

مدل سازی ریاضی فازهای تشکیل دهنده کلینکر سیمان و مطالعه پارامترهای تأثیرگذار عملیاتی در حالت پایدار

سعید رضایی، افشارعلی حسینی*⁺

گروه مهندسی شیمی، واحد تهران مرکزی، دانشگاه آزاد اسلامی، تهران، ایران

چکیده: کوره سیمان به عنوان قلب کارخانه در تولید کلینکر به حساب می آید که در آن گاز و مواد جامد به صورت جریان موازی و ناهمسو در تماس با همدیگر قرار می گیرند. در این پژوهش مدل ریاضی توزیع غلظت مواد و فازهای تشکیل دهنده کلینکر با توجه به معادله پیوستگی و سینتیک واکنش های شیمیایی در نقطه های گوناگون کوره در راستای طول آن مطالعه شد. مدل سازی در حالت پایدار با حفظ اصول فیزیکی و شیمیایی فرایند و اثر وجود کوتینگ بررسی شد. نقش پارامترهای تأثیرگذار مانند: ترکیب درصد خوراک ورودی، دما، انرژی فعال سازی، شدت جریان خوراک، سطح مقطع و دور کوره بر معادله های حاکم و مدل به دست آمده در حالت پایدار مطالعه و با استفاده از نرم افزار Matalab-7 به صورت هم زمان حل شد. مقایسه نتیجه های به دست آمده از مدل و داده های تجربی نشان می دهد که تطابق مناسبی بین آن ها با خطای کم تر از ۳٪ وجود دارد که جواب قابل پذیرشی برای اعتبار سنجی مدل است.

واژه های کلیدی: سیمان؛ کوره دوار؛ مدل سازی؛ موازنه جرم و سینتیک؛ کلینکر.

KEYWORDS: Cement; Rotary kiln; Modeling; Silicone balance; Clinker.

مقدمه

ارایه دهنده این خدمات در منطقه مطرح می باشد [۱]. مدل سازی کوره دوار سیمان از سال ها پیش در کشورهای صنعتی انجام شده و پایه بسیاری از پیشرفت هایی است که در صنایع مرتبط با آن در غرب صورت گرفته است. مدل ریاضی ارایه شده برای کوره دوار سیمان توسط لایونز^(۱) و همکاران در سال ۱۹۶۲ میلادی در مورد کوره تولید سیمان به روش تر با در نظر گرفتن مجموعه ای از معادله های مربوط به واکنش های شیمیایی، جریان جرم و شار گرمایی در نظر گرفتن کاهش مقدار آب در دوغاب مواد خام را به منظور صرفه جویی در مصرف انرژی

سیمان یکی از فرآورده های صنعتی است که به علت گسترده بودن دامنه مصرف آن به عنوان عاملی اساسی در توسعه عمران و آبادانی کشورها در اقتصاد جهانی و اشتغال نیروی انسانی مطرح است. افزایش تولید سیمان و مصرف بالای انرژی در این بخش از صنعت پرداختن به موارد علمی و فنی را بیش از گذشته دارای اهمیت می کند. سیمان از جمله صنایعی است که فعالیت های علمی و بنیادی کمتری در آن انجام شده است؛ اگر چه در سال های اخیر پیشرفت هایی چشمگیری در زمینه خدمات فنی و مهندسی، نصب و راه اندازی انجام گرفته و ایران به عنوان یکی از کشورهای

*عقد دار مکاتبات

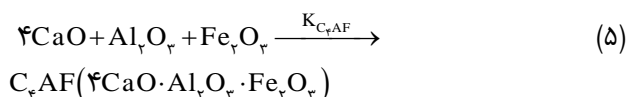
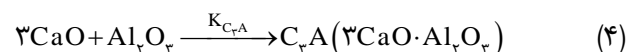
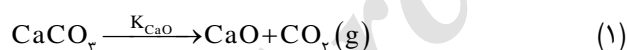
+E-mail: afs.alihosseini@iauctb.ac.ir

(۱) Lyons

در کوره دوار سیمان را در ناحیه‌های بدون واکنش شیمیایی، به صورت دوبعدی مورد مطالعه قرار دادند که تنها از جنبه ریاضی اهمیت دارد. در مدل متعلق به لایونز و همکاران از چگونگی نگرش به گازهای درون کوره ذکری به میان نیامده و واکنش‌های تشکیل دو فاز مهم یعنی C_3 ، C_4AF مورد ملاحظه قرار نگرفته‌اند [۱۴] همان‌گونه که گفته شد مدل‌های ریاضی ارائه شده هر یک به روشی می‌تواند مورد اصلاح و توسعه قرار گیرند. در مطالعه حاضر هدف به‌دست آوردن مدلی ریاضی که بیانگر توزیع غلظت مواد و سهم فازهای تشکیل دهنده کلینکر و سرعت واکنش‌ها آن‌ها در راستای طول کوره و توزیع دما در نقاط گوناگون آن می‌باشد. برای اعتبار سنجی مدل از داده‌های تجربی خوراک کوره سیمان آبیکی با ظرفیت ۳۶۲ تن در ساعت از خوراک و حجم بسیار زیادی از گازهای مورد نیاز پخت در جریان موازی و ناهمسو استفاده شده است.

بخش نظری

ترتیب واکنش‌های شیمیایی عمده در فرایند پخت سیمان و درجه گرما وقوع آن‌ها توسط پژوهشگران بسیاری مورد مطالعه قرار گرفته و در منابع گوناگون منعکس شده است. در اینجا تنها به یک مورد از آن نتیجه‌ها که توسط شرکت هولدر بانک^(۶) کشور سوئیس مورد تأیید قرار گرفته و در مقیاس صنعتی پذیرفته شده است اشاره می‌شود. جدول ۱ ترتیب و تناوب واکنش‌ها در دماهای گرماهای گوناگون را نشان می‌دهد. با توجه به جدول فوق واکنش‌هایی انجام گرفته در کوره سیمان از ورودی آن به صورت زیر بیان می‌شود:



انجام گرفت [۲] در سال ۱۹۹۶ میلادی بوتنگ^(۱) اقدام به شبیه‌سازی گرمایی کوره دوار سیمان با هدف اصلاح موارد گرمایی در پژوهش‌های پیشین بود. با توجه به این‌که مدل ارائه شده توسط بوتنگ به عنوان یک مرجع مطرح است اما به دلیل در نظر نگرفتن واکنش‌های شیمیایی نمی‌تواند در مورد‌های عملی و کاربردی سیمان به تنهایی مورد استفاده قرار گیرد. از جمله پژوهشگران در حوزه مدل‌سازی در کوره سیمان می‌توان به م. میتزگر^(۲) اشاره کرد که فرایند پخت شامل کوره و کولر پشت سر آن را با هم در نظر گرفت و مدل به دست آمده فقط موازنه‌های مربوطه و روش‌های خطی کردن معادله‌های به دست آمده از موازنه را بیان کرده و هیچ کدام از معادله‌های حل نشد در نتیجه مدل جامعی به دست نیامد [۳، ۴]. گری و مولر^(۳) در ۱۹۷۹ میلادی با در نظر گرفتن همه مورد‌های شیمیایی و گرمایی و به روش ناحیه بندی، مدلی ارائه کردند که نسبت به کارهای انجام شده تا آن زمان از بیش‌ترین جامعیت برخوردار بود که در آن کلیه واکنش‌های شیمیایی عمده در کوره سیمان در نظر گرفته شده و مخلوط گازهای به دست آمده از سوختن را نیز به عنوان یک گاز واقعی با استفاده از مدل گاز شفاف - خاکستری مورد بررسی قرار دادند [۵]. بلومبرگ^(۴) در رساله دکتری خود به منظور بررسی و فرایند درون کوره اولین مدل‌سازی کوره دوار سیمان به صورت یک بعدی انجام داد که در این مدل، کوره در راستای طول به تعداد منطقه‌های مشخصی تقسیم بندی شده و در هر ناحیه معادله‌های مربوط به انرژی جریان گاز - جامد به دست آورده و در دستگاه معادله‌های جبری غیرخطی حل کرد [۶]. مدل‌های جامع‌تری نسبت به مدل بلومبرگ توسط پژوهشگران با در نظر گرفتن معادله‌های انرژی برای جریان گاز - خوراک، دیواره کوره و معادله‌های بقای جرم در حالت ناپایا برای کوره در راستای طول آن با هدف تحلیل رفتارهای جریان گاز و مواد جامد درون کوره ارائه شده و نتیجه‌های به دست آمده از مدل به صورت دستگاه معادله‌های دیفرانسیل پاره‌ای غیرخطی مورد بررسی قرار گرفت [۷-۱۱]. کیفیت سیمان با پارامترهای طراحی و عملیاتی کوره ارتباط پیچیده‌ای دارد در نتیجه از روش‌های قدرتمندی مانند روش محاسبه‌های دینامیکی و الگوریتم ژنتیکی برای بهینه‌سازی آن استفاده می‌شود [۱۲، ۱۳]. در ۱۹۹۶ میلادی گوشد استیدار^(۵) و همکاران، انتقال گرما

(۱) Boateng

(۲) M.Metzger

(۳) Gray & Muller

(۴) Blumberg

(۵) Goshdastidar

(۶) Holderbank

جدول ۱- ترتیب واکنش‌ها و دمای وقوع آن‌ها [۱۷ - ۱۵].

واکنش	بازه‌ی دمایی مواد °C
تبخیر آب های آزاد و سطحی	۲۰-۱۰۰
تبخیر آب های دارای پیوند فیزیکی	۱۰۰-۳۰۰
حذف H ₂ O و OH گروه از شبکه ساختمانی مینرال های رسی	۴۰۰-۹۰۰
تغییرهای ساختاری در مینرال‌های سیلیکاتی	> ۵۰۰
تجزیه کربنات‌ها	۶۰۰-۹۰۰
تشکیل بلیت (C _۲ S)، فراورده‌های میانی، C _۲ A و C _۲ AF	> ۸۰۰
تشکیل فاز مذاب (مذاب C _۲ A و C _۲ AF) و در نتیجه تشکیل C _۳ '	> ۱۲۵۰
تکمیل واکنش فاز مذاب و تبلور دوباره فازهای بلیت و آلایت تشکیل شده	≈ ۱۴۵۰
تبلور فاز مذاب به C _۲ AF و C _۲ A اولیه	Cooling ۱۳۰۰-۱۲۴۰

جدول ۲- انرژی فعال سازی و پارامتر فرکانس در معادله آرنیوس.

R	A _i (hr ⁻¹)	$\frac{\Delta E}{\text{kg mole}}$
$R_{\text{CaO}} = K_{\text{CaO}} \cdot X_{\text{CaCO}_r}$	$4/55 \times 10^{31}$	$8.05/8 \times 10^6$
$R_{\text{C}_2\text{S}} = K_{\text{C}_2\text{S}} \cdot X_{\text{CaO}}^2 \cdot X_{\text{SiO}_r}$	$4/11 \times 10^5$	$193/31 \times 10^6$
$R_{\text{C}_2\text{S}} = K_{\text{C}_2\text{S}} \cdot X_{\text{CaO}} \cdot X_{\text{C}_2\text{S}}$	$1/33 \times 10^5$	$256/19 \times 10^6$
$R_{\text{C}_2\text{A}} = K_{\text{C}_2\text{A}} \cdot X_{\text{CaO}}^2 \cdot X_{\text{Al}_2\text{O}_r}$	$8/33 \times 10^6$	$194/10 \times 10^6$
$R_{\text{C}_2\text{AF}} = K_{\text{C}_2\text{AF}} \cdot X_{\text{CaO}}^2 \cdot X_{\text{Al}_2\text{O}_r} \cdot X_{\text{Fe}_2\text{O}_r}$	$8/33 \times 10^8$	$185/16 \times 10^6$

جمله های مربوط به ورود و خروج جرم عبارت است از:

$$x_{\text{CaO}_i} \cdot \dot{m}|_x - x_{\text{CaO}_i} \cdot \dot{m}|_{x+dx} = \left(x_{\text{CaO}_i} \cdot \dot{m}|_x - \left(x_{\text{CaO}_i} \cdot \dot{m}|_x + \frac{\partial}{\partial x} (x_{\text{CaO}_i} \cdot \dot{m}) dx \right) \right) \quad (6)$$

که مقدار خالص ورود و خروج CaO به کنترل حجم برابر است

$$\rightarrow i = - \frac{\partial}{\partial x} (x_{\text{CaO}_i} \cdot \dot{m}) dx \quad \left(\frac{\text{kg CaO}}{\text{sec}} \right) \quad (7)$$

همچنین واکنش‌های شیمیایی تولید و مصرف CaO عبارت است از:

$$R_{\text{CaO}} = K_{\text{CaO}} \cdot X_{\text{CaCO}_r} = A_{\text{CaO}} \cdot \text{EXP} \left(- \frac{E_{\text{CaO}}}{RT_1} \right) \cdot X_{\text{CaCO}_r} \quad \left(\frac{\text{kg CaO}}{\text{kg Clinker} \cdot \text{sec}} \right) \quad (8)$$

برای دست آوردن معادله سرعت و تابعیت ثابت سرعت به دما در هر کدام از فراورده‌های حدواسط سیمان و فازهای اصلی آن از جمله: آلایت، بلیت، آلومینوفیت و آلومینو سیلیکات آهن نیاز به دانستن انرژی فعال سازی هر کدام از ترکیب‌ها می‌باشد که در جدول ۲ انرژی فعال سازی و فاکتور فرکانس برای هر کدام از فازها بیان شده است [۱۸-۲۲].

برای تعیین معادله سرعت و بررسی دمای واکنش مطابق شکل ۱ در حجم کنترل از کوره پخت معادله‌های موازنه جرم با در نظر گرفتن واکنش‌های شیمیایی ارایه می‌شود.

موازنه جزء CaO در حجم کنترل i:

+ مقدار CaO در نقطه x+dx (خروجی) - مقدار CaO در نقطه x (ورودی) - تولید CaO در اثر واکنش‌های شیمیایی + مصرف CaO در اثر واکنش‌های شیمیایی = ۰

فرضیه‌های پژوهش

فرض اول: از اختلاط محوری مواد در کوره صرف نظر شده و جریان مواد به صورت پیستونی در نظر گرفته شده است. فرض دوم: از خروج ذره‌های جامد به همراه جریان گاز صرف نظر شده است. این مواد در مجموع حدود چهار درصد از خوراک ورودی به کوره را به خود اختصاص می‌دهند و برای بررسی، کافی است از جریان جرمی مواد در هر حجم کنترلی به میزان چهار درصد کم کرده و ترکیب درصد شیمیایی هر حجم کنترل را با کسر آن مقدار مواد تغییر دهیم. با این حال به دلیل بزرگ بودن مقطع کوره‌ها در مقیاس صنعتی و کاهش سرعت گاز، خروج ذره‌ها به کم‌ترین مقدار می‌رسد که صرف نظر کردن از آن خطای زیادی ایجاد نمی‌کند.

فرض سوم: واکنش‌های میانی متفاوتی در ناحیه‌های گوناگون کوره اتفاق می‌افتد اما به دلیل فرآورده‌های ناچیز آن‌ها در فرایند پایدار و یکنواخت تولید سیمان، همواره از تأثیر آن‌ها در موازنه جرم پرهیز می‌شود.

فرض چهارم: دیده شد که واکنش‌های شیمیایی عمده در کوره سیمان در فاز جامد صورت می‌گیرند و در این حال اندازه ذره‌های مواد خام و توزیع دانه بندی آن‌ها می‌تواند نقش مستقیم و مؤثری در سینتیک واکنش‌های شیمیایی داشته باشد. به دلیل رعایت دانه‌بندی در بازه تعریف شده درصد وزنی در خوراک خام کوره‌های تولید سیمان، بررسی واکنش‌های شیمیایی و موازنه جرم برای همان بازه به دست آمده است.

فرض پنجم: ترکیب‌های قلیایی مانند سولفات‌های سدیم و پتاسیم یا کربنات‌های سدیم و پتاسیم، همچنین منیزیم اکسید می‌توانند به عنوان مواد کمک ذوب عمل کرده و درجه گرما وقوع واکنش‌های نهایی را کاهش دهند. واکنش‌های شیمیایی مطرح شده در تولید سیمان با فرض رعایت بازه استاندارد ۳٪ MgO < (درصد وزنی) و مجموع قلیایی در بازه کم‌تر از ۱/۵ درصد وزنی در مواد خام نوشته شده اند. غلظت مواد، دمای مواد و دمای گاز ورودی به کوره به شرح زیر می‌باشند:

$$T_g(\cdot) = 1100 \text{ }^\circ\text{C}; T_m(\cdot) = 880 \text{ }^\circ\text{C}; x_{\text{CaO}}(\cdot) = 0.5955 \text{ (kg / kg clinker)};$$

$$x_{\text{CaCO}_3}(\cdot) = 0.37 \text{ (kg / kg clinker)};$$

$$x_{\text{C}_2\text{S}}(\cdot) = 0.31 \text{ (kg / kg clinker)};$$

$$x_{\text{C}_3\text{S}}(\cdot) = 0 \text{ (kg / kg clinker)};$$

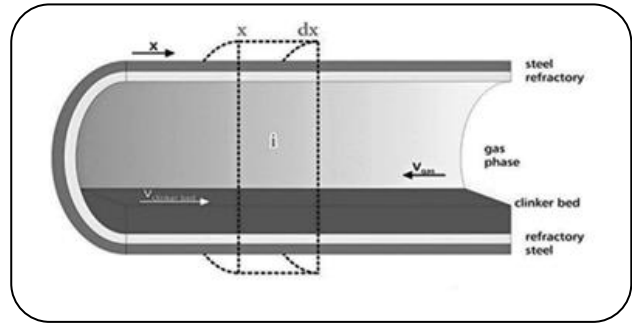
$$x_{\text{C}_4\text{A}}(\cdot) = 0 \text{ (kg / kg clinker)};$$

$$x_{\text{C}_2\text{AF}}(\cdot) = 0 \text{ (kg / kg clinker)};$$

$$x_{\text{SiO}_2}(\cdot) = 0.219 \text{ (kg / kg clinker)};$$

$$x_{\text{Al}_2\text{O}_3}(\cdot) = 0.05 \text{ (kg / kg clinker)};$$

$$x_{\text{Fe}_2\text{O}_3}(\cdot) = 0.039 \text{ (kg / kg clinker)}$$



شکل ۱- مقطع طولی کوره و موقعیت حجم کنترل i.

که در آن:

R_{CaO} : سرعت تولید CaO در اثر واکنش تجزیه CaCO_3
 \dot{m} (kgCaO/kg clinker.sec): شدت جریان جرمی کلینکر (kg/s)
 $x_{\text{CaO}i}$: غلظت CaO در حجم کنترل (KgCaO/Kg clinker)
 E_{CaO} : انرژی اکتیواسیون kj/kg mole
 معادله زیر تجزیه واکنش تجزیه کلسیم کربنات را نشان می‌دهد

$$\text{CaCO}_3 \rightarrow \text{CaO} + \text{CO}_2 \quad (9)$$

خاطر نشان می‌سازد که فاکتور وابسته به دما یعنی ثابت سرعت K_{CaO} براساس رابطه آرنیوس نوشته شده است [۱۶]:

$$K_{\text{CaO}} = A_{\text{CaO}} \cdot \text{EXP} \left(-\frac{E_{\text{CaO}}}{RT_i} \right) \quad (10)$$

که در آن: R ثابت عمومی گازها، T_i درجه گرما مواد در حجم کنترل i و A_{CaO} فاکتور فرکانس CaO می‌باشد. با استفاده از روش تفاضل محدود به صورت تفاضل پس رو، معادله زیر به دست می‌آید:

$$\frac{x_{\text{CaO}i} - x_{\text{CaO}i-1}}{\Delta X} = \left[A_{\text{CaO}} \cdot \text{EXP} \left(-\frac{E_{\text{CaO}}}{RT} \right) x_{\text{CaCO}_3i-1} - \right. \quad (11)$$

$$\left. 2A_{\text{C}_2\text{S}} \cdot \text{EXP} \left(-\frac{E_{\text{C}_2\text{S}}}{RT} \right) x_{\text{CaO}i-1}^2 \cdot x_{\text{SiO}_2i-1} - \right.$$

$$\left. A_{\text{C}_2\text{S}} \cdot \text{EXP} \left(-\frac{E_{\text{C}_2\text{S}}}{RT} \right) x_{\text{CaO}i-1} \cdot x_{\text{C}_2\text{S}i-1} - \right.$$

$$\left. A_{\text{C}_4\text{A}} \cdot \text{EXP} \left(-\frac{E_{\text{C}_4\text{A}}}{RT} \right) x_{\text{CaO}i-1}^2 \cdot x_{\text{Al}_2\text{O}_3i-1} - \right.$$

$$\left. 4A_{\text{C}_2\text{AF}} \cdot \text{EXP} \left(-\frac{E_{\text{C}_2\text{AF}}}{RT} \right) x_{\text{CaO}i-1}^2 \cdot x_{\text{Al}_2\text{O}_3i-1} \cdot x_{\text{Fe}_2\text{O}_3i-1} \right] \left(\frac{11}{\text{N.D.S}} \right)$$

الگوریتم برنامه



شکل ۲- الگوریتم حل مدل ریاضی.

نتیجه ها و بحث

کار در نظر گرفته شده که شرایط عملیاتی، ویژگی های این کوره و همچنین نتیجه های تجزیه شیمیایی خوراک و فرآورده در جدول های ۳ و ۴ نشان داده شده است. قطر داخلی کوره در نقطه های گوناگون بر اساس مشاهده های تجربی به صورت متغیر در نظر گرفته شد. از ۴ متری ابتدای کوره

به منظور اعتبارسنجی مدل به دست آمده با داده های تجربی، ویژگی های طراحی و شرایط عملیاتی یک کوره در حال کار به عنوان اطلاعات اولیه مورد استفاده قرار گرفت. از بین کوره های موجود در صنعت سیمان، کوره واحد سوم شرکت سیمان آبیگ برای این

جدول ۳- ویژگی‌های کوره، شرایط عملیاتی و شرایط گرمایی کوره.

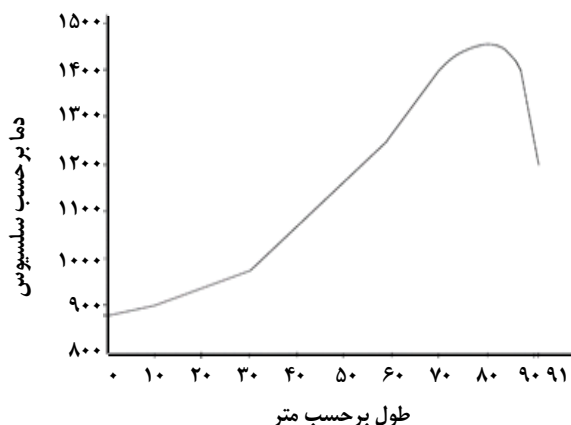
شرایط گرمایی کوره		ویژگی‌های فیزیکی کوره	
دما (°C)	مشخصه	اندازه (متر)	مشخصه
۸۸۰	مواد ورودی به کوره	۹۱	طول کوره
۱۱۰۰	گاز ورودی به کوره	۵/۷۵	قطر داخلی کوره
۱۲۳۰- ۱۲۰۰	کلینکر خروجی کوره	۰/۲۵	ضخامت آجر نسوز
۹۴۰	گاز هود	٪۴	شیب کوره
۲۲۱	میانگین دمای پوسته از ابتدا تا پایه اول ترشیاری	ویژگی‌های خوراک و سوخت	
۲۵۴	میانگین دمای پوسته از ابتدا تا پایه اول تا پایه دوم ترشیاری	۵۵۵ تن در ساعت	شدت خوراک خام به پیش‌گرمکن
۳۰۳	میانگین دمای پوسته از ابتدا تا پایه دوم تا پایه سوم ترشیاری	۳۶۲ تن در ساعت	شدت خوراک داغ ورودی به کوره
۲۶۸	میانگین دمای پوسته از ابتدا تا پایه سوم تا پایه چهارم ترشیاری	٪۹۴	راندمان کلسیناسیون در پیش‌گرمکن و کلساینر
۲۳۹	میانگین دمای پوسته از ابتدا تا پایه چهارم ترشیاری تا انتهای کوره	گاز	نوع سوخت
		۱۲۴۸۹ مترمکعب در ساعت	مقدار سوخت مشعل اصلی
		۱۸۳۷۷ مترمکعب در ساعت	مقدار سوخت مشعل کلساینر

جدول ۴- آنالیز شیمیایی خوراک، فراورده و فازهای کلینکری بر اساس نتیجه‌های واقعی کوره سیمان آبیک (درصد وزنی).

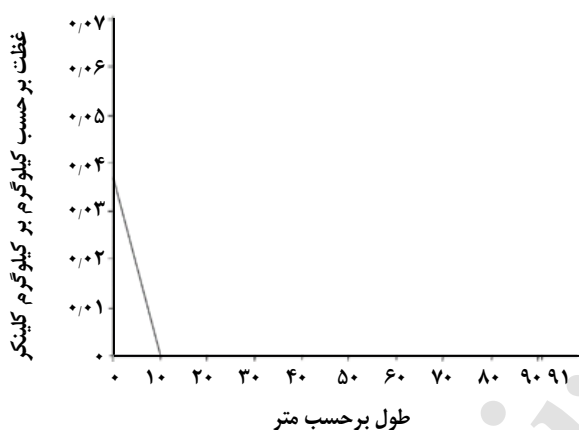
ترکیب شیمیایی	خوراک خام	کلینکر	فازهای کلینکری	
SiO ₂	۱۴/۲	۲۱/۸۸	C ₃ S	۵۰/۰۳
Al ₂ O ₃	۳/۲۴	۵/۰۶	C ₂ S	۲۵/۰۱
Fe ₂ O ₃	۲/۵۴	۳/۹۱	C ₃ A	۶/۷۹
CaO	۴۱/۱۶	۶۲/۸۶	C ₄ AF	۱۱/۸۹
MgO	۲/۲۶	۳/۸۴	(CaO)	۰/۸
SO ₂	۰/۱۵	۰/۲۶	L.P.	۲۶/۷۵
(ALK) _{eq}	۰/۷۸	۰/۹۷		
Cl	۰/۰۰۲	۰/۰۰۳		
L.O.I	۳۴/۵	-		

به عنوان اطلاعات اولیه وارد مدل ریاضی شد مطابق الگوریتم حل مسئله و روش حل مدل ریاضی انجام گرفت. شکل‌های ۴ الی ۹ تغییرهای غلظت اجزا و فازهای کلینکری در شرایط دور کوره (۳/۳ rpm) برحسب طول کوره را نشان می‌دهند. شکل ۳ با استفاده از داده‌های واحد بهره‌برداری، عکس و گراف‌های دما

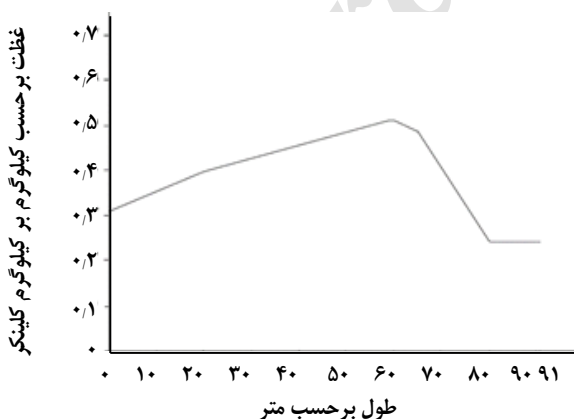
تا ۳۲ متری کوره دارای کوتینگ پایدار به ضخامت ۲۰ تا ۳۰ cm برخوردار است. در نتیجه در این ناحیه‌ها قطر مفید کوره با احتساب نسوز ۴/۸۵ m تا ۴/۶۵ می‌باشد و برای منطقه‌های دیگر کوره ۵ cm کوتینگ در نظر گرفته در این مناطق قطر مفید کوره با احتساب نسوز ۵/۱۵ m می‌باشد. اطلاعات مندرج در جدول‌های ۲ و ۳



شکل ۳- دمای مواد بر حسب طول کوره با استفاده از داده‌های تجربی.



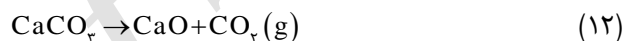
شکل ۴- تغییر غلظت جز CaCO_3 بر حسب طول ورودی کوره (از سمت پیش گرمکن).



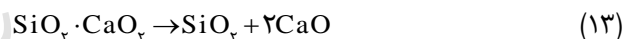
شکل ۵- تغییر غلظت جز C_2S بر حسب طول ورودی کوره.

از طول کوره که دوربین ترموگراف از پوسته کوره نشان می دهد و همچنین به کمک نرم افزار متلب رسم شده است. همان گونه که شکل نشان می دهد دما در منطقه های گوناگون کوره از ابتدای ورودی کوره شیب های متفاوتی دارند بیش ترین دما در منطقه پخت کوره در فاصله ۶۰ تا ۸۲ متری از ابتدای کوره می باشد و سپس به تندی کاهش می یابد. این عمل در تثبیت کلینکر و ساختار آن دارای اهمیت است.

شکل ۴ تغییر غلظت CaCO_3 بر حسب طول کوره را نمایش می دهد همان گونه که شکل نشان می دهد واکنش های شیمیایی از ابتدای کوره با افزایش درجه گرما شروع و به پیشرفت خود ادامه می دهند. مقدار CaCO_3 تجزیه شده در ورودی کوره به میزان $(0.37 \text{ kg/kg clinker})$ و با طی کردن ۱۰ متر مقدار CaCO_3 به صفر می رسد به عبارتی به فراورده های $(\text{CaO}$ و $\text{CO}_2)$ تبدیل می شود که CO_2 به صورت گاز از سامانه پخت خارج شده و CaO مطابق با واکنش های ذکر شده در طول کوره با اکسیدهای موجود در مواد واکنش می دهد.

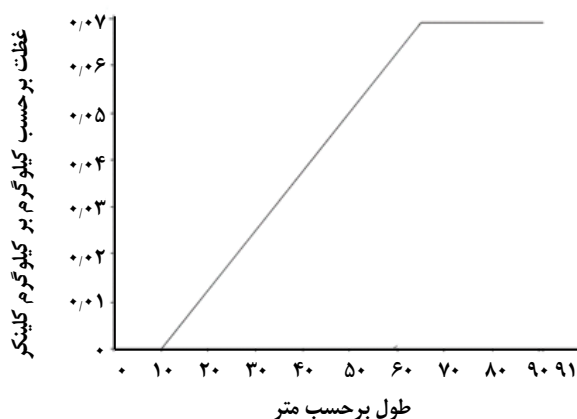
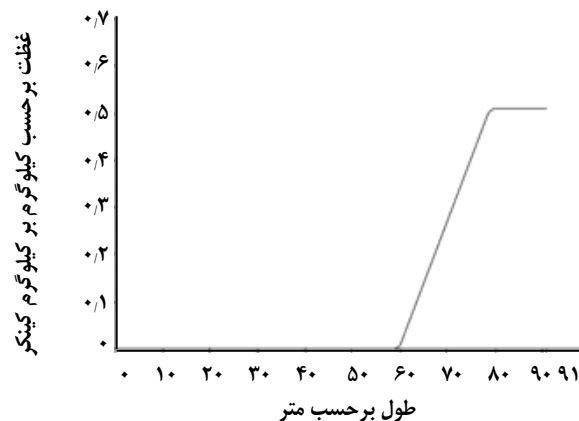
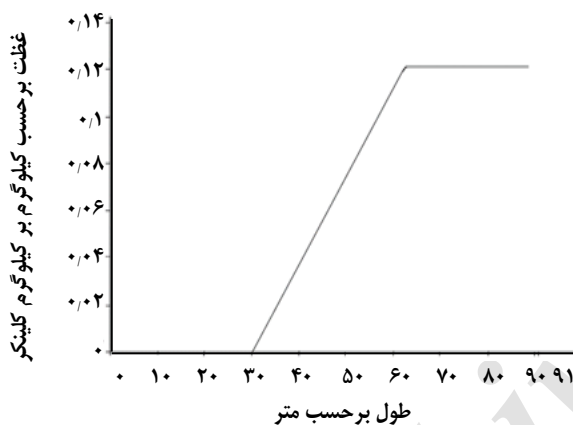
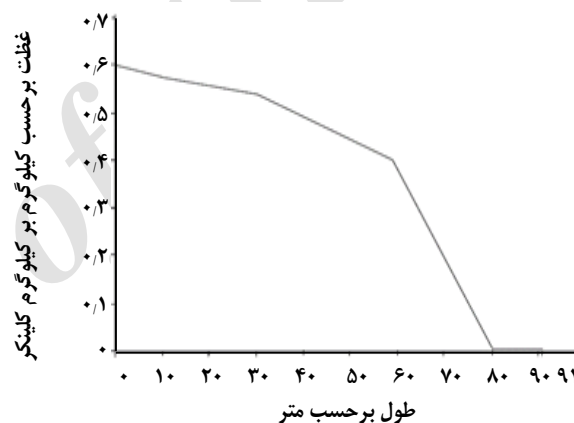


با وجود CaO کافی به عنوان ماده واکنش دهنده، تشکیل C_2S تسریع می یابد.

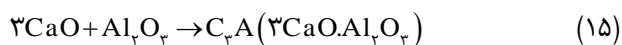


شکل ۵ تغییرهای غلظت بلیت (C_2S) بر حسب طول ورودی کوره را نمایش می دهد همان گونه که شکل نشان می دهد فاز بلیت در ابتدای کوره دارای غلظت $(0.31 \text{ kg/kg clinker})$ می باشد که مطابق واکنش (۱۳) CaO با SiO_2 واکنش داده و غلظت فاز بلیت در منطقه پخت کوره به بیش ترین مقدار خود افزایش می یابد و سپس غلظت آن کم شده تا به منطقه ی خنک کن کوره می رسد، در این منطقه دمای کلینکر به سرعت پایین آمده و بلیت در این منطقه با غلظت $(0.243 \text{ kg/kg clinker})$ از منطقه ی خنک کن کوره به گریت کولر انتقال می یابد.

شکل ۶ تغییر غلظت آلایت بر حسب طول ورودی کوره را نمایش می دهد همان گونه که دیده می شود در ۵۹ متری از ورودی کوره واکنش تشکیل آلایت (C_2S) آغاز شده $(x_{\text{C}_2\text{S}} = 0 \text{ kg/kg clinker})$ و در شرایط گرمایی بالا و وجود فاز مایع به پیشرفت خود ادامه می دهد تا با مصرف CaO و C_2S بتواند در انتهای منطقه پخت به بیش ترین مقدار خود

شکل ۸ - غلظت جز C_3A بر حسب طول ورودی کوره.شکل ۶ - تغییر غلظت جز C_3S بر حسب طول ورودی کوره (از سمت پیش گرمکن).شکل ۹ - غلظت جز C_4AF بر حسب طول ورودی کوره.شکل ۷ - تغییر غلظت جز CaO بر حسب طول ورودی کوره.

شکل‌های ۸ و ۹ تغییر غلظت C_3A و C_4AF بر حسب طول ورودی کوره را نمایش می‌دهد همان‌گونه که داده‌های به دست آمده از مدل نشان می‌دهد واکنش‌های تشکیل C_3A و C_4AF به ترتیب در نقطه‌های ۱۰ و ۳۰ متری از ابتدای ورودی کوره آغاز شده و با توجه به این‌که غلظت آن‌ها در ورودی کوره صفر می‌باشد پس از تشکیل به صورت فاز مایع درآمده و در هنگام سرد شدن متبلور می‌شوند. و از انتهای کوره مقدار غلظت C_3A و C_4AF به ترتیب $(0.0692 \text{ kg/kg clinker})$ و $(0.121 \text{ kg/kg clinker})$ خارج می‌شوند.



$(0.051 \text{ Kg/Kg clinker})$ برسد و بعد از خنک شدن در منطقه خنک کن کوره به گریت کولر منتقل می‌یابد.



شکل ۷ تغییرهای غلظت CaO بر حسب طول کوره را نمایش می‌دهد. در ابتدای ورودی کوره CaO با غلظت $(0.5955 \text{ kg/kg clinker})$ به دست آمده از پیش گرمکن با SiO_2 واکنش داده و فاز بلیت را تشکیل می‌دهد و در طول کوره با واکنش دادن با دیگر اکسیدها، فازهای کلینکر را تشکیل می‌دهد و در انتهای کوره با مقدار خیلی کم $(0.007 \text{ kg/kg clinker})$ و به صورت آهک آزاد (CaO_f) از کوره خارج می‌شود.

جدول ۵ - مقایسه داده‌های به دست آمده از مدل ریاضی و تجربی در تشکیل فاز های تشکیل دهنده کلینکر خروجی کوره (با دور rpm ۳/۳) و درصد خطای آن.

درصد خطا	ترکیب درصد داده های تجربی (جدول ۴)	ترکیب درصد داده های به دست آمده از مدل ریاضی	فازهای تشکیل دهنده کلینکر
۲/۹	۲۵/۰۱	۲۴/۳	بلیت (C _۲ S)
۱/۹	۵۰/۰۳	۵۱	آلیت (C _۳ S)
۱۴/۳	۰/۸	۰/۷	آهک آزاد (CaO)
۱/۹	۶/۷۹	۶/۹۲	آلمینو سیلیکات (C _۲ A)
۱/۷	۱۱/۸۹	۱۲/۱	آلمینو فریت (C _۴ AF)

۴CaO+Al_۲O_۳+Fe_۲O_۳ → C_۴AF(۴CaO·Al_۲O_۳·Fe_۲O_۳) (۱۶)

با توجه به این که در عمل و بهره‌برداری از کوره سیمان دسترسی به مناطق گوناگون کوره امکان پذیر نمی‌باشد در نتیجه برای اعتبارسنجی مدل می‌توان داده‌های به دست آمده از آنالیز کلینکر خروجی از کوره را با نقطه پایانی به دست آمده از مدل ارایه شده مقایسه کرد. جدول ۵ فازهای تشکیل دهنده کلینکر خروجی به دست آمده از شکل‌های ۴ الی ۹ با داده های تجربی به دست آمده از کوره واحد سوم کارخانه سیمان آبیک مقایسه و درصد خطای آن‌ها از معادله (۱۷) را گزارش می‌نماید.

(۱۷) درصد خطا = $\frac{| \text{داده تجربی} - \text{داده حاصل از مدل} |}{\text{داده حاصل از مدل}} \times 100$

در کوره‌های دوار سیمان گاز و مواد جامد با همدیگر به صورت جریان موازی و ناهمسو در تماس هستند. با گردش کوره، مواد به طور مداوم در حال چرخش و اختلاط هستند. در این مطالعه مدل ریاضی توزیع غلظت مواد و فازهای تشکیل دهنده کلینکر در نقاط گوناگون کوره در راستای طول آن بررسی شد. نقش پارامترهای تأثیرگذار از جمله: ترکیب درصد خوراک ورودی، دما، انرژی فعال سازی، شدت جریان مواد، سطح مقطع و دور کوره بر معادله‌های حاکم و مدل به دست آمده در حالت پایدار مطالعه و با استفاده از نرم افزار Matalab-7 به صورت هم زمان حل شد. همان گونه که یاد شد مدل انتقال جرم و سینتیک CaCO_۳ نشان می‌دهد که مقدار آن در ورودی کوره با غلظت

نتیجه گیری

در کوره‌های دوار سیمان گاز و مواد جامد با همدیگر به صورت جریان موازی و ناهمسو در تماس هستند. با گردش کوره، مواد به طور مداوم در حال چرخش و اختلاط هستند. در این مطالعه مدل ریاضی توزیع غلظت مواد و فازهای تشکیل دهنده کلینکر در نقاط گوناگون کوره در راستای طول آن بررسی شد. نقش پارامترهای تأثیرگذار از جمله: ترکیب درصد خوراک ورودی، دما، انرژی فعال سازی، شدت جریان مواد، سطح مقطع و دور کوره بر معادله‌های حاکم و مدل به دست آمده در حالت پایدار مطالعه و با استفاده از نرم افزار Matalab-7 به صورت هم زمان حل شد. همان گونه که یاد شد مدل انتقال جرم و سینتیک CaCO_۳ نشان می‌دهد که مقدار آن در ورودی کوره با غلظت

تاریخ دریافت: ۱۳۹۶/۴/۶؛ تاریخ پذیرش: ۱۳۹۶/۸/۸

مراجع

- [۱] عزیزیان، محمدرضا، "تکنولوژی پخت سیمان"، چاپ اول (ویرایش سوم)، تهران، انتشارات کتاب دانشجو-کتاب پدیده (۱۳۸۵).
- [2] Lyons J.W., *Experimentation with a Wet-Process Rotary Cement Kiln via the Analog Computer, I & EC Process Design and Development*, **1**(1): 29-33 (1962).
- [3] Boateng A.A., Barr P.V., *A Thermal Model for the Rotary Kiln Including Heat Transfer Within the Bed, Int. J. Heat Mass Transfer*, **39**(10): P 2131(1996).
- [4] Metzger M., *Simplified Mathematical Model of the Rotary Kiln Dynamical Properties, Control of Distributed Parameter Systems Proceedings of the Third IFAC Symposium, Toulouse, France*, **16**: 491-497 (1983).
- [5] Alihosseini.A, Abbaszadeh.A, Bastani. D., *The Necessity of Revising Energy Consumption and the Ways of Reducing Energy Consumption in Cement Industry, Journal of Environmental Science and Technology*, **6**: 75-83 (2015)
- [6] Mwaiselage J., Bratveit M., Moen B., Mashalla Y., *Cement Dust Exposure and Ventilatory Function Impairment: an Exposure-Response Study, J. Occup. Environ. Med.*, **46**(7): 658-67 (2004).
- [7] Blumberg J.M., "Modeling and Control of the Cement Manufacturing Process", PhD Thesis, The University of Manchester (1970).
- [8] Schwertmann T., "Thermodynamic Aspects of the Counterflow Lime Burning Process", *ZKG International*, **9**(57): 64-77 (2004).
- [9] Yuan J., Darabi P., Salcuden M., *Modelling of Flow, Combustion, Clinkers Formation and NOx Emission in Long Rotary Cement Kilns, ZKG International*, **12**(60): 54-67 (2007).
- [10] Zhang Y., Cao S., Shao S., Chen Y., Liu S., Zhang S., *Aspen Plus-Based Simulation of Air Pollutants Emission, Clean Techn. Environ Policy*. **13**(3): 459-468 (2011).
- [11] Goshayeshi H.R., Kerdar poor F., *Modeling of Rotary Kiln in Cement Industry, Energy and Power Engineering*, **8**: 23-33 (2016).
- [12] Wang S., Lu J., Li W., Li J., Hu Z., *Modeling of Pulverized Coal Combustion in Cement Rotary Kiln, Energy & Fuels*, **20**: 2350-2356 (2006).
- [13] Mastorakos E., Massias A., Tsakiroglou C., Goussis D.A., Burganos V.N., Payatakes A.C., *CFD Predictions for Cement Kilns Including Flame Modelling, Heat Transfer and Clinker Chemistry, Applied Mathematical Modeling*, **23**(1): 55-76 (1999).
- [۱۳] زنجانی ثابت، علیرضا؛ ثابتی، محمد تقی؛ بهینه‌سازی کوره دوار سیمان به کمک الگوریتم ژنتیکی، *مجله مهندسی شیمی ایران*، (۱۰) ۵۵: ۴ تا ۱۵ (۱۳۹۰).
- [14] Goshdastidar P.S., Annadan Unni, V.K., *Heat Transfer in Non-reacting Zone of a Cement Rotary Kiln, Tran. ASME*, **118**: 169-172 (1996).

- [15] Holder Bank Company Cement Seminar, "[Cement Course](#)," Swietzerland, (1991).
- [۱۶] بیگم مختاری حسینی، زهرا؛ شنوائی زارع، تکتیم؛ کمالی فر، یونس؛ حذف کربن دی اکسید از گاز دودکش کارخانه سیمان توسط کلینوپتیلولیت طبیعی منطقه سبزوار، نشریه شیمی و مهندسی شیمی ایران، (۲): ۳۴ تا ۶۲ (۱۳۹۴).
- [۱۷] ابول پور، بهادر؛ افصحی، محمد مهدی؛ سهرابی، مرتضی؛ بررسی اثر ریز ساختار آهک بر مدل سازی احیای هیدروژنی مولیبدن دی سولفید، نشریه شیمی و مهندسی شیمی، (۴): ۳۰ تا ۴۱ (۱۳۹۰).
- [18] Nastac D.C., Kaantee U., Liimatainen J., Hupa M., Mutean M., [Influence of P\(v\) on the Characteristics of Calcium and the Hydration of Clinkers](#), *Advance in Cement Research*, **19**(3): 93-100 (2007).
- [19] Welham N.J., A Parametric Study of the Mechanically Activated Carbon Thermic Reduction of Limonite, *Materials Engineering*, **9**(12): 1189-2000 (1996).
- [20] Poulsen L.S., Jakobsen H.J., Skibstedt J., [Incorporation of Phosphorus Guset Ions in the Calcium Silicate Phases of Portland Cement from ³¹P MAS NMR Spectroscopy](#), *Inorganic Chemistry*, **49**: 5522-5529 (2010).
- [21] Alihosseini A.F., Karbalaie ghomi N-S., Dehghani Modavar M., [Operational Properties of Organic Composition \(Liginin Sulfonate\) in Portland Cement- Acomparative Study with Gypsum in Portland Cement](#), *Journal of Applied Chemical Sciene International*, **2**(1): 41-48 (2015).
- [22] Alihoosseini A., Hosseini S.H., Abbaszadeh A.R., [Study of Compress Strength and Time Setting of Concrete by Additives of Silica Fume and Nano Silica](#), *Asian Journal of Chemistry*, **24**(2): 903-907 (2012).