29		
CH_4	0.005	0.60		
H_2O	1.97	1.05		
N_2	0.00	53.62		
HHV	12.28	5.72		
CGE	90.04	87.43		

۱-۲-۳ اثر نسبت اکی والان

در شکلهای ۳ و ۴ اثر نسبت دبی جرمی اکسیژن/هوا به سوخت و نسبت اکیوالان (نسبت جرمی اکسیژن/هوا به سوخت واقعی به نسبت جرمی اکسیژن/هوا به سوخت استوکیومتریک) بر ترکیبات گازهای سنتزی، دمای گازسازی، ارزش حرارتی و راندمان گاز سرد برای دو اکسنده هوا و اکسیژن نشان داده شده است. بر اساس شرایط کاری گازسازی محاسبات برای اکسیژن خالص در نسبت دبی اکسنده به سوخت (O2/F) ۸/۰ الی ۰/۲ و نسبت اکیوالان (ER) ۲۰/۵ الی ۱۹/۰ و برای هوا در نسبت دبی اکسنده به سوخت (Air/F) الی ۱۰/۰ و نسبت اکیوالان ۲۱/۰ الی ۱۹/۰ انجام شده است. فشار محفظه گازساز نیز مقدار ۵ اتمسفر در نظر گرفته شده است.

شکل شماره (۳) مقادیر نسبت مولی گازهای سنتزی را بر حسب نسبت اکیوالان و نسبت جرمی اکسنده به سوخت برای دو اکسنده هوا و اکسیژن نشان میدهد. همانگونه که در شکل برای اکسنده اکسیژن مشاهده می-شود در نسبت اکیوالان ۲۳۶ بهینه ترین شرایط برای تولید گازهای سنتزی یعنی H2 و CO وجود دارد، به طوریکه در این حالت CO مقدار ۵۵ درصد و H2 مقدار ماکزیمم ۴۳ درصد و (CO+H2) بیش از ۹۸ درصد نسبت مولی گازهای سنتزی را به خود اختصاص دادهاند. همچنین برای نسبت های اکیوالان کمتر از ۲۳۶ گاز متان با تجزیه شدن به هیدروژن روند کاهش را از خود نشان میدهد. با افزایش نسبت اکیوالان تا اندازه ۶/۰ و نزدیک شدن به ناحیه احتراقی، مقادیر CO2 و H2 از مقدار بسیار ناچیز در نقطه بهینه به ترتیب تا مقادیر ۱۰ و ۲۷ درصد نسبت مولی گازهای سنتزی تغییر میکنند. این رفتار گازهای سنتزی برای خوراکهای

مختلف در [۲۱، ۲۵، ۲۹، ۶۰، ۴۲، ۲۳–۴۲، ۴۵] گزارش شده است. برای اکسنده هوا، با افزایش نسبت اکیوالان مقدار CO و CH₄ یک روند کاهشی دارد. نسبت اکیوالان ۲/۳۰ مقدار بهینه برای تولید گازهای سنتزی است بطوریکه مقدار H₂ ماکزیمم بوده و مقدار (H₂+CO) بیش از ۴۳ درصد نسبت مولی گازهای سنتزی را شامل می شوند. با افزایش نسبت اکیوالان از مقدار ۲/۳۰ و نزدیک شدن به ناحیه احتراقی مقادیر H₂O و 20 روند افزایشی را از خود نشان میدهند. نیتروژن موجود در هوا گرما

> هفتمین کنفرانس سوخت و احتراق ایران، ۲۴و ۲۵ بهمن ماه ۱۳۹۶ تهران، دانشگاه صنعتی شریف

را جذب کرده و موجب کاهش دمای گازساز میشود و چـون سـهم غالـب تولید هیدروژن از واکنشهای گرمـاگیر اسـت، مقـادیر هیـدروژن گازهـای سنتزی در هوا نسبت به اکسیژن کمتر است [۲۵، ۴۸].



اکسیژن (بالا) و هوا (پایین)

شکل ۴ تغییرات ارزش حرارتی گازهای سنتزی (HHV)، راندمان گاز سرد (CGE) و دمای گازسازی را بر حسب نسبت اکیوالان و نسبت اکسنده به سوخت نمایش میدهد. بر اساس نمودار با زیاد شدن نسبت اکیوالان دمای گازسازی روند افزایشی را از خود نشان میدهد. شیب افزایش دمای گازسازی در نقطه بهینه به دلیل نزدیک شدن به ناحیه احتراقی و اکسیژن بیشتر در دسترس و انجام واکنشهای احتراقی گرمازا، تغییر چشمگیری می کند. این افزایش دما موجب شکست حرارتی بیشتر تار شده و بعلاوه برای واکنش گرماگیر شماره (۸) موجب افزایش تولید هیدروژن می گردد. با افزایش نسبت اکیوالان به دلیل تمایل به انجام واکنشهای احتراقبی به جای گازسازی و کاهش کیفیت گازهای سنتزی، مقادیر HHV و CGE کاهش پیدا می کند، به طوریکه مقدار ماکزیمم ارزش حرارتی برای اکسیژن و هوا به ترتیب ۲۰ و ۱۱ (MJ/Nm³) و راندمان گاز سرد در نقطـه بهینـه گازسازی به ترتیب بالای ۹۰ و ۸۵ درصد قابل حصول است. بعلاوه نرخ کاهش مقادیر HHV و CGE در نقطه بهینه گازسازی تغییر میکند. این تفاوت در قبل از نقطه بهینه به دلیل کاهش مقدار CH₄ با ارزش حرارتی و ضریب تاثیر بیشتر در رابطه (۶) نسبت به CO و H₂، و در بعد از نقطه بهینه به دلیل کاسته شدن مقادیر H₂ و CO میباشد. چنین رفتار مشابهی برای خوراکهای مختلف در (۴۸–۱۲–۳۸–۴۲–۴۵–۴۵–۲۷) مشاهده شده





شکل (۴) اثر نسبت اکیوالان و نسبت جرمی اکسنده به سوخت بر دمای گازسازی و ارزش حرارتی و راندمان گاز سرد. اکسیژن (بالا) و هوا (پایین)

مقایسه نتایج گازسازی برای دو اکسنده اکسیژن و هوا نشان می دهد که مقادیر و کیفیت گازهای سنتزی برای اکسنده اکسیژن مطلوب تر می باشد. به عنوان نمونه مقدار ارزش حرارتی گازهای سنتزی برای اکسنده اکسیژن در نقطه بهینه گازسازی حدود ۱۳ (MJ/Nm) می باشد. این مقدار می-تواند گزینه مناسبی برای استفاده از خوراک مازوت در یک سیستم IGCC با تولید توان ماکزیم ۵۰۰MW باشد [۴۳]. البته تولید اکسیژن خالص در یک سیستم گازسازی توسط (Ast Separation Unit) می باشد مراحی سیستم پرهزینه می باشد که می بایست در ملاحضات اقتصادی طراحی سیستم گازسازی لحاظ گردد، اگرچه در مورد اکسنده هوا می توان آن را با اکسیژن غنی تر کرد که موجب بهبود کارایی سیستم گازسازی می گردد [۴۶].

۲-۲-۳ اثر فشار

در این مطالعه اثر فشار گازسازی بر ترکیبات گازهای سنتزی، دمای گازسازی و ارزش حرارتی برای اکسنده اکسیژن و نسبت اکسنده به سوخت (۱/۱۷) یا نسبت اکیوالان (۰/۳۶) بررسی شده است. شکل ۵ اثر تغییرات فشار از صفر تا ۵۰ اتمسفر را بر روی گازهای سنتزی و دمای گازسازی و HHV نشان میدهد و به دلیل تغییرات کم، مقادیر گازهای سنتزی به صورت لگاریتمی نشان داده شده است. بر اساس شکل مقادیر و H_2 و H_2 بسیار ناچیز کاهش یافته و مقادیر CO_2 و H_2 و H_2 ناچیز CO و H_2 افزایش مییابند. با این وجود نسبت H₂/CO تقریبا ثابت باقی میماند اگرچه در اینجا نمایش داده نشده است. با افزایش فشار، مقادیر HHV و دمای گازسازی افزایش و بهبود نسبی پیدا می کند که به دلیل افزایش مقادیر متان علیرغم کاهش هیدروژن و مونوکسیدکربن میابشد. چنین رفتار مشابهی برای خوراکهای مختلف در [۱۲، ۱۴، ۴۲] گزارش شده است. این رفتار را میتوان بر اساس قانون لی چارتیر در یک واکنش تعادلی شیمیایی توجیه نمود [۴۹] به طوریکه بـا افـزایش دمـا، واکـنش گرمـاگیر شماره (۷) به سمت واکنش دهندهها و تولید کمتر مقادیر فاز گازی تمایل پیدا کرده و موجب کاهش مقادیر CO و H₂ و افزایش مقادیر CH₄ می-گردد. همچنین افزایش فشار اثر ناچیزی بر راندمان گاز سرد دارد به طوریکه با افزایش فشار از ۰ تـا ۵۰ اتمسفر، مقدار CGE بـه میـزان ۱/۳ درصد کاهش پیدا می کند [۱۸].



هفتمین کنفرانس سوخت و احتراق ایران، ۲۴و ۲۵ بهمن ماه ۱۳۹۶ تهران، دانشگاه صنعتی شریف



و دمای گازسازی و ارزش حرارتی (پایین)

در یک نگاه مختصر افزایش فشار اثر چندانی بر مشخصه های گازسازی ندارد اگرچه که در ادبیات گازسازهای با فشار بالا (تا ۵۰ بار برای کاربرد IGCC و بیشتر از ۵۰ بار برای کاربرد شیمیایی) به دلیل کاهش اندازه گازساز مطلوبتر است [۶].

۳-۲-۳ اثر افزودن بخار آب

در کاربردهای مختلف گازسازی به ویژه تولید مواد شیمیایی، نسبت H2/CO مهم بوده و حداقل مقدار این نسبت باید از یک بیشتر باشد [۱۶]. شکل (۶) روند تغییرات نسبت H2/CO را بر حسب نسبت اکیوالان برای اکسیژن و هوا نشان میدهد. همانگونه که در شکل مشخص است با وجود بیشتر بودن مقادیر H2 و CO برای اکسیژن نسبت به هوا، ماکزیمم مقدار نسبت H2/CO برای هر دو اکسنده در نقطه بهینه گازسازی از ۱/۵ تجاوز نمی کند. بنابراین انتظار میرود استفاده از یک اکسنده ثانویه مانند بخارآب (گازسازی با بخارآب) بتواند به تولید بیشتر هیدروژن کمک نماید [۱۲].



در این مطالعه اثر افزودن بخار آب بر مقادیر دمای گازسازی، H₂ و CO، ارزش حرارتی و راندمان گاز سرد بررسی شده است. بر اساس شرایط کاری گازسازی اشاره شده در جدول (۴) محاسبات برای اکسیژن خالص در نسبت دبی اکسنده به سوخت (P/N (O₂/F) الی ۹/۴ و برای نسبت بخارآب به سوخت (Steam/F) ۱/۳ الی ۹/۹ و برای نسبت بخارآب به نیز مقدار ۵ اتمسفر در نظر گرفته شده است.

شکل (۷) اثر بخار آب بر دمای فرایند گازسازی را برای اکسنده های اکسیژن و هوا نشان می دهد. به صورت کلی استفاده از بخارآب به عنوان اکسنده در گازساز موجب کاهش دما در فرایند گازسازی می گردد. با افزایش بخارآب معرفی شده به سیستم گازسازی، در نسبتهای کم اکسنده به سوخت، دمای گازسازی تقریبا ثابت و در نسبتهای بالای اکسنده به سوخت کاهش پیدا می کند. این بدین دلیل است که اولا با توجه به شکل (۴) در نسبتهای کم C2/P یا Air/F، نرخ تغییرات دمای

گازسازی کند بوده و ثانیا به دلیل وجود پدیده های متفاوتی که ناشی از تغییر در نرخ واکنش های شیمیایی همگن و ناهمگن است [۵۱]. چنین رفتار مشابهی در [۴۹، ۴۲] مشاهده شده است.



شکل (۷) اثر افزودن بخار آب بر دمای گازسازی. اکسیژن (بالا) و هوا (پایین)

در شکل (۸) اثر افزودن بخارآب به گازساز بر روی مقادیر H₂ و CO در حالت خشک برای اکسنده اکسیژن و هوا نشان داه شده است. همانطور که در شکل مشاهده می شود در یک نسبت (O₂/F) یا (Air/F) ثابت، با افزایش مقدار بخارآب معرفی شده به گازساز، مقدار هیدروژن افزایش پیدا می کند و در حوالی نقطه بهینه گازسازی افزودن بخار آب موثرتر خواهد بود. مقایسه شکلهای ۳ و ۸ نشان می دهد که معرفی بخارآب به گازساز نقش مهمی در تولید H2 دارد. برای مثال در نقطه بهینه گازسازی (نسبت O₂/F برابر ۱/۱۷ و نسبت Air/F برابر ۵/۵) با افزودن بخارآب به میزان Steam/F=3، به ترتیب برای اکسیژن و هوا مقدار هیدروژن ۳۳ و ۶۱ درصد افزایش می یابد.

همانطور که در شکل نشان داده شده است در یک نسبت ثابت (O₂/F) یا (Air/F)، با زیاد شدن مقدار بخارآب معرفی شده به گازساز از مقادیر CO کاسته می شود و این کاهش مقادیر CO در نسبت های کمتر (O₂/F) یا (Air/F) بسیار چشمگیرتر می باشد. با افزودن بخارآب به گازساز نرخ واکنش شیمیایی شماره (۵) کاهش پیدا کرده و بر اساس مسیر رفت واکنش شماره (۷) موجب کاهش بیشتر CO و تولید بیشتر هیدروژن و cO₂ می گردد(۸۱–۳۹). چنین رفتار مشابهی در ترکیبات اصلی گازهای سنتزی برای خوراکهای مختلف در (۲۱–۱۴–۴۵–۴۳–۳۴) مشاهده شده است.



هفتمین کنفرانس سوخت و احتراق ایران، ۲۴و ۲۵ بهمن ماه ۱۳۹۶ تهران، دانشگاه صنعتی شریف



در شکل (۹) اثر افزودن بخارآب بر روی پارامترهای H₂+CO و H₂+CO و H₂+CO آورده شده است. برای اکسنده هوا با زیاد شدن مقدار بخارآب به درون گازساز، مقادیر H₂+CO ثابت میماند به جز در محدوده ۴/۰ HLی 4/۰ که کاهش کاهش ناچیزی دارد. برای اکسنده اکسیژن نیز در یک H₂+CO با افزودن بخارآب به سیستم گازسازی، مقادیر O₂/۲ به کاهش مییابد. همانطور که در شکل مشاهده میشود با افزودن بخارآب به گازساز در یک نسبت ثابت C₂/C یا Air/۶ مقادیر O₂/C افزایش پیدا کرده و برای نسبتهای Zam/۶ بیشتر از ۵/۰، مقدار CO بیشتر میشود. همچنین برای رسیدن به نسبتهای بالاتر CO بخارآب در نسبتهای کمتر H₂/CO یا Air/۶ موثرتر میباشد. این رفتار بخارآب در نسبتهای کمتر Air/۶ یا Air/۶ موثرتر میباشد. این رفتار بخارآب در نسبتهای کمتر Air/۶ یا Air/۶ موثرتر میباشد. این رفتار





ل (۲) الو الولونان بالاراب بو مصادیر ۲۰۰ او ۲۰ و ۲۵۱۰ اکسیژن (از بالا ۱ و ۲) و هوا (از بالا ۳ و ۴)

شکل (۱۰) اثر معرفی بخارآب بر فرایند گازسازی را بر روی پارامترهای HHV و CGE برای دو اکسنده اکسیژن و هوا نشان می دهد. همانطور که در شکل قابل مشاهده است برای اکسنده هوا، افزودن بخارآب تاثیری بر مقادیر HHV نداشته و برای اکسنده اکسیژن موجب کاهش ناچیزی بر مقدار HHV می شود. ثابت ماندن نرخ جریان گازهای تولیدی یعنی زیاد شدن ₁42 کاهش OD و کاهش شدید مقادیر پایین HVV موجب شده است که HHV گازهای سنتزی با زیاد شدن بخارآب ورودی گازساز تغییر چندانی نکند. بر این اساس انتظار می رود CGE که یک پارامتر برای مقایسه انرژی گازهای سنتزی و خوراک مازوت است نیز ثابت باقی بماند(FT)-TT). این نکته مشخص است که بیشترین مقدار CGE در کمترین مقادیر نسبت اکسنده به سوخت و با هر میزان بخارآب حاصل می گردد.



هفتمین کنفرانس سوخت و احتراق ایران، ۲۴و ۲۵ بهمن ماه ۱۳۹۶ تهران، دانشگاه صنعتی شریف



شکل (۱۰) اثر افزودن بخارآب بر ارزش حرارتی و راندمان گاز سرد. اکسیژن (از بالا ۱ و ۲) و هوا (از بالا ۳ و ۴)

بر اساس مطالعات گازسازی سوختهای نفتی سنگین برای داشتن واکنشهای کامل همگن و ناهمگن گازسازی، دمای گازسازی حداقلی مورد نیاز است(۵۵–۵۳–۹۴–۳۹)، اگرچه معرفی بخارآب به گازساز باعث افت دمای گازسازی می گردد. بنابراین با توجه به شکل (۷) نسبت های اکسنده به سوخت ۲/O و Air/F و مقدار دبی جرمی بخار آب ورودی به گازساز محدود خواهد شد. بر طبق نتایج مدلسازی گازسازی خوراک مازوت با اکسیژن-بخارآب و هوا-بخارآب، نسبتهای دبی معینی برای اکسندهها به منظور تامین شرایط بهینه گازسازی وجود خواهد داشت. این نسبتها برای گازسازی اکسیژن-بخارآب شامل (5.1>2/F<1.5) و نسبتها برای گازسازی اکسیژن) می باشند. (5.0</2/F<1.5) می باشند.

در جدول شماره (۶) نتایج مدلسازی گازسازی خوراک مازوت برای دو حالت اکسیژن-بخارآب و هوا-بخارآب در ER=0.375 و Steam/F=22 و Steam/F=22 آورده شده است. مقایسه مقادیر گازهای سنتزی در جداول (۵) و (۶) نشان میدهد معرفی بخارآب به گازساز همراه با اکسندههای هوا یا اکسیژن باعث تولید هیدروژن بیشتر و نسبت H2/CO بالاتر خواهد شد، اگرچه اثر مثبتی بر مقادیر HH2 و GEE ندارد. بنابراین گازسازی، مخصوصا سیستم هوا-بخارآب بسیار موثر در کاربردهای تولید مواد شیمیایی (مانند هیدروژن خالص، متانول یا اتانول) بوده، بر خلاف اینکه برای کاربردهای IGCC موثر نمی،اشد.

عالت اکسیژن-بخارآب و هوا-بخارآب	گازسازی برای دو -	جدول (۶) نتایج مدلسازی
---------------------------------	-------------------	------------------------

Result of gasification model at ER=0.375 and Steam/F=2.2		
H_2	53.42	28.99

CO	25.67	10.09
H ₂ +CO	79.19	39.08
H ₂ /CO	2.08	2.88
HHV	10.06	5.15
CGE	90.04	89.19

جمعبندى

یک مطالعه جامع به منظور بررسی پتانسیل گازسازی خوراک مازوت (تولید توان یا فراورده های شیمیایی) با کمک مدلسازی بر اساس مینیمم کردن انرژی آزاد گیبس و با استفاده از نرم افزار Aspen انجام گردید. مدل ارائه شده می تواند محدوده های بهینه نسبت سوخت نفتی سنگین به اکسنده را در شرایط واقعی تعیین نموده و مشخصه های عملکردی گازسازی متناظر آن را پیش بینی نماید. اثر پارامترهایی چون نسبت اکی-والان و فشار گازساز بر مقادیر گازهای سنتزی، نسبت H₂/CO، مقدار (H₂+CO)، دمای گازسازی، ارزش حرارتی گازهای تولیدی و راندمان گاز سرد با یک مطالعه پارامتریک برای دو اکسنده اکسیژن و هوا بررسی گردید. نتایج مدلسازی نشان میدهد که افزایش نسبت اکیوالان باعث افت قابل توجه و شدیدی در مقادیر HHV و CGE می شود. نسبت اکے والان ۱۳۶ یک نقطه بهینه تولید گازهای سنتزی با اکسنده اکسیژن است که با ارزش حرارتی برابر ۱۳ (MJ/Nm³) در این نقطه، گزینه مناسبی برای استفادہ از خوراک مازوت در یک سیستم IGCC مے باشد. همچنین با توجه به نتایج بدست آمده تغییرات فشار گازساز اثر چندانی بر مشخصه های گازسازی ندارد. اثر افزودن اکسنده ثانویه بخارآب نیز بر مشخصههای عملکردی به ویژه نسبت H₂/CO و تولید هیدروژن مطالعه گردید. در یک نسبت ثابت اکسنده به سوخت ثابت (برای هوا و اکسیژن)، با افزایش مقدار بخارآب معرفی شده به گازساز، مقادیر HHV و CGE تغییر چندانی نکرده در صورتیکه دمای گازسازی کاهش پیدا میکند. بعلاوه اینکه استفاده از بخارآب به ویژه همراه با اکسنده هوا در حوالی نقطه بهینه گازسازی، نقـش مهمی در افزایش تولید هیدروژن داشته و برای کاربرد تولید مواد شـیمیایی بسيار موثر عمل مي كند.

مراجع

1- Furimsky, E., 1999, "Gasification in petroleum refinery of 21st century", Oil Gas Sci. Technology, **54**, 597–618.

2- Goldsworthy L., 2006, "Computational Fluid Dynamics Modelling of Residual Fuel Oil Combustion in the Context of Marine Diesel Engines", International Journal of Engine Research, vol. **7**, 181-199.

3- Residual fuels, 2001–2006, "Macmillan encyclopedia of energy", New York, Macmillan Reference.

4- Francis W, Peters M.C., 1980, "Fuels and fuel technology–a summarized manual", NewYork :Pergamon press.

5- Data sheet: Products specification sheet, "Russian MAZUT100-75 Oil, guaranteed specifications for M-100 GOST 10585/75, Marnets Global Incorpotared.

6- Higman, C., Burgt, M.v.d., 2008, "Gasification", Elsevier.

7- Javier M. Ballester, Norberto Fueyo and C6sar Dopazo, 1996, "Combustion characteristics of heavy oil-water emulsions", Fuel, Vol. **75**, No. 6, 695-705

هفتمين كنفرانس سوخت و احتراق ايران، ٢۴و ٢۵ بهمن ماه ١٣٩۶

23- Hamed Akbarpour Reyhani, Mousa Meratizaman, Armin Ebrahimi, Omid Pourali, Majid Amidpour, 2016, "Thermodynamic and economic optimization of SOFC-GT and its cogeneration opportunities using generated syngas from heavy fuel oil gasification", Energy, **107**, 141-164.

24- Ancheyta, J., 2013, "Modeling of processes and reactors for upgrading of heavy petroleum", In: Chemical Industries, J. G. Speight (Ed.). Boca Raton, FL: CRC Press.

25- Ji-Lu Zheng, Ming-Qiang Zhu, Jia-Long Wen, Run-cang Sun, 2016, "Gasification of bio-oil: Effects of equivalence ratio and gasifying agents on product distribution and gasification efficiency", Bioresource Technology, **211**, 164–172.

26- Xiang Wen-guo, Zhao Chang-sui, Pan Ke-liang, 2009, "Experimental investigation of natural coke steam gasification in a bench-scale fluidized bed: influences of temperature and oxygen flow rate" Energy Fuels, **23**, 805–10.

27- Park S, Lee J, Seo H, Kim G, Kim K-T., 2011, "Experimental investigations of the effect of coal type and coal burner with different. oxygen supply angles on gasification characteristics", Fuel Process Technol, **92**, 1374–9.

28- Sakaguchi Masakazu, Paul Watkinson A, Ellis Naoko, 2010, "Steam gasification of biooil and biooil/char slurry in a fluidized bed reactor", Energy Fuels, **24**, 5181–9.

29- Woranuch Jangsawang, Krongkaew Laohalidanond, Somrat Kerdsuwan, 2015, "Optimum Equivalence Ratio of Biomass Gasification Process Based on Thermodynamic Equilibrium Model", Energy Procedia, **79**, 520 – 527.

30- Avdhesh K, Sharma, 2008, "Equilibrium modeling of global reduction reactions for a downdraft (biomass) gasifier", Energy Convers Manage, **49**, 832–42.

31- Xiangdong Kong, Zhong Weimin, Wenli Du, Feng Qian. 2013, "Three stage equilibrium model for coal gasification in entrained flow gasifiers based on aspen plus" Chin J Chem. Eng., **21**, 79–84.

32- Gazzani Matteo, Manzolini Giampaolo, Macchi Ennio, Ghoniem Ahmed F. 2013, "Reduced order modeling of the Shell–Prenflo entrained flow gasifier" Fuel, **104**, 822–37.

33- Lee H, Choi S, Paek M. 2011, "A simple process modelling for a dry-feeding entrained bed coal gasifier", Proc. Inst. Mech. Eng. Part A: J Power Energy, **225**, 74–84.

34- Muflih A. Adnan, Herri Susanto, Housam Binous, Oki Muraza, Mohammad M. Hossain, 2017, "Enhancement of hydrogen production in a modified moving bed downdraft gasifier- A thermodynamic study by including tar", international journal of hydrogen energy, **42**, Issue 16, 10971-10985.

35- Hussein, M.S., Burra, K.G., Amano, Gupta, A.K., 2017, "Effect of oxygen addition in steam gasification of chicken manure", Fuel, **189**, 428–435.

36- Karl M. Broer, Patrick J. Woolcock, Patrick A. Johnston, Robert C. Brown, 2015, "Steam/oxygen gasification system for the production of clean syngas from switchgrass", Fuel, **140**, 282–292.

8- COSTA, M., COSTEN, P., and LOCKWOOD, F.C., 1991, "Combustion Measurements in a Heavy Fuel Oil-Fired Furnace", Combust. Science and Technology, Vol. **75**, 129-154.

9- Garaniya, V., Goldsworthy, L., 2012, "Heavy Fuel Oil Combustion Modelling Using Continuous Thermodynamics", Journal of the JIME, Vol. **47**, No.6. 10- Saario, A., Rebola, A., Coelho, P.J., Costa, M., Oksanen, A., 2005, "Heavy fuel oil combustion in a cylindrical laboratory furnace" measurements and modeling, Fuel, **84**, 359–369.

11- Rached Ben-Manosur, Pervez Ahmed, Habib, M.A., 2015, "Simulation of Oxy–Fuel Combustion of Heavy Oil Fuel in a Model Furnace", Journal of Energy Resources Technology, Vol. **137**.

12- Beheshti, S.M., Ghassemi, H., and Shahsavan-Markadeh, R., 2014, "A Comprehensive Study on Gasification of Petroleum Wastes Based on a Mathematical Model", Petroleum Science and Technology, **32**, 2674–2681.

13- John Rezaiyan, Nicholas P. Cheremisinoff, 2005, "Gasification Technologies a Primer for Engineers and Scientists, Taylor & Francis Group, LLC.

14- Beheshti, S.M., Ghassemi, H., and Shahsavan-Markadeh, R., 2015, "Modeling Steam Gasification of Orimulsion in the Presence of KOH: A Strategy for High-Yield Hydrogen Production", Petroleum Science and Technology, **33**, 218–225.

15- Hyun-Min Shim, Su-Yong Jung, Hong Yue Wang, and Hyung-Taek Kim, 2009, "The comparison study on the operating condition of gasification power plant with various feedstocks", Korean J. Chem. Eng., **26(2)**, 324-331.

16- James G. Speight, 2014, "Gasification of Unconventional Feedstocks", Elsevier Inc. Gulf Professional Publishing is an imprint of Elsevier.

17- Ke Liu, Chunshan Song, Velu Subramani, 2010, "Hydrogen and Syngas Production and Purification Technologies", by American Institute of Chemical Engineers, A John Wiley & Sons, Inc., Publication.

18- Jorge Ancheyta, 2013, "Modeling of Processes and Reactors for Upgrading of Heavy Petroleum", by Taylor & Francis Group, LLC.

19- Chris Higman, Higman, 2014, "State of the Gasification Industry, Worldwide Gasification Database 2014 Update", Gasification Technologies Conference Washington, DC October 29.

20- Meratizaman M, Monadizadeh S, Ebrahimi A, Akbarpour H, Amidpour M., 2015, "Scenario analysis of gasification process application in electrical energy-freshwater generation from heavy fuel oil", thermodynamic, economic and environmental assessment, Int J Hydrogen Energy, **40**, 2578-600.

21- Emun F, Gadalla M, Majozi T, Boer D., 2010, "Integrated gasification combined cycle (IGCC) process simulation and optimization", Comput. Chem. Eng., **34**, 331-8.

22- Lee JC, Lee HH, Joo YJ, Lee CH, Oh M. 2014, "Process simulation and thermodynamic analysis of an IGCC (integrated gasification combined cycle) plant with an entrained coal gasifier", Energy, **64**, 58-68.

هفتمين كنفرانس سوخت و احتراق ايران، ٢۴و ٢۵ بهمن ماه ١٣٩۶

results and thermodynamic equilibrium predictions" Powder Technol, **208**, 558–67.

52- Loha Chanchal, Chatterjee Pradip K, Chattopadhyay Himadri., 2011, "Performance of fluidized bed steam gasification of biomass-modeling and experiment, Energy Convers Manage, **52**, 1583–8. 53- Hiroaki Watanabe, Maromu Otaka, Saburo Hara, Masami Ashizawa, Kazuhiro Kidoguchi, Jun Inumaru, 2002, "Modelling And Simulation For Extra Heavy Oil Gasification On Entrained Flow Gasifier", Proceedings of IJPGC, 24-26.

54- Hanbin Zhong, Xingying Lan, Jinsen Gao, 2015, "Numerical simulation of pitch–water slurry gasification in both downdraft single-nozzle and opposed multi-nozzle entrained-flow gasifiers: A comparative study", Journal of Industrial and Engineering Chemistry, **27**, 182–191.

55- Lan Xingying, Zhong Hanbin and Gao Jinsen, 2014, "CFD Simulation on the gasification of asphalt water slurry in an entrained flow gasifier", Pet. Sci., **11**, 308-317.

37- Tomoko Ogi, Masakazu Nakanishi, Yoshio Fukuda, Keigo Matsumoto, 2013, "Gasification of oil palm residues (empty fruit bunch) in an entrained-flow gasifier", Fuel, **104**, 28–35.

38- Masami Ashizawa, Saburo Hara, Kazuhiro Kidoguchi, Jun Inumaru, 2005, "Gasification characteristics of extra-heavy oil in a research-scale gasifier", Energy, **30**,2194–2205.

39- Young-Chan Choi, Jae-Goo Lee, Sang-Jun Yoon and Moon-Hee Park, 2007, "Experimental and theoretical study on the characteristics of vacuum residue gasification in an entrained-flow gasifier", Korean J. Chem. Eng., **24**(1), 60-66.

40- Henrik Wiinikka, Ann-Christine Johansson, Jonas Wennebro, Per Carlsson, Olov G.W. Öhrman, 2015, "Evaluation of black liquor gasification intended for synthetic fuel or power production", Fuel Processing Technology, **139**, 216–225.

41- Ghassemi, H., Beheshti, S.M., Shahsavan-Markadeh, R., 2015, "Mathematical modeling of extraheavy oil gasification at different fuel water contents", Fuel, **162**, 258–263.

42- Vaezi, M., Passandideh-Fard, M., Moghiman, M., Charmchi, M., 2011, "Gasification of heavy fuel oils: A thermochemical equilibrium approach", Fuel, **90**, 878–885.

43- Mohammad Sajjad Barzegar Khaleghi, Rasoul Shahsavan Markadeh & Hojat Ghassem, 2016, "Thermodynamic evaluation of mazut gasification for using in power generation", petroleum science and technology, VOL. **34**, NO. 6, 531-538.

44- Huang Hua-Jiang, Ramaswamy Shri., 2011, "Thermodynamic analysis of black liquor steam gasification", BioResources, **6**, 3210–30.

45- Beheshti, S.M., Ghassemi, H., Shahsavan-Markadeh, R., 2015, "Process simulation of biomass gasification in a bubbling fluidized bed reactor", Energy Conversion and Management, **94**, 345–352.

46- Arash Arabkhalaj, Hojat Ghassemi and Rasoul Shahsavan Markadeh, 2016, "Thermodynamic evaluation of integrated gasification combined cycle: Comparison between high-ash and lowash coals", Int. J. Energy Res.

47- National Iranian Oil Refning and Distribution Company, 2015, Statics of petroleum products consumption. Tehran, Iran.

48- Hojat Ghassemi, Rasoul Shahsavan-Markadeh, 2014, "Effects of various operational parameters on biomass gasification process; a modified equilibrium model", Energy Conversion and Management, **79**, 18–24.

49- Peter Atkins, Julio de Paula, ATKINS' PHYSICAL CHEMISTRY, Eighth Edition, W. H. Freeman and Company.

50- Mastellone ML, Zaccariello L, Santoro D, Arena U., 2012, "The O2-enriched air gasification of coal, plastics and wood in a fluidized bed reactor", Waste Manage, **32**, 733–42.

51- Detournay M, Hemati M, Andreux R., 2011, "Biomass steam gasification in fluidized bed of inert or catalytic particles: comparison between experimental