

عیب‌یابی و بهینه‌سازی سیستم احتراق ریفرمر واحد متانول پتروشیمی فن‌آوران به وسیله شبیه‌سازی و طراحی CFD

محمدجواد بدری

مدیریت پتروشیمی فن‌آوران

j.badri@fnpcc.com

محمد شاری

واحد تحقیق و توسعه

m.sharei@fnpcc.com

سارا زیلابی

واحد تحقیق و توسعه

sara.zilabi@gmail.com

چکیده

گاز سنتز به عنوان یکی از ملزومات تولید متانول، از روش‌های متنوعی قابل استحصال است. روش اتخاذ شده در واحد متانول پتروشیمی فن‌آوران، ریفرمینگ بخار می‌باشد. در بخش ریفرمر، گاز طبیعی سولفورزدایی شده و بخار آب در مجاورت کاتالیست به گاز سنتز تبدیل می‌شود. این مطالعه با هدف شبیه‌سازی واحد ریفرمر و بررسی علل انحراف عملکرد ریفرمرهای موجود انجام شده است. در بخش اول، طراحی ریفرمرهای واحد متانول و نیز شرایط عملیاتی یکی از واحدها به صورت منتخب (train 1) از منظر موازنه جرم و انرژی و نیز سطح انتقال حرارت بررسی و عملکرد آن با حالت طراحی مقایسه شده است. در این بخش دوم تحلیل دینامیک سیالات محاسباتی برای ریفرمر و داکت انتقال دود ارائه شده است. در این پژوهش نشان داده شد که طراحی انجام شده توسط طراح از لحاظ سطح انتقال حرارت و دمای طراحی تیوب دچار مشکل بوده و این امر باعث کاهش ظرفیت تولید واحد شده است. برای جبران تولید، خوراک بیشتری در ریفرمر مصرف شده که باعث افزایش مصرف سوخت و هوا شده است. به این ترتیب با افزایش فلوگس داخل محفظه احتراق و داکت گاز، افت فشار فلوگس زیاد شده و مکش از سمت بخش کانوکشن به محفظه احتراق منتقل نمی‌شود. به این منظور دو طراحی جدید برای داگ هاوس و داکت انتقال دود انجام شد و نشان داده شد که با تغییرات جزئی در ابعاد این قسمت‌ها می‌توان حدود ۳ تا ۵ میلی‌متر آب افت فشار را کاهش داد.

واژگان کلیدی: گاز سنتز، ریفرمینگ متان با بخار آب، گاز طبیعی، شبیه‌سازی، CFD

۱- مقدمه

شکست حرارتی متان در حضور کاتالیست یکی از مهم‌ترین فرایندهای صنعتی است که گاز طبیعی را به گاز سنتز تبدیل می‌کند (Yu, Cao et al. 2006). اولین بار فلیس فونتانا در سال ۱۷۸۰ میلادی توانست با عبور دادن بخار از سطح زغال کک داغ و سرخ شده، گاز سنتز را تولید کند (York, Xiao et al. 2007). گاز طبیعی به طور عمده از متان تشکیل شده که به عنوان یکی از بهترین خوراک‌های واحدهای شیمیایی و پتروشیمی جهت سنتز مواد با ارزش مورد استفاده قرار می‌گیرد (Froment 2000). تولید مواد با ارزش از طریق گاز طبیعی نیازمند عبور از مرحله‌ای تحت عنوان فرایند تولید گاز سنتز است که نقش واسطه را در تولید بسیاری از مواد شیمیایی دیگر مانند آمونیاک، متانول، انواع اسیدها، سوخت‌های مایع و سایر ترکیبات اکسیژنی دارد (Haghighi, Sun et al. 2007). بنابراین فرایند تولید گاز سنتز پتانسیل بالایی را دارا می‌باشد. در حال حاضر ریفرمینگ گاز طبیعی به وسیله بخار آب روی بستر ثابت کاتالیستی اقتصادی و مناسب‌ترین روش تولید صنعتی گاز سنتز است. بیش از ۷۵ درصد خوراک مصرفی واحد ریفرمینگ بخار دنیا، گاز طبیعی است (Rajesh, Gupta et al. 2000). گاز سنتز، ترکیبی از هیدروژن و کربن منواکسید است که در فرایندهای متنوع صنایع پتروشیمی، دارویی و متالورژی کاربرد وسیعی یافته است (Sheldon Roger 1983).

ریفرمینگ کاتالیزوری متان فرآیندی است که به طور گسترده‌ای در تبدیل گاز طبیعی به مخلوطی از هیدروژن و کربن مونوکسید ($H_2 + CO$) استفاده می‌شود. ریفرمینگ متان با بخار آب به عنوان یکی از رایج‌ترین فرآیندها برای تولید هیدروژن و گاز سنتز است. این فرآیند در صنعت اغلب با کاتالیست نیکل بر پایه آلومینا و در محدوده دمایی $750-900^\circ C$ انجام می‌شود. واکنش‌هایی که در راکتور ریفرمینگ انجام می‌شود در روابط ۱ تا ۳ آورده شده است (Olivieri and Vegliò 2008, Angeli, Pilitsis et al. 2015):

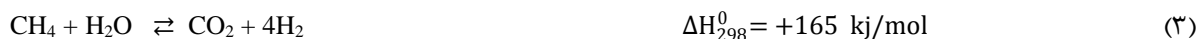
ریفرمینگ



انتقال گاز آب



ریفرمینگ (متاناسیون)



واکنش (۱)، شکست بخار متان، یک فرآیند کاتالیزوری است که شامل واکنش بین متان یا هیدروکربن‌های سبک و بخار است. محصولات واکنش شامل کربن مونوکسید و هیدروژن، همراه با جذب گرما (گرماگیر) است. در مرحله دوم مونوکسید کربن با بخار واکنش داده و منجر به تولید هیدروژن و CO_2 همراه با ولید گرما می‌شود. در مرحله سوم CO_2 با متان ترکیب شده و محصول نهایی، یعنی هیدروژن و کربن مونوکسید تولید می‌شود (Xu and Froment 1989).

با توجه به منابع مطالعه شده کاتالیزور نیکل به علت ارزان قیمت بودن و قابلیت دسترسی بیشتر نسبت به فلزات نجیب مورد توجه بسیاری قرار گرفته است. همچنین نیکل فعالیت بالاتری را نسبت به فلزات آهن و مس نشان می‌دهد. پایه‌های کاتالیزوری مورد بررسی در منابع عبارتند از آلومینا، اکسیدتیتانیوم و اکسید زیرکونیوم که به دلیل دارا بودن سطح بالا و اسیدی بودن مورد استفاده قرار می‌گیرد (Rostrup-Nielsen 1984).

۲- واحد ریفرمر

بخش ریفرمر تولید گاز سنتز واحد متانول پتروشیمی فن آوران شامل سه بخش Radiant, Convection و Stack می‌باشد. در بخش Radiant یا تشعشع فرآیند اصلی و تولید گاز سنتز انجام می‌گیرد و گازهای حاصل از احتراق در مشعل‌ها به قسمت جابجایی یا Convection انتقال می‌یابد. به دلیل بالا بودن دمای گازهای حاصل از احتراق، جهت استفاده از این حرارت در بخش جابجایی کویل‌های متنوعی تعبیه شده است و در نهایت پس از استفاده از گرمای گازهای حاصل از احتراق، به سمت دودکش یا Stack هدایت می‌شود و از ریفرمر خارج می‌گردد. گاز طبیعی ورودی به مجموعه به طور کلی به عنوان سوخت و خوراک ورودی به کاتالیست تیوب‌ها مورد استفاده قرار می‌گیرد.

گاز طبیعی به دو شاخه تقسیم می‌گردد که یکی به سمت برنرها به عنوان سوخت و دیگری به سمت پیش ریفرمر به عنوان خوراک واحد ریفرمینگ هدایت می‌گردد. گاز طبیعی که به سمت پیش ریفرمر حرکت می‌کند با هیدروژن ترکیب می‌شود و به سمت کمپرسور فرستاده می‌شود. گاز طبیعی فشرده شده که با هیدروژن نیز ترکیب شده است به سمت دو کویل رفته و پیش گرم می‌شود. خوراک گاز طبیعی سپس به سمت واحد HDS رفته و گوگردزایی می‌شود، پس از این مرحله گاز با بخار پرفشار ترکیب می‌گردد و پس از عبور از Pre-Reformer ترکیبات سنگین تر از متان موجود در گاز طبیعی به هیدروژن تبدیل می‌شوند. بخار باید به اندازه‌ای تزریق شود که نسبت بخار به کربن در جریان ورودی به پیش ریفرمر ۲/۷ باشد. دمای گاز احتراق خروجی از هر محفظه توسط ترموکوپل‌های مختلف اندازه‌گیری می‌شود. گاز احتراق سپس از بالای محفظه احتراق وارد یک تونل (Dog House) شده پس از عبور از کنار False Air Damper با تغییر جهت از بالا به پایین در بخش کانوکشن عبور می‌نماید. دمای ورودی به بخش کانوکشن نیز اندازه‌گیری می‌شود. در جدول ۱ مشخصات هندسی محفظه احتراق برای ریفرمرهای شبیه‌سازی شده نشان داده شده است.

جدول ۱. مشخصات هندسی ریفرمرهای شبیه‌سازی شده

۲	تعداد محفظه‌های احتراق	ابعاد Fire box
۱۳/۸۲	ارتفاع (m)	
۲/۹۹	عرض (m)	
۳۹/۸۱۰	طول (m)	مشخصات تیوب‌ها
$۲ * ۱۴۷ = ۲۹۴$	تعداد تیوب‌ها	
۲	تعداد ردیف تیوب	
۱۱۱/۴	قطر داخلی (mm)	
۱۳۴/۴	قطر خارجی (mm)	
۲۵۰	فاصله مرکز تا مرکز تیوب - ها (mm)	مشخصات برنرها
$۲۱ + ۱۰۵ = ۱۲۶$	تعداد در هر دیواره	
در ۴ دیواره، در شش سطح مختلف	محل قرارگیری	

۲- روش کار

این پژوهش با هدف شبیه‌سازی واحد ریفرمر پتروشیمی فن‌آوران و مقایسه عملکرد عملیاتی واحد با حالت طراحی با استفاده از نرم‌افزارهای HYSYS(ver.10)، Reform Design® (in-house software) و REFORM-3PC (ver. 7) انجام شده است. در این مطالعه طراحی ریفرمرهای واحد متانول و نیز شرایط عملیاتی یکی از واحدها به صورت منتخب (ترین 1) از منظر موازنه جرم و انرژی و نیز سطح انتقال حرارت مورد بررسی قرار گرفته است و در بخش دوم به منظور محاسبه فشار فلوگس در محفظه احتراق و نیز افت فشار داکت دود و داگ هاوس، محاسبات CFD انجام شده است. در شبیه‌سازی فرآیند تولید گاز سنتز از داده‌های جریان گاز طبیعی شیرین مجتمع پتروشیمی فن‌آوران استفاده شده است. همچنین معادله حالت Ping Robinson جهت شبیه‌سازی فرآیند در نرم‌افزار انتخاب شده است.

۳- نتایج

به منظور صحت‌سنجی داده‌های ابزار دقیق موجود در اتاق کنترل، دمای جریان گاز خروجی با استفاده از شبیه‌سازی، بدست آمده و با مقدار عملیاتی و منابع طراحی موجود در PFD در جدول ۲ مقایسه شده است. مقدار هوای مورد نیاز در حالت عملیاتی و همچنین جهت رسیدن به دمای مشخص دیواره محاسبه شده و در جدول ۲ ذکر شده است. نتایج نشان داده شده در سطر اول جدول ۲ نشان دهنده آن است که اطلاعات موجود در PFD با موازنه جرم و انرژی همخوانی دارد. در سطر دوم جدول ۲ مقادیر اندازه‌گیری شده توسط تجهیزات ابزار دقیق موجود بر روی ریفرمر نشان داده شده است.

جدول ۲. بررسی دمای فلوگاز در حالت‌های مختلف شبیه‌سازی

ردیف	پارامتر	Air (Nm ³ /hr)	Bridge Wall T(°C)	Combustion heat release(LHV based)(MW)
۱	As per lean gas case PFD	187793	1042	184
۲	خوانده شده توسط ابزار دقیق	198000	1080	-
۳	پس از موازنه (بهره برداری) (incomplete combustion)	198000	1136	188
۴	موازنه استوکیومتریکی (complete combustion)	217752	1285	209
۵	موازنه جهت رسیدن به دمای BW (complete combustion)	316357	1080	

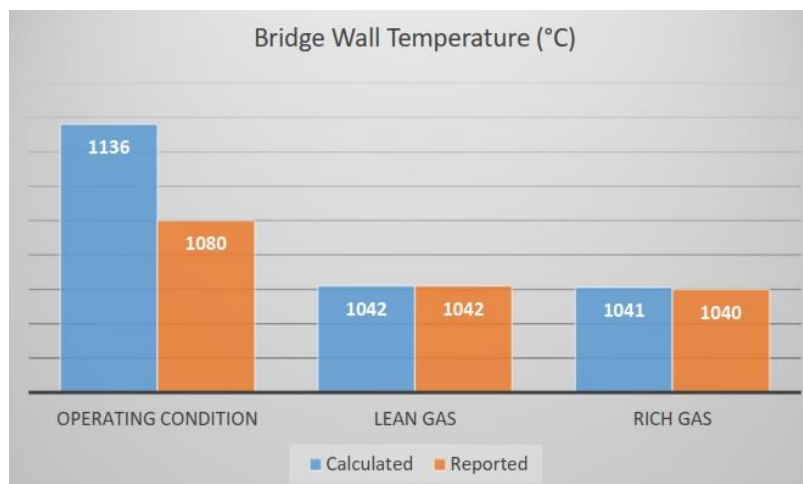
در سطر سوم جدول ۲ نتایج شبیه‌سازی موازنه جرم و انرژی، با فرض ثابت بودن دمای پروسس خروجی (۸۹۰ درجه سانتیگراد) و با استفاده از هوای خوانده شده توسط فلومتر هوا نشان داده شده است. همانطور که مشاهده می‌شود دمای فلوگس خروجی به ۱۱۳۶ درجه سانتیگراد می‌رسد. این حالت با فرض سوختن ناقص شبیه‌سازی گردیده است زیرا بر اساس محاسبات انجام شده هوای نشان داده شده در ستون دوم کمتر از مقدار استوکیومتری می‌باشد.

در سطر چهارم جدول ۲ نتایج شبیه‌سازی موازنه جرم و انرژی، با فرض ثابت بودن دمای پروسس خروجی (۸۹۰ درجه سانتیگراد) و با استفاده از هوای استوکیومتریک نشان داده شده است. همانطور که مشاهده می‌شود دمای فلوگس خروجی به ۱۲۸۵ درجه سانتی‌گراد می‌رسد که غلظت اکسیژن در فلوگس خروجی صفر در نظر گرفته شده است.

در سطر پنجم جدول ۲ نتایج شبیه‌سازی موازنه جرم و انرژی، با فرض ثابت بودن دمای پروسس خروجی (۸۹۰ درجه سانتیگراد) و دمای فلوگس خروجی ۱۰۸۰ درجه سانتیگراد نشان داده شده است. همانطور که مشاهده می‌شود مقدار هوای مورد نیاز (برای احتراق کامل) محاسبه شده است که ۳۱۶۳۵۷ نرمال متر مکعب بر ساعت بدست آمده که معادل ۷ درصد اکسیژن در فلوگس خروجی و ۵۷٪ بیش از هوای قرائت شده از ونتوری هوا می‌باشد.

موازنه جرم و انرژی مطابق داده‌های فرایندی دریافتی با ناسازگاری‌های قابل توجهی مواجه می‌باشد. یکی از این ناسازگاری‌ها در نسبت هوا به سوخت می‌باشد که با داده‌های اندازه‌گیری شده، به احتراق ناقص منجر می‌گردد.

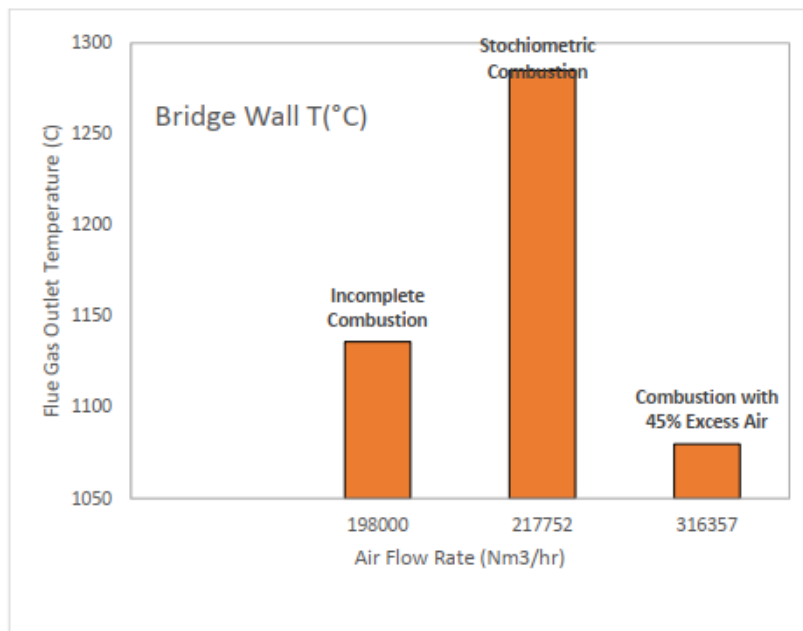
نتایج موازنه جرم و انرژی در حالت عملیاتی با فرض دمای فلوگس در جدول شماره ۳ نشان داده شده است. به منظور اعتبار سنجی شبیه‌سازی انجام شده، کیس‌های Lean Gas و Rich Gas نیز مورد بررسی قرار گرفته و نتیجه حاصل از آن در نمودار زیر با داده‌های مندرج در PFD مربوطه مقایسه شده است. مطابق شکل ۱ کیس‌های Lean Gas و Rich Gas صحت شبیه‌سازی را تایید می‌کنند.



شکل ۱. مقایسه دمای گاز احتراق شبیه‌سازی شده و گزارش شده

در یک فلو ثابت از سوخت، ماکزیمم دما زمانی رخ می‌دهد که هوا با نسبت استوکیومتری وارد شود. هوای اضافه به صورت inert عمل کرده و دما را کاهش می‌دهد. سوخت اضافه هم به طریق مشابه باعث کاهش دمای گاز حاصل از احتراق می‌شود. پس برای رسیدن به دمای Bridge Wall گزارش شده (1080 °C) دو سناریو میسر است: هوای اضافه، یا سوخت اضافه.

ظرفیت محدود FD Fan گواهی است بر اینکه سناریوی هوای اضافه تا این حد، امکان پذیر نیست. بنابراین نتیجه می‌گیریم که شرایط عملیاتی گزارش شده در ناحیه احتراق ناقص قرار دارد.



شکل ۲. مقایسه دمای گاز احتراق با مقادیر مختلف از هوای اضافه در شرایط عملیاتی

در صورت احتراق ناقص، امکان تشکیل دوده و امکان کک گرفتگی وجود دارد اما چنین پدیده ای بر روی کاتالیست‌ها مشاهده نشده است که دلیل آن می‌تواند وجود رطوبت قابل توجه در هوای احتراق باشد. در حضور آب، اتم‌های کربن در دمای بالا به سمت تولید CO و CO₂ تمایل می‌یابند (واکنش Gasification). حتی مولکول‌های متان طی این فرایند تولید هیدروژن می‌کنند (ریفرمینگ غیر کاتالیتیک)



همچنین واکنش اکسیداسیون جزئی متان منجر به تولید هیدروژن و مونوکسید کربن می‌شود:



بنابراین باقی‌مانده سوخت به صورت فلوگس حاوی CO و H₂ و عاری از متان یا هیدروکربن‌های سنگین‌تر، وارد Bridge Wall می‌گردد.

۳-۱- مقایسه حالت‌های طراحی و عملیاتی

در جدول شماره ۳ شرایط عملیاتی محفظه احتراق (گاز پروسس و احتراق) با شرایط طراحی (Rich Gas & Lean Gas) مقایسه شده است. برای مطالعه این جدول نکات زیر حائز اهمیت است:

۱. برای حالت‌های طراحی ابتدا شبیه‌سازی توسط HYSYS انجام شد و موازنه جرم و حرارت بررسی و صحت‌سنجی شد. میزان هوای اضافی در جدول ۴ نشان داده شده است.

۲. به منظور صحت‌سنجی طراحی موجود، هندسه محفظه احتراق از جدول ۱ به نرم افزارهای طراحی ریفرمر (Reform Design & REFORM-3PC) داده شد.

۳. روش شبیه‌سازی تشعشع استفاده از روش Zonal Method می‌باشد.

۴. در جدول شماره ۳ در ستون‌های مربوط به Lean Gas & Rich Gas اعداد درون پرانتز حاصل از شبیه‌سازی توسط نرم‌افزارهای (Reform Design® & REFORM-3PC) می‌باشد. به این منظور عدد emissivity تیوب‌ها در حداکثر ممکن و برابر ۱ در نظر گرفته شده و اکتیویته کاتالیست‌ها ۲ در نظر گرفته شده است. همچنین اتلاف حرارتی از دیواره‌ها مینیمم شده است. به این ترتیب تمام گرمای تولید شده جذب تیوب‌ها شده است. همانطور که ملاحظه می‌شود دمای خروجی از ریفرمر، در حالت طراحی کمتر از مقادیر ارائه شده در PFD می‌باشد. لازم به ذکر است که غلظت‌های خروجی ثبت شده در PFD با موازنه جرم و انرژی انجام شده در HYSYS مطابقت دارد. بنابراین طبق شبیه‌سازی‌های انجام شده، طراحی‌های موجود نمی‌توانند دمای خروجی از ریفرمر را به بیش از ۹۰۰ درجه سانتی‌گراد برسانند. در این حالت مقدار هیدروژن و مونوکسید کربن تولید شده کمتر از مقادیر مندرج در PFD می‌باشد. به عبارت دیگر برای تولید مقادیر مشابه در PFD باید خوراک بیشتری به ریفرمر وارد شود و یا سطح انتقال حرارت مورد نیاز توسط سازنده ریفرمر کمتر از مقدار مورد نیاز در نظر گرفته شده باشد. باید توجه داشت که ورود خوراک بیشتر برای جبران کمبود هیدروژن و مونوکسید کربن منجر به افزایش احتراق می‌شود.

۵. خوراک ورودی به ریفرمر در حالت عملیاتی، از مقادیر ارائه شده در PFD بیشتر می‌باشد (افزایش ۳ درصدی نسبت به Rich). همچنین مقدار بخار به کربن قبل از Pre Reformer، در حالت عملیاتی از دو حالت (Lean & rich case) بیشتر است. بخار مصرفی در حالت عملیاتی مابین این دو حالت است.

۶. نسبت هیدروژن به کربن در خوراک ورودی به کاتالیست تیوب‌ها نیز در حالت عملیاتی مابین دو حالت Rich & lean می‌باشد.

۷. محصول هیدروژن خروجی از ریفرمر نزدیک به Rich Gas PFD می‌باشد، اما محصول مونوکسید کربن کمتر از PFD است.

۸. با در نظر گرفتن شرایط فوق، انرژی جذب شده در تیوب‌ها حدود ۹ درصد کمتر از حالت Rich می‌باشد.

۹. همانطور که ملاحظه می‌شود شبیه‌سازی با در نظر گرفتن سوخت موجود (فلومترهای گاز طبیعی و Gas Purge) نشان دهنده آن است که دمای خروجی پروسس و فلوگاس باید بیش از مقادیر قرائت شده از ترمومترهای موجود باشد.

جدول ۳. مقایسه خوراک ریفرمر در شرایط طراحی و عملیاتی

components	Lean Gas Case Composition (%) Train 1	Rich Gas Case Composition (%) Train 1	Operating case Composition (%)
H2	3.44	4.06	4.88
N2	0.2	0.52	3.69
Co	1.03	1.21	0.88
CO2	0.6	0.84	0.84
CH4	94	78.44	84.49
C2H6	0.73	10.31	3.9
C3H8	-	3.2	0.95
C4H10	-	1.4	0.31
C5H12	-	-	0.06
Molecular weight	15.97	18.88	17.22

Feed flow rate (NG+H2) (Kg/hr)	29656	30615	31626
Steam injected (kg/hr)	81247	85214	84562†
CO ₂ injected (Nm ³ /hr)	10803	8743	10743
S/C (before pre-reformer)	2.58	2.61	2.7
H/C (Catalyst tube entrance)	7.14	9.96	8.3
Outlet Temperature (°C)	920 (900)‡	920(900) ‡	890 (964) *
Tube Skin Temperature (°C)	(949) ‡	(948) ‡	937-971(953) *
%H ₂ dry basis at outlet	68.52 (68.6) ‡	68.61 (68.8) ‡	(71.6)
H ₂ mole flow (kgmol/hr)	4984 (4965) ‡	4957 (4724) ‡	(4956)
%CO dry basis at outlet	20.52 (20.2) ‡	20.38 (20.3) ‡	(17.43)
CO mole flow (kgmol/hr)	1495 (1351) ‡	1481(1337) ‡	(1219)
Heat absorbed by reaction (MW)	124.2 (119) ‡	123.18 (118.61)‡	(112.3)
Flue Gas Outlet Temperature (°C)	1042 (1087) ‡	1040 (1097) ‡	1080 (1129)*

† با در نظر گرفتن نسبت خوراک ورودی به ترین ۱ به کل خوراک ورودی

‡ اعداد داخل پرانتز شبیه‌سازی شده توسط نرم‌افزارهای شبیه‌ساز و اعداد بیرون پرانتز ارائه شده در PFD

* اعداد داخل پرانتز شبیه‌سازی شده توسط نرم‌افزارهای شبیه‌ساز با در نظر گرفتن سوخت خوانده شده توسط فلومترهای سوخت و اکسیژن باقی مانده ۰/۲٪ اعداد بیرون پرانتز میانگین عملیاتی خروجی

۳-۲- مقایسه سوخت و احتراق

در جدول ۴ سوخت و هوای استفاده شده در شرایط عملیاتی با شرایط طراحی مقایسه شده است. همانطور که ملاحظه می‌شود، بر اساس اندازه‌گیری‌های انجام شده گاز طبیعی تقریباً ۵۸٪ افزایش و Purge Gas نزدیک به ۵۰٪ نسبت به Rich کاهش داشته‌اند. همچنین احتراق انجام شده بر مبنای LHV حدود ۱۴٪ افزایش یافته است. با این وجود، هوای احتراق تنها ۷٪ افزایش یافته است. محاسبات نشان می‌دهد که هوای ورودی تا حدودی کمتر از هوای استوکیومتری مورد نیاز برنرها می‌باشد. کل انرژی ورودی به محفظه احتراق به صورت زیر محاسبه شده است:

$$\text{Total heat input} = (\text{LHV} \times \dot{m})_{\text{fuel}} + \text{sensible heat}$$

همچنین بازدهی به صورت زیر محاسبه می‌شود:

$$\text{Efficiency} = \frac{\Delta H_{298}^0 + (\dot{m} \cdot c_p \cdot \Delta T)_{\text{Process gas}}}{(\dot{m} \text{LHV})_{\text{fuel}}} \times 100$$

به این ترتیب کل انرژی ورودی به محفظه احتراق نزدیک به ۱۰٪ نسبت به حالت Rich افزایش یافته است.

جدول ۴. مقایسه سوخت و هوا در شرایط عملیاتی و طراحی

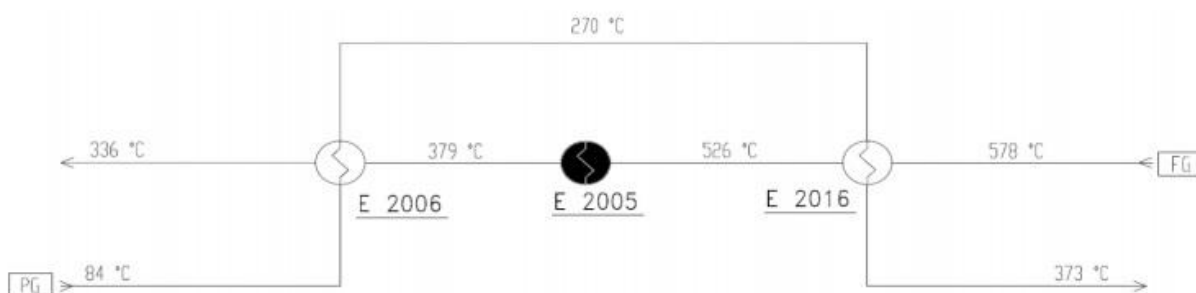
	Lean Gas Case (183.7 MW)*		Rich Gas Case (186.4 MW)*		Operating case (209 MW)	
	NG Gas	Purge Gas	NG Gas	Purge Gas	NG Gas	Purge Gas
Fuel flow rate (Nm ³ /hr)	12127.5	12934.5	10191	13446	17427	7913
LHV (kJ/kg)	49560	39100	48310	38750	45620	38200
LHV based fuel rate(MW)	120	63	118	64	177	32
Fuel Sensible heat (MW)‡	0.176	0.162	0.177	0.164	0.176	0.162
Air Sensible heat (MW)‡	38.35		38		33.4	

Stoichiometric Air (Nm ³ /hr)	180317	178244	217752
Air flow rate (Nm ³ /hr)	187797	185049	198823 †
Excess Air %	4.2	3.8	0
Total Heat release (MW)	222	222.6	256.4
Sensible heat +Fuel Flow*LHV			
Firebox Efficiency	63.4%	63.75%	57%

† اندازه‌گیری شده توسط فلومتر تعبیه شده ‡ نسبت به دمای مرجع 25°C * دمای پروسس خروجی 900°C

۳-۳- موازنه انرژی روی مبدل‌های بازیافت انرژی

در این بخش به موازنه انرژی روی دو مبدل بازیافت حرارت بین flue gas و خوراک ورودی آن (گاز طبیعی و گاز برگشتی) پرداخته می‌شود. این موازنه در نرم‌افزار Hysys انجام شده است و اطلاعات استفاده شده از اتاق کنترل گرفته شده است.



شکل ۳. دیاگرام پروسسی مبدل‌های پیش گرم کن گاز طبیعی

۳-۴- موازنه انرژی روی پیش گرم کن اول گاز طبیعی

اطلاعات دمایی فلوگس از ترموکوپل‌های کار شده در واحد دریافت شده است. طبق اطلاعات PFD (با فرض عملکرد برنرهای کمکی) این دماها باید ۵۷۱°C و ۵۴۴°C باشند. همچنین دماهای سمت پروسس طبق PFD باید ۲۷۵°C و ۳۷۰°C باشند. به این ترتیب نسبت فلوگس به خوراک مبدل به صورت زیر بدست می‌آید:

$$C_{P_{FG}} \dot{m}_{FG} (578-526) = C_{P_{PG}} \dot{m}_{PG} (373-270)$$

به این ترتیب نسبت فلوگس به خوراک مبدل به صورت زیر بدست می‌آید:

$$\frac{\dot{m}_{FG}}{\dot{m}_{PG}} = \frac{(373-270) C_{P_{PG}}}{(578-526) C_{P_{FG}}} = 1.98 \frac{C_{P_{PG}}}{C_{P_{FG}}} \xrightarrow{\frac{C_{P_{PG}} = \frac{(2.9+3.3)/2}{(1.2+1.3)/2} = 2.5}{C_{P_{FG}}}} \frac{\dot{m}_{FG}}{\dot{m}_{PG}} = 5.0$$

که در آن از میانگین ظرفیت گرمای ویژه محاسبه شده در Hysys برای خوراک و فلوگس استفاده شده است. باید توجه داشت که این نسبت باید در مبدل بعدی نیز حفظ شود زیرا مقدار خوراک و فلوگس تغییر نکرده است. طبق PFD این نسبت باید ۴/۸۱۹ باشد.

۳-۵- موازنه انرژی روی پیش گرم کن دوم گاز طبیعی

اطلاعات دمایی فلوگس از ترموکوپل‌های تعبیه شده در سایت دریافت شده است. طبق اطلاعات PFD (با فرض عملکرد برنرهای کمکی) این دماها باید ۳۸۵°C و ۳۴۵°C باشند. همچنین دماهای سمت پروسس طبق PFD باید ۱۲۲°C و ۲۷۵°C باشند.

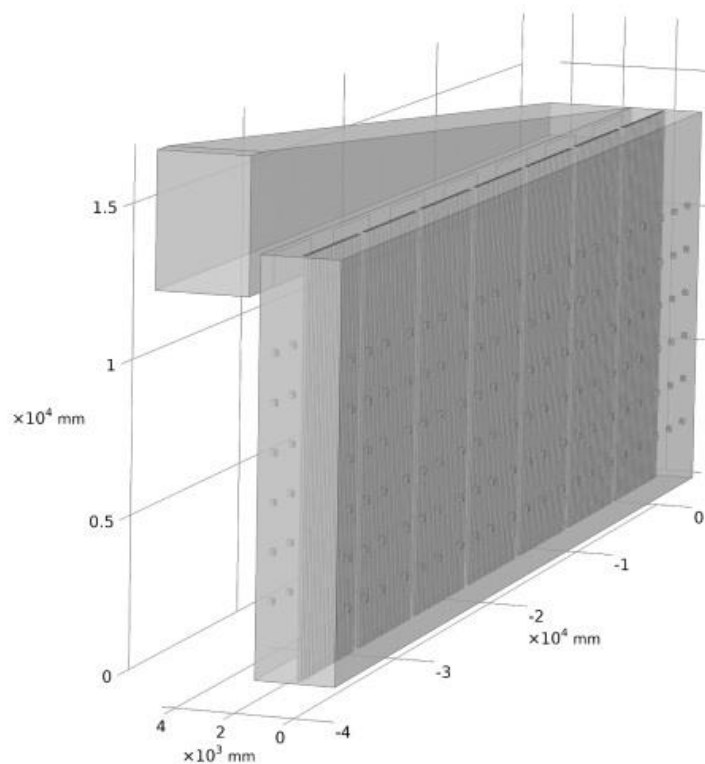
$$C_{P_{FG}} \dot{m}_{FG}(379 - 336) = C_{P_{PG}} \dot{m}_{PG}(270-84)$$

$$\frac{\dot{m}_{FG}}{\dot{m}_{PG}} = \frac{(270-84) C_{P_{PG}}}{(379-336)C_{P_{FG}}} = 4.33 \frac{C_{P_{PG}}}{C_{P_{FG}}} \xrightarrow{\frac{C_{P_{PG}}}{C_{P_{FG}}} = \frac{(2.4+2.9)/2}{(1.2+1.2)/2} = 2.2} \frac{\dot{m}_{FG}}{\dot{m}_{PG}} = 9.5$$

با توجه به اینکه فلوهای گرمی ورودی به هر دو مبدل از یک جریان می‌باشند، لذا نسبت فلو Flue gas به فلو Process Gas برای هر دو مبدل بایستی یکسان باشند. اما موازنه فوق افزایش قابل توجهی را در نسبت فلو Flue gas به فلو Process Gas نشان می‌دهد. این اختلاف نشان دهنده نشتی در مسیر و یا خراب بودن یکی از این ترموکوپل‌ها است. مهمترین احتمال نشتی مبدل پیش گرم کن هوای مورد نیاز احتراق است.

۳-۴- شبیه‌سازی CFD محفظه احتراق

به منظور مطالعه الگو و توزیع جریان و همچنین جهت محاسبه توزیع فشار flue gas در محفظه احتراق، شبیه‌سازی CFD انجام شده که در این بخش نتایج آن ارائه می‌گردد. از نرم‌افزار Comsol Physics به منظور مدل‌سازی و شبیه‌سازی استفاده شده است. از معادله حالت Peng-Robinson به منظور تخمین خصوصیات فیزیکی و مدل k-ε برای شبیه‌سازی توربولنسی استفاده شده است. همچنین به منظور شبیه‌سازی تشعشع از تقریب P1 برای تفکیک معادله انتقال حرارت تشعشعی استفاده شده است. در شکل ۳ هندسه تولید شده در نرم‌افزار کامسول با در نظر گرفتن پارامترهای هندسی ارائه شده در جدول ۱ نشان داده شده است. لازم به ذکر است که در این شبیه‌سازی به منظور کاهش هزینه‌های محاسباتی، ضخامت دریچه‌ها صفر در نظر گرفته شده و تنها اثر اوریفیس (انقباض و انبساط ناگهانی) در محاسبات نشان داده شده است.



شکل ۳. هندسه محفظه احتراق تولید شده در نرم افزار کامسول

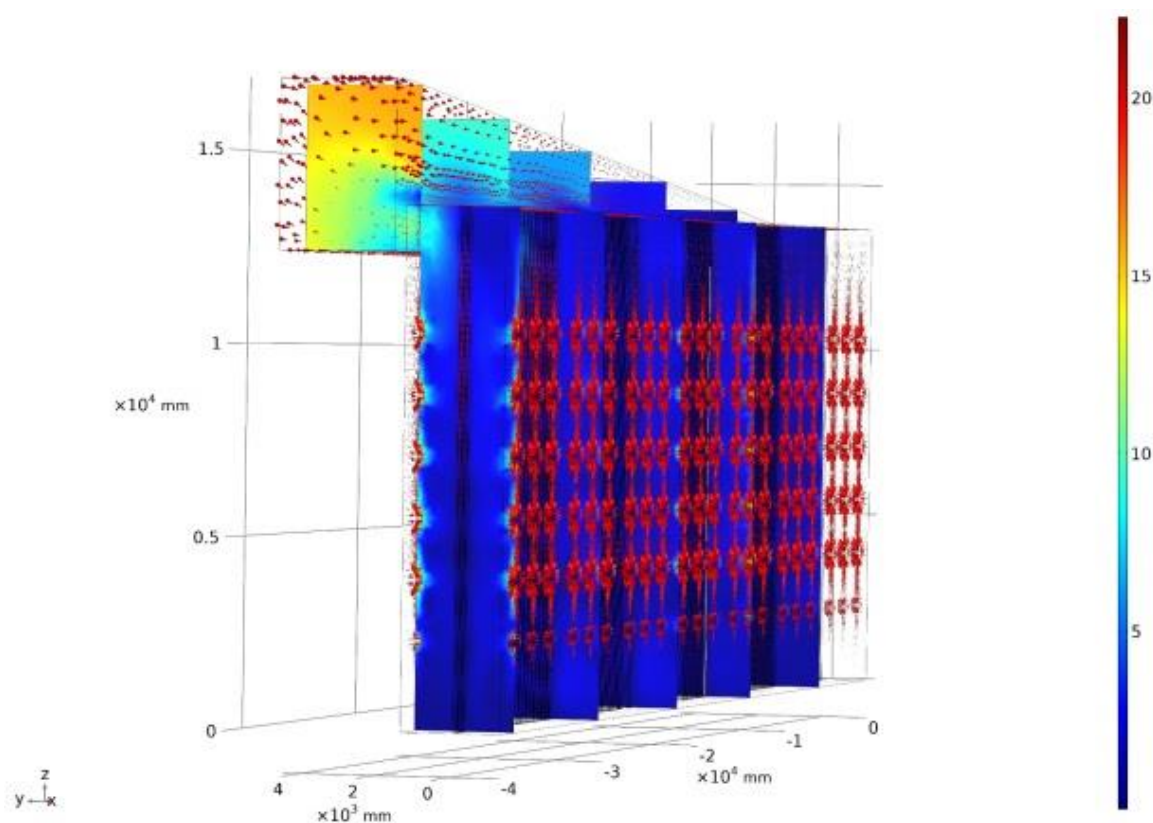
مطابق شرایط عملیاتی، برای مقدار 132581 kg/h فلوگس ورودی به یک leg از ریفرمر، train1 حل توأمان فیزیک‌های دینامیک و انتقال حرارت انجام شد. فرضیات فلوگس وارد شده به صورت زیر است:

۱- دمای احتراق آدیاباتیک (2083°C) به عنوان شعله

۲- دمای یکنواخت 960°C برای تیوب‌ها

فلوگس ورودی بین برنرها به نحوی تقسیم شده که فلو برنرهای ردیف پایین نصف فلوگس سایر ردیف‌ها باشد. توزیع سرعت و خطوط جریان در ریفرمر مطابق شکل‌های زیر خواهد بود.

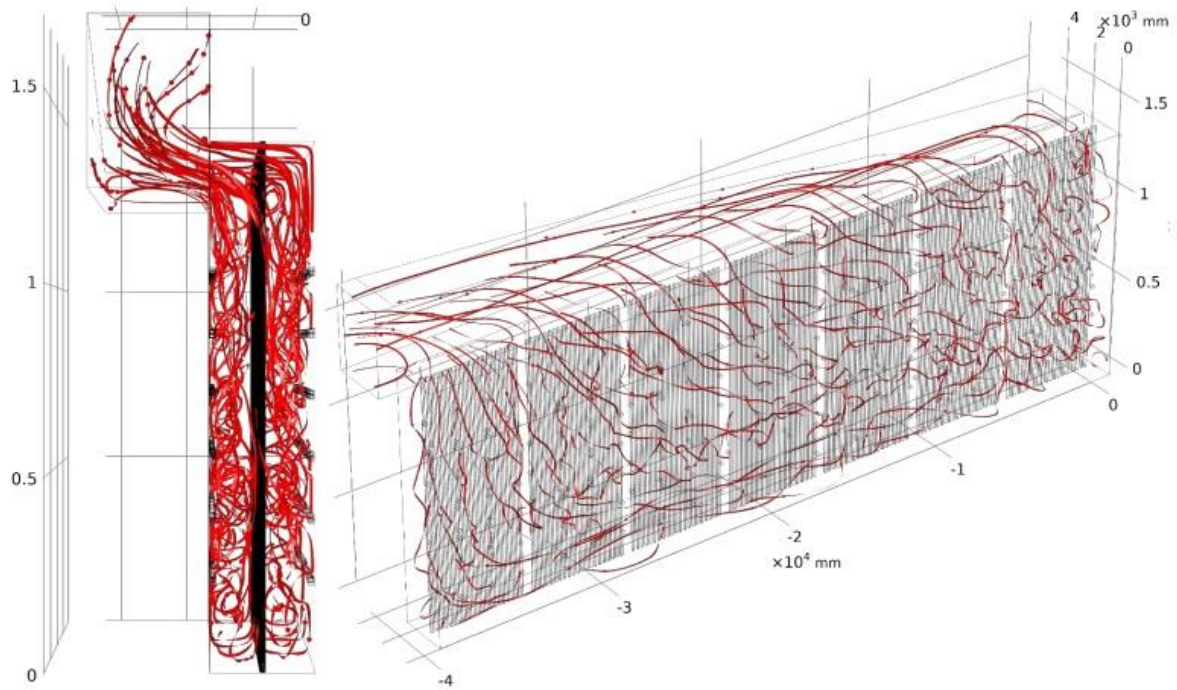
در شکل ۴ توزیع سرعت دود در محفظه احتراق و تونل خروجی نشان داده شده است. همانطور که ملاحظه می‌شود، سرعت دود در محفظه احتراق تقریباً یکنواخت است اما در تونل خروجی، هرچه به سمت Dog House پیش می‌رویم، سرعت گازهای احتراق بیشتر می‌شود. دلیل این موضوع افزایش حجم گاز (با وجود افزایش سطح مقطع تونل) می‌باشد



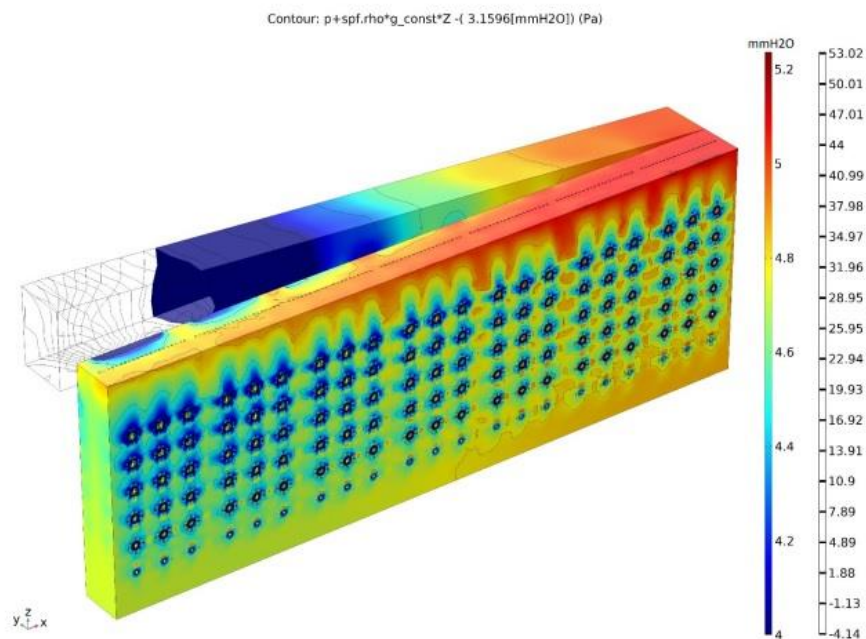
شکل ۴. توزیع سرعت گاز احتراق در محفظه احتراق و تونل خروجی

در شکل ۵ خطوط جریان فلوگس در محفظه احتراق و تونل خروجی نشان داده شده است. نکته قابل توجه در این شکل این است که خطوط جریان الزاماً عمودی (از مشعل به سمت بالا) نیست و حرکت افقی نیز دارد. علت این موضوع مقاومت تونل در مکش فلوگس می باشد. البته این موضوع را نباید به خودی خود به عنوان یک نقیصه طراحی در نظر گرفت. چرخش فلوگس در محفظه احتراق می تواند باعث افزایش راندمان حرارتی شود.

در شکل ۶ توزیع فشار نسبی (استاتیک + هیدرو استاتیک) در محفظه احتراق و تونل خروجی نشان داده شده است. چنانچه مشخص است اختلاف فشار در محفظه احتراق به حدود ۰/۵ میلی متر آب می رسد که دلیل آن وجود برنرها در ارتفاعهای مختلف و دمای تقریباً ثابت فلوگس می باشد. از سوی دیگر مشاهده می شود که فشار در سمت دریچه های تونل در قسمت سمت راست نسبتاً بیشتر است. این موضوع به دلیل کوچک بودن تونل در این قسمت بوده و باعث چرخش دود در محفظه احتراق می - گردد (سیال مسیر با افت فشار کمتر را انتخاب می کند). بنابراین پیش بینی می شود سمت راست محفظه احتراق مستعد تولید فشار مثبت باشد. همچنین اختلاف فشار بین خروجی تونل و سقف حدود 5.3 mmH₂O می باشد.



شکل ۵. خطوط جریان در محفظه احتراق و تونل خروجی

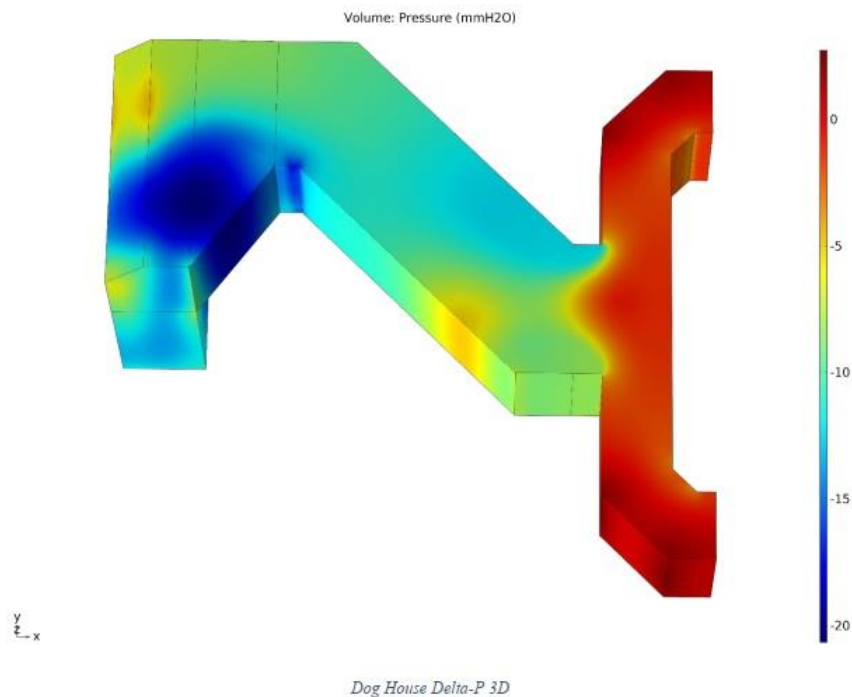


شکل ۶. توزیع فشار در محفظه احتراق و تونل خروجی

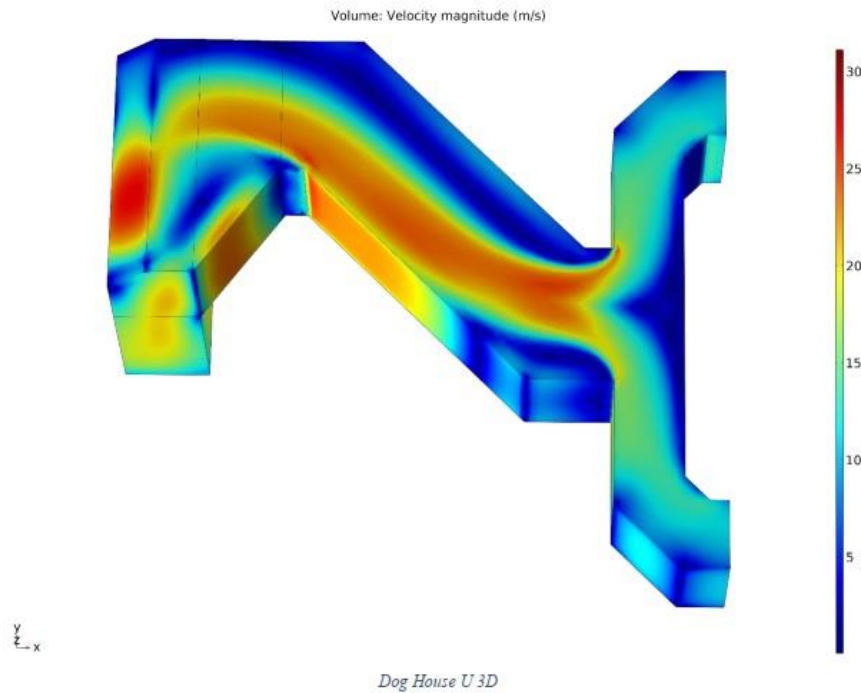
۵-۳- بررسی Draft در Dog House

در این پروژه به محل اتصال تونل‌های خروجی از محفظه احتراق تا ورودی به بخش جابجایی Dog House یا به طور مختصر DG گفته می‌شود. هندسه DG بر اساس نقشه‌های PFD تهیه شده و در نرم‌افزار کامسول حل شده است. شرایط مرزی در این مسئله چنان است که در قسمت خروجی فشار صفر و فلوی حجمی ثابت داده شده است. فرض شده است مقدار جریان سوخت و هوا مطابق شرایط عملیاتی و هیچگونه ایراد اعم از نشتی و غیره در ریفرمر وجود ندارد. هدف از این شبیه‌سازی بررسی افت فشار DG و نیز بررسی تقارن فشاری در محفظه‌ها می‌باشد.

شکل‌های ۷ و ۸ هیدرودینامیک DG را نشان می‌دهند. بررسی CFD در ناحیه DG نشان دهنده توزیع تقریباً متوازن فشار و جریان بین دو chamber و افت فشار قابل قبول می‌باشد. افت فشار از ابتدا تا انتهای DG در حدود $10/9 \text{ mmH}_2\text{O}$ است.

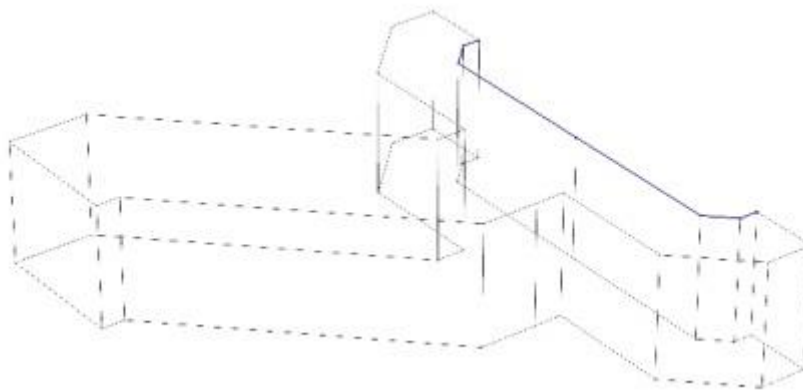


شکل ۷. توزیع فشار در DG

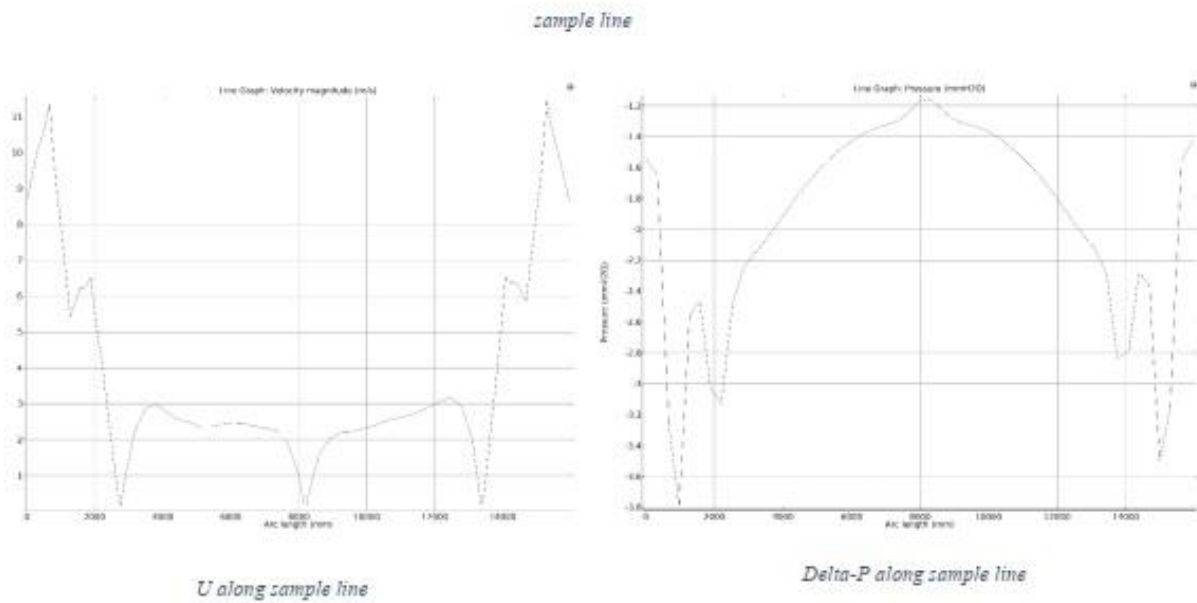


شکل ۸. توزیع سرعت در DG

در شکل ۹ یک دیواره به عنوان خط مرجع انتخاب شده و با رنگ آبی مشخص شده است. این دیواره در DG و بین دو محفظه احتراق قرار دارد و توزیع فشار در آن می‌تواند به عنوان معیاری از تقارن عملکرد محفظه‌های احتراق تلقی شود. همانطور که در شکل ۱۰ ملاحظه می‌شود، توزیع جریان با اختلافی ۲/۶ درصدی بین دو chamber تقریباً متوازن است ($157.4 + 153.2 = 310.6 \text{ m}^3/\text{s}$) از سوی دیگر خفگی در ناحیه اتصال دو chamber مشهود است، به طوری که افت فشار در محل اتصال دو محفظه برابر نیمی از افت فشار کل DG می‌باشد.



شکل ۹. خط مرجع در DG

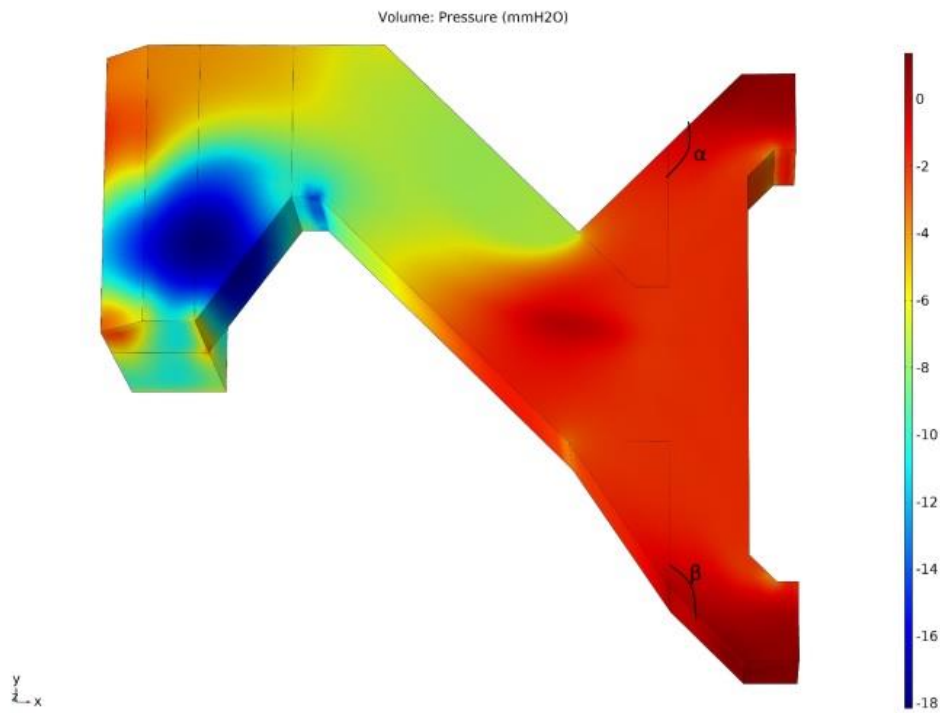


شکل ۱۰. توزیع سرعت و فشار در راستای خط مرجع در DG خط مرجع به صورت آبی رنگ در شکل بالایی نشان داده شده است.

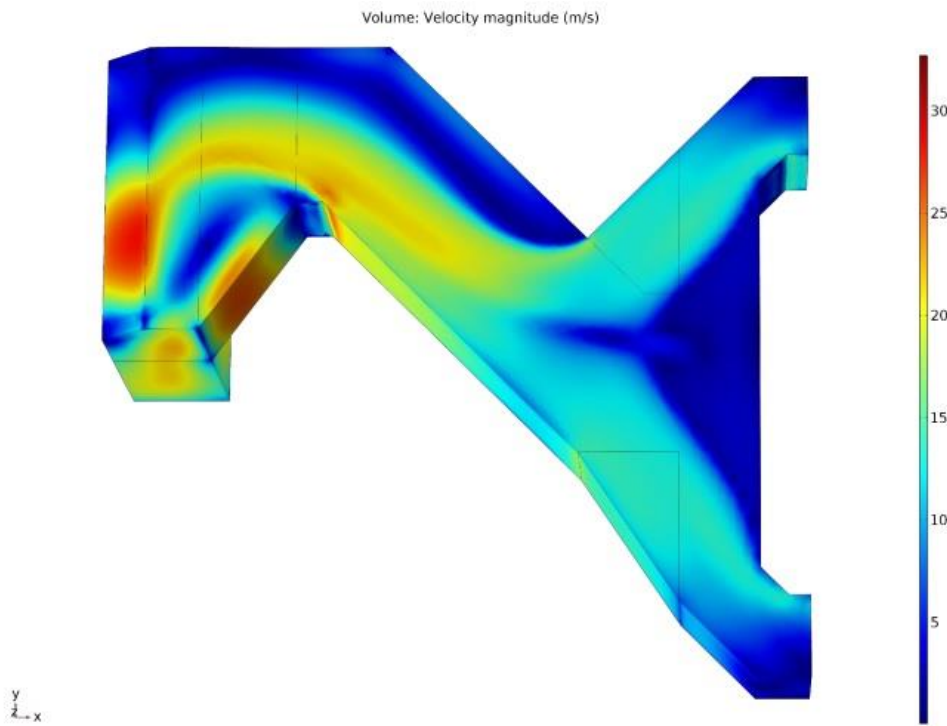
۳-۶- کاهش افت فشار در DG

می‌توان با انجام اصلاحات هندسی افت فشار را کمتر کرد. در این بخش یک اصلاح هندسی انجام شده و نتایج آن با حالت اولیه مقایسه شده است. در شکل‌های ۱۱-۱۳ نتایج مربوط به اصلاح هندسی انجام شده نشان داده شده است. در این اصلاح زاویه برخورد فلوگس خروجی از چمبر به دیواره روبرویی در DG (زاویه α در شکل ۱۷) از 135° به 180° و زاویه β به 170° افزایش یافته‌اند. این تغییر باعث کاهش اختناق در گلویی می‌شود.

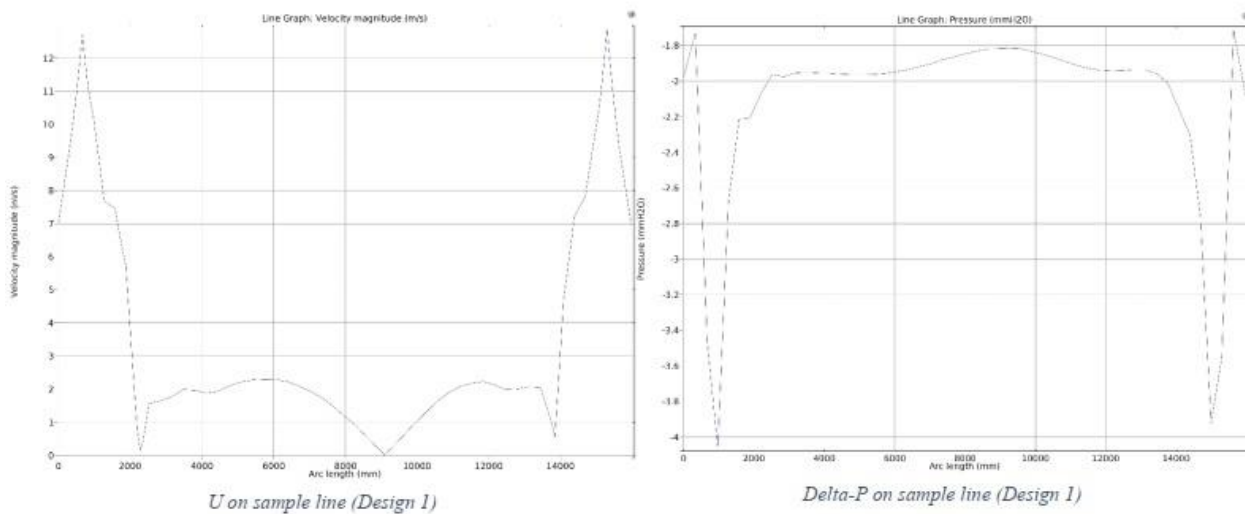
با انجام اصلاح زیر افت فشار تا $7/3 \text{ mmH}_2\text{O}$ کاهش می‌یابد (با مقدار جریان سوخت و هوا مطابق شرایط عملیاتی و با فرض وجود هیچگونه ایراد اعم از نشتی و غیره در ریفرمر). توزیع جریان با اختلافی $2/4$ درصدی بین دو chamber تقریباً متوازن خواهد بود ($153.5 + 157.1 = 310.6 \text{ m}^3/\text{s}$). این طراحی، بهترین طراحی از لحاظ کاهش افت فشار و همزمان حفظ تقارن محفظه‌ها می‌باشد.



شکل ۱۱. اصلاح هندسی و توزیع فشار در DG



شکل ۱۲. اصلاح هندسی و توزیع سرعت در DG



شکل ۱۳. اصلاح هندسی و توزیع سرعت و فشار در خط مرجع

۳-۷- هیدرولیک فلوگس درون محفظه احتراق، داکت دود و داگ هاوس

به منظور محاسبه فشار فلوگس در محفظه احتراق و نیز افت فشار داکت دود و داگ هاوس، محاسبات CFD انجام شد. محاسبات دقیق نشان داد که افت فشار داکت دود و دریچه‌ها حدود $5/3 \text{ mmH}_2\text{O}$ است (شکل ۶). همچنین محاسبات CFD نشان داد که افت فشار داگ هاوس $10/9 \text{ mmH}_2\text{O}$ بوده و همچنین تعادل فشاری از لحاظ تئوری در دو محفظه برقرار است (شکل ۷) به این ترتیب افت فشار کل حدود $16/2 \text{ mmH}_2\text{O}$ می‌باشد. چنانچه فشار در ورودی به کانوکشن به حدود $16 \text{ mmH}_2\text{O}$ برسد، فشار درون محفظه احتراق تا حدودی مثبت است. طبق اندازه‌گیری‌های دقیق انجام شده، فشار در محفظه احتراق نزدیک به خالص می‌باشد. فشار در محفظه احتراق باید منفی باشد (حدود $2/5 \text{ mmH}_2\text{O}$) مقدار مثبت می‌تواند خطرناک باشد و موجب تخریب رفرکتوری و بدنه ریفرمر گردد.

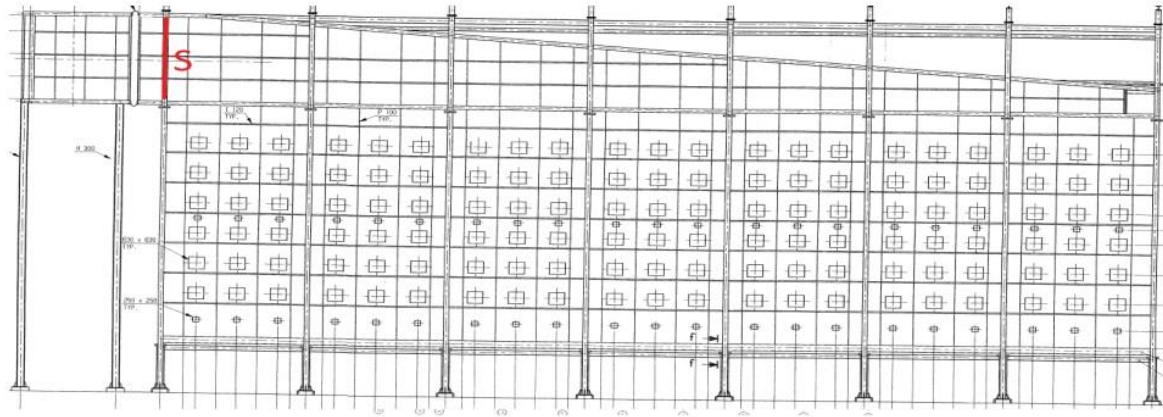
یکی از مشکلات مشاهده شده، افت فشار بالا در داکت دود و داگ هاوس است. در پاسخ به این سؤال که دلیل افت فشار بالای داکت و داگ هاوس چیست، باید به افزایش فلوی فلوگس به دلیل پایین بودن راندمان محفظه احتراق اشاره کرد. در این پروژه سعی بر آن بود که راهی برای کاهش افت فشار در مسیر تخلیه فلو گاز یافت شود. با بررسی طراحی‌های مختلف برای داگ هاوس نشان داده شد که می‌توان افت فشار داگ هاوس را به $7/3 \text{ mmH}_2\text{O}$ کاهش داد. در این طراحی، شکل داکت های خروجی از داگ هاوس تغییر داده شد.

۳-۸- بررسی تغییرات در داکت دود

در این بخش به بررسی اثر تغییرات در داکت دود در بالای محفظه احتراق پرداخته می‌شود. این داکت محل جمع‌آوری دود از دریچه‌های مختلف بوده و ارتباط بین داگ هاوس و محفظه احتراق را برقرار می‌کند. به منظور بررسی تأثیر ابعاد این داکت، اثر ضلع S بررسی شد. این ضلع به صورت قرمز رنگ در شکل ۱۴ نشان داده شده است. محاسبات بر اساس دینامیک سیالات محاسباتی قبلی و با استفاده از نرم‌افزار کامسول انجام شد.

یکی از پارامترهایی که می‌توان برای چرخش دود در محفظه احتراق در نظر گرفت، نسبت سرعت میانگین در محفظه احتراق به سرعت متوسط دود در راستای عمود است (V/W). به این ترتیب هرچه این نسبت بیشتر باشد، چرخش دود در محفظه احتراق بیشتر خواهد بود. در جدول ۵ این نسبت برای شیب‌های مختلف نشان داده شده است و ملاحظه می‌شود که هرچه نسبت شیب افزایش یابد، چرخش دود کاهش خواهد یافت. همانطور که در جدول ۵ نشان داده شده است، با افزایش نسبت اندازه ضلع S

نسبت به مقدار اولیه، توزیع عبور جریان در دریچه‌ها بهبود می‌یابد (کاهش V/W) این امر باعث می‌شود که توزیع افقی فشار و جریان و همچنین افت فشار بهبود یابد.



شکل ۱۴. نمای جانبی محفظه احتراق و داکت دود در بالا. در این شکل ضلع S از داکت دود به رنگ قرمز نمایش داده شده است.

جدول ۵. نسبت سرعت متوسط به سرعت عمودی دود

S/S_{design}	V/W
0.8	1.277
1	1.205
1.2	1.200
1.4	1.173

۳-۹- بررسی دودکش

با توجه به افزایش فلوی دود نسبت به حالت طراحی، می‌توان تغییر ابعاد دودکش را نیز به عنوان تغییراتی برای بهبود فشار باکس بررسی کرد. به این ترتیب می‌توان با این هدف که کاهش افت فشار دودکش منجر به مکش بیشتر فن از سمت کانوکشن و محفظه احتراق شود، قطر دودکش را افزایش داد. در جدول ۶ تأثیر افزایش قطر دودکش بر افت فشار نشان داده شده است. ستون اول مربوط به حالت طراحی و ستون دوم مربوط به حالت عملیاتی فعلی است. قطر داخلی دودکش ۲۷۵۰ میلی‌متر می‌باشد. مشاهده می‌شود که با وجود آنکه فلوی دود در حالت عملیاتی افزایش یافته است، اما به دلیل کاهش دانسیته (به دلیل دمای بالاتر) و اثر گرانش افت فشار کاهش یافته است. در جدول ۶ مشاهده می‌شود که افزایش قطر دودکش تأثیر ناچیزی بر افت فشار دود داشته است. علت آن غلبه اصطکاک بین مولکولی به اصطکاک با دیواره می‌باشد.

جدول ۶. تأثیر قطر دودکش بر افت فشار دود

	Design	Operation	New Design 1	New Design 2	New Design 3
INSIDE DIAMETER (m)	2.75	2.75	2.95	3.5	4
OUTSIDE DIAMETER (m)	2.95	2.95	3.15	3.7	4.2
FLUE GAS (Nm ³ /hr)	214153	224163	224163	224163	224163
TEMPERATURE(K)	422.15	440.15	440.15	440.15	440.15
FLUE GAS (m ³ /hr)	330970.9	361213	361213	361213	361213
VELOCITY (m/s)	15.5	16.9	14.7	10.4	7.8
PRESSURE DROP (mmH ₂ O)	20.9	20.3	19.72	18.92	18.55

۴- نتیجه گیری

در پژوهش حاضر به بررسی علل انحراف عملکرد ریفمرهای موجود در پتروشیمی فن آوران پرداخته شد. در این مطالعه اثبات شد که طراحی انجام شده توسط طراح از لحاظ سطح انتقال حرارت و دمای طراحی تیوب دچار مشکل بوده و این امر باعث کاهش ظرفیت تولید واحد خواهد شد. برای جبران تولید، خوراک بیشتری در ریفمر مصرف شده که باعث افزایش مصرف سوخت و هوا شده است. به این ترتیب با افزایش فلوگس داخل محفظه احتراق و داکت گاز، افت فشار فلوگس زیاد شده و مکش از سمت بخش کانوکشن به محفظه احتراق منتقل نمی شود. به این منظور دو طراحی جدید برای داگ هاوس و داکت انتقال دود انجام شد و نشان داده شد که با تغییرات جزئی در ابعاد این قسمت‌ها می توان حدود ۳ تا ۵ میلی متر آب افت فشار را کاهش داد. طبق بررسی‌ها، نشتی هوا از False Air Damper محرز بوده و می تواند بخشی از مکش فن به بیرون درز کند. هرچند که طبق شبیه سازی‌های انجام شده، افت فشار داگ هاوس عامل اصلی در عدم انتقال مکش به رادیانت باکس می باشد. برای جلوگیری از نشتی در False Air Damper می توان از دمپ‌های گیوتینی با کنترل دستی در قسمت ورودی به کانال هوای منتهی به False Air Damper استفاده کرد. به این ترتیب دو دمپر به صورت سری پشت سر هم قرار می گیرند. تغییر در ابعاد دودکش تأثیر چندانی در افت فشار دود و مکش نخواهد داشت. محاسبات نشان می دهد که در یکی از مبدل‌های پیش گرم هوا، نشتی هوا وجود دارد. این ایده با نتایج اندازه گیری‌ها آنالیز گاز و همچنین نتایج احتراق ناقص در کوره‌ها و مقدار زیاد CO اندازه گیری شده در داکت دود همخوانی دارد.

۵- منابع

- Angeli, S. D., F. G. Pilitsis and A. A. Lemonidou (2015). "Methane steam reforming at low temperature: Effect of light alkanes' presence on coke formation." *Catalysis Today* **242**: 119-128.
- Froment, G. (2000). "Production of synthesis gas by steam-and CO₂-reforming of natural gas." *Journal of Molecular Catalysis A: Chemical* **163**(1-2): 147-156.
- Haghighi, M., Z.-q. Sun, J.-h. Wu, J. Bromly, H. L. Wee, E. Ng, Y. Wang and D.-k. Zhang (2007). "On the reaction mechanism of CO₂ reforming of methane over a bed of coal char." *Proceedings of the Combustion Institute* **31**(2): 1983-1990.
- Olivieri, A. and F. Vegliò (2008). "Process simulation of natural gas steam reforming: fuel distribution optimisation in the furnace." *Fuel Processing Technology* **89**(6): 622-632.
- Rajesh, J., S. K. Gupta, G. t. Rangaiah and A. K. Ray (2000). "Multiobjective optimization of steam reformer performance using genetic algorithm." *Industrial & engineering chemistry research* **39**(3): 706-717.
- Rostrup-Nielsen, J. R. (1984). *Catalytic steam reforming*. Catalysis, Springer: 1-117.
- Sheldon Roger, A. (1983). *Chemicals from synthesis gas*, Dordrecht, Holland: D, Reidel Publishing Company.
- Xu, J. and G. F. Froment (1989). "Methane steam reforming, methanation and water-gas shift: I. Intrinsic kinetics." *AIChE journal* **35**(1): 88-96.
- York, A. P., T. c. Xiao, M. L. Green and J. B. Claridge (2007). "Methane oxyforming for synthesis gas production." *Catalysis Reviews* **49**(4): 511-560.
- Yu, Z., E. Cao, Y. Wang, Z. Zhou and Z. Dai (2006). "Simulation of natural gas steam reforming furnace." *Fuel processing technology* **87**(8): 695-704.