

بهینه سازی فرآیند احیای زباله سوز واحد بازیافت گوگرد با استفاده از شبیه سازی عددی

سید محمد جوادى مال آباد^{۱*}، مهدى عرب^۲، مهدى خباز^۳، ندا رجبى^۴

پارک علم و فناوری خراسان رضوی
Mohammad.javadi@qiet.ac.ir

چکیده

زباله سوز یکی از بخش‌های مهم واحدهای بازیافت گوگرد در پالایشگاههای گاز ترش می باشد، که عملکرد نامناسب آن نقش مهمی بر آلاینده‌گی زیست محیطی و مصرف انرژی دارد. عموماً اولین مرحله راه اندازی زباله سوزها پس از تعمیرات اساسی پالایشگاه، مرحله پخت سیمان نسوز می باشد که بر اساس فرآیند منظمی دمای زباله سوز به دمای راه اندازی (۵۵۰ درجه سانتیگراد) می رسد. دمای محفظه احتراق با افزایش دبی سوخت در طول فرآیند کنترل می شود. در این پروژه به بررسی وضعیت فعلی زباله سوزهای عمودی در یکی از پالایشگاههای کشور پرداخته شده است. همچنین با توجه به سیستم مکش طبیعی هوا در زباله سوزهای عمودی، اثر کنترل دبی هوا با استفاده از دمپره‌های موجود در مسیر هوا بر راندمان حرارتی زباله سوز با استفاده از شبیه سازی عددی پرداخته می شود. جهت مدلسازی جریان آشفته احتراقی داخل زباله سوز از RNG k-ε و اثر آن بر نرخ احتراق از مدل اتلاف گردابه ای استفاده شده است. نتایج نشان می دهد در وضعیت فعلی میزان هوای احتراق بیش از ۵ برابر حالت استکیومتریک بوده که راندمان را شدیداً کاهش داده است. نتایج شبیه سازی نشان می دهد با کنترل میزان هوا، در حدود ۵٪ هوای اضافه بیشترین دمای کوره را داشته که به ۴۵٪ مصرف گاز مقدار فعلی رسیده است. پس از پیاده سازی وضعیت بهینه، نتایج اندازه گیری نیز تطابق خوبی با نتایج شبیه سازی نشان می دهد.

واژه های کلیدی: زباله سوز- گاز ترش- احتراق آشفته- مدل تابع احتمال چگالی- راندمان حرارتی.

۱. مقدمه

زباله سوز، یکی از بخشهای مهم واحدهای بازیافت گوگرد در پالایشگاههای گاز ترش می باشد که به منظور جلوگیری از آلودگی محیط زیست در نظر گرفته شده اند. در زباله سوزها گازهای سمی و مضر حاصل از واحدهای بازیافت گوگرد که قابل انتشار به محیط نیستند، را سوزانده و سپس به محیط آزاد منتقل می کند. یکی از روشهای مهم و رایج در فرآیند بازیافت گوگرد، سیکل کلاوس می باشد که در واحدهای بازیافت گوگرد (SRU) مورد استفاده قرار می گیرد [۱]. از نقطه نظر شیمیایی

-
- ۱- استادیار، دانشگاه مهندسی فناوریهای نوین قوچان
 - ۲- مهندس تعمیرات، پالایشگاه گاز خانگیران
 - ۳- معاونت مهندسی، پالایشگاه گاز خانگیران
 - ۴- دانشجوی کارشناسی

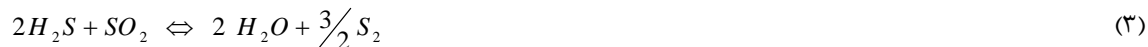
هدف از واحد بازیافت گوگرد، اکسید کردن گاز سولفید هیدروژن (H_2S) و تبدیل آن به گوگرد S_2 و آب (H_2O) می‌باشد [۱، ۴]:



البته این واکنش در یک مرحله انجام نمی‌گیرد و دو مرحله‌ای است، در مرحله اول یک سوم از گاز اسیدی با تمامی هوای لازم سوزانده می‌شود، که تولید (SO_2) و (H_2O) می‌نماید:



و سپس دو سوم باقی‌مانده گاز اسیدی مستقیماً وارد کوره واکنش می‌شود. در کوره واکنش گازهای سوزانده نشده با SO_2 حاصل واکنش پیشین ترکیب شده و تولید عنصر گوگرد می‌نماید:



۶۰٪ کل واکنش‌ها در کوره واکنش صورت می‌گیرد و ۴۰٪ باقیمانده در بسترهای کاتولیتی مراحل بعد انجام می‌شود [۲]. در این فرآیند حدود پنجاه واکنش فرعی در کوره واکنش انجام می‌شود که گازهای تولیدی عمده آنها عبارتند از N_2 ، H_2S ، CO_2 ، S_2 ، CS_2 ، H_2 ، H_2S و SO_2 . در مجموع حدود ۵۴ درصد از مجموع کل گوگرد تولیدی یک واحد، به صورت بخار عنصر گوگرد در کوره واکنش تشکیل می‌گردد و ۴۶٪ باقیمانده بیشتر به صورت SO_2 و H_2S ظاهر می‌گردد. در مراحل بعدی جهت تشکیل گوگرد، کارهای مشکل‌تری انجام می‌شود تا عملیات بازیافت گوگرد تقریباً کامل گردد [۲]. سرانجام گازهای اسیدی خروجی و سوزانده شدن H_2S و بخار گوگرد باقیمانده آن، این گازها وارد زباله سوز می‌شود. زباله سوزها به دو نوع کلی عمودی و افقی تقسیم می‌شوند. در زباله سوزهای افقی، هوای مورد نیاز احتراق توسط دمش هوا تامین شده و به راحتی قابل کنترل می‌باشند. اما در زباله سوزهای عمودی، که ارتفاع برج آن به حدود ۶۰ متر می‌رسد، هوای مورد نیاز احتراق با مکش طبیعی ناشی از شناوری گازهای داغ تأمین می‌گردد. لذا میزان هوای مکش شده به داخل محفظه احتراق، تابع دمای محفظه احتراق و همچنین افت‌های مسیر گاز می‌شود. لذا کنترل دمای کوره و میزان هوای احتراق شدیداً به هم وابسته و فرآیندی پیچیده می‌باشد. مطالعات مختلفی در دنیا بر روی بهینه سازی دمای زباله سوزها با هدف کاهش آلاینده‌ها و افزایش راندمان انجام شده است [۵]. لذا در این مقاله به مطالعه فرآیند احتراق در زباله سوزهای عمودی و اثر کنترل دبی هوای احتراق بر توزیع دما و راندمان آن پرداخته می‌شود.

۲. فرآیند احیا در زباله سوزهای عمودی

پس از هر توقف کلی پالایشگاه که منجر به توقف کار زباله سوزها گردد، راه اندازی مجدد زباله سوزها، فرآیندی منظم و برنامه ریزی شده بوده که به آن فرآیند احیا گفته می‌شود. طی این فرآیند دمای زباله سوز در مدت ۶ روز به دمای ۸۵۰ درجه سانتیگراد، دمای مورد نیاز برای احتراق گاز اسیدی، می‌رسد. سپس مسیر گاز اسیدی به داخل زباله سوز باز شده و گازهای اسیدی حاوی بخارات گوگرد و سولفید هیدروژن وارد زباله سوز شده و محترق می‌شود. در طول فرآیند احیا، دمای زباله سوز در طی چند دوره با سرعت بسیار کم (حدود ۵ درجه بر ساعت) شروع به افزایش می‌نماید. با توجه به اینکه در زباله سوزهای عمودی، هوا احتراق با مکش طبیعی تأمین می‌گردد، کنترل دمای محفظه احتراق بیشتر از طریق کنترل دبی سوخت می‌باشد. همچنین وجود یک دمپر دستی، امکان تغییر سطح مقطع کانال ورود هوا را میسر می‌سازد که فقط در موارد بحرانی مورد استفاده قرار می‌گیرد و در حالت معمولی روی ماکزیمم خود قرار دارد. در شکل ۱ نمایی از یک زباله سوز عمودی نشان داده شده است. همچنین در این شکل نمایی از دو مشعل (از سه مشعل) نصب شده در پایین برج و کانالهای ورود گاز اسیدی

به برج نشان داده شده است. ارتفاع برج ۷۲ متر و قطر داخلی بدنه در قسمت پایین برج حدود ۴/۶ متر و در قسمت بالای آن ۴ متر می باشد. دبی گاز ورودی در مرحله احیای واحد بر حسب دمای مورد نیاز متغیر است، بطوریکه در دمای ۵۳۳ درجه سانتیگراد، دبی گاز ورودی ۱۱۵۰ متر مکعب بر ساعت می باشد [۲].



شکل ۱- نمایشی از زباله سوز عمودی مورد مطالعه (سمت راست) و بزرگنمایی مشعلها در پایین برج (سمت چپ)

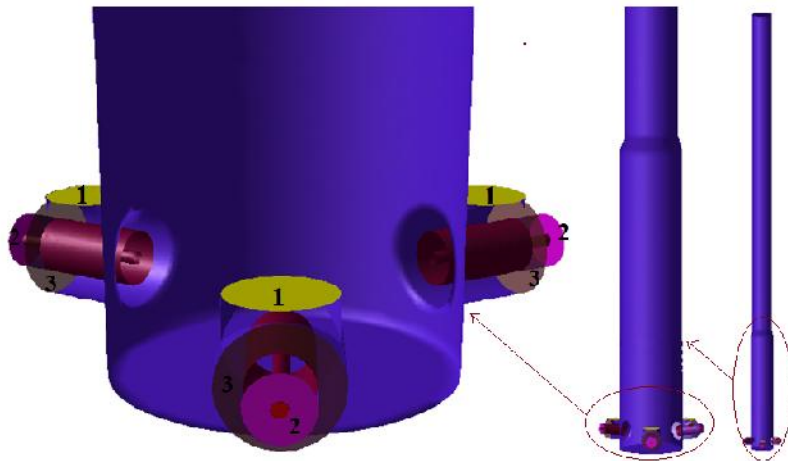
۳. شبیه سازی عددی فرآیند پخت

۳-۱. مدل سازی هندسی

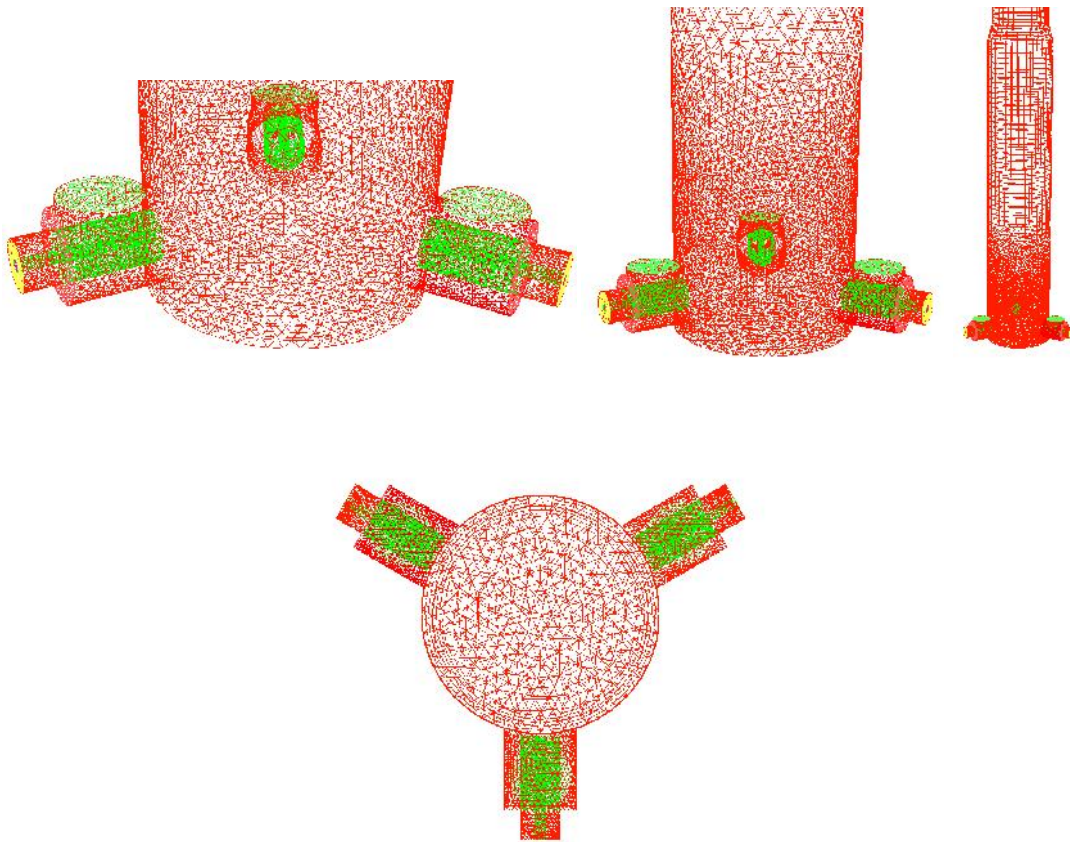
در شبیه سازی عددی، شناخت دقیق پدیده تاثیر زیادی بر تنظیمات حل و دقت نتایج بدست آمده دارد. در زباله سوزهای واحدهای بازیافت گوگرد پالایشگاه مورد مطالعه، هوای احتراق از طریق خاصیت دودکشی برج و بصورت مکش طبیعی می باشد. لذا دبی هوای مکشی، که بعنوان یک عامل اصلی واکنشها در اینجا مورد بررسی است، وابستگی زیادی به دما و چگالی هوای محیط، ارتفاع برج، توزیع دمای داخل برج و افت فشار مسیر دارد. لذا پارامترهای فوق می بایست به دقت وارد محاسبات گردد تا بتوان نتایج دقیقی بدست آورد. در شکل ۲ هندسه تولید شده برج (براساس نقشه ها و اطلاعات فنی موجود [۲]) و مسیر گازهای ورودی نشان داده شده است. در جهت نمایش بهتر، علاوه بر نمایش کامل برج، دو نمای بزرگ شده از قسمت پایین برج و مشعلها نیز نشان داده شده است. همانطور که مشاهده می شود بدلیل اهمیت نحوه اختلاط سوخت و هوا بر دمای شعله، دهانه ها با دقت خوبی مدل سازی شده اند. همچنین بدلیل محاسبه دقیق تر افت فشار مسیر نواحی همگرا و واگرای برج مدل سازی شده است.

۳-۲. شبکه بندی محیط حل

پس از مدل سازی هندسه، برای شبکه بندی محیط حل، از شبکه تتراهدرال (در قسمت ۱۷ متر پایین برج) و شبکه منشوری با قاعده مثلث (برای قسمت بالای برج) استفاده شده است که در قسمت پایین برج و نواحی نزدیک مشعلها و مسیرهای گاز و هوا شبکه ریزتر انتخاب شده است. در بهترین شبکه تولید شده، محیط حل به ۴۴۷۸۶۵ سلول و ۱۲۴۷۸۰ گره تقسیم شده است. در شکل ۳ بهترین شبکه تولید شده از نظر دقت و زمان محاسبات نشان داده شده است.



شکل ۲- مدل سه بعدی تولید شده از برج و سه مشعل پایین برج،
۱: دهانه ورود گاز اسیدی، ۲: دهانه ورود سوخت، ۳: دهانه ورود هوا



شکل ۳- شبکه بندی محیط حل از نماهای مختلف و شبکه بندی نواحی ورودی و مشعلها

۳-۳. شرایط مرزی

برای دهانه ورود هوا با توجه به مکش طبیعی ناشی از شناوری می بایست از شرط فشار ورودی ثابت که در آن مجموع فشار استاتیکی و دینامیکی ثابت است، استفاده شده است. همچنین برای شرط مرزی ورودی سوخت، شرط دبی جرمی ثابت در نظر گرفته شده است. با توجه به وابستگی مکش طبیعی به نیروی جاذبه و چگالی هوا محیط و محصولات احتراق، این پارامترها نیز تنظیم شده است. کلیه دیواره ها عایق بوده و ترکیب گاز ورودی بر اساس جدول زیر داده شده است:

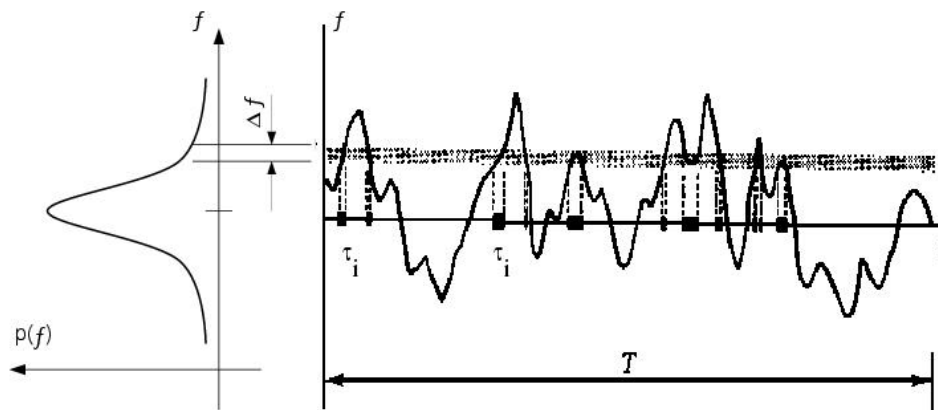
جدول ۱- ترکیب گاز سوخت ورودی

ترکیبات	درصد مولی
CH ₄	98.58
C ₂ H ₆	0.63
C ₃ H ₈	0.1
C ₄ H ₁₀	0.06
C ₅ H ₁₂	0.05
N ₂	0.58

با توجه به جدول ۱، بیشترین مقدار گاز ورودی، گاز متان می باشد. همچنین وجود نیتروژن در سوخت می تواند نقش مهمی بر تشکیل اکسیدهای نیتروژن داشته باشد.

۳-۴. معادلات حاکم، مدل‌های احتراق و آشفستگی

برای شبیه سازی جریان احتراقی داخل زباله سوز، معادلات بقای جرم، مومنتوم، انرژی و آنتالپی حل شده اند. برای مدلسازی تنشهای رینولدز در معادلات مومنتوم از مدل $k-\epsilon$ RNG [۳] و اعمال اثرات آشفستگی بر نرخ واکنشهای شیمیایی از مدل تابع توزیع چگالی احتمال (PDF^۵) استفاده شده است. در مدل Pdf، به جای حل معادلات بقا برای هر گونه شیمیایی و محاسبه نرخ واکنش از مدل‌های اتلاف گردابه ای یا سایر مدل‌های موجود، دو معادله بقا برای کسر مخلوط و واریانس آن حل می‌شود. تابع توزیع چگالی احتمال (PDF) که با $p(f)$ نشان داده می‌شود، توصیف کننده نوسانات لحظه‌ای کمیت f در جریان آشفته می‌باشد و می‌تواند بعنوان کسری از زمان که سیال خاصیت f را دارد، در نظر گرفته شود.



شکل ۴. توصیف شماتیک تابع چگالی احتمال

⁵ Probability density function

شکل تابع $p(f)$ به طبیعت اغتشاشات متغیر f در جریان آشفته وابسته است. در جریانهای واقعی توزیع $p(f)$ مشخص نمی‌باشد، به همین دلیل در روش تابع چگالی احتمال با توزیع فرضی، بر اساس مشاهدات تجربی یک تابع ریاضی برای $p(f)$ در نظر گرفته می‌شود که تقریبی از شکل واقعی آن می‌باشد. با مشخص بودن توزیع $p(f)$ مقادیر متوسط گیری شده متغیر f قابل محاسبه هستند. دما و کسر جرمی متوسط گیری شده بر اساس چگالی^۶ در یک سیستم آدیاباتیک بصورت زیر قابل محاسبه می‌باشد.

$$\bar{\phi}_i = \int_0^1 p(f) \phi_i(f) df \quad (1)$$

همچنین چگالی متوسط در این سیستم بصورت زیر محاسبه می‌شود:

$$\frac{1}{\bar{\rho}} = \int_0^1 \frac{p(f)}{\rho(f)} df \quad (2)$$

برای سیستمهای با دو کسر مخلوط و تابع چگالی احتمال متفاوت، این رابطه قابل توسعه است که می‌توان در مرجع [3] مشاهده نمود. در معادلات ۴-۵ و ۵-۵ با مشخص بودن شکل تابع $p(f)$ ، حالت محلی سیال در تمام نقاط جریان قابل تعیین می‌باشد. در مدل PDF، $p(f)$ ، عموماً از شکل توابع و یا استفاده می‌شود که تابع بصورت:

$$p(f) = \begin{cases} 0.5, & f = \bar{f} - \sqrt{f'^2} \\ 0.5, & f = \bar{f} + \sqrt{f'^2} \\ 0, & \text{elsewhere} \end{cases} \quad (3)$$

و تابع بصورت:

$$p(f) = \frac{f^{\alpha-1} (1-f)^{\beta-1}}{\int f^{\alpha-1} (1-f)^{\beta-1} df} \quad (4)$$

در نظر گرفته شده اند. در تابع شکل، مقادیر و بصورت زیر تعریف می‌شوند:

$$\alpha = \bar{f} \left[\frac{\bar{f}(1-\bar{f})}{f'^2} - 1 \right] \quad (5)$$

$$\beta = (1-\bar{f}) \left[\frac{\bar{f}(1-\bar{f})}{f'^2} - 1 \right] \quad (6)$$

نکته مهم در تابع شکلهای فوق، وابستگی آنها تنها به دو متغیر \bar{f} و f'^2 است که به ترتیب کسر مخلوط و واریانس کسر مخلوط بوده و از دو معاله بقا به فرم:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \bar{f}) + \nabla \cdot (\rho \bar{v} \bar{f}) = \nabla \cdot \left(\frac{\mu_t}{\sigma_t} \nabla \bar{f} \right) + S_m + S_{user} \quad (7)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \overline{f'^2}) + \nabla \cdot (\rho \bar{v} \overline{f'^2}) = \nabla \cdot \left(\frac{\mu_t}{\sigma_t} \nabla \overline{f'^2} \right) + C_g \mu_t (\nabla \bar{f})^2 - C_d \rho \frac{\epsilon}{k} \overline{f'^2} + S_{user} \quad (8)$$

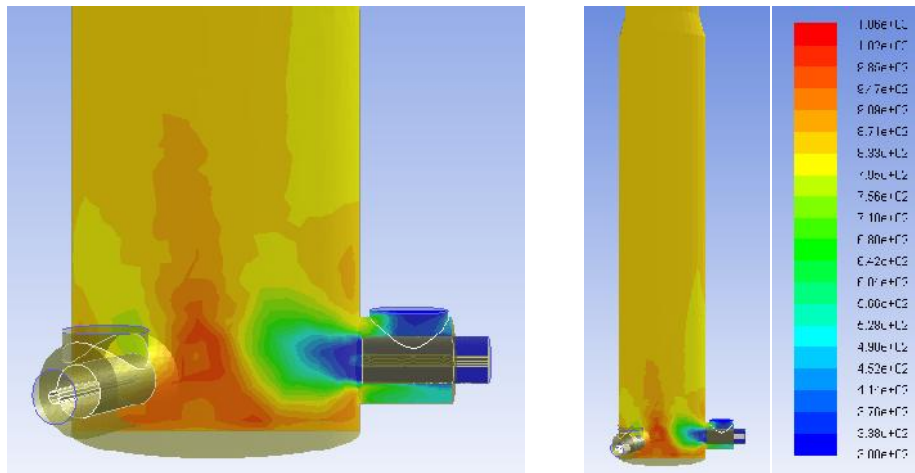
محاسبه می‌شوند. مقادیر f' اختلاف مقادیر لحظه‌ای و متوسط کسر مخلوط $f^m f$ ($f^s - f^l$) بوده و S_{user} و S_m به ترتیب ترم چشمه برای مسائل مختلف مانند تبخیر قطرات سوخت و یا چشمه‌های اضافه شده توسط کاربر می‌باشد. با توجه به مطالب فوق، اثر آشفستگی بر نرخ واکنشهای شیمیایی در مدل PDF با تابع شکل مشخص، بصورت شکل ۵-۲ می‌باشد [3]. پس از

⁶ Density-weighted mean species mass fractions

اصلاح نرخ واکنشهای شیمیایی مقادیر کسر جرمی گونه‌ها، چگالی و دما بر حسب مقادیر مختلف f و $f^{1/2}$ در جداول مشخصی^۷ ذخیره شده و در حین حل عددی جریان آشفته احتراقی از آن استفاده می‌شود. این مدل محدودیتی در محاسبه تعداد گونه‌های شیمیایی و واکنشها ندارد.

۴. نتایج و بحث روی نتایج

برای بررسی دقت نتایج و مدل‌سازی، ابتدا وضعیت موجود مورد شبیه سازی قرار گرفته است. در وضعیت موجود، به ازای دبی گاز ۱۶۵ مترمکعب بر ساعت، دمای محیط ۱۶ و دمای گاز ۳۸ درجه سانتیگراد، دمای اندازه گیری شده در ارتفاع حدود ۱۸ متر، ۵۴۰/۸ درجه سانتیگراد می باشد. اندازه گیری غلظت CO_2 در ارتفاع ۵۰ متری برج، نیز نشان دهنده مقادیر بسیار بالای هوای اضافی بوده که عملاً بدلیل غلظت کم آن، اندازه گیری غلظت آن با خطای زیادی همراه گردید. نتایج شبیه سازی وضعیت موجود نیز نشان می دهد در دبی ۱۱۶۵ متر مکعب بر ساعت میزان هوای ورودی به محفظه احتراق بسیار بیشتر از مقدار استکیومتریک بوده، بطوریکه غلظت گاز CO_2 داخل دودکش بسیار کم و در حدود ۲٪ می باشد. این حجم بالای هوای اضافه، سبب سرد شدن محصولات احتراق شده، بطوریکه دمای محفظه احتراق در ارتفاع ۱۸ متری، حدود ۵۵۷ درجه سانتیگراد محاسبه شده است که با توجه به در نظر نگرفتن تلفات بدنه و پیچیدگی شرایط عملکردی و هندسی، تطابق خوبی با نتایج تجربی دارد. شکل ۵ توزیع دما داخل محفظه احتراق را نشان می دهد. مشاهده می شود توزیع دما تقریباً از ارتفاع ۸ متری به بعد تقریباً ثابت می باشد. نتایج اندازه گیری دما نیز نشان می دهد اختلاف دمای اندازه گیری شده بین ارتفاع ۸ متری تا ۱۸ متری برج، حدود ۳۵ درجه سانتیگراد کاهش یافته است که می تواند بدلیل تلفات دمای بدنه باشد.

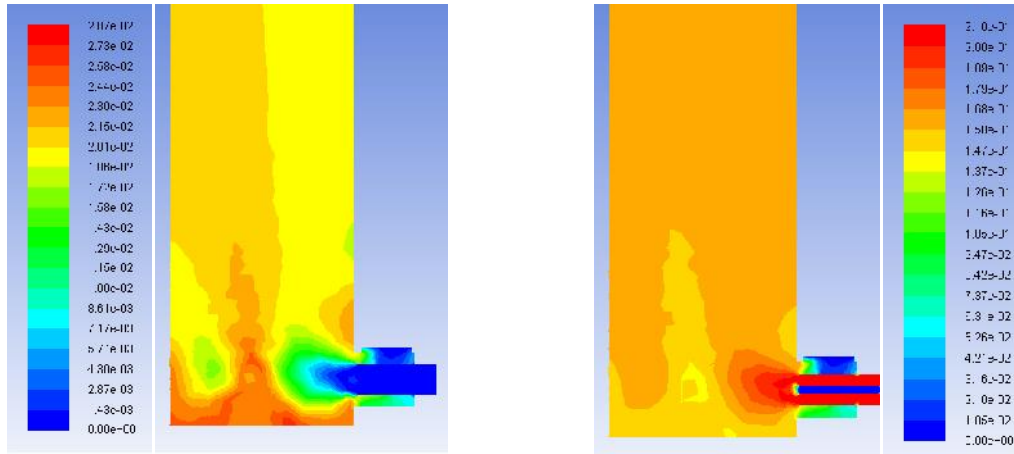


شکل ۵- توزیع دما (کلوین) داخل محفظه برج و بزرگنمایی شده در منطقه مشعلها

در شکل ۶ توزیع کسر جرمی گونه های اکسیژن و CO_2 نشان داده شده است. همانطور که مشاهده می‌شود غلظت اکسیژن خروجی ۱۶/۸٪ و متوسط غلظت CO_2 خروجی، ۲/۱۸٪ می باشد که با نتایج اندازه گیری شده، تطابق خوبی نشان می دهد. همچنین نتایج نشان می دهد در وضعیت فعلی، میزان دبی جرمی هوای مکش به داخل برج ۳۵ برابر دبی سوخت می باشد که تایید کننده وضعیت اندازه گیری شده (احتراق با هوای بسیار بیشتر از حد استکیومتریک) می باشد. در شکل ۷، اثر تغییر نسبت دبی جرمی هوا به دبی جرمی سوخت، بر دمای محصولات احتراق (در ارتفاع ۱۸ متری برج) نشان داده شده است. همانطور که مشاهده می شود با افزایش دبی هوا و نزدیک شدن به نسبت استکیومتریک (حدود دبی هوا

⁷ Look-up table

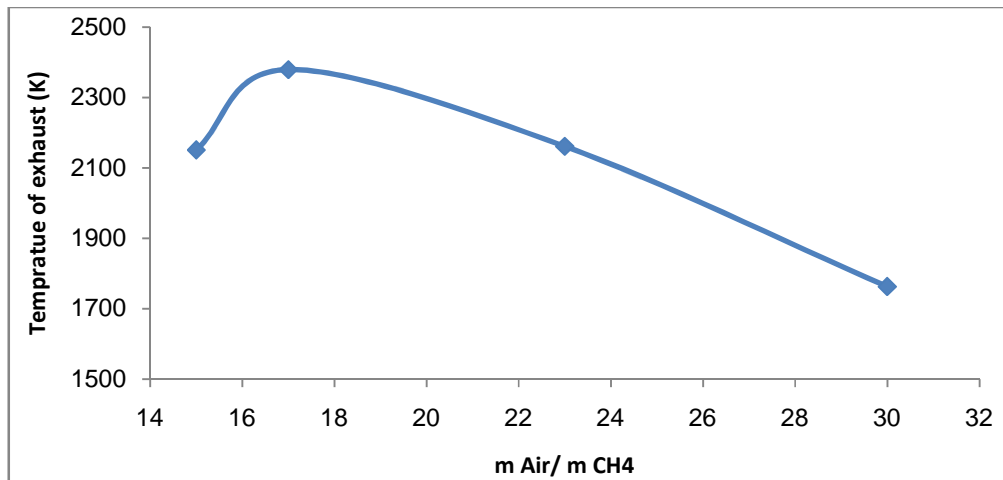
۱۷ برابر سوخت) دما افزایش یافته و بعد از آن دما به شدت کاهش می یابد. بر اساس این نمودار می توان گفت برای افزایش دمای زابله سوز در طول فرآیند احیا، می توان به جای افزایش دبی سوخت، از کاهش دبی هوا استفاده نمود. بر اساس نتایج این نمودار و استفاده از آن برای کنترل دمای فرآیند واقعی در ۵۳۰ درجه سانتیگراد، نشان داد کاهش دبی هوای ورودی با استفاده از دمپره های کنترل هوا، دبی گاز مورد نیاز ورودی از ۱۱۶۵ متر مکعب به ۵۳۰ مترمکعب بر ساعت کاهش یافت.



ب) توزیع کسر جرمی CO₂

الف) توزیع کسر جرمی اکسیژن

شکل ۶- توزیع گونه های O₂ و CO₂ در منطقه پایین برج



شکل ۷- اثرات تغییرات دبی جرمی هوا به سوخت بر دمای محصولات احتراق (در ارتفاع ۱۸ متری برج)

۳. نتیجه گیری

در این مقاله فرآیند احیای یک نمونه زباله سوز پالایشگاهی با مکش طبیعی، شبیه سازی و میزان مصرف سوخت در آن بهینه سازی شده است. نتایج نشان می دهد در وضعیت فعلی، میزان هوای احتراق دو برابر مقدار استکیومتریک بوده که سبب سرد شدن شدید شعله و افزایش مقدار CO می گردد. بر اساس نتایج شبیه سازی، پیشنهاد گردید برای افزایش دمای محصولات احتراق در طول فرآیند احیا، به جای افزایش دبی گاز، از کاهش دبی هوا استفاده شود. نتایج اندازه گیری شده نشان می دهد با کاهش دبی هوا، بیش از ۶۰ درصد در مصرف سوخت صرفه جویی شده، و برای حصول به دمای ۵۳۰ درجه سانتیگراد، میزان مصرف گاز از ۱۱۶۵ مترمکعب، (با کاهش هوای احتراق) به دبی ۵۳۰ مترمکعب بر ساعت، کاهش یافت.

تشکر و قدردانی

نتایج بدست آمده، تحت حمایت پالایشگاه گاز خانگیران با شماره قرارداد پژوهشی EN275571 بدست آمده است.

مراجع

- [1]- C. Huang and A. T-Raissi, Thermodynamic analyses of hydrogen production from sub-quality natural gas, Part I: Pyrolysis and autothermal pyrolysis, Power sources, Vol. 163, pp. 645-652, (2007).
- [۲]- اسناد و مدارک فنی پالایشگاه گاز خانگیران، کتابخانه مرکزی پالایشگاه.
- [3]- Ansys Inc., Ansys Fluent 12 theory guide, (2009).
- [4]- G.P. Towler and S. Lynn, Sulfur recovery with reduced emissions, low capital investment and hydrogen co-production, Journal of chemical engineering communications, Vol. 155, pp. 113-143, (1996).
- [5]- Liao Xiaodong, Wen Chongrong, Yang Qin, Studies on Optimizing Tail Gas Incinerator Temperature in Sulfur Recovery Unit, Chemical Engineering of Oil & Gas journal, Vol 3, 2008.