

مطالعه پارامتریک مصرف سوخت و نشر آلایندهای کوره فلش مجتمع ذوب مس خاتون آباد

علیرضا عرب سلغار^۱، سید حسین منصوری^۲

دانشگاه شهید باهنر کرمان، دانشکده فنی و مهندسی، گروه مهندسی مکانیک
alireza_arabsolghar@yahoo.com

چکیده

ذوب تشعشعی یکی از جدیدترین و متداول ترین روش های پیرومتالورژی ذوب کنسانتره های سولفیدی مس می باشد. ذوب تشعشعی مس شامل دمش کنسانتره ریز سولفیدی خشک به همراه کمک ذوب سیلیسی و هوا (غنی شده یا هوای معمولی) بدون کوره می باشد. بررسی ترمودینامیک سیستم برای تعیین چگونگی انجام واکنش ها، بهینه کردن عملکرد کوره و تأثیر پارامترهای مختلف بر روی شرایط کاری کوره بسیار مهم می باشد، همچنین این مطالعه گامی است در جهت بررسی فرآیندهای انتقال حرارت و مدل ریاضی حرکت و دمای ذرات. در این مقاله تأثیر نوع هوای فرآیند و دمای پیشگرم هوا بر میزان مصرف سوخت و مقدار هوای لازم برای انجام واکنش های اکسایشی و احتراقی هنگامیکه در کوره از دو سوخت مازوت و گاز طبیعی استفاده شد، مورد بررسی قرار گرفت. نتایج بدست آمده با مقادیری که در شرایط طراحی کوره اعلام شده است تطابق بسیار خوبی دارند.

واژه‌های کلیدی: ذوب مس، کوره فلش اتوکمپو، ترمو دینامیک، بهینه سازی

1- مقدمه

بالا رفتن بهای انرژی و سوخت و قوانین جدید جلوگیری از آلودگی محیط موجب به وجود آمدن ذوب تشعشعی شد هم اکنون بیش از 50٪ مس تولیدی در دنیا از این روش تولید می شود که پایه گذار آن شرکت اتوکمپو فنلاند در سال 1949 میلادی بوده است. یکی از مهمترین عواملی که در بهره‌برداری از کوره‌های ذوب بایستی مورد توجه قرار بگیرد، تعیین ترکیب خوراک ورودی به این کوره‌ها می‌باشد. همچنین بالانس انرژی برای تعیین مقدار سوخت لازم جهت ذوب در کوره، می‌تواند باعث صرفه‌جویی در مصرف انرژی شود [1].

امروزه تقاضا برای عرضه مس و محصولات آن به شدت در حال افزایش می باشد، در حال حاضر پتانسیل بسیار خوبی برای بررسی افزایش راندمان کوره و مشعل های آن، بالا بردن تناژ شارژ و افزایش عمر اجزای کوره وجود دارد. جدول (1) مقدار افزایش تولید مس در تعدادی از مجتمع های ذوب مس را نشان می دهد [2].

کوره فلش اتوکمپو از سه قسمت اصلی تشکیل شده است، که عبارتند از: محفظه واکنش، محفظه ته نشین ساز (ستلر) و منطقه ای برای خروج گاز و غبار (آپتیک)، شکل (1-الف) نمایی از این کوره و شکل (2-ب) دیاگرام ذوب مس را نشان می دهد. محفظه واکنش استوانه ای شکل است بیشترین میزان واکنشهای اکسایشی میان اکسیژن و ذرات آهن، مس و گوگرد موجود در شارژ در این محل انجام می شود. سطح داخلی آن توسط مواد نسوز کرم منیزیتی پوشیده شده است و برای خنک کاری این نسوزها

1- دانشجوی دکتری- مهندسی مکانیک

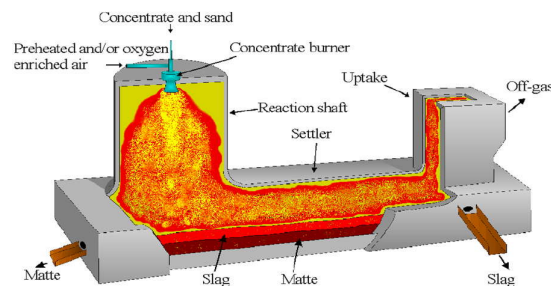
2- استاد- مهندسی مکانیک

از بلوک های مسی آبگرد و نیز لوله های مسی آبگرد استفاده می شود. در فرآیند ذوب مخلوط کنسانتره خشک سولفید های مس، غبار برگشتی کوره فلاش و کنورتور و فلاکس (شار سیلیس) به همراه هوای پیشگرم از طریق مشعل های تعبیه شده در سقف محفظه واکنش (که به مشعل کنسانتره معروف است) به درون این قسمت پاشیده می شوند [3].

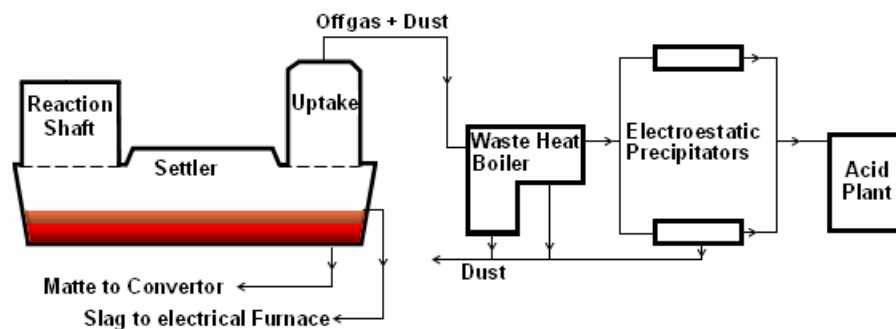
جدول 1 - افزایش ظرفیت برخی از واحدهای ذوب مس در سال 2000 میلادی نسبت به تولید اولیه آنها در دهه 70 میلادی

Smelter	Country	Production (% of Original Capacity)
Huelva	Spain	More than 400
Harjavalta	Finland	More than 300
Saganoseki	Japan	More than 300
Tamano	Japan	More than 200
Hamburg	Germany	More than 200
Kosaka	Japan	More than 200
Guixi	China	More than 150
Toyo	Japan	More than 150
Hidalgo	United States	More than 150
Onsan	South Korea	More than 150
Olympic Dam 1	Australia	More than 150

ذرات معلق شده شارژ در هنگام سقوط از محفظه در اثر واکنش های شیمیایی، اکسیداسیون و تولید حرارت، ذوب می شوند و به قسمت ستلر سقوط می کنند در این فرآیند از گرمای حاصل از واکنش ها بطور کامل استفاده می شود و لذا ماتی با عیار ثابت بدست می آید که باعث پایداری عملیات در قسمت ستلر و کنورتورها می شود [4].



شکل 1- الف - شماتیکی از کوره ذوب مس فلاش اتوکمپو



شکل 1- ب - شماتیکی از عملیات ذوب مس در فرآیند ذوب فلاش اتوکمپو

در قسمت ستلر، قطرات مذاب مات و سرباره جمع آوری و در دو لایه جداگانه قرار می گیرد مواد ذوب شده بر اساس اختلاف چگالی تفکیک می شوند دیواره ها و کف ستلر با آجرها و مواد نسوز کرم-منیزیته آستر کاری شده است. سقف آن به صورت قوسی

شکل و معلق است که مجهز به تیر آهن های H شکل با سیستم لوله های مسی آبگرد می باشد. این بخش مجهز به 12 مشعل می باشد در این قسمت 6 مجرا برای خروج مات مذاب و دو مجرا برای خروج سرباره و انتقال به کوره الکتریکی تعبیه شده است. قسمت آپتیک به منظور خروج گازهای حاصل از احتراق می باشد، این قسمت گازهای کوره فلاش را که در حدود 10٪ از مواد شارژ شده به کوره را به همراه خود دارند که به سمت بویلر بازیافت هدایت می کند، این قسمت نیز به چهار مشعل مجهز می باشد که در شرایط نرمال دو عدد از آنها در مدار است.

2- روش حل

برای اندازه گیری میزان انتقال حرارت و جرم در ذرات گازی شکل از سه معادله بقای جرم، بقای ممنتوم و بقای انرژی برای جریان حالت پایدار و غیر قابل تراکم استفاده می شود:

$$\nabla \cdot (\rho u) = \sum_{i=1}^n X_i \quad (1)$$

$$\rho(u \cdot \nabla)u = -\nabla p + \rho g + \mu \nabla^2 u \quad (2)$$

$$\rho \nabla \cdot (uH) = k \nabla^2 T - Q_{rad} - Q_p - Q_R \quad (3)$$

در معادله (1)، $\sum X_i$ بیانگر مقدار جرم خالص منتقل شده بین ذرات جامد و فازهای گازی می باشد (X_i بیانگر اجزاء گاز i است و $X_i > 0$ به معنای انتقال i به گاز می باشد)، جریان های با دمای بالا تحت تأثیر نیروی شناوری می باشد بنابراین ترم ρg به معادله (2) اضافه می شود. گرماهای اضافی نظیر تشعشع، گرمای حاصل از واکنش های شیمیایی و گرمای منتقل شده بین ذرات گاز و جامد نیز باید در معادله انرژی در نظر گرفته شود بنابراین ترم های Q_p ، Q_{rad} و Q_R به معادله (3) اضافه می شوند. ($Q > 0$) بیانگر انتقال حرارت از ذرات گاز می باشد)

برای ذرات جامد و مایع در حجم کنترل از قانون دوم نیوتن استفاده می شود: $F_p = m_p a$. نیروی F_p بر روی ذره ناشی از نیروهای شناوری و دراگ می باشد جرم و دمای ذرات با توجه به موقعیت انجام واکنش های شیمیایی تغییر می کند. گرمای منتقل شده ما بین ذرات جامد و مایع و فاز گاز از طریق تشعشع و جابه جایی توسط معادله (4) مشخص می شود:

$$Q_p = A_p h(T - T_p) + \varepsilon_p \pi d_p^2 (\Phi - \delta T_p^4) \quad (4)$$

در معادله (4)، Φ شار حرارتی تشعشع و h ضریب انتقال حرارت جابه جایی ذره کروی شکل می باشد که توسط رانز [5] در معادله (5) تعریف شده است:

$$Nu = \frac{hd_p}{k} = 2 + 0.6 Re^{1/2} Pr^{1/3} \quad (5)$$

واکنش میان فاز جامد و گاز توسط انتقال جرم بین آنها کنترل می شود معادله ای که انتقال جرم بین ذرات را نشان می دهد به صورت زیر می باشد:

$$X_i = -A_p h_D Y_i \quad (6)$$

h_D ضریب انتقال جرم جسم کروی شکل می باشد که توسط فروسلینگ [6] در معادله (7) اندازه گیری شده است:

$$Sh = \frac{h_D d_p}{D} = 2 + 0.6 Re^{1/2} Sc^{1/3} \quad (7)$$

اجزاء خوراک کوره یعنی کنسانتره، شار سیلیس، غبار و گازهای درون کوره تحت یک سری واکنش شیمیایی با یکدیگر هستند که سرعت هریک از واکنش ها به دما و نوع ترکیب ذرات و همچنین چگونگی پخش مولکول های فاز گازی پیرامون ذرات جامد می باشد [7]. جهت ساده سازی، داده ها و جزئیات واکنش هایی که درون کوره انجام می شوند در جدول (2) خلاصه شده اند.

جدول 2- جزئیات واکنش های شیمیایی که در محفظه واکنش کوره فلان انجام می شوند

Num. of Group	Reactions	Heat of Reactions
A) T = 500 °C	$2\text{CuFeS}_2 \rightarrow \text{Cu}_2\text{S} + 2\text{FeS} + 0.5\text{S}_2$	$\Delta H = 0/088 \text{ MJ/mol}(\text{CuFeS}_2)$
	$\text{FeS}_2 \rightarrow \text{FeS} + 0.5\text{S}_2$	$\Delta H = 0/142 \text{ MJ/mol}(\text{FeS}_2)$
	$2\text{CuS} \rightarrow \text{Cu}_2\text{S} + 0.5\text{S}_2$	$\Delta H = 0/048 \text{ MJ/mol}(\text{CuS})$
B) T = 670 °C	$2\text{Cu}_5\text{FeS}_4 \rightarrow 5\text{Cu}_2\text{S} + 2\text{FeS} + 0.5\text{S}_2$	$\Delta H = 0/103 \text{ MJ/mol}(\text{Cu}_5\text{FeS}_4)$
	$\text{CuSO}_4 \rightarrow \text{CuO} + \text{SO}_2 + 0.5\text{O}_2$	$\Delta H = 0/306 \text{ MJ/mol}(\text{CuSO}_4)$
	$\text{FeS} + 1.5\text{O}_2 \rightarrow \text{FeO} + \text{SO}_2$	$\Delta H = -0/469 \text{ MJ/mol}(\text{FeS})$
	$3\text{FeS} + 5\text{O}_2 \rightarrow \text{Fe}_3\text{O}_4 + 3\text{SO}_2$	$\Delta H = -0/568 \text{ MJ/mol}(\text{FeS})$
	$\text{Cu}_2\text{S} + \text{O}_2 \rightarrow 2\text{Cu} + \text{SO}_2$	$\Delta H = -0/232 \text{ MJ/mol}(\text{Cu}_2\text{S})$
C) T > 800 °C	$\text{Cu}_2\text{S} + 1.5\text{O}_2 \rightarrow \text{Cu}_2\text{O} + \text{SO}_2$	$\Delta H = -0/401 \text{ MJ/mol}(\text{Cu}_2\text{S})$
	$3\text{Fe}_3\text{O}_4 + \text{FeS} \rightarrow 10\text{FeO} + \text{SO}_2$	$\Delta H = 0/138 \text{ MJ/mol}(\text{Fe}_3\text{O}_4)$
	$3\text{Fe}_3\text{O}_4 + \text{FeS} + 5\text{SiO}_2 \rightarrow 5(2\text{FeO} \cdot \text{SiO}_2) + \text{SO}_2$	$\Delta H = 0/073 \text{ MJ/mol}(\text{Fe}_3\text{O}_4)$
	$\text{Cu}_2\text{O} + \text{FeS} \rightarrow \text{Cu}_2\text{S} + \text{FeO}$	$\Delta H = -0/069 \text{ MJ/mol}(\text{Cu}_2\text{O})$
D)	$0.5\text{S}_2 + \text{O}_2 \rightarrow \text{SO}_2$	$\Delta H = -0/722 \text{ MJ/mol}(\text{S}_2)$
E)	$\text{CH}_4 + \text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$	$\Delta H = -0/802 \text{ MJ/mol}(\text{CH}_4)$
	$\text{C}_{12}\text{H}_{22} + 17.5\text{O}_2 \rightarrow 12\text{CO}_2 + 11\text{H}_2\text{O}$	$\Delta H = -4/27 \text{ MJ/mol}(\text{C}_{12}\text{H}_{22})$

ذرات هنگام سقوط در محفظه واکنش مقدار گرمایی را از گازهای پیرامون خود دریافت کرده و دمای ذرات جامد به تدریج به دمای اشتعال رسیده و واکنش های ذوب آغاز می گردد.

فرآیند ذوب شامل اکسیداسیون گوگرد و آهن موجود در شارژ کوره می باشد. هر یک از واکنش های جدول (2) در دمایی خاص تکمیل می شوند، جزئیات بیشتر در مورد چگونگی انجام واکنش های شیمیایی و دمایی که هر یک از ذرات جامد شارژ شروع به احتراق و واکنش دادن می کنند به صورت زیر می باشد:

$T_p < 500 \text{ }^\circ\text{C}$: هیچگونه تغییری در ترکیب ذرات شارژ دیده نمی شود. ذرات انرژی را با توجه به معادله (4) دریافت می کنند. میزان تغییر دمای آنها با استفاده از معادله (8) بدست می آید:

$$T'_p = \frac{Q_p}{m_p C'_p} \quad (8)$$

$T_p = 500 \text{ }^\circ\text{C}$: در این دما کولایت، کالکوپیریت و پیریت با توجه به واکنش های گروه اول (گروه A در جدول (2)) تجزیه می شوند. این واکنش ها گوگرد ناپایدار را از ذرات فوق آزاد می کند ضمناً این واکنش ها گرماگیر هستند. هنگامیکه حرارت به ذرات با توجه به معادله (4) داده می شود گوگرد با نرخ m'_S از ذرات آزاد شده و $m'_S < 1$ به معنای خروج گوگرد از شارژ می باشد.

$$m'_S = \frac{-Q_p}{\Delta H_R^{500}} \quad (9)$$

دمای ذرات در این مرحله ثابت مانده، تا جائیکه گوگرد آزاد شده با اکسیژن هوای ورودی واکنش داده، SO_2 تشکیل شده و گوگرد حذف شده از شارژ به فاز گازی تبدیل می شود. میزان تولید SO_2 و مصرف اکسیژن توسط معادله (10) بدست می آید، ΔH_{SO_2} مربوط به انرژی آزاد شده توسط انجام واکنش احتراق (سوختن) گوگرد می باشد.

$$X_{\text{SO}_2} = -2m'_S; \quad X_{\text{O}_2} = m'_S \quad (10)$$

$$Q_R = m'_S \Delta H_{\text{SO}_2} \quad (11)$$

در حل معادلات این فرض صحیح می باشد که تا واکنش های تجزیه مواد کولایت، کالکوپیریت و پیریت تکمیل نشود دمای ذرات افزایش نمی یابد.

در این دما برونیت در کنسانتره و سولفات مس در غبار برگشتی کوره با توجه به واکنش های گروه دوم (گروه B) تجزیه می شوند این واکنش ها مجدداً گرماگیر می باشند. در اینجا مقدار کمی گوگرد و اکسیژن آزاد شده و به فاز گازی تغییر حالت می دهند مقدار گوگرد آزاد شده توسط معادله (12) بدست می آید.

$$m'_S = \frac{-Q_p}{\Delta H_R^{670}} \quad (12)$$

ΔH_R^{670} گرمای تجزیه مربوط به هر یک از مواد CuSO_4 و Cu_5FeS_4 می باشد برای بدست آوردن مقدار جدید m'_S مجدداً از معادله (10) استفاده می کنیم اما برای محاسبه گرمای تشکیل واکنش SO_2 باید ضریب $(1-\alpha)$ را به این معادله اضافه کرد زیرا تمام SO_2 آزاد شده در این واکنش ها از طریق آزاد سازی گوگرد نمی باشد، α مقدار گوگرد در CuSO_4 به گوگرد کل آزاد شده در واکنش های گروه دوم می باشد. مقدار α ستگی به میزان شارژ کنسانتره و غبار دارد. بنابراین این مقدار گرما برابر است با:

$$Q_R = -(1-\alpha)m'_S \Delta H_{\text{SO}_2} \quad (13)$$

در این دما کالکوسیت و سولفید آهن واکنش بعدی را با اکسیژن انجام می دهند. پیشروی این واکنش ها محدود به پخش اکسیژن در سطح ذرات می باشد (φ):

$$\varphi = A_p h_{O_2} Y_{O_2} \quad (14)$$

میزان انتقال جرم SO_2 و O_2 بین شارژ و فاز گازی با استفاده از معادله (16) بدست می آید. γ میزان اکسیژن ورودی به ذره می باشد که با FeS واکنش داده و FeO تشکیل می شود و β نسبت جرم گوگرد حذف شده به اکسیژن ورودی در ذره می باشد. هر دو پارامتر γ و β وابسته به نوع ترکیب کنسانتره و نسبت کنسانتره و غبار در ذرات می باشد $\beta\varphi$ ، $(1-\gamma)\varphi$ و $-\gamma\varphi$ به ترتیب بیانگر مقدار گوگرد، اکسیژن حذف شده از شارژ و اکسیژن لازم برای شکل گیری FeO می باشد.

$$X_{\text{SO}_2} = \beta\varphi + (1-\gamma)\varphi ; X_{\text{O}_2} = -\gamma\varphi \quad (15)$$

واکنش های گروه سوم (گروه C در جدول (2)) در مجموع گرمازا می باشد گرمای این واکنش ها از رابطه زیر بدست می آید:

$$Q_R = \beta\varphi \Delta H_R^{800} \quad (16)$$

حل معادلات مربوط به مدل کردن احتراق شارژ کوره به صورت تحلیلی غیر ممکن می باشد برای حل این معادلات بایستی از روش های عددی استفاده کرد. در روابط بالا چگالی باید به عنوان تابعی از دما و ترکیب گاز در نظر گرفته شود با فرض اینکه سیال تراکم ناپذیر می باشد. با توجه به نتایج قبلی بدست آمده [1] چگونگی احتراق هر ذره مشخص بوده و تنها کافی است با فرض تعادل ترمودینامیکی کوره، با توجه به معادلات غیر خطی به وجود آمده مربوط به موازنه جرم، روش تکرار نیوتن _ رافسون استفاده شود و سپس با جایگزینی این مقادیر در معادله انرژی، بالانس حرارتی محاسبه گردد.

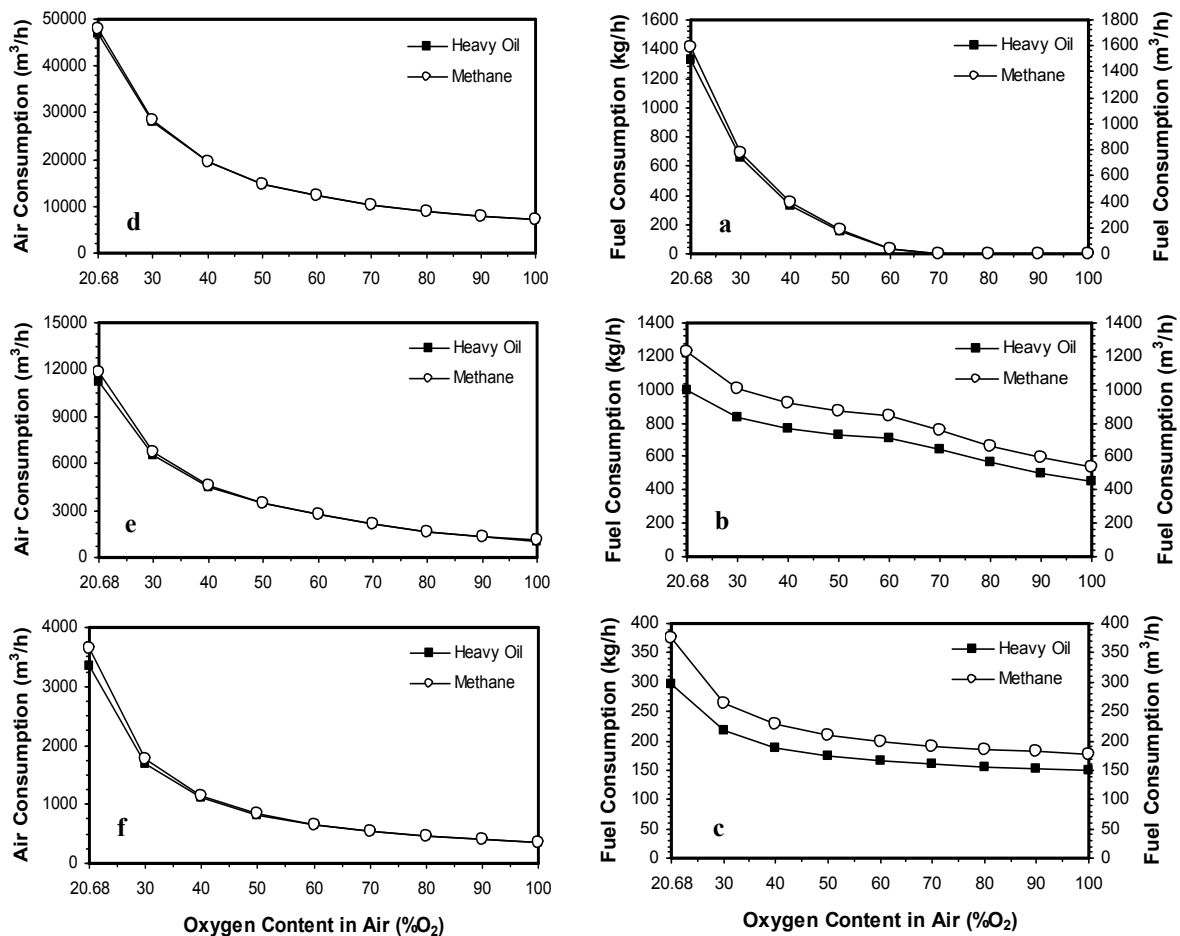
3- بررسی نتایج

با توجه به مطالب بحث شده در قسمت قبل، در اینجا تأثیر اکسیژن و دمای هوای پیشگرم بر مقدار مصرف سوخت و حجم گازهای خروجی بررسی می شود.

هوا در شرایط معمول تنها دارای 21٪ اکسیژن می باشد، اما برای انجام واکنش های درون کوره فقط اکسیژن هوا وارد عمل می شود و نیتروژن و بخار آب موجود در هوا هیچ نقشی در کوره ایفا نمی کنند، با توجه به اینکه کوره فلاش در دمایی مابین 1200-1300°C کار می کند لذا ورود این میزان از گازهای غیر مفید در کوره باعث افزایش حجم هوای ورودی به کوره و مصرف بیشتر سوخت می شوند، همچنین باعث کاهش درصد حجمی گازهای خروجی نظیر SO_2 شده که این امر فرآیند اسید شویی را مقرون به صرفه نمی سازد و باعث بالا رفتن حجم کارخانه اسید شویی، فیلترها و کاهش عیار اسید تولیدی می گردد.

غبار و گازهای تولیدی کوره بعد از خروج از کوره وارد یک بویلر بازیافت حرارت می شوند، در این قسمت، هوا بخشی از حرارت گازها را گرفته و پیشگرم می شود، هوای پیشگرم شده در این مرحله وارد کوره می شود بنابراین این هوا به همراه خود مقدار قابل توجهی حرارت وارد کوره می کند که این مسأله باعث کاهش مصرف سوخت و کاهش حجم هوای مصرفی در کوره می شود. برای انجام موازنه حرارت، کوره را به سه حجم کنترل: 1) محفظه واکنش، 2) ستلر و 3) آپتیک تقسیم کرده، ابتدا در هر قسمت موازنه جرم را انجام داده و در نهایت موازنه حرارت در کوره محاسبه می شود. در هر یک از حجم کنترل های مذکور میزان مصرف سوخت و حجم هوای مورد نیاز برای انجام واکنش های شیمیایی و احتراقی (گروه E در جدول (2)) محاسبه می شوند.

شکل (2-a) تأثیر هوای غنی شده را بر مصرف سوخت در محفظه واکنش کوره را نشان می دهد، با توجه به شکل مشخص می شود که با بالا رفتن میزان اکسیژن در هوای ورودی مصرف سوخت کوره بشدت کاهش می یابد. از این شکل پیدا است که مصرف سوخت گاز متان و مازوت بشدت وابسته به نوع هوای ورودی می باشد، در جایی از این نمودار دیده می شود که برای انجام واکنش های اکسایشی دیگر نیازی به استفاده از سوخت نمی باشد، زیرا انرژی لازم، توسط واکنش هایی که در این محفظه تکمیل می گردند، تأمین می شود. با در نظر گرفتن ستلر به عنوان دومین حجم کنترل و آپتیک به عنوان سومین حجم کنترل، چگونگی مصرف سوخت با توجه به نوع هوای ورودی به هر قسمت، در شکل های (2-b) و (2-c) نشان داده شده است، با توجه به این نمودارها در می یابیم که هر اندازه میزان اکسیژن در هوای ورودی به هر یک از قسمت های کوره افزایش یابد میزان مصرف سوخت کاهش می یابد، البته توجه شود که درصد کاهش مصرف سوخت در هر یک از حجم کنترل ها متفاوت می باشد که این اختلاف ناشی از تفاوت در انجام واکنش های گرمازا در هر یک از این بخش ها می باشد.



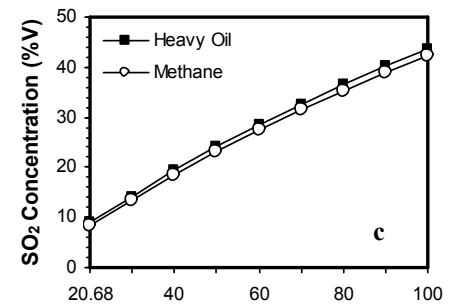
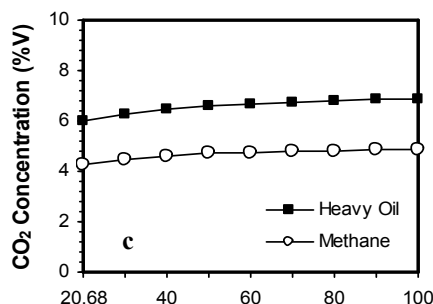
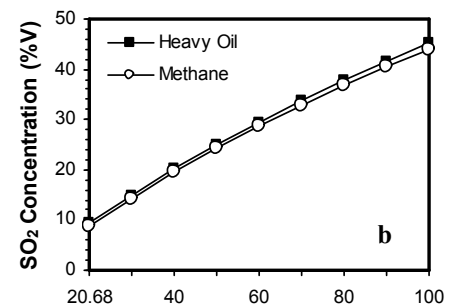
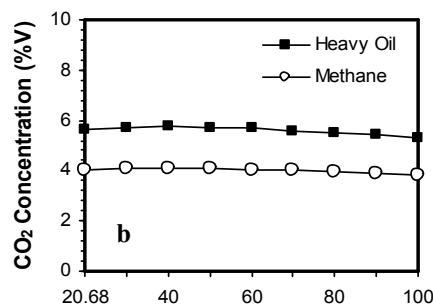
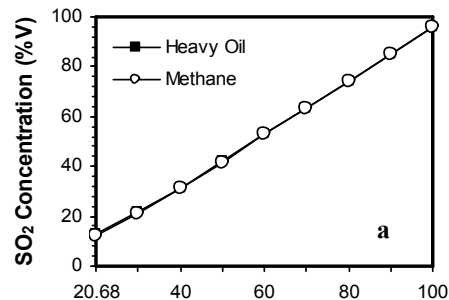
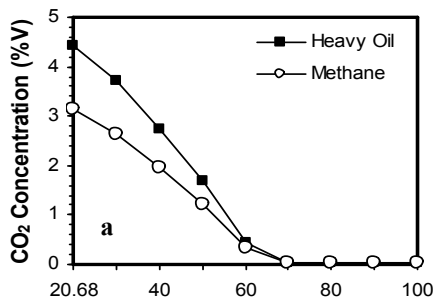
شکل 2- تأثیر مقدار اکسیژن موجود در هوا بر میزان مصرف سوخت در کوره فلاش.

(a, d) محفظه واکنش، (b, e) ستلر و (c, f) آپتیک

شکل های (2-d)، (2-e) و (2-f) به ترتیب حجم هوای ورودی به کوره را در حجم کنترل های محفظه واکنش، ستلر و آپتیک را نشان می دهند، از شکل ها پیدا است که با غنی سازی هوای ورودی به دلیل کاهش گرمای خروجی کوره ناشی از گرمای محسوس گازهایی مانند نیتروژن، میزان حجم هوای ورودی نیز کاهش می یابد، این اثر در میزان بارگذاری کوره و تناژ شارژ، بسیار با اهمیت می باشد زیرا فن هایی که می توانند هوا را به درون کوره بدمند دارای ظرفیت محدودی هستند بنابراین با افزایش درصد اکسیژن هوای ورودی به کوره می توان میزان بارگیری کوره را افزایش داد.

شکل های (3) رشد افزایش درصد حجمی گاز دی اکسید گوگرد را در سه حجم کنترل مفروض را به خوبی نمایش می دهند آشکار است که هر آنچه هوا از اکسیژن غنی تر شود درصد حجمی گاز SO_2 افزایش می یابد زیرا با کاهش حجم هوای ورودی و بنابراین کاهش حجم گاز نیتروژن، مقدار حجمی گاز دی اکسید گوگرد نسبت به حجم کل افزایش می یابد، این مسأله می تواند توجیه اقتصادی ایجاد کارخانه تولید اسید را فراهم آورد.

شکل های (4) چگونگی تغییر درصد حجمی گاز دی اکسید کربن را در سه منطقه مورد بحث در کوره فلاش را نمایش می دهند همانطور که در شکل (4-a) مشخص شده است با توجه به شکل (2-a)، مصرف سوخت در محفظه واکنش از حدود 68٪ اکسیژن غنی شده صفر می شود با توجه به این مهم میزان گاز CO_2 به صفر در همین محدوده می رسد زیرا در فرآیند ذوب مس تنها منبع تولید گاز CO_2 سوخت های فسیلی هستند که برای تأمین حرارت کوره به این حجم تزریق می شوند.



شکل 4- تأثیر مقدار اکسیژن موجود در هوا بر درصد حجمی گاز CO_2 ، (a) محفظه واکنش، (b) ستلر و (c)

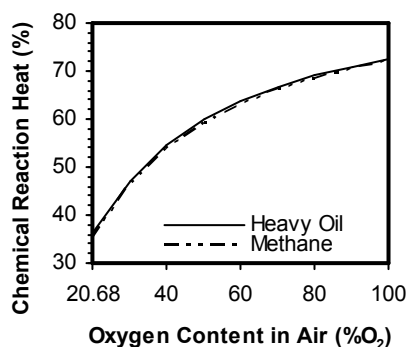
شکل 3- تأثیر مقدار اکسیژن موجود در هوا بر درصد حجمی گاز SO_2 ، (a) محفظه واکنش، (b) ستلر و (c) آپتیک

هرچند که غنی تر کردن هوا باعث کاهش میزان مصرف سوخت و هوا می شود، اما اثر مهم دیگر آن، سبب افزایش سرعت انجام واکنش های شیمیایی در کوره شده که خود این عامل، نقش اساسی در تأمین حرارت کوره دارد، با توجه به سرعت خروجی ذرات از مشعل کنسانتره، ذرات ریز جامد، تنها پس از حدود دو ثانیه به ستلر می رسند و ذرات فقط در هنگام سقوط در محفظه واکنش، فرصت انجام واکنش های شیمیایی را دارند، هر اندازه این واکنش ها سریعتر انجام گیرند ذرات قبل از رسیدن به ستلر می توانند واکنش های خود را تکمیل کنند، بنابراین گرمای بیشتری ناشی از سوختن گوگرد (گروه D در جدول (2)) آزاد شده (واکنش سوختن گوگرد به شدت گرمازا است) و در نتیجه می توان تا حد ممکن از این انرژی های مفید، با بالا بردن عیار اکسیژن در هوا استفاده کرد و راندمان حرارتی کوره را تا حد قابل توجهی بالا برد [8، 9، 10].

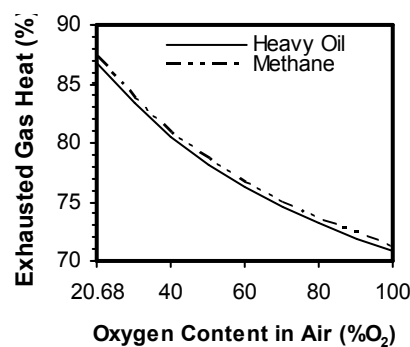
میزان تغییر گاز CO₂ در ستلر نیز تقریباً سیر نزولی دارد اما شیب این نمودار تقریباً صفر است زیرا حجم گاز CO₂ در این منطقه تحت تأثیر مقدار این گاز در محفظه واکنش می باشد. حجم گاز CO₂ در آپتیک نیز کاهش می یابد اما در شکل (4-c) مقدار درصد حجمی این گاز در هنگام خروج از کوره را نمایش می دهد که با افزایش مقدار حجمی اکسیژن موجود در هوای مورد نیاز برای کوره، حجم کل گاز در کوره کاهش یافته و بنابراین مقدار درصد حجمی گاز CO₂ افزایش می یابد.

گرمای محسوس گازها رابطه مستقیمی با حجم آنها دارد بدین معنا که هر چه حجم گازهای خروجی از کوره کاهش بیابد مصرف سوخت کوره نیز کاهش می یابد این خود یک عامل اصلی در کاهش هزینه ها می باشد، همچنین باعث کاهش حجم غبار ورودی به فیلترهای الکترو استاتیکی شده و بالطبع آن افزایش کارایی این الکتروفیلترها را در بر دارد. با توجه به مطالب مطرح شده، گرمایی که توسط گازهای احتراق، فرآیند اکسایش، نیتروژن هوا، بخار آب و ... از هر یک از حجم های کنترل خارج می شود مطابق شکل (5) می باشد.

با توجه به شکل های قبلی مشاهده شد که در محفظه واکنش با بالاتر رفتن میزان اکسیژن در هوا مصرف سوخت کاهش و حتی به صفر نیز می رسد، این شرایط به علت تأثیر حرارت واکنش های شیمیایی مخصوصاً حرارت واکنش D در جدول (2) می باشد (شکل (6)). همانگونه که از شکل پیدا است با افزایش اکسیژن هوا سهم گرمای واکنش های شیمیایی افزایش چشمگیری دارد، جائیکه این مقدار بیش از 70٪ انرژی کل کوره را تأمین می نماید.



شکل (6). تأثیر مقدار اکسیژن بر نسبت گرمای تولیدی واکنش های شیمیایی به گرمای کل در کوره

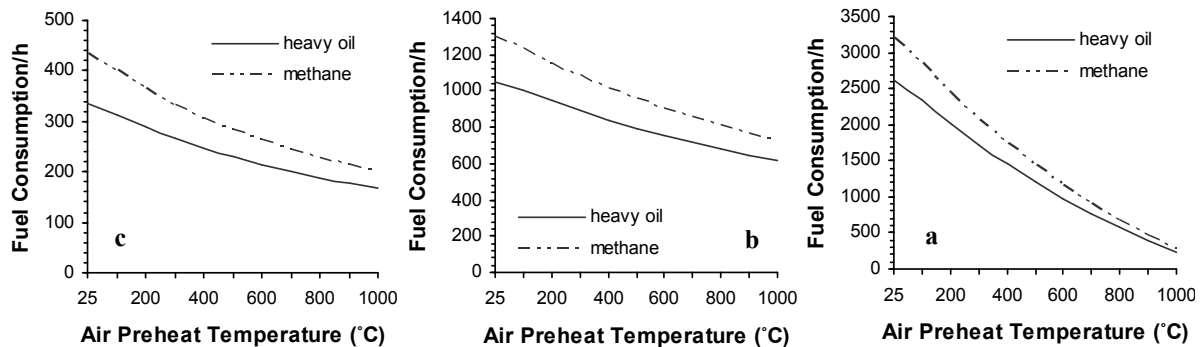


شکل (5). تأثیر مقدار اکسیژن بر نسبت گرمای محسوس گازهای خروجی به گرمای کل در کوره

شکل های (7-a)، (7-b) و (7-c) مقدار مصرف سوخت حجم کنترل های مفروض در کوره را به عنوان تابعی از دمای هوای پیشگرم ورودی به کوره، نشان می دهند، با توجه به شکل ها پیداست که با بالا رفتن دمای هوای پیشگرم، میزان مصرف سوخت به علت حرارت محسوسی که هوای مورد نیاز برای انجام کلیه فرآیندها همراه خود به کوره وارد می کند کاهش می یابد، این گراف ها اهمیت بحث بازیابی حرارت و بهبود شرایط کاری بویلرهای بازیاب حرارت را آشکار می سازد.

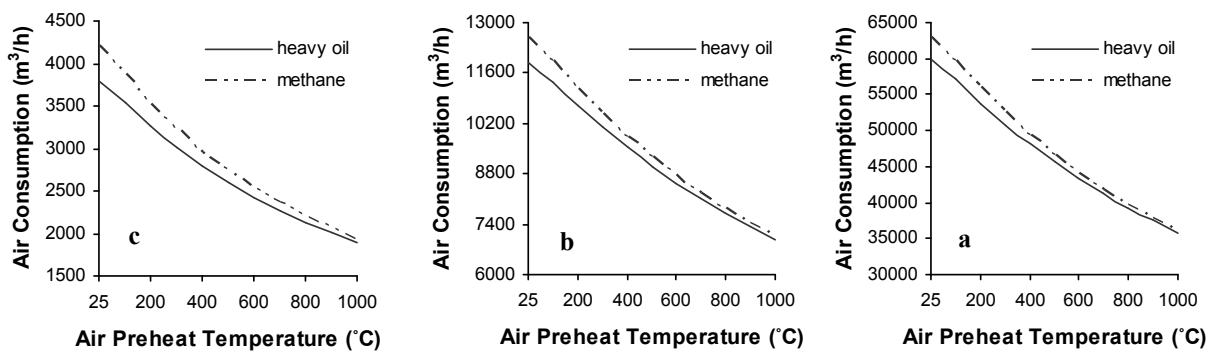
گازها و غبار خروجی از محفظه آپتیک دمایی حدوداً 1350-1400°C دارند، اگر بتوان به نحوی از این حرارت قابل توجه خروجی از کوره که امری اجتنای ناپذیر می باشد استفاده کرد می توان راندمان حرارتی سیستم را تا حد قابل ملاحظه ای بالا برد.

این کار با استفاده از بویلرهای بازیافت حرارت که بلافاصله بعد از کوره نصب شده است نصب می شوند انجام می پذیرد، این بویلرها با گرفتن بخشی از گرمای محسوس گازه و غبار خروجی و استفاده از آن برای تولید بخار، دمای گاز را به 400°C کاهش می دهد و همچنین در حدود 40٪ از غبارهای موجود در گاز خروجی از آپتیک توسط بویلر جمع آوری می شود.



شکل 7- تأثیر دمای هوای پیشگرم بر مقدار سوخت مصرفی کوره، (a) محفظه واکنش، (b) ستلر و (c) آپتیک

حال با توجه به محاسبات مربوط به اندازه گیری مصرف سوخت در کوره به عنوان تابعی از دمای هوای پیشگرم ورودی، چگونگی تغییر حجم هوای مورد نیاز در مناطق بحث شده کوره فلاش مطابق شکل های (8) می باشد. با توجه به اینکه گازهای دو اتمی مانند نیتروژن قادر به تشعشع نیستند، با کاهش مقدار این گاز در هوای ورودی، تشعشع شعله ناشی از احتراق سوخت های فسیلی افزایش یافته و راندمان شعله به علت افزایش توان تشعشعی آن افزایش می یابد [11]. بنابراین با کاهش میزان هوای ورودی به کوره، با هر روشی که امکان آن وجود دارد راندمان حرارتی کوره افزایش می یابد.



شکل 8- تأثیر دمای هوای پیشگرم بر مقدار هوای مورد نیاز کوره، (a) محفظه واکنش، (b) ستلر و (c) آپتیک

پیشگرم کردن هوا علاوه بر اینکه میزان مصرف سوخت و مقدار هوای ورودی به کوره را کاهش می دهد، باعث می شود که ذرات ورودی به کوره (کنسانتره) سریع تر به نقطه اشتعال شان برسند، این عامل موجب افزایش سرعت ذوب و بنابراین کاهش زمان انجام فرآیند ذوب شده، که این مهم موجبات افزایش تولیدات مس را فراهم می آورد [9، 12، 13].

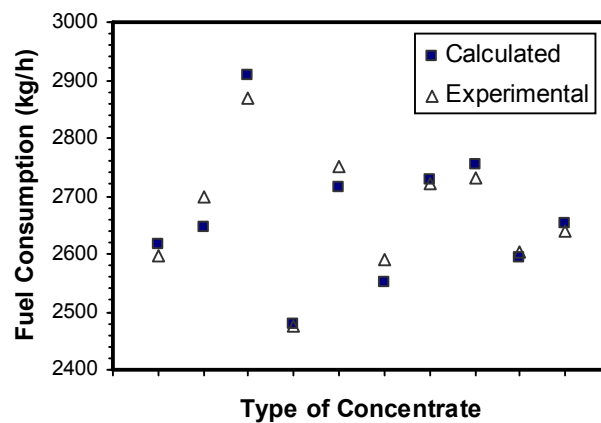
4- بررسی صحت مدل

با توجه به آنکه در واحد مجتمع ذوب مس خاتون آباد هوای ورودی به کوره حدوداً دارای 21٪ حجمی اکسیژن می باشد و در حال حاضر واحد تولید اکسیژن نصب و راه اندازی نشده است و همچنین تنوع محدودی در کنسانتره ورودی به کوره وجود دارد بنابراین با توجه به شرایط کاری کوره که همان هوای پیشگرم ورودی با دمای 400°C و دارای 1٪ حجمی رطوبت و 21٪ حجمی

اکسیژن، با چند نمونه کنسانتره مورد استفاده در مجتمع (جدول (3))، مقادیر گزارش شده توسط واحد کنترل کوره ذوب فلش با نتایج محاسبه شده برای ارزیابی مقدار مصرف کل سوخت مازوت کوره مورد مقایسه قرار گرفت، حاصل این نتایج در شکل (9) آورده شده است.

جدول 3- آنالیز مینرالوزی کنسانتره ورودی به کوره فلش

Mineralogy Analysis	Type of Concentrate		
	Conc1(wt%)	Conc2(wt%)	Conc3(wt%)
CuS	3/15	3/5	0/9
Cu ₂ S	16/26	18/45	19/6
CuFeS ₂	39/1	32/75	51/3
FeS ₂	30/74	29/16	17/1
SiO ₂	6/4	5/4	6/0
Al ₂ O ₃	2/5	1/8	2/8



شکل 9 - مقایسه میان مقادیر محاسبه شده و نتایج تجربی در حالتیکه از چند نمونه کنسانتره متفاوت تحت تنازهای مختلف کوره بارگذاری شده است

5- نتیجه گیری

در کار حاضر اثر اکسیژن موجود در هوای فرآیند و همچنین اثر دمای هوای پیشگرم بر میزان مصرف سوخت و هوا و درصد حجمی گازهای خروجی از کوره مورد بررسی قرار گرفت. نتایج با اعدادی که برای شرایط طراحی کوره اعلام شده است تطابق بسیار خوبی دارند.

نتایج نشان می دهند که با بالا رفتن عیار اکسیژن موجود در هوا میزان مصرف سوخت در سه منطقه مورد بحث، تا 77٪ مصرف کل سوخت کوره را کاهش می دهد حتی هنگامیکه هوا تا 68٪ غنی از اکسیژن شود دیگر نیازی به مصرف سوخت در محفظه واکنش نمی باشد جائیکه بیشترین مصرف سوخت در کوره را دارد. همچنین با غنی سازی هوا از 21٪ تا 100٪ حجم هوای ورودی به کوره 86٪ کاهش و درصد حجمی گاز SO₂ در گازهای خروجی از کوره از 8/93٪ به 43/7٪ افزایش می یابد.

با افزایش دمای هوای ورودی به کوره فلش (در صورت استفاده از هوای معمولی) از 25°C به 1000°C میزان مصرف سوخت و حجم هوای ورودی به ترتیب 76/8٪ و 40/7٪ کاهش می یابد.

مراجع

1. Solnordal, C., "CFD modeling of the flow and reactions in the Olympic Dam flash furnace smelter reaction shaft", Applied Mathematical Modeling, 2003.
2. Ilkka, V. jojo, Ari Jokilaakso, and Pekka Hanniala, "Flash Smelting and Converting Furnaces: A 50 Year Retrospect," Jom, Vol. 52(5), pp. 57-61, 2000.
3. Hahn, Y.B., "Model development and verification with laboratory and pilot plant measurements for chalcopyrite concentrate smelting," Metallurgical Transactions B, Vol. 21B, pp. 945-958, 1990.
4. Jorgensen F.R.A., and Koh P.T.L., "Combustion in Flash Smelting Furnaces," Minerals Metals, Vol. 53, pp. 16-20, 2001.
5. Ranz, W.E., "Friction and heat transfer coefficients for single particles and packed beds," Chem. Eng. Prog. Vol. 48, pp. 247-253, 1952.
6. Froessling, N., Gerland Beitr, Geophys, 1938, 52, 170.
7. Baukal, C.E., and Gobhart, B., Int. J. Heat & Mass Transfer, Vol. 44(11), 2539-2574, 1997.
8. Trinks, W., Mawhinney, M.H., Shannon, R.A., Reed, R.J., and Garvey, J.R., Industrial Furnaces, WILEY, 2003.
9. Hahn, Y.B., and Chaubal, P.C., "The ignition and combustion of chalcopyrite concentrate particles under suspension-smelting conditions," Metallurgical Transactions B, Vol. 24B, pp. 975-985, 1993.
10. Turns, S.R., An Introduction to combustion, McGraw-Hill, 1996.
11. Hahn, Y.B., and Sohn, H.Y., "Quantitative analysis of radiative heat transfer," Metallurgical Transactions B, Vol. 21B, pp. 959-966, 1990.
12. Jorgensen, F.R.A., and Koh, P.T.L., "Combustion in Flash Smelting Furnaces," Minerals Metals, Vol. 53, pp. 16-20, 2001.
13. Jorgensen, F.R.A., "The ignition of sulphide flotation concentrates in flash smelting," Sulfide Smelting, The Minerals Metals and Materials Society, Warrendale, PA, USA, pp. 49-60, 2002.