

حذف سوخت مایع و کاهش مصرف انرژی با بهینه سازی عملکرد احتراقی کلساینر سیمان به وسیله شبیه سازی عددی

حسین عشیني^۱، مجید آقاياری^{۲*}، عباس احسانی^۳، محمد شهسواری^۴، همایون افشار^۵، سید محمد طباطبایی^۶
و حسن نیک پی^۷

۱- دانشجوی دکتری هوافضا، دانشگاه صنعتی امیرکبیر، تهران، h_ashini@aut.ac.ir

۲- دانشجوی دکتری هوافضا، دانشگاه صنعتی امیرکبیر، سرپرست گروه شبیه سازی عددی، شرکت میمکو، تهران، m.aghayari@meemco.com

۳- دانشجوی دکتری مکانیک، دانشگاه تهران، متخصص شبیه سازی عددی، شرکت میمکو، تهران، a.ehsani@meemco.com

۴- دکتری هوافضا، دانشگاه صنعتی شریف، مدیر گروه احتراق و انرژی، شرکت میمکو، تهران، m.shahsavari@meemco.com

۵- کارشناس فرایند، شرکت میمکو، تهران، h.afshar@meemco.com

۶- مدیر کارخانه سیمان هرمزگان، tabaeian@gmail.com

۷- مدیر تولید کارخانه سیمان هرمزگان nikpey4@gmail.com

* نویسنده مخاطب

(تاریخ دریافت: ۹۹/۰۴/۱۵، دریافت آخرین اصلاحات: ۹۹/۰۵/۲۶، پذیرش: ۹۹/۰۶/۲)

چکیده: بهینه سازی و کاهش مصرف سوخت و در نتیجه حفظ منابع اقتصادی ملی از اهداف مهم در اقتصاد هر کشوری است که در سال های اخیر در ایران نیز حائز اهمیت شده است. استفاده از گاز طبیعی به جای سوخت مایع (مازوت) و کاهش مصرف انرژی در صنایع انرژی بری همچون سیمان می تواند از راه حل های مناسب برای دستیابی به این خواسته باشد. هدف از مطالعه حاضر بهینه سازی مصرف انرژی و کاهش آلاینده های حاصل از احتراق در کلساینر کارخانه سیمان هرمزگان است. برای این منظور، ابتدا، با استفاده از شبیه سازی های عددی، میدان جریان احتراقی و فرایند کلسیناسیون مدل سازی شده است. سپس، با ارائه راهکارهای مهندسی و بررسی به کمک ابزار شبیه سازی عددی، بهینه سازی مصرف انرژی و حداقل سازی تولید آلاینده انجام شده است. در ادامه راهکار پیشنهادی به صورت عملیاتی در سایت مربوطه اجرا شده و صحت بهینه سازی های فوق ارزیابی شده است. مطالعه حاضر منتهی به کاهش ۶٪ مصرف انرژی در سایت مربوطه شده است.

کلیدواژگان: کلساینر، مصرف انرژی، آلاینده، شبیه سازی های عددی

مقدمه

سیمان یکی از مواد ساخت و ساز کلیدی برای زیرساخت ها و بخش مسکن در جوامع پیشرفته است. صنعت سیمان به صورت گسترده ای با چالش های روزافزون مواد معدنی، منابع انرژی و آلاینده های CO₂ روبه روست [۱]. یکی از چالش های اساسی این صنعت مقدار آلاینده های بالای فرایند تولید سیمان است. در این صنعت، تولید گازهای گلخانه ای نه تنها متاثر از مصرف بالای سوخت های فسیلی است، بلکه ضمن فرایند کلسیناسیون مقادیر بسیار زیادی گاز CO₂ آزاد می شود. در نتیجه این امر، صنعت سیمان یکی از صنایع اصلی در تولید گازهای گلخانه ای به حساب می آید [۲]. در یک شرکت سیمانی مدرن، ۶۰٪ از CO₂ تولیدی از کلسیناسیون، ۳۰٪ از سوختن سوخت در کوره ها و ۱۰٪ از سایر فعالیت های پایین دستی شرکت حاصل می شود [۳]. از دیگر چالش های این صنعت استفاده از سوخت های سنگین، همانند مازوت، در واحدهای تولید سیمان است که خود موجب آلودگی های محیط زیستی فراوانی می شود. از طرف دیگر، این صنعت یکی از صنایع پرمصرف انرژی است که معمولاً مصرف

در این بخش، خلاصه‌ای از تحقیقات گذشته، به‌منظور بهینه‌سازی فرایندهای موجود در این صنعت، ارائه شده است. مطالعات اولیه مدل‌سازی کوره‌ها به‌صورت یک‌بعدی انجام شده است. بس [۵]، برای کوره عمودی با سوخت‌های جامد و گازی مختلف، یک مدل عددی با در نظر گرفتن انتقال جرم و حرارت توسعه داده است. او همچنین، با بالانس انرژی و شبیه‌سازی فرایندهای کلی، تحلیل‌هایی انجام داده و انرژی مصرفی و کیفیت محصول تولیدی را نیز بررسی کرده است. این مطالعات نشان می‌دهد که نوع سوخت و اختلاف دمای فاز جامد و گاز در ورود به کوره در مصرف انرژی تاثیرگذارند. همچنین، کیفیت محصول وابسته به دمای آن است. سنگاسنیک و همکاران [۶]، با تحلیل ترمودینامیکی یک کوره عمودی، تاثیر نسبت هوای اضافی و گردش گاز را برای خنک‌سازی کوره بررسی کردند و توانستند با گردش گاز هوای مشعل را به مقدار قابل توجهی کاهش دهند که خود موجب کاهش هدررفت انرژی به‌واسطه تزریق هوای خنک به کلساینر می‌شود. شبیه‌سازی‌های دوبعدی و سه‌بعدی ابزارهای دقیق جدیدی برای بررسی رفتار جریان واکنشی-غیرواکنشی در هندسه کلساینر و اندرکنش جریان گاز-جامدند. هانپنگ و همکاران [۷] تاثیر پارامترهای فیزیکی مختلف مثل سرعت هوای ورودی به کلساینر از کوره و هوای ثالثیه و دبی جرمی ورودی را روی دینامیک جریان دوفاز سیال-جامد شامل تجمع ذرات و توزیع سرعت در یک پری کلساینر با تئوری سینتیک جریان دانه‌ای^۱ بررسی کرده است و ویژگی‌های انتقالی فاز جامد در یک مدل دوبعدی را ارائه می‌کند. در مطالعه نشان داده شده است که فرارگیری هوای ثالثیه تاثیر زیادی بر الگوی کلی جریان گاز-جامد دارد. هو و همکاران [۸]، از یک مدل سه‌بعدی برای شبیه‌سازی محفظه کلساینر دوتایی با استفاده از فرم اوپلری برای فاز گاز و لاگرانژی برای فاز جامد استفاده کردند تا احتراق، نسبت تجزیه و مسیر ذرات را در کلساینر با ورود سوخت جامد (زغال سنگ) و مواد خام پیش‌بینی کنند. زلی و همکاران [۹] نیز جریان واکنشی در یک کلساینر پایلوت بستر سیال را شبیه‌سازی کردند. جریان گاز، جامد و سوخت مایع با استفاده از مدل اوپلری مدل‌سازی شده است که گاز به‌صورت سیال فاز اوپلری و ذرات جامد و سوخت به‌صورت دوفاز دانه‌ای تعریف شده‌اند. ایلپوتا و همکاران [۱۰] تاثیر شرایط عملکردی را بر سطح کلسیناسیون، احتراق سوخت (زغال) و آلایندگی اکسیدهای نیتروژن بررسی کرده و یک تحلیل حساسیت مدل نسبت به پارامترهای آیرودینامیکی و احتراقی کلسیناسیون انجام دادند. تحلیل‌ها حاکی از آن بود که مهم‌ترین پارامتر هیدرودینامیکی نرخ اختلاط هوای پیش‌گرم با هوای خروجی از کوره است و مهم‌ترین پارامتر احتراقی نرخ واکنش سوخت (زغال) است. همچنین، نرخ کلسیناسیون دمای کلساینر، نرخ تبدیل زغال و آهک و ایجاد اکسیدهای نیتروژن را بسیار تحت تاثیر قرار می‌دهد. برای مطالعه جریان چندفازی در کلساینر کارخانه سیمان، نخعی و همکاران [۱۱] جریان گاز-جامد را در یک کلساینر پایلوت با هوای داغ و ذرات سرد، با استفاده از رویکرد اوپلر و لاگرانژی، بررسی کردند. دقت شبیه‌سازی با مدل پسای گیداسپا^۲ و مدل EMMS^۳، با بررسی توزیع ذرات و توزیع دما در نواحی مختلف کلساینر سنجیده شد. همچنین، در مطالعه‌ای دیگر، نخعی و همکاران [۱۲] تاثیر استفاده از SRF^۴ در کنار سوخت اصلی را با نرم‌افزار Barracuda و رویکرد PIC^۵ مطالعه کرده و توزیع دما و غلظت گونه‌های O₂ و CO₂ با داده‌های آزمایشگاهی مقایسه شدند. میکولسیچ و همکاران [۱۳]، یک مدل عددی برای پیش‌بینی جریان، میدان دمایی، مسیر ذرات، فرایند کلسیناسیون و احتراق زغال‌سنگ خردشده ارائه دادند. فرایند کلسیناسیون و احتراق زغال‌سنگ خردشده را به‌صورت عددی مدل‌سازی شدند. مطالعه نشان داد که جریان با چرخش بالا اختلاط ذرات زغال‌سنگ و آهک خردشده را افزایش داده و زمان اقامت ذرات را زیاد می‌کند و تجزیه با نسبت بالای آهک خروجی از کلساینر نشان می‌دهد که این افزایش زمان اقامت سودمند است. به‌علاوه، در این پژوهش، تاثیر پارامترهای مختلف (مقادیر مختلف سوخت، دبی جرمی هوای ثالثیه و شرایط عایق دیواره) را بر نرخ تجزیه ذرات آهک، نرخ سوزش ذرات زغال و آلایندگی تحلیل کرده است. درن هاوس و

1. granular flow
 2. Gidaspow
 3. Energy Minimization Multi Scale
 4. Solid Recovered Fuel
 5. Particle In Cell

همکاران [۱۴] انتقال جرم و انرژی را در یک کوره عمودی سیمان به‌وسیله روش‌های شبیه‌سازی عددی بررسی کردند. در این پژوهش، تاثیر رسانش گرمایی در داخل ذره و پخش محصول گازی CO_2 مدل‌سازی شده و همچنین افت فشار و حرکت ذرات در نظر گرفته شده و احتراق در کوره به‌صورت یک منبع گرمایی در فاز گازی مدل‌سازی شده است. شی و همکاران [۱۵] نیز شبیه‌سازی‌هایی دوبعدی را در یک کوره دوار برای بررسی انتقال حرارت رسانشی و همرفتی انجام داده‌اند و به‌وسیله آن، ضرایب انتقال حرارت موثر را استخراج و رژیم غالب انتقال حرارت را برای مواد مختلف با ضریب رسانش و ظرفیت حرارتی مختلف تعیین کرده‌اند. چینایما و همکاران [۱۶] مدل‌های مختلف تجزیه کلسیم کربنات (فرایند کلسیناسیون) را شامل مدل هسته کوچک‌شونده و حالت‌های اصلاحی آن و مدل تک‌مرحله‌ای، که تجزیه را با مدل آرنیوسی مدل‌سازی می‌کند، بررسی و یک نمونه کلسینر را با استفاده از شبیه‌سازی‌های عددی مطالعه کرده‌اند. همه مدل‌های کلسیناسیون تست شده در این مطالعه، تطابق نسبتاً خوبی با داده‌های تجربی داشته و توانایی مدل‌سازی کلسیناسیون را در کلسینر دارند. فیداروس و همکاران [۳]، یک مدل عددی و یک مطالعه پارامتری برای جریان و فرایندهای انتقالی در یک کلسینر صنعتی ارائه کرده‌اند. مدل‌سازی آشفستگی با استفاده از مدل دومعادله‌ای $k - \epsilon$ انجام شده است. توزیع سرعت سیال، دما و غلظت گونه‌های واکنش‌دهنده‌ها و محصولات، همچنین، مسیر ذرات و تداخل آن‌ها با فاز گازی محاسبه شده است. نتایج شکل‌گیری ناحیه کوچک بازگردشی در ورودی مواد و هوای ثالثیه را نشان می‌دهد که طول موثر محفظه و زمان اقامت ذرات را زیاد می‌کند. کلسیناسیون سریع در نزدیکی ورودی مواد غلظت CO_2 را زیاد کرده که خود باعث کاهش نرخ کلسیناسیون می‌شود. همچنین، توزیع نابرابر قطر ذرات از دلایل عدم کلسیناسیون کامل $CaCO_3$ است. بخش مخروطی بالای کلسینر سبب شتاب ذرات و گاز شده و کلسیناسیون کاهش پیدا می‌کند. در مطالعه‌ای اخیر نیز مائو و همکاران [۱۷]، کلسینر یک کارخانه سیمان عربستان سعودی را شبیه‌سازی کردند. در این مطالعه، جریان گاز و ذرات CaO و $CaCO_3$ به‌صورت فازهای پیوسته جدای از هم و قطرات سوخت به‌صورت فاز گسسته در نظر گرفته شده است. در این مطالعه، فازهای پیوسته براساس مدل اویلری و فاز مایع براساس مدل DPM تحلیل شده است. اگرچه تنها دو پارامتر دما و اکسیژن در خروجی به‌عنوان معیارهای سنجش صحت حل بررسی شده‌اند، با این وجود نتایج این مدل‌سازی با داده‌های اندازه‌گیری شده مطابقت خوبی دارد.

نتایج مطالعات انجام‌شده تا به حال، حاکی از توانمندی ابزار عددی برای فهم بهتر فرایندها و در نتیجه بهینه‌سازی مصرف انرژی در کلسینر سیمان است. طبق مرور پیشینه، تا به حال تاثیر سوخت‌های مختلف جامد و گازی در عملکرد کلسینر بررسی شده است، اما تاثیر سوخت مایع و امکان تغییر سوخت مایع به گاز طبیعی و تاثیر این تغییر سوخت بر عملکرد و راه‌های اصلاح مشکلات پیش رو مورد بحث قرار نگرفته است. در این مطالعه، سعی شده است با استفاده از ابزار عددی شرایط عملکردی یک کلسینر سیمان موجود در کشور مطالعه شده و راهکارهایی برای بهینه‌سازی مصرف انرژی، با تغییر سوخت از سوخت مایع به گاز طبیعی در آن، ارائه شود. در بخش اول، مدل‌های استفاده‌شده برای شبیه‌سازی به‌صورت مختصر ارائه شده‌اند. در بخش دوم، هندسه مسئله به‌همراه شرایط مرزی آن توصیف شده است. در بخش بعد، با مقایسه نتایج، استقلال حل از شبکه و صحت مدل‌سازی انجام‌شده بررسی شده است. در بخش نتایج، شرایط عملکردی سیستم مطالعه و مشکلات آن، استخراج و در ادامه پیشنهادهایی برای رفع مشکل ارائه شده است و در نهایت نحوه پیاده‌سازی آن‌ها در کارخانه و حصول نتایج مورد نظر، که همان حذف مصرف مازوت و کاهش مصرف انرژی و به‌تبع آن کاهش آلاینده‌گی است، بررسی شده است.

روش عددی

در مطالعه حاضر، برای شبیه‌سازی جریان گاز-جامد (مواد خام) از دیدگاه اویلر-اویلر و برای در نظر گرفتن ذرات سوخت مایع، از دیدگاه لاگرانژی استفاده شده است.

دینامیک ذرات جامد

در این مطالعه، برای بررسی رفتار ذرات جامد و اندرکش آن‌ها با فاز گازی از دیدگاه اوپلری استفاده شده است و نسبت حجمی فاز جامد در هر سلول از شبکه و اندرکنش فاز جامد و فاز گازی در نظر گرفته شده است. در این روش، معادله پیوستگی طبق رابطه (۱) برای محاسبه نسبت حجمی فاز جامد حل می‌شود.

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{v}_s) = (\dot{m}_{gs} - \dot{m}_{sg}) \quad (1)$$

که در آن، α_s نسبت حجمی فاز جامد، ρ_s چگالی فاز جامد، \vec{v}_s سرعت فاز جامد، جمله $(\dot{m}_{gs} - \dot{m}_{sg})$ تبادل جرم بین دو فاز است که در این فرایند تنها انتقال جرم از فاز جامد به گاز رخ می‌دهد. نسبت حجمی فاز پیوسته (گاز) نیز طبق رابطه (۲) باتوجه به این نکته به دست می‌آید که جمع نسبت حجمی فازها باید یک باشد.

$$\alpha_g = 1 - \alpha_s \quad (2)$$

معادله تکانه نیز برای فاز جامد و گاز به ترتیب طبق روابط (۳) و (۴) حل می‌شوند.

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s \vec{v}_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{v}_s \vec{v}_s) \\ = -\alpha_s \nabla p - \nabla p_s + \nabla \cdot \vec{\tau}_s + \alpha_s \rho_s \vec{g} + K_{gs}(\vec{v}_g - \vec{v}_s) + (\dot{m}_{gs} \vec{v}_{gs} - \dot{m}_{sg} \vec{v}_{sg}) + \alpha_s \vec{S}_{mom,ph3,s} \end{aligned} \quad (3)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g \vec{v}_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{v}_g \vec{v}_g) \\ = -\alpha_g \nabla p + \nabla \cdot \vec{\tau}_g + \alpha_g \rho_g \vec{g} + K_{sg}(\vec{v}_s - \vec{v}_g) + (\dot{m}_{sg} \vec{v}_{sg} - \dot{m}_{gs} \vec{v}_{gs}) + \alpha_g \vec{S}_{mom,ph3,g} \end{aligned} \quad (4)$$

که در این روابط به ترتیب، α_s و α_g نسبت حجمی فاز جامد و گاز، ρ_s و ρ_g چگالی فاز جامد و گاز، \vec{v}_g و \vec{v}_s سرعت فاز جامد و گاز، \vec{g} شتاب جاذبه، τ_s و τ_g تانسور تنش فاز جامد و گاز، جملات $(\dot{m}_{sg} \vec{v}_{sg} - \dot{m}_{gs} \vec{v}_{gs})$ و $(\dot{m}_{gs} \vec{v}_{gs} - \dot{m}_{sg} \vec{v}_{sg})$ نیز تبادل تکانه بین دو فاز ناشی از تبادل جرم است و $\vec{S}_{mom,ph3,g}$ و $\vec{S}_{mom,ph3,s}$ جمله منبع ناشی از فاز مایع در فازهای جامد و گاز است. در معادله فاز جامد، عبارت ∇p_s جمله فشار جامد است که به معادله اضافه می‌شود. همچنین، K_{sg} و K_{gs} ضرایب تبادل تکانه بین دوفاز به واسطه لزجت‌اند.

جمله منبع تکانه ناشی از فاز مایع در فاز جامد و گاز طبق روابط (۵) و (۶) است.

$$S_{mom,ph3,s} = F_D(\vec{v}_p - \vec{v}_s) \frac{\dot{m}_p}{V_p} \quad (5)$$

$$S_{mom,ph3,g} = F_D(\vec{v}_p - \vec{v}_g) \frac{\dot{m}_p}{V_p} \quad (6)$$

که در آن، \vec{v}_p سرعت فاز مایع، \vec{v}_g و \vec{v}_s سرعت فاز جامد و گاز، \dot{m}_p دبی فاز مایع و F_D ضریب پسا است. ضرایب تبادل تکانه بین دوفاز نیز با استفاده رابطه (۷) به دست می‌آید.

$$K_{sg} = K_{gs} = \frac{3}{4} C_D \frac{\alpha_s \alpha_g \rho_g |\vec{v}_g - \vec{v}_s|}{d_s} \alpha_g^{-2.65} \quad (7)$$

در این معادله، d_s قطر ذرات فاز جامد است. ضریب پسا (C_D) نیز از مدل شلرین و نیومان^۱، از رابطه (۷)، محاسبه می‌شوند.

$$C_D = \frac{24 f}{Re}, \quad f = \begin{cases} 1 + 0.15 Re^{0.687} & Re \leq 1000 \\ 0.018 Re & Re \geq 1000 \end{cases} \quad (8)$$

معادله انرژی فاز جامد و گاز نیز طبق روابط (۹) و (۱۰) معرفی می‌شوند.

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s h_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{v}_s h_s) \\ = \alpha_s \frac{Dp_s}{Dt} + \tau_s : \nabla \vec{v}_s - \nabla \cdot \vec{q}_s + Q_{gs} + (\dot{m}_{gs} h_{gs} - \dot{m}_{sg} h_{sg}) + \alpha_s S_{energ,ph3} + \alpha_s R_{energ,s} \end{aligned} \quad (9)$$

1. Schiller and Naumann

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} (\alpha_g \rho_g h_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{v}_g h_g) \\ = \alpha_g \frac{Dp_g}{Dt} + \bar{\tau}_g: \nabla \vec{v}_g - \nabla \cdot \vec{q}_g + Q_{sg} + (\dot{m}_{sg} h_{sg} - \dot{m}_{gs} h_{gs}) + \alpha_g S_{energ,ph3} + \alpha_g R_{energ,g} \end{aligned} \quad (10)$$

که در آن، h_g و h_s آنتالپی مخصوص فاز گاز و جامد، q_g و q_s شار حرارتی فاز گاز و جامد، $Q_{sg(g)}$ شدت تبادل انرژی بین فازها، جملات $(\dot{m}_{gs} h_{gs} - \dot{m}_{sg} h_{sg})$ و $(\dot{m}_{sg} h_{sg} - \dot{m}_{gs} h_{gs})$ انتقال آنتالپی به واسطه انتقال جرم بین دوفاز و جملات $S_{energ,ph3}$ ، $R_{energ,g}$ و $R_{energ,s}$ به ترتیب جملات منبع انتقال انرژی ناشی از فاز دیگر و منبع انرژی شامل واکنش شیمیایی و تشعشع فاز گاز و جامد است. شدت تبادل انرژی بین دو فاز نیز با استفاده از مدل گان^۱ با مدل سازی ضریب ناسلت (Nu_s) مطابق معادله (۱۱) محاسبه می‌شود.

$$Nu_s = (7 - 10\alpha_f + 5\alpha_f^2)(1 + 0.7Re_s^{0.2}Pr^{1/3}) + (1.33 - 2.4\alpha_f + 1.2\alpha_f^2)Re_s^{0.7}Pr^{1/3} \quad (11)$$

که در آن، Re_s عدد رینولدز نسبی فاز جامد و Pr عدد پرانتل است. جمله منبع انرژی ناشی از فاز مایع در دو فاز دیگر نیز طبق رابطه (۱۲) است.

$$S_{energ,ph3} = \frac{\dot{m}_{p,0}}{m_{p,0}} \frac{1}{\bar{v}_p} \left[\frac{dm_p}{dt} (H_{lat,ref}) - m_p c_p \frac{dT_p}{dt} - c_p T_p \frac{dm_p}{dt} \right] \quad (12)$$

که در آن، $H_{lat,ref}$ گرمای نهان قطرات در شرایط استاندارد و c_p ظرفیت گرمایی قطرات است. معادله انتقال گونه‌ها نیز طبق روابط (۱۳) و (۱۴) برای فاز جامد و گاز به کار گرفته می‌شود.

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_s \rho_s Y_{i,s}) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{v}_s Y_{i,s}) = -\alpha_s \nabla \cdot \vec{J}_{i,s} + (\dot{m}_{gs} Y_{i,s} - \dot{m}_{sg} Y_{i,s}) + R_{spec,i,s} \quad (13)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_g \rho_g Y_{i,g}) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{v}_g Y_{i,g}) = -\alpha_g \nabla \cdot \vec{J}_{i,g} + (\dot{m}_{sg} Y_{i,g} - \dot{m}_{gs} Y_{i,g}) + S_{spec,ph3,i,g} + R_{spec,i,g} \quad (14)$$

که در آن، $Y_{i,g}$ و $Y_{i,s}$ نسبت جرمی گونه i در فاز جامد و گاز، $\vec{J}_{i,s}$ و $\vec{J}_{i,g}$ دبی پخشی مربوط به گونه i در فاز جامد و گاز و جملات $S_{spec,ph3,i,g}$ ، $R_{spec,i,g}$ و $R_{spec,i,s}$ به ترتیب جمله منبع گونه i ناشی از فاز دیگر در فاز گاز و واکنش فاز گازی و جامد است. جمله منبع گونه‌ها ناشی از فاز مایع در فاز گاز طبق رابطه (۱۵) است.

$$S_{spec,ph3,i,g} = \frac{dm_p}{dt} \frac{\dot{m}_{p,0}}{m_{p,0}} \frac{1}{\bar{v}_p} Y_i \quad (15)$$

دینامیک قطرات

رفتار و اندرکنش فاز مایع (قطرات سوخت مازوت) و گاز در این مطالعه از دیدگاه اویلر-لاگرانژی مدل سازی شده است. طبق این دیدگاه، مسیر قطرات با انتگرال گیری زمانی با گام‌های زمانی مشخص از معادله حرکت متناظرشان طبق رابطه (۱۶) محاسبه می‌شود.

$$\frac{d\vec{v}_p}{dt} = \alpha_s F_D (\vec{v}_s - \vec{v}_p) + \alpha_g F_D (\vec{v}_g - \vec{v}_p) + \alpha_g \bar{g} \frac{\rho_p - \rho_g}{\rho_p} + \alpha_s \bar{g} \frac{\rho_p - \rho_s}{\rho_p} \quad (16)$$

که در آن، \vec{v}_p سرعت فاز مایع، \vec{v}_g و \vec{v}_s سرعت فاز جامد و گاز، ρ_p چگالی فاز مایع و ρ_g و ρ_s چگالی فاز جامد و گازند و برای قطرات کروی، ضریب پسا در تابع پسا (F_D) از مدل مرسی و الکساندر^۲ محاسبه می‌شود. همچنین، تغییرات جرم و دمای قطرات در فاز گسسته طبق معادلات رابطه (۱۷) دسته‌بندی می‌شوند.

1. Gunn
2. Morsi and Alexander

$$\left\{ \begin{array}{l} T_p < T_{vap} \text{ یا } m_p \leq (1 - f_{v,0})m_{p,0} \rightarrow \begin{cases} m_p c_p \frac{dT_p}{dt} = h_c A_p (T_\infty - T_p) + \varepsilon_p A_p \sigma (\theta_R^4 - T_p^4) \\ \frac{dm_p}{dt} = 0 \end{cases} \\ T_{vap} \leq T_p < T_{bp} \text{ و } m_p > (1 - f_{v,0})m_{p,0} \rightarrow \begin{cases} m_p c_p \frac{dT_p}{dt} = h_c A_p (T_\infty - T_p) - \frac{dm_p}{dt} h_{fg} + \varepsilon_p A_p \sigma (\theta_R^4 - T_p^4) \\ \frac{dm_p}{dt} = k_c A_p \rho \ln(1 + B_m) \end{cases} \\ T_p \geq T_{bp} \text{ و } m_p > (1 - f_{v,0})m_{p,0} \rightarrow \begin{cases} \frac{dT_p}{dt} = 0 \\ \frac{dm_p}{dt} h_{fg} = h_c A_p (T_\infty - T_p) + \varepsilon_p A_p \sigma (\theta_R^4 - T_p^4) \end{cases} \end{array} \right. \quad (17)$$

که در این رابطه، T_p دمای قطرات و T_{vap} دمای تبخیر، T_{bp} دمای نقطه جوش، $f_{v,0}$ نسبت فراریت، h_c ضریب انتقال حرارت همرفتی، A_p سطح قطره، ε_p ضریب انتشار، σ ثابت بولتزمن، θ_R دمای تشعشع، h_{fg} آنتالپی تبخیر، k_c ضریب انتقال جرم است.

واکنش کلسیناسیون

مکانیزم واکنش کلسیناسیون در رابطه (۱۸) آمده است و برای مدل سازی واکنش از مدل آرنیوسی استفاده شده است.



که در معادله آرنیوسی، انرژی فعال سازی $10^4 \times 2/5$ و ضریب پیش فاکتور در این معادله $10^8 \times 3/81$ فرض شده است.

مدل سازی احتراق

در این پژوهش، از مدل احتراقی نرخ محدود/اضمحلال گردابی^۱ استفاده شده است. در این مدل، نرخ واکنش شیمیایی نرخ محدود از مدل آرنیوس طبق رابطه (۱۹) محاسبه می شود.

$$R_{i,r} = MW_i (v''_{i,r} - v'_{i,r}) \left(k_{f,r} \prod_{j=1}^N [X_{j,r}]^{\eta'_{j,r}} - k_{b,r} \prod_{j=1}^N [X_{j,r}]^{\eta''_{j,r}} \right) \quad (19)$$

که در آن، $R_{i,r}$ نرخ واکنش گونه i در واکنش r ، MW_i جرم مولکولی گونه، $v'_{i,r}$ و $v''_{i,r}$ به ترتیب ضریب استوکیومتری گونه i در واکنش دهنده ها و فرآورده ها، $k_{f,r}$ و $k_{b,r}$ ثابت نرخ واکنش رفت و برگشت، $[X_{j,r}]$ غلظت گونه j ، $\eta'_{j,r}$ و $\eta''_{j,r}$ نمای نرخ واکنش اند.

همچنین نرخ واکنش از نرخ اختلاط (مدل اضمحلال گردابی)^۲ طبق رابطه (۲۰) محاسبه می شود.

$$R_{i,r} = \min(R_{i,r,1}, R_{i,r,2}) \rightarrow \begin{cases} R_{i,r,1} = v'_{i,r} MW_i A_p \rho \frac{\varepsilon}{k} \min\left(\frac{Y_R}{v'_{i,r} MW_R}\right) \\ R_{i,r,2} = v'_{i,r} MW_i A B \rho \frac{\varepsilon}{k} \frac{\sum Y_P}{\sum_j v'_{j,r} MW_j} \end{cases} \quad (20)$$

که A و B ثوابت مدل، ε نرخ اضمحلال، k انرژی جنبشی آشفته و Y_R و Y_P نسبت جرمی واکنش دهنده ها و فرآورده ها است. نرخ واکنش کلی کمترین نرخ از این دو مدل است. نرخ تولید انرژی و گونه ها به صورت جمله منبع در معادلات بقا ظاهر می شوند. جمله منبع یک گونه، جمع نرخ تولید-مصرف آن گونه در همه واکنش هاست که در رابطه (۲۱) ارائه شده است.

$$R_i = \sum_{r=1}^{N_R} R_{i,r} \quad (21)$$

جمله منبع انرژی ناشی از واکنش نیز طبق رابطه (۲۲) محاسبه می شود.

1. Finite-Rate/Eddy-Dissipation
2. Eddy-Dissipation

$$R_{\text{energ,react}} = - \sum_i \frac{h_i^0}{MW_i} R_i \quad (22)$$

که h_i^0 آنتالپی تشکیل گونه i است.

در این مدل‌سازی، از مکانیزم دومرحله‌ای برای احتراق متان و مکانیزم یک‌مرحله‌ای برای اتان و مازوت گازی مطابق رابطه (23) استفاده شده است.



برای مدل‌سازی رفتار آشفته جریان، از مدل اغتشاشی $k - \varepsilon$ *realizable* استفاده شده است و برای مدل‌سازی انتقال حرارت تشعشی، مدل DO¹ به کار برده شده است. چگالی گاز نیز با مدل گاز ایدئال تراکم‌ناپذیر مدل‌سازی شده است.

هندسه و شرایط مرزی

کارخانه سیمان هرمزگان، دارای دو خط تولید است که از تکنولوژی FCB² بهره می‌برد. در این تکنولوژی، که در مقدمه نیز مختصراً معرفی شد، کلساینر در حقیقت یک سیکلون است و مواد خام از دو مسیر وارد جریان هوای داغ می‌شوند. مواد خام اول در مجرای رایزر که گازهای داغ کوره در آن جریان دارند (کلسیناسیون مقدماتی به صورت جزئی در آن رخ می‌دهد) و دوم در محفظه کلساینر، که هوای ثالثیه به آن تزریق می‌شود (کلسیناسیون مقدماتی در آن کامل می‌شود)، وارد می‌شوند. در این پیکربندی، مواد بیشتر در کناره دیواره‌ها تجمع داشته و به علت واکنش گرماگیر کلسیناسیون دما در نزدیکی دیواره کمتر از سایر نقاط است. احتراق نیز در ناحیه مرکزی کلساینر انجام می‌شود. همچنین، برخلاف سایر طراحی‌ها، در طراحی FCB، کلساینر با هوای داغ تغذیه می‌شود که به صورت هوای ثالثیه از خنک‌کننده‌های کوره دوار استخراج شده و به صورت شعاعی و از طریق محفظه‌ای به نام ورتکس³ معمولاً وارد کلساینر می‌شوند. این کار باعث می‌شود جریان داغ هوای ثالثیه زمان بیشتری داخل کلساینر باقی مانده و در نتیجه طول کلساینر کوچک‌تر می‌شود. در طراحی FCB، جانمایی اجزا به صورت‌های مختلفی می‌تواند باشد. تعداد پیش‌گرمکن‌ها در طراحی FCB متفاوت است و وابسته به نیاز حرارتی برای خشک‌کردن مواد خام است [18].

هرکدام از خطوط سیمان هرمزگان دارای یک پیش‌گرمکن پنج‌مرحله‌ای است و ظرفیت خوراک خام آن‌ها ۲۲۵ تن بر ساعت است. کلساینرها ۸۶٪ گاز طبیعی و ۱۴٪ مازوت می‌سوزانند و قیمت کمتر گاز طبیعی نسبت به مازوت انگیزه‌ای برای حرکت به سمت استفاده ۱۰۰٪ از گاز طبیعی است. در این مطالعه، احتراق سوخت مایع و گاز و فرایند کلسیناسیون در کلساینر سیمان هرمزگان با هدف حذف مصرف سوخت مایع (مازوت) و کاهش مصرف انرژی و به تبع آن کاهش آلاینده‌گی مطالعه شده است. هندسه کلساینر، با ارتفاع ۳۰ متری و قطر میانگین محفظه کلساینر ۸ متر، ۴ مشعل دارد که یکی از آن‌ها از مازوت استفاده می‌کند. مشعل‌ها توانی در حدود ۲۰ MW دارند. محل قرارگیری مشعل‌ها و ورودی‌های مواد خام در شکل ۲ نشان داده شده است. در مطالعه حاضر، اکثر جزئیات مربوط به کلساینر و مولفه‌های آن در شبیه‌سازی عددی لحاظ شده است. در این کلساینر، مشعل‌ها در بالای محفظه حلقوی قرار گرفته‌اند و سه ورودی جداگانه دارند. از قسمت مرکزی، سوخت مایع پاشیده می‌شود و از دو مسیر اطراف، سوخت گازی و هوا به صورت پیچشی⁴ تزریق می‌شوند. همچنین، مواد خام از طریق دو ورودی مواد در مجرای رایزر⁵ و کلساینر به داخل کلساینر تزریق می‌شود. ورودی اولیه گازها به کلساینر نیز در پایین‌ترین نقطه

1. Discrete Ordinates
2. Fives-Cail Babcock Prealcaliner
3. vortex
4. Swirled
5. Riser duct

در نزدیکی خروجی کوره دوار قرار دارد که اندازه‌گیری توزیع دما، توزیع گونه‌ها و سرعت جریان در آن نقطه انجام شده است. هوای ثالثیه، که همان هوای حاصل از خنک‌کاری مواد خروجی از کوره دوار (یا محصولات گرم) است، از طریق مجرای هوای ثالثیه^۱ به کلساینر تزریق می‌شود و مشخصات هوای ورودی در محل تزریق اندازه‌گیری شده‌اند.

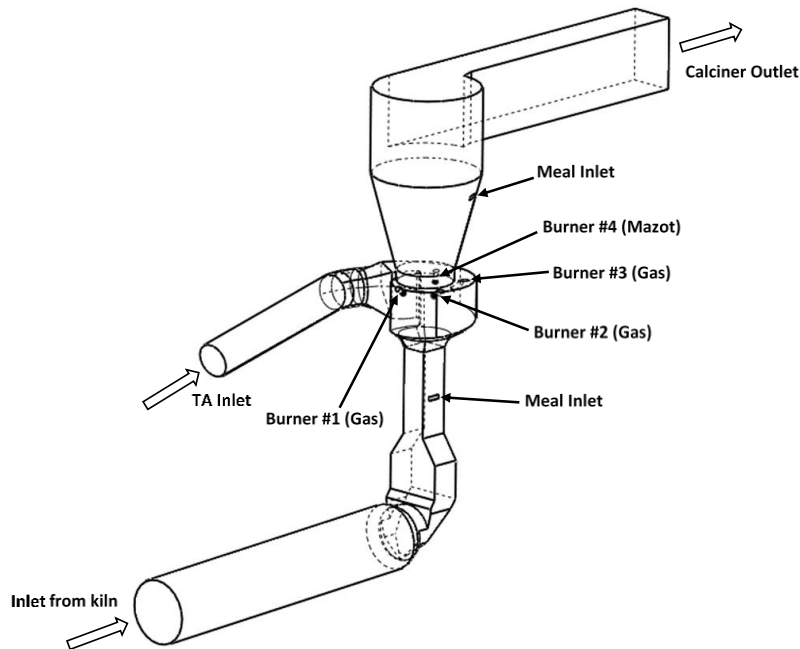


Figure 2- Calciner Geometry and arrangement of burners and inlets
شکل ۲- هندسه کلساینر و محل قرارگیری مشعل‌ها و ورودی‌ها

برای شبیه‌سازی دینامیک سیالاتی مسئله، از نرم‌افزار Fluent 17.2 استفاده شده است. هندسه کلساینر با ۵۸۰۰۰۰۰ سلول حجم کنترل با تمرکز در نقاط حساس (نزدیکی مشعل‌ها و محل ورود مواد) شبکه‌بندی شده است و مسئله به صورت معادلات سرعت-فشار جفت‌شده^۲ حل شده است. شرایط مرزی مسئله با استفاده از اندازه‌گیری‌های انجام‌شده در سایت و انجام بالانس جرم و انرژی محاسبه شده است. مشخصات هوای ورودی از کوره، مسیر هوای ثالثیه و همچنین مواد ورودی در جدول ۱ ارائه شده است.

جدول ۱- شرایط مرزی ورودی

Table 1- Inlet boundary conditions

Boundary Name	Unit	Flow Rate	Temperature (°C)
Tertiary air	Nm ³ /hr.	64,062	872
Kiln and Riser Flue Gas	Nm ³ /hr.	78,688	1100
Meal Inlet	t/hr.	248.269	813

مواد خام داغ به نسبت ۷۰٪ و ۳۰٪ به ترتیب بین ورودی‌های کلساینر و رایزر تقسیم می‌شوند. دیواره‌ها نیز شامل لایه‌هایی از آجر نسوز با ویژگی‌های ترمودینامیکی مختلف‌اند که برای محاسبه انتقال حرارت از کلساینر در نظر گرفته شده‌اند. به همین منظور، دمای سطح بیرونی به وسیله ترمومتر فروسرخ اندازه‌گیری شده است که به‌عنوان شرایط مرزی حرارتی در شبیه‌سازی عددی استفاده شده است. شکل ۳ شرایط مرزی دیواره‌های مختلف را نشان می‌دهد.

1. TA Inlet
2. Coupled

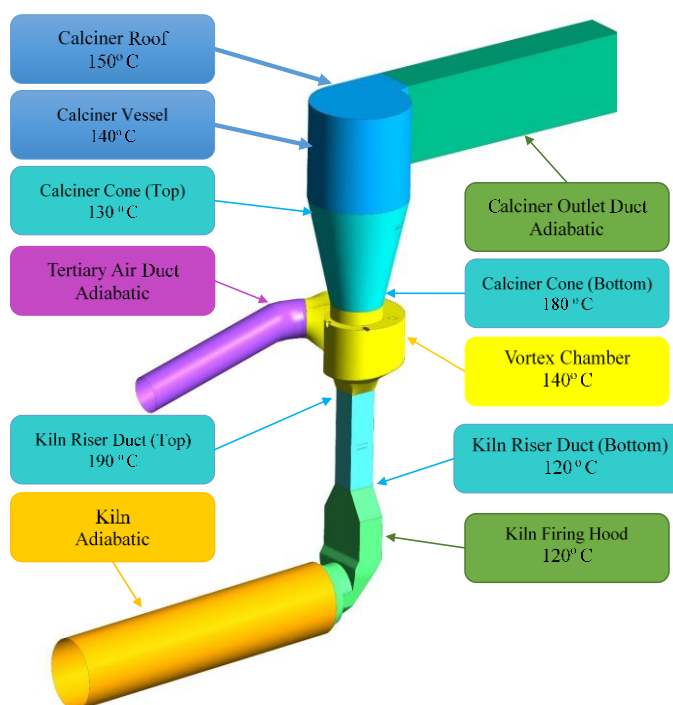


Figure 3- Calciner shell Temperature

شکل ۳- دمای سطوح خارجی کلساینر

در شرایط کارکردی اولیه (استفاده از مازوت و گاز طبیعی)، سه مشعل به صورت کامل از گاز استفاده می‌کنند و یک مشعل از مازوت استفاده می‌کند. شرایط عملکردی مشعل‌ها در جدول ۲ خلاصه شده است.

جدول ۲- شرایط عملکردی مشعل‌ها در شرایط کارکردی اولیه (مازوت و گاز طبیعی)

Table 2- Burner Operating Condition in Base Case (Mazot & Natural Gas)

Burner	Volume Flow Rate		
	Primary Air (Nm ³ /hr.)	Natural gas (Nm ³ /hr.)	Mazot (lit/hr.)
#1	1,173	2,427	0
#2	1,173	2,427	0
#3	1,173	2,427	0
#4	1,173	0	1,050
Total	4,692	7,281	1,050

استقلال از شبکه و صحت‌سنجی مدل‌سازی

برای سنجش استقلال از شبکه مسئله، مهم‌ترین خروجی مسئله، که همان درجه کلسیناسیون است، در نظر گرفته شده است. جدول ۳ تاثیر تعداد شبکه محاسباتی بر درجه کلسیناسیون را نشان می‌دهد. شایان ذکر است که مقدار کلسیناسیون وابسته به نسبت جرمی کلسیم کربنات (Y_{CaCO_3}) است و با دو پارامتر درجه کلسیناسیون و LOI سنجیده می‌شود که طبق معادلات (۲۴) و (۲۵) تعریف می‌شوند.

$$LOI = 44 \times Y_{CaCO_3} \quad (24)$$

$$Calcination Degree = 100 \times \left(1 - \frac{0.65 \times LOI}{35 \times (100 - LOI)} \right) \quad (25)$$

جدول ۳- استقلال از شبکه

Table 3- Grid Independency

Number of elements	Calcination Degree
2 800 000	80.165
5 800 000	82.88
8 200 000	83.546
11 600 000	83.75

بررسی‌ها نشان می‌دهد که ۵۸۰۰۰۰۰ شبکه محاسباتی برای شبیه‌سازی مسئله حاضر کافی است. برای اطمینان از صحت مدل‌سازی انجام‌شده، جدول ۴ خروجی‌های اصلی شبیه‌سازی (دما و مقدار کلسیناسیون) در شرایط اولیه پیش‌بینی‌شده توسط شبیه‌سازی‌های عددی را با داده‌های اندازه‌گیری‌شده در سایت مقایسه می‌کند. نتایج این جدول نشان می‌دهد که شبیه‌سازی‌های عددی دمای خروجی کلساینر را با ۲/۶٪ خطا پیش‌بینی کرده است، اما در پیش‌بینی LOI، ۱۹٪ خطا وجود دارد. این مقدار خطا مربوط به محل اندازه‌گیری این پارامتر است. در شبیه‌سازی‌های عددی، این پارامتر در خروجی کلساینر محاسبه شده است، در حالی که در اندازه‌گیری‌ها این پارامتر براساس داده‌های ثبت‌شده در خروجی سیکلون ۵ (مطابق شکل ۱) محاسبه شده است. با توجه به اینکه سیکلون ۵ در پایین‌دست خروجی کلساینر قرار دارد، انتظار می‌رود که بخشی از فرایند کلسیناسیون در طول این مسیر انجام شود که منجر به کاهش LOI می‌شود. شایان ذکر است که ثبت داده‌ها در خروجی کلساینر غیرممکن است و از طرفی شبیه‌سازی کل مسیر خروجی کلساینر تا سیکلون ۵، به دلیل هزینه محاسباتی بسیار بالا، امکان‌پذیر نیست.

جدول ۴- مقایسه نتایج شبیه‌سازی و داده‌های اندازه‌گیری‌شده

Table 4- Comparison of simulation results and site survey data

Properties	Simulation	Experimental
Calciner Outlet Temperature (°C)	975	950
Calciner Outlet LOI (%)	7.74	6.68

نتایج و بحث

تصویر ۴ توزیع مکانی نسبت مولی گونه‌های CH_4 و CO (برحسب PPM) را در صفحات مختلف کلساینر و مجرای رایزر به تصویر می‌کشد. نتایج نشان می‌دهند که نسبت مولی CH_4 در نواحی پایین‌دست کلساینر نسبتاً زیاد است. بنابراین، انتظار می‌رود که مقدار زیادی هیدروکربن نسوخته در خروجی کلساینر وجود داشته باشد. اندازه‌گیری‌های انجام‌شده در سایت این مهم را تایید می‌کند.

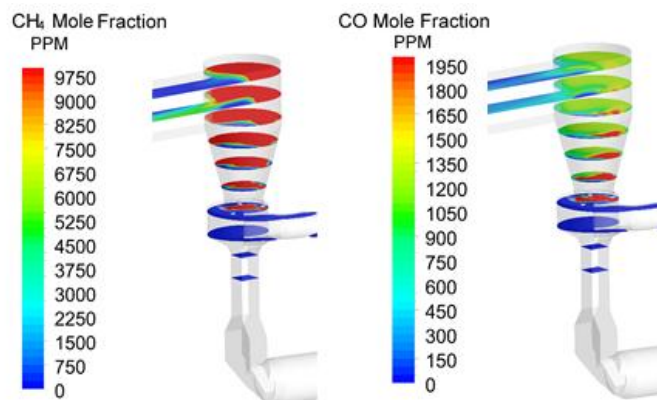


Figure 4- Spatial Distributions of CH_4 and CO Mole Fractions - the Base Case (Mazot & natural)

شکل ۴- توزیع مکانی نسبت مولی CH_4 و CO - شرایط اولیه (گاز و مازوت)

شکل ۵ توزیع مکانی نسبت مولی اکسیژن در هندسه محاسباتی را نشان می‌دهد. نتایج نشان می‌دهد که مقدار اکسیژن موجود در جریان سیال بسیار اندک است. این کمبود اکسیژن موجب احتراق ناقص سوخت و به‌جاماندن حجم زیادی از هیدروکربن‌های نسوخته و گاز مونواکسیدکربن است.

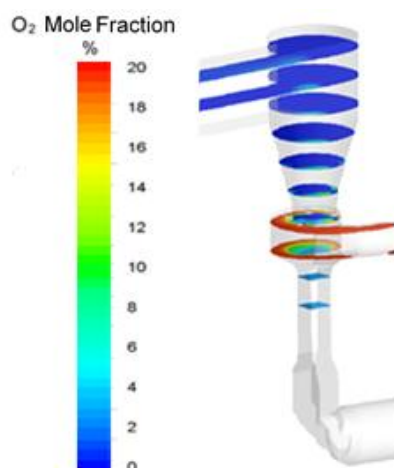


Figure 5- Spatial Distribution of O₂ Mole Fraction - the Base Case (Mazot & natural)
شکل ۵- توزیع مکانی نسبت مولی O₂ - شرایط کارکرد اولیه (گاز و مازوت)

به‌منظور بررسی نمایی کلی از فرایند کلسیناسیون، شکل ۶ توزیع ذرات مواد در داخل کلساینر را نشان می‌دهد. در این شکل، ذرات مواد با درجه کلسیناسیون رنگ‌آمیزی شده است. همان‌طور که نتایج نشان می‌دهد، ذرات به‌تدریج در راستای عمودی در کلساینر کلسینه می‌شود. در نهایت این فرایند در بخش پایانی کلساینر تقریباً کامل می‌شود.

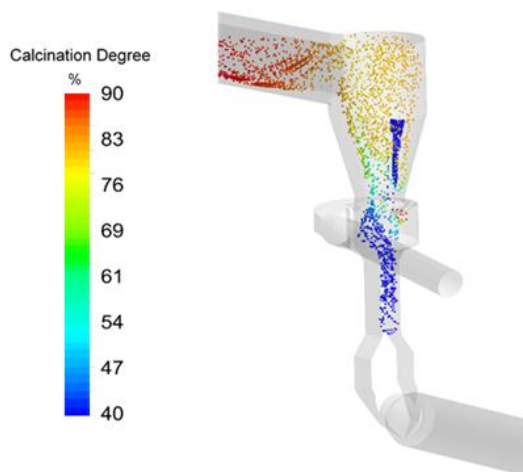


Figure 7- Meal Flow Path Lines Colored by Calcination Degree - the Base Case (Mazot & natural gas)
شکل ۷- خط سیر مواد رنگ‌شده با درجه کلسیناسیون - شرایط کارکرد اولیه (گاز و مازوت)

شکل ۸ خط سیر جریان گاز ورودی از کوره و هوای ثالثیه را نشان می‌دهد که با نسبت مولی CH₄ رنگ شده است. همان‌طور که تصویر نشان می‌دهد، یک گردابه بزرگ داخل کلساینر و نزدیک ورودی مواد خام در کلساینر (بین مشعل‌های ۱، ۲ و ۳) وجود دارد. این گردابه کمک می‌کند که واکنش‌دهنده‌های واردشده به کلساینر با محصولات داغ حاصل از احتراق

ناحیه پایین دست تماس بیشتری داشته و در نتیجه بهتر بسوزند. شرایط حاضر وقتی مناسب است که مازوت حذف نشده است. هرچند، اگر مازوت حذف شود و معادل آن از گاز طبیعی استفاده شود، همه شرایط تغییر کرده و اکسیدکننده برای سوزاندن سوخت بسیار کم خواهد بود و CO افزایش خواهد یافت که نشان دهنده انجام نشدن کامل احتراق و وجود احتراق ناقص، به دلیل کمبود اکسیدکننده، است. افزایش CO در صورت حذف سوخت مازوت در کارخانه نیز مشاهده شده است و برای پایدار شدن سیستم و کاهش CO و عملکرد مناسب کلساینر، مشابه حالتی که مازوت مصرف می شود، مجبور به کاهش تزریق مواد خام و در نتیجه کاهش تولید شده اند که نامطلوب است. علت افزایش آلاینده ها و کاهش بازده کلساینر با تغییر سوخت در همین شرایط آن است که گاز نسبت به مازوت سرعت پخش بالاتری دارد و کمتر تحت تاثیر جاذبه قرار می گیرد. بنابراین، گاز طبیعی به سرعت از ناحیه نزدیک به مشعل ها فرار کرده و در فضای بالاتری از کلساینر شروع به احتراق می کند که این امر باعث می شود، در گردابه مطرح شده در شکل زیر، گاز نسوخته بیشتری وجود داشته باشد که بسیار خطرناک نیز است و حتی در صورت وقوع احتراق می تواند منجر به انفجار و آسیب شود. پس، باید شرایط به گونه ای فراهم شود که در حالت استفاده ۱۰٪ از گاز طبیعی، احتراق در داخل کلساینر به صورت کامل رخ داده و محصولات احتراق ناقص در پایین دست کلساینر وجود نداشته باشند.

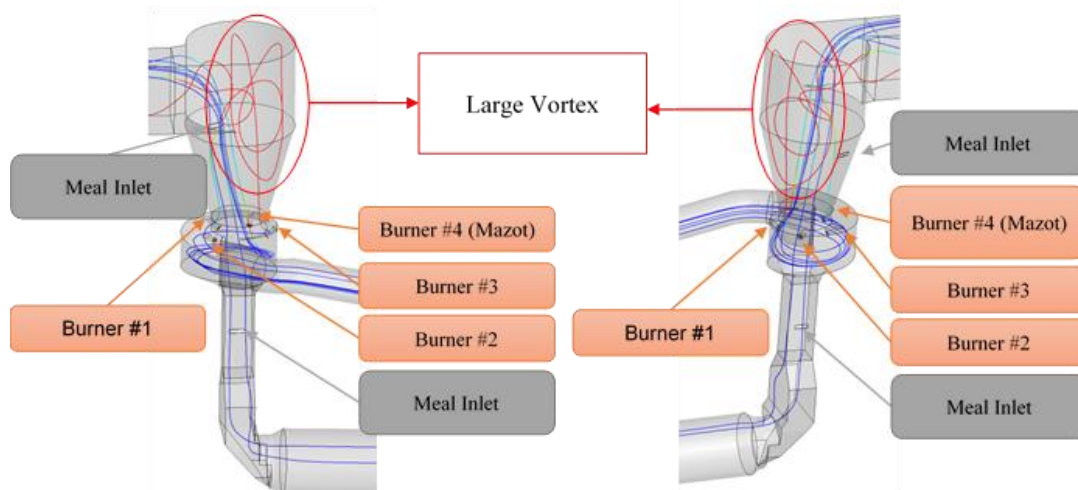


Figure 8- Flow Path Lines from the Burner Colored by CH₄ Mole Fraction - the Base Case (Mazot & Natural Gas)
 شکل ۸ - خطوط سیر جریان از مشعل های رنگ شده با نسبت مولی CH₄ - شرایط اولیه (گاز و مازوت)

در تلاش برای رفع مشکلات موجود در کلساینر کارخانه سیمان هرمزگان، ۲۴ حالت پیشنهادی شبیه سازی شد تا موثرترین اصلاحات برای کاهش سوخت نسوخته و همچنین مصرف سوخت در کلساینر ارزیابی شوند. اصلاحات پیشنهادی شامل بهینه سازی جانمایی مشعل ها، شکل مشعل ها و اضافه کردن هوای اضافی به کلساینر است. جهت اختصار موثرترین حالات در این مقاله ارائه می شوند که شامل موارد زیر است:

- حالت پیشنهادی اول (PC1): اضافه کردن یک فن هوای اضافی به مشعل (شکل ۹)
 - حالت پیشنهادی دوم (PC2): اضافه کردن یک فن هوای اضافی و یک مشعل به مشعل ها و رایزر داکت (شکل ۱۰).
- مشعل پیشنهادی برای این حالت ساخت شرکت FCT^۱ است که از ابعاد بسیار کوچک و هزینه نصب و راه اندازی بسیار پایین برخوردار است.

1. FCT combustion Delivering Performance

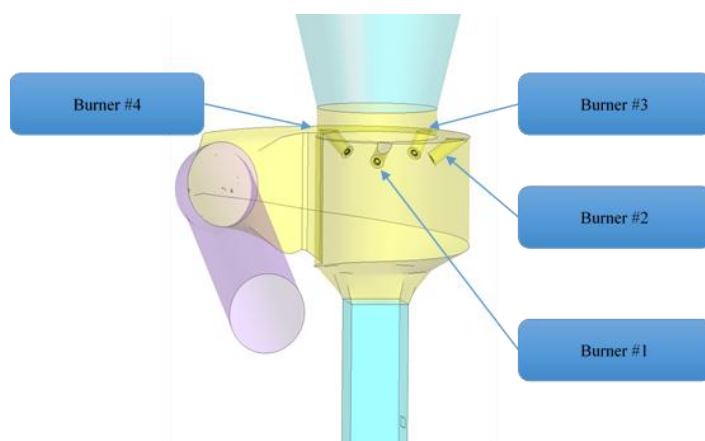


Figure 9- Proposed Cases 1
شکل ۹- راه حل پیشنهادی ۱

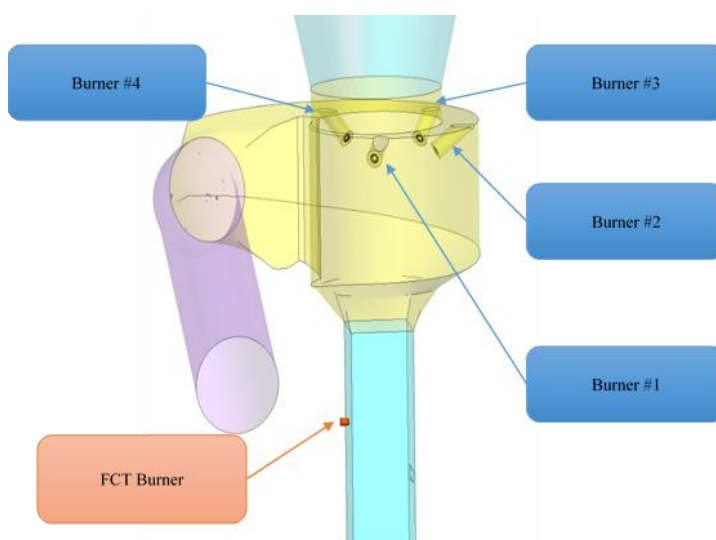


Figure 10- Proposed Cases 2
شکل ۱۰- راه حل پیشنهادی ۲

شرایط عملکردی مشعل‌ها در حالت‌های پیشنهادی در جدول ۵ خلاصه شده‌اند. همان‌طور که قبلاً ذکر شد، یکی از اهداف اصلی پژوهش حاضر حذف مصرف مازوت در کلساینر است. برای رسیدن به این هدف، سوخت مایع با گاز طبیعی جایگزین شده است، به طوری که نرخ کلی مصرف حرارت کلساینر ثابت بماند.

جدول ۵- شرایط عملکردی مشعل‌ها در شرایط پیشنهادی
Table 5- Burner Operating Condition in the Proposed Cases

Burner	Volume Flow Rate			
	PC#1		PC#2	
	Primary Air (Nm ³ /hr.)	Natural gas (Nm ³ /hr.)	Primary Air (Nm ³ /hr.)	Natural gas (Nm ³ /hr.)
Burner #1	1,923	2,000	1,923	1,838
Burner #2	1,923	2,000	1,923	1,837
Burner #3	1,923	2,000	1,923	1,837
Burner #4	1,923	2,000	1,923	1,837
New Burner #1	0	0	0	800
Total	7,692	8,000	7,692	8,149

شکل‌های ۱۱ و ۱۲ توزیع مکانی نسبت مولی CO و CH₄ را در مقاطع مختلف کلساینر در شرایط کارکردی اولیه و شرایط پیشنهادی نشان می‌دهند. نتایج حاکی از آن است که در تمام شرایط پیشنهادی، در مقایسه با حالت اولیه، سوخت در نواحی پایین دست کلساینر سریع تر واکنش داده و نسبت مولی CO در نواحی پایین دست کلساینر در شرایط پیشنهادی نسبت به شرایط کارکردی اولیه به شدت کمتر است. بنابراین، می‌توان نتیجه گرفت که فرایند احتراق در شرایط پیشنهادی بسیار بهتر انجام شده و احتراق کاملی رخ می‌دهد. براساس جدول ۵، هر دو شرایط پیشنهادی، نه تنها مصرف سوخت را ۵ تا ۶٪ نسبت به شرایط اولیه کاهش می‌دهد، بلکه این دو شرایط باعث کاهش ۹۸ تا ۹۹٪ نسبت مولی هیدروکربن نسوخته و CO در کلساینر می‌شوند.

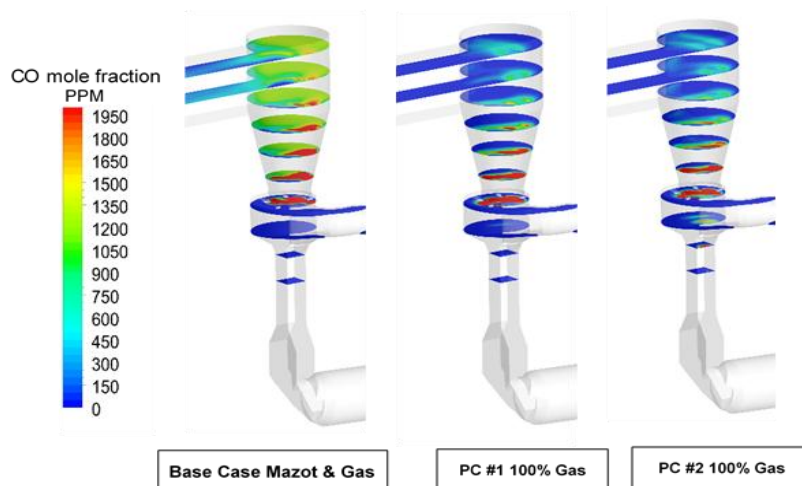


Figure 11- Spatial Distributions of CO Mole Fraction - Base and Proposed cases
 شکل ۱۱- توزیع مکانی نسبت مولی CO - شرایط اولیه و پیشنهادی

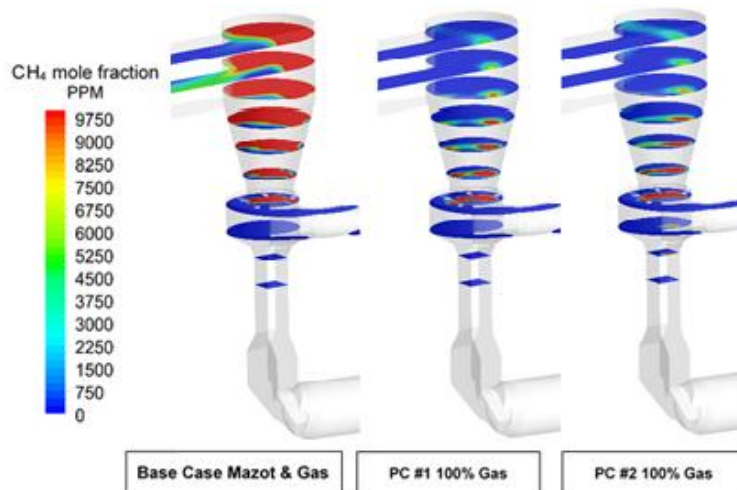


Figure 12- Spatial Distributions of CH₄ Mole Fraction - Base and Proposed cases
 شکل ۱۲- توزیع مکانی نسبت مولی CH₄ - شرایط اولیه و پیشنهادی

در شکل ۱۳، توزیع مکانی سرعت محوری در مقاطع مختلف از دامنه حل نشان داده شده است. علی‌رغم تفاوت‌های اندک بین شرایط کارکرد اولیه و شرایط پیشنهادی، توزیع سرعت در همه شرایط مورد مطالعه مشابه به نظر می‌رسد. بنابراین، می‌توان نتیجه گرفت که اصلاحات پیشنهادی تاثیری بر زمان اقامت ندارند.

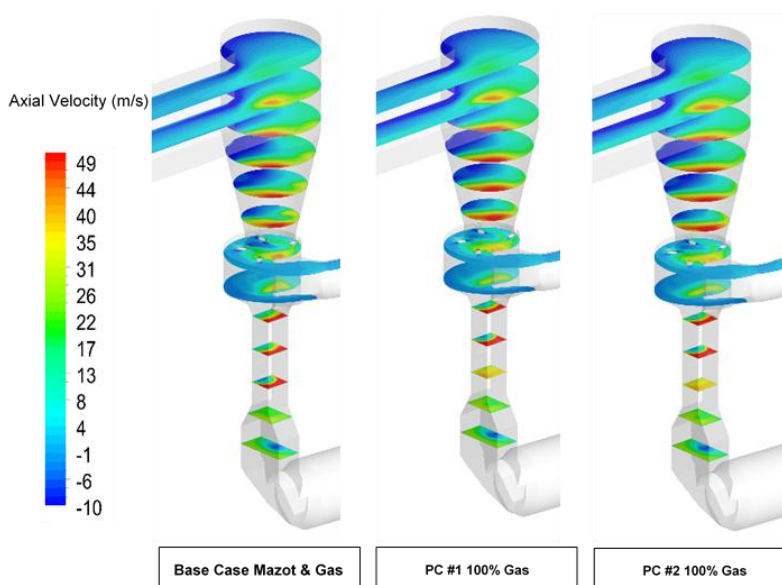


Figure 13- Spatial Distributions of Axial Velocity - the Base and Proposed Cases

شکل ۱۳- توزیع مکانی سرعت محوری - شرایط اولیه و پیشنهادی

برای مقایسه کمی شرایط مورد مطالعه، مهم‌ترین ویژگی‌های میدان جریان واکنشی و مواد خام در خروجی کلساینر به صورت خلاصه در جدول ۶ ارائه شده‌اند. نتایج نشان می‌دهند که مشخصه‌های احتراق در شرایط پیشنهادی به صورت محسوسی بهبود یافته، در حالی که در این اصلاحات درجه کلسیناسیون تقریباً ثابت می‌ماند. کاهش آلاینده‌های ناشی از هیدروکربن‌های نسوخته و CO در خروجی کلساینر در شرایط پیشنهادی، در مقایسه با شرایط کارکردی اولیه، نشانه بهبود احتراق است. نتایج نشان می‌دهند که هیدروکربن‌های نسوخته به ترتیب ۹۸ و ۹۹٪ در شرایط پیشنهادی ۱ و ۲ نسبت به شرایط اولیه کاهش می‌یابند. جالب‌تر آن است که مصرف سوخت در شرایط پیشنهادی ۱ و ۲، به ترتیب ۶ و ۵٪ نسبت به شرایط اولیه کاهش می‌یابد. این صرفه‌جویی در مصرف سوخت هزینه‌های مربوط به انرژی کارخانه را به شدت کاهش می‌دهد.

جدول ۶- خلاصه نتایج شرایط اولیه و پیشنهادی

Table 6- Summary of Base and Proposed Cases

Properties	Base Case (Mazot + Natural Gas)	PC#1 (100% Natural gas)	PC#2 (100% Natural gas)
Fresh Feed Rate (t/h)	225	225	235
Natural gas (Nm ³ /h)	7280	8000	8149
Mazot (L/h)	1050	0	0
Calciner Outlet Temperature (°C)	975	970	952
Calciner Outlet LOI (%)	7.74	8.11	7.83
Calcination Degree @ Calciner Outlet (%)	84.4	83.53	82.56
C ₁₉ H ₃₀ (Mazot) Mole Fraction (ppmv)	0	0	0
CH ₄ Mole Fraction (ppm)	2174	<500	<100
C ₂ H ₆ Mole Fraction (ppmv)	<10	<10	<10
CO Mole Fraction (ppmv)	479	24	29
O ₂ Mole Fraction (%)	0.85	1.33	1.36
Fuel Consumption (as compared to base case (100% Natural gas))	-	-6%	-5%
Unburnt Fuel (as compared to base case (N.G. and Mazot))	-	-98%	-99%

از بین راه‌حل‌های ارائه‌شده، بنابه تصمیم کارخانه، راه‌حل اول انتخاب و اجرا شد. در این راه‌حل، یک فن، که به صورت کمکی در سایت وجود داشت، به لوله هوای اولیه کلساینر متصل شد. نتایج اصلاحات انجام‌شده در حذف سوخت مازوت و کاهش شدت مصرف انرژی در شکل ۱۴ و ۱۵ نشان داده شده است. نتایج رسم‌شده در این دو نمودار حاصل یک ماه

اندازه‌گیری پس از اجرای طرح در محل کارخانه است. پیاده‌سازی این تغییرات زمان‌بر بوده و مازوت به تدریج حذف شد. در شکل ۱۴، نرخ مصرف مازوت و نرخ تولید نشان داده شده‌اند. نتایج نشان می‌دهد که طی مدت یک ماه، سوخت مازوت به‌طور کامل حذف شده است و پس از آن هیچ مقدار مازوتی مصرف نشده است. همچنین، مشاهده می‌شود که با انجام اصلاحات، تولید کارخانه افزایش نیز یافته است و نمودار تولید افزایش یافته است. شکل ۱۵ مصرف انرژی و نرخ مصرف گاز در کلساینر را نشان می‌دهد. پیاده‌سازی اصلاحات نه تنها باعث حذف مازوت، بلکه سبب کاهش مصرف انرژی نیز می‌شود. این کاهش مصرف انرژی در شکل ۱۵ به وضوح دیده می‌شود که مصرف انرژی نموداری کاهش یافته دارد.

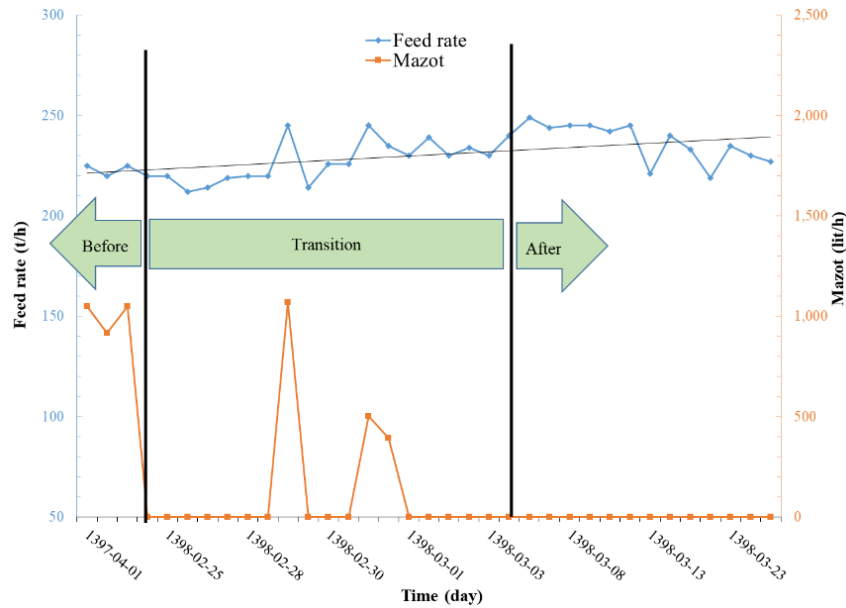


Figure 14- Feed Rate and Mazot Flow Rate Before/After Modifications

شکل ۱۴- نرخ خوراک و دبی مازوت قبل و بعد از اصلاحات

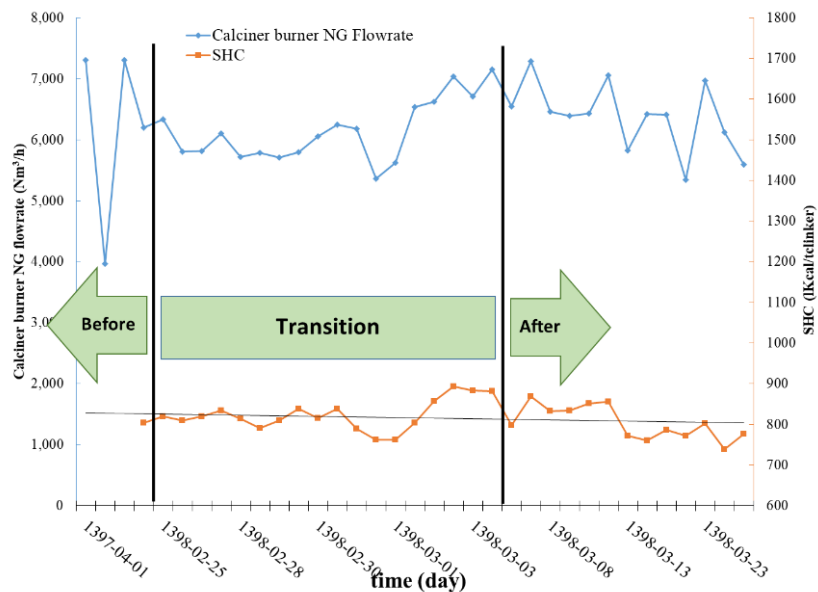


Figure 15- Specific Heat Consumption and Calciner Burner Flow Rate Before/After Modifications

شکل ۱۵- شدت انرژی مصرفی و دبی گاز طبیعی قبل و بعد از اصلاحات

نتیجه گیری

هدف اصلی این مطالعه حذف مازوت و کاهش مصرف انرژی و به تبع آن کاهش آلاینده‌گی در کلساینر شرکت سیمان هرمزگان با استفاده از شبیه‌سازی عددی است. نتایج شبیه‌سازی در پیش‌بینی دمای خروجی از کلساینر در حدود ۲/۶٪ با مقادیر اندازه‌گیری شده اختلاف دارد و این خطای قابل قبول نشان می‌دهد که مدل‌سازی انجام شده از صحت کافی برای بررسی عملکرد کلساینر برخوردار است. در ادامه، میدان جریان واکنشی کلساینر سیمان هرمزگان برای مشخص کردن مشکلات آن شبیه‌سازی شد. این پژوهش برخی از ویژگی‌های مهم شرایط عملکردی کلساینر سیمان را نشان می‌دهد که در عمل قابل اندازه‌گیری نیستند.

در این پروژه، ابتدا شرایط کارکردی اولیه کلساینر شبیه‌سازی شده و نتایج حاصل مشکل اساسی کلساینر را مقدار زیاد هیدروکربن نسوخته نشان می‌دهد. سپس، برای حل این مشکل، بهینه‌سازی‌های زیادی بر روی کلساینر انجام شد و در انتها دو روش برای بهبود احتراق در کلساینر نسبت به شرایط اولیه پیشنهاد شد. هر دو طرح پیشنهادی مصرف سوخت کلساینر را ۰/۶٪ تا ۰/۵٪ و سوخت نسوخته را در خروجی کلساینر ۰/۹۸٪ تا ۰/۹۹٪ کم کرده و همچنین دما (از ۹۷۵ به ۹۷۰ و ۹۵۲ درجه سانتی‌گراد) و آلاینده‌گی CO (از ۴۷۹ به ۲۴ و ۲۹ ppmv) را در خروجی کلساینر کاهش داده‌اند. طرح پیشنهادی دوم، در حالی که مصرف سوخت را برابر مقدار طرح پیشنهادی اول و کمتر از شرایط اولیه نگه می‌دارد، باعث افزایش نرخ تولید از ۲۲۵ تن در ساعت به ۲۳۵ تن در ساعت نیز می‌شود. در پایان، طبق خواسته مدیریت محترم کارخانه، طرح پیشنهادی اول عملیاتی شد که در پی آن مصرف مازوت به کلی حذف شد و به علاوه، انجام اصلاحات باعث کاهش مصرف گاز (انرژی مصرفی) در حدود ۰/۶٪ و افزایش تولید در حدود ۰/۱۰٪ نیز شد.

تشکر و قدردانی

لازم است از مدیریت کارخانه سیمان هرمزگان و همچنین مدیریت فنی مهندسی، مدیریت واحد انرژی و مدیریت واحد تولید مجموعه، که همکاری فراوانی را در این پژوهش داشته‌اند، کمال تشکر صورت گیرد.

منابع

1. H. Vahidi, N. Moradi and H. Abbaslou, "Developing of Alternative SRFs in Kerman's Cement Industry by Energy Optimization and Economical Feasibility Approaches," *Environmental Energy and Economic Research*, 1, No. 3, 2017, pp. 259-268.
2. N. A. Madlool, R. Saidur, M. S. Hossain and N. A. Rahim, "A critical review on energy use and savings in the cement industries," *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 15, No. 4, 2011, pp. 2042-2060.
3. A. Bosoaga, O. Masek, and J. E. Oakey, "CO2 capture technologies for cement industry," *Energy procedia*, 1, No. 1, 2009, pp. 133-140.
4. D. K. Fidaros and et al., "Numerical modelling of flow and transport processes in a calciner for cement production," *Powder Technology*, 171, No. 2, 2007, pp. 81-95.
5. A. Bes, "Dynamic process simulation of limestone calcination in normal shaft kilns." (2006).
6. A. Senegačnik, J. Oman and B. Širok, "Annular shaft kiln for lime burning with kiln gas recirculation," *Applied thermal engineering*, 28, No. 7, 2008, pp. 785-792.
7. L. Huanpeng, L. Wentie, Zh. Jianxiang, J. Ding, Zh. Xiujian, L. Huilin, "Numerical study of gas-solid flow in a precalciner using kinetic theory of granular flow," *Chemical Engineering Journal*, 102, No. 2, 2004, pp. 151-160.
8. Zh. Hu, J. Lu, L. Huang, Sh. Wang., "Numerical simulation study on gas-solid two-phase flow in pre-calciner," *Communications in Nonlinear Science and Numerical Simulation*, 11, No. 3, 2006, pp. 440-451.
9. M. Zeneli and et al., "Simulation of the reacting flow within a pilot scale calciner by means of a three phase TFM model," *Fuel Processing Technology*, 162, 2017, pp. 105-125.
10. I. Iliuta, K. Dam-Johansen, A. Jensen, L. S. Jensen, "Modeling of in-line low-NOx calciners—a parametric study," *Chemical Engineering Science*, 57, No. 5, 2002, pp. 789-803.
11. M. H. Nakhaei and et al., "Experimental and CFPD study of gas-solid flow in a cold pilot calciner," *Powder Technology*, 340, 2018, pp. 99-115.

12. M. H. Nakhaei and et al., "CPFD simulation of petcoke and SRF co-firing in a full-scale cement calciner," *Fuel Processing Technology*, 196, 2019, pp. 1-15.
13. H. Mikulčić, E. von Berg, M. Vujanović, P. Priesching, R. Tatschl, N. Duić, "Numerical analysis of cement calciner fuel efficiency and pollutant emissions," *Clean technologies and environmental policy*, 15, No. 3, 2013, pp. 489-499.
14. T. Bluhm-Drenhaus and et al., "A coupled fluid dynamic-discrete element simulation of heat and mass transfer in a lime shaft kiln," *Chemical Engineering Science*, 65, No. 9, 2010, pp. 2821-2834.
15. D. Shi, Watson L. Vargas, J. J. McCarthy, "Heat transfer in rotary kilns with interstitial gases," *Chemical Engineering Science*, 63, No. 18, 2008, pp. 4506-4516.
16. M. P. M. Chinyama and et al., "Modelling of calcium carbonate decomposition in cement plant precalciners," *Journal of the Energy Institute*, 81, No. 1, 2008, pp. 19-24.
17. Y. Mao, D. Zhang, Z. Chen, Z. Jiang, X. Chen, Y. Deng, "Numerical modelling of multiphase FLOW and calcination process in an industrial calciner with fuel of heavy oil," *Powder Technology*, 363, 2020, pp. 387-397.
18. S. N. Ghosh, *Advances in cement technology: critical reviews and case studies on manufacturing, quality control, optimization and use*, Elsevier, 2014.

English Abstract

Eliminating oil fuel and reducing energy consumption by optimizing the combustion performance of cement calciner using CFD

Hossein Ashini¹, Majid Aghayari^{2*}, Abbas Ehsani³, Mohammad Shahsavari⁴, Homayoun Afshar⁵, Seyed Mohammad Tabatabaei⁶ and Hassan Nikpey⁷

1- Department of Aerospace Engineering, Amirkabir University, Tehran, Iran, h_ashini@aut.ac.ir

2- Head of CFD group, MEEMCO, Tehran, Iran, m.aghayari@meemco.com

3- CFD specialist, MEEMCO, Tehran, Iran, a.ehsani@meemco.com

4- Head of energy and combustion department, MEEMCO, Tehran, Iran, m.shahsavari@meemco.com

5- Process specialist, MEEMCO, Tehran, Iran, h.afshar@meemco.com

6- Hormozgan Cement Plant Manager, Bandar Khamir, Hormozgan, Iran, tabaeian@gmail.com

7- Hormozgan Cement Product Manager, Bandar Khamir, Hormozgan, Iran, nikpey4@gmail.com

*Corresponding author

(Received: 2020.07.05, Received in revised form: 2020.08.16, Accepted: 2020.08.23)

Optimizing and reducing the fuel consumption and thus preserving national economic resources is one of the important goals in the economy of any country. Using the natural gas instead of liquefied petroleum fuels and reducing energy consumption in industries such as cement can be a practical solution to meet the above-mentioned goals. In this study, numerical simulations are performed to enhance combustion and calcination process in the Hormozgan cement plant calciner. To such aim, various optimizations are carried out to replace highly polluting expensive Mazot fuel with natural gas and to improve calcination and combustion processes. Obtained results show that proposed modifications give the calciner the capability to be operated by 100% natural gas, while they reduce the energy consumption and pollutant emissions significantly. Finally, the best proposed case is implemented in the cement calciner to replace Mazot by natural gas and reduce energy consumption and pollutant emissions. Site data clearly validates the proposed modifications to be effective enough to achieve all the objectives of the project.

Keywords: Calciner, Energy consumption, Pollution, Numerical simulations