



محاسبه نرخ واکنش پودر سولفید مولیبدن و بررسی اثر دما بر زمان واکنش

عبدالله شعبانی شهر بابکی^۱، ولی کلانتار^{۲*}^۱ دانشجوی دکتری، دانشکده مکانیک، دانشگاه یزد، ایران^۲ دانشیار، دانشکده مکانیک، دانشگاه یزد، ایران

مقاله مستقل، تاریخ دریافت: ۱۴۰۳/۰۳/۲۱؛ تاریخ بازنگری: ۱۴۰۳/۱۱/۲۸؛ تاریخ پذیرش: ۱۴۰۴/۰۱/۰۴

چکیده

در این تحقیق به محاسبه‌ی نرخ واکنش پودر سولفید مولیبدن در یک کوره‌ی بستر سیالی، پرداخته شده و اثر دما بر نرخ واکنش، ترم تولید حرارت و زمان واکنش به‌دست‌آمده است. سپس معادله انتقال حرارت با در نظر گرفتن انتقال حرارت جابجایی، هدایت و تابشی حل شده و دمای ذره در طول کوره به‌دست آمده است. مشخصات پودر سولفید مولیبدن با قطر ذرات ۱۰۰ میکرون و ضریب تخلخل بستر، ۵۰ درصد مورد استفاده قرار گرفته است که مشاهده شد، زمان واکنش نزدیک ۵۰۰ ثانیه و زمان رسیدن دمای ذرات به دمای سیال بستر حدود ۳۶۵ ثانیه است؛ همچنین مشخص شد در شرایط مورد استفاده، در فاصله زمانی ۵۰۰ تا ۱۸۰۰ ثانیه دمای ذرات به بالاتر از ۶۰۰ درجه سانتی‌گراد می‌رسد که باعث چسبندگی ذرات می‌شود و باید با کاهش دمای سیال بستر و افزایش سرعت سیال، مانع افزایش دما به بالاتر از محدوده مجاز شد. به‌منظور صحت‌سنجی نتایج، زمان واکنش محاسبه شده با نتایج آزمایشگاهی مقایسه شد که تطابق خوبی دارند. این مقاله قسمتی از یک تحقیق گسترده‌تر، به‌منظور ساخت کوره‌ی بستر سیالی برای اکسیداسیون سولفید مولیبدن در مجتمع مس شهر بابک است و با استفاده از نتایج آن، برای اولین بار در کشور یک کوره‌ی بستر سیالی مخصوص تشویه‌ی مولیبدنیت در ابعاد پیلوت ساخته شده‌است.

کلمات کلیدی: نرخ واکنش؛ دما؛ بستر سیالی؛ اکسیداسیون؛ مولیبدنیت.

Analysis of molybdenite powder reaction rate and temperature effect on reaction time

Abdollah Shabani Shahrabaki¹, Vali Kalantar²¹PhD Student, Yazd university, Yazd, Iran.²Assoc. Prof., Yazd university, Yazd, Iran.

Abstract

In this work, the reaction rate of molybdenite powder is calculated and the effects of temperature on the reaction rate and reaction time are investigated. The particle temperature is obtained by solving the heat transfer equation, including convection, conduction, and radiation terms. The particle diameter is assumed to be 100 μ m and the porosity is 50%. The results show that the particle temperature reaches the fluidized bed temperature in 365 seconds and the reaction time is around 5000 seconds. According to the results, during the time interval between 500 seconds and 1800 seconds, the temperature of the particles is higher than 600 °C, which causes sintering in the molybdenum trioxide. The fluidized bed temperature must be decreased, and the gas velocity must be increased to prevent sintering. The results are in good agreement with the experimental data. This article is part of a study on the design and construction of a fluidized bed furnace. For the first time in the country, a pilot-scale fluidized bed roaster has been built based on these results.

Keywords: Reaction Rate; Temperature; Fluidized Bed; Roasting; Molybdenite.

۱- مقدمه

استفاده از روش بستر سیالی، برای اکسیداسیون، حرارت‌دهی و خشک کردن مواد پودری، کاربرد وسیعی در صنایع مختلف نظیر: صنایع شیمیایی، غذایی، دارویی و مهم‌تر از همه، معدنی دارد. بستر سیالی مزایای زیادی از جمله: انتقال حرارت سریع، رطوبت‌زدایی یکنواخت و کاهش زمان خشک شدن [۱-۷] دارد. از جمله کاربردهای بستر سیالی، اکسیداسیون پودر فلزات است. باتوجه به پیچیدگی‌های برهمکنش ذرات با یکدیگر و ذرات با گاز، ابهامات زیادی در خصوص رفتار جریان‌های دوفاز جامد-گاز وجود دارد و تحقیقات زیادی در این زمینه انجام شده است [۸-۱۶].

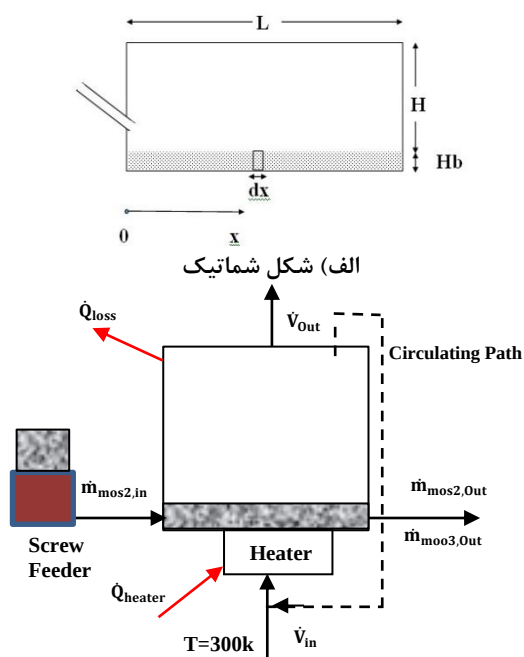
نرخ واکنش از جمله مهم‌ترین پارامترهای مؤثر بر اکسیداسیون پودر ذرات است که تحت تأثیر رفتار ذرات در گاز بستر است. تحقیقات زیادی در خصوص دمای شروع واکنش ذرات مولیبدنیت و نرخ واکنش انجام شده است [۷، ۱۷-۲۰]. طبق نتایج شیانو و همکاران [۲۱] واکنش اکسیداسیون مولیبدنیت در دمای ۴۵۰ درجه سانتی‌گراد شروع می‌شود و در دماهای بالای ۵۰۰ درجه، سرعت واکنش به شدت افزایش می‌یابد. مدل‌سازی بر اساس هسته‌ی واکنش ن داده انجام شد و مشخص شد در ابتدا، واکنش شیمیایی در فاز گاز با انرژی اکتیواسیون ظاهری kJ/mol ۱۲۳،۱۸۰ است، اما در مراحل آخر، واکنش از نوع دیفیوژن است و دیفیوژن داخل ذرات، کنترل‌کننده‌ی سرعت واکنش است. ویلکومیرسکی [۲۲] نشان داد برای ذرات ۳۵ تا ۵۵ میکرون اکسیداسیون واکنش مرتبه اول است و از مدل هسته‌ی واکنش ن داده تبعیت می‌کند و با انرژی اکتیواسیون kJ/mol ۱۰۴ کنترل می‌شود؛ همچنین مشخص شد با وجود اینکه دمای ذره از دمای ذوب محصولات بالاتر است، واکنش در حالت گازی شکل انجام می‌شود. عبدالرحیم [۲۳] به بررسی اکسیداسیون مولیبدنیت پرداخت و نشان داد واکنش در دمای ۳۶۰ تا ۳۷۰ درجه سانتی‌گراد شروع می‌شود و در دمای ۵۰۰ تا ۵۷۰ نرخ واکنش شدیداً زیاد می‌شود. اکسید مولیبدن در دمای ۷۷۰ تا ۷۹۵ درجه سانتی‌گراد ذوب می‌شود و در دمای ۱۱۵۰ تا ۱۲۸۰ درجه سانتی‌گراد می‌جوشد. مشخص شد، سینتر شدن اکسید مولیبدن در دمای ۶۰۰ تا ۶۵۰ درجه سانتی‌گراد شروع می‌شود. تلورانس دمایی آزمایشات آنها مثبت منفی ۵ درجه سانتی‌گراد بود.

نویسندگان این مقاله نیز تحقیقاتی در زمینه جریان دوفاز، احتراق ذرات و انتقال حرارت بین ذرات و گاز انجام داده‌اند [۲۴-۲۹] که می‌تواند برای طراحی کوره‌ی بستر سیالی مورد استفاده قرار گیرد.

از آنجاکه تحقیق حاضر در راستای ساخت کوره، برای اکسیداسیون سولفید مولیبدن موجود در مجتمع مس شهربابک واقع در استان کرمان انجام شده است، بر اساس شرایط و مشخصات پودر سولفید مولیبدن مورد استفاده در کارخانه مولیبدن مجتمع مس شهربابک، نرخ واکنش و زمان اتمام واکنش اکسیداسیون به‌دست‌آمده و یک کوره‌ی بستر سیالی در ابعاد پایلوت طراحی و ساخته شده است.

۲- مدل‌سازی ریاضی

هندسه مسئله مطابق شکل شماتیک ۱ است و پارامترهای مورد استفاده در مدل‌سازی، مطابق جدول ۱ انتخاب شده‌اند.



ب) جریان‌های جرمی

شکل ۱- الف) شکل شماتیک ب) جریان‌های جرمی

معادله انتقال حرارت بین ذره و سیال بستر، با در نظر گرفتن ترم‌های هدایت، جابجایی، تشعشع و ترم تولید نوشته شده

که در آن n_{pv} تعداد ذره در واحد حجم A_p ، مساحت جانبی یک ذره، ε_s ، کسر حجمی جامد و V_p حجم یک ذره است. باتوجه به اینکه سیال بستر قبل از ورود به کوره در یک گرمکن صنعتی به دمای موردنظر می‌رسد و وارد کوره می‌شود، دمای گاز ورودی به کوره در تمام طول کوره یکنواخت است. باتوجه به عمق کم بستر پودر ذرات، می‌توان دمای سیال بستر را در طول کوره یکنواخت در نظر گرفت و به ساده‌سازی ضریب انتقال حرارت در راستای x پرداخت. وقتی دمای گاز در راستای x ثابت در نظر گرفته شود ترم انتقال حرارت نفوذ، تنها از طریق فاز جامد اتفاق می‌افتد و به شکل زیر است [۳۳]:

$$k_{sx} = \varepsilon_s k_s \quad (۷)$$

برای محاسبه ضریب انتقال حرارت جابجایی بین ذرات و سیال بستر، طبق کار انجام‌شده توسط گان [۳۴] عدد ناسلت بستر متراکم 0.43 برابر عدد ناسلت بستر رقیق در نظر گرفته شده است. کوتاری [۳۵] عدد ناسلت در دامنه وسیعی از ضریب تخلخل را به شکل زیر به دست آورده است.

$$Nu = \frac{hD_p}{k_a} = 0.03Re_p^{1/3} \quad (۸)$$

در ترم انتقال حرارت تشعشی، σ ثابت استفان بولتزمن، T_W دمای دیواره کوره، K_{rad} ضریب انتقال حرارت تشعشی واردشده به واحد حجم بستر است که براساس معادله زیر به دست می‌آید:

$$K_{rad} = A_W \frac{F_{W \rightarrow dx}}{dV} \quad (۹)$$

A_W ، مساحت دیواره کوره، dV ، حجم المان موردبررسی $F_{W \rightarrow dx}$ ، ضریب دید دیوار با سطح بالایی المان حجم موردبررسی است که باتوجه به موقعیت المان حجم برابر با ۱ است.

است. باتوجه به کوچک بودن قطر ذرات، عدد بایوت کمتر از 0.1 است و می‌توان از تغییرات دما درون ذره صرف‌نظر کرد و دمای ذره را یکنواخت در نظر گرفت. معادله بقای انرژی برای ذرات به شکل زیر نوشته شده است:

$$n_{pv} m_p c_p v_{px} \frac{dT_p}{dx} = \frac{d}{dx} \left(k_{sx} \frac{dT}{dx} \right) + A_{pv} h (T_g - T_p) + k_{Rad} \varepsilon \sigma (T_W^4 - T_p^4) + \dot{m}_p n_{pv} (-\Delta H_{Reaction}) \quad (۱)$$

k_{sx} ، ضریب انتقال حرارت هدایت مؤثر جامد در جهت x ، برای حالتی که دمای گاز در جهت x متغیر باشد، طبق معادله زیر قابل استخراج است [۳۰]:

$$k_{sx} = k_e^0 + 0.5PrRe_{px}k_a - k_{ax}\varepsilon_g \quad (۲)$$

k_a ، ضریب هدایت حرارتی هوا، Re_{px} رینولدز برحسب سرعت نسبی سیال با ذره، در جهت x است که برابر صفر است، Pr عدد پرنتل، ε_g ضریب تخلخل و k_e^0 ، ضریب هدایت حرارتی مؤثر حالت سکون است که از روابط زیر به دست می‌آید [۳۱]:

$$\frac{K_e^0}{k_a} = \left(\frac{k_s}{k_a} \right)^m \quad (۳)$$

$$m = 0.28 - 0.757 \log \varepsilon_g - 0.057 \log \left(\frac{k_s}{k_a} \right) \quad (۴)$$

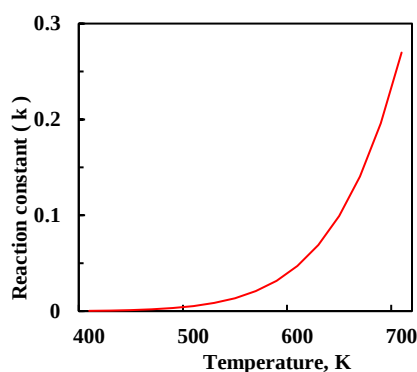
k_s ، ضریب هدایت حرارتی جامد، k_{ax} ، ضریب هدایت حرارتی مؤثر گاز در راستای x است. A_{pv} ، مساحت جانبی ذرات در واحد حجم است که به روش زیر قابل محاسبه است [۳۲]:

$$A_{pv} = n_{pv} A_p \quad (۵)$$

$$n_{pv} = \frac{\varepsilon_s}{V_p} \quad (۶)$$

بر حسب دما به دست آید. با توجه به مدل سازی نرخ واکنش بر اساس مدل آرهنیوس، ثابت A با استفاده از فرمول زیر استخراج می شود [۳۶]:

$$k = A \exp[-E_a/(RT)] \quad (11)$$



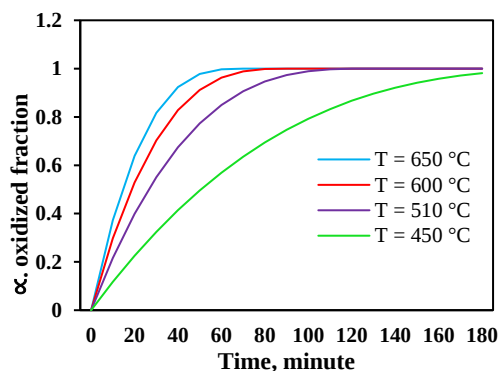
شکل ۲- ثابت واکنش (k) بر حسب دما

طبق نتایج عبدالرحیم [۲۳] انرژی اکتیواسیون برابر با ۱۲۳۱۸۰ کیلوژول بر مول و ثابت A برابر با ۱۱۰۶۷۰۰ به دست می آید.

حال با داشتن ثابت واکنش (k) و استفاده از معادله ی ۱ کسر مولیبدنیت واکنش داده به دست می آید.

به منظور محاسبه ی میزان جرم واکنش دهنده در بازه زمانی dt باید ابتدا $d \propto$ محاسبه شود. با دیفرانسیل گیری از معادله ی ۱۰ و ساده سازی آن، $d \propto$ به شکل زیر به دست می آید:

$$d \propto = 3k(1-\alpha)^{2/3} dt \quad (12)$$



شکل ۳- کسر جرمی مولیبدن اکسید شده

جدول ۱- پارامترهای مورد استفاده در تحقیق حاضر

نام	مقدار
سطح مقطع بستر، m^2	۰/۲۴
قطر ذرات، μm	۱۰۰
طول کوره، m	۱/۲
عرض کوره، m	۰/۲
ضریب تخلخل، %	۵۰
ارتفاع کوره، m	۰/۵
چگالی ذرات، kg/m^3	۴۶۰۰
سرعت هوا، m/s	۰/۰۳۵
دمای محیط، K	۳۰۰

۳- مدل سازی نرخ واکنش

طبق نتایج عبدالرحیم [23] در صورتی که پودر ذرات، مدت زیادی در دمای پایین تر از دمای واکنش، بین ۳۶۰ تا ۴۰۰ درجه ی سانتی گراد بماند، واکنش اکسیداسیون با سرعت پایین شروع می شود و لایه ی سختی از اکسید مولیبدن روی سطح ذرات تشکیل می شود که مانع از نفوذ اکسیژن به درون ذره می شود، درحالی که اگر ذرات به شکل ناگهانی وارد کوره با دمای بالاتر از ۴۵۰ درجه سانتی گراد شوند، یک لایه ی اکسیدی متخلخل روی سطح ذرات تشکیل می شود و واکنش تا انتها، در فاز گازی انجام می گیرد و از معادله ی زیر پیروی می کند [23]:

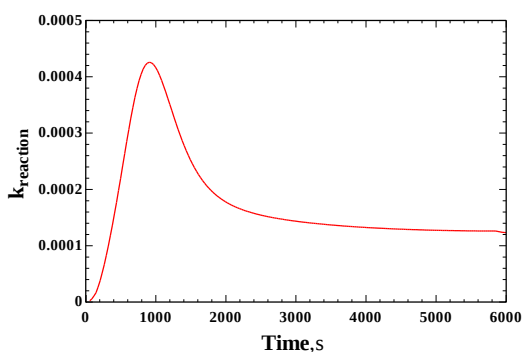
$$kt = [1 - (1-\alpha)^{1/3}] \quad (10)$$

که در آن k ثابت واکنش و α کسری از مولیبدنیت است که اکسید شده است. ثابت k بستگی به دمای واکنش دارد و برای دمای ۶۰۰ درجه سانتی گراد برابر با $k = 1.85 \times 10^{-4}$ است. با توجه به اینکه در تحقیق حاضر پودر ذرات با دمای محیط وارد کوره می شود و مدت زمانی طول می کشد تا به دمای برابر با دمای سیال بستر برسد، بنابراین نرخ واکنش تا زمانی که دمای ذره به دمای شروع واکنش نرسیده است، برابر با صفر است. با رسیدن دمای ذره به دمای شروع واکنش، نرخ واکنش از مقدار صفر شروع به افزایش می کند و با افزایش دما تا دمای سیال بستر، نرخ واکنش نیز افزایش می یابد. به منظور محاسبه ترم تولید حرارت در معادله انتقال حرارت و با توجه به ثابت نبودن دمای ذره در طول کوره لازم است، وابستگی نرخ واکنش

با دمای ۳۰۰k وارد کوره می‌شود و پس از ۳۶۵ ثانیه به دمای سیال بستر (۷۹۳k) می‌رسد و سپس در مدت زمان کوتاهی به دلیل ترم تولید حرارت ناشی از واکنش، دمای آن به بیشترین مقدار خودش می‌رسد و سپس به نزدیک دمای سیال بستر کاهش می‌یابد.

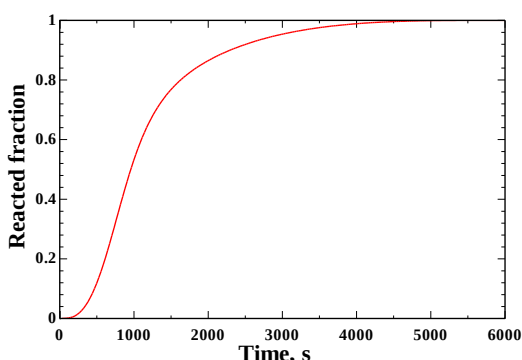
باتوجه به اینکه در دماهای بالاتر از ۸۷۳k، ذرات شروع به سینتر شدن می‌کنند، لازم است با افزایش سرعت سیال بستر و همچنین کاهش دمای آن، مانع از افزایش دمای ذرات، در ناحیه شروع واکنش به بالاتر از دمای مجاز شد.

در شکل ۵ ثابت واکنش k بر حسب زمان رسم شده است. باتوجه به وابستگی ثابت واکنش با دمای ذرات، نمودار ثابت واکنش مشابه نمودار دمای ذرات است.

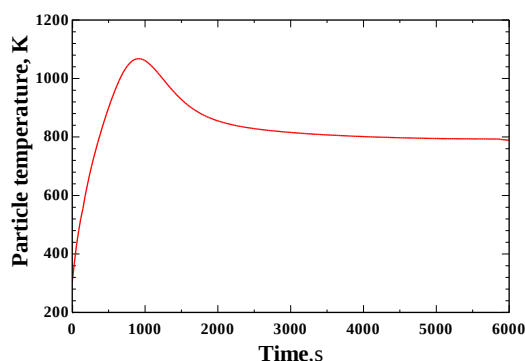


شکل ۵- ثابت واکنش در طول کوره

کسر مولیبدنیت واکنش داده بر حسب زمان در شکل ۶ رسم شده است. مطابق نمودار زمان اتمام واکنش تقریباً برابر با ۵۰۰۰ ثانیه است.



شکل ۶- کسر مولیبدنیت واکنش داده بر حسب زمان



شکل ۴- دمای ذره در طول کوره

با ضرب دبی جرمی ورودی در $d \propto$ نرخ جرمی واکنش به شکل زیر به دست می‌آید:

$$d\dot{m} = \dot{m} \times d \propto \quad (13)$$

ترم تولید حرارت از حاصل ضرب نرخ جرمی واکنش که در تحقیق حاضر سه کیلوگرم بر ساعت در نظر گرفته شده است، در آنتالپی واکنش، به دست می‌آید:

$$d\dot{Q} = d\dot{m} \times \Delta H_{reac} \quad (14)$$

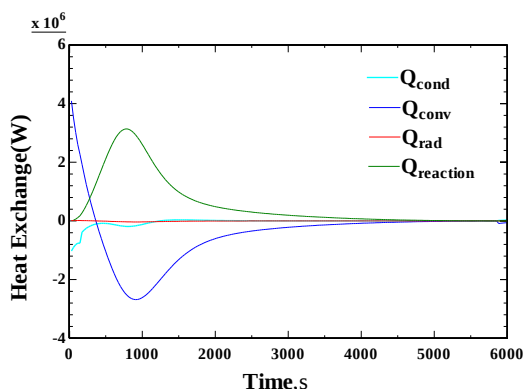
انرژی واکنش در دمای ۲۵ درجه‌ی سانتی‌گراد، طبق تحقیقات عبدالرحیم برابر با $\Delta H_{reaction}^\circ = 971$ کیلوژول بر مول است. برای به دست آوردن گرمای واکنش در دمای ۶۰۰ درجه‌ی سانتی‌گراد از معادله‌ی زیر استفاده شده است [37]:

$$\begin{aligned} \Delta F_T = & -256870 + 14.67T \log T \\ & - 5.4 \times 10^{-3}T^2 \\ & + 0.62 \times 10^{-6}T^3 \\ & + 13.80T \end{aligned} \quad (15)$$

با استفاده از معادله بالا، انرژی واکنش در دمای ۶۰۰ درجه‌ی سانتی‌گراد برابر با ۸۸۲/۲۳۹ کیلوژول بر مول به دست می‌آید.

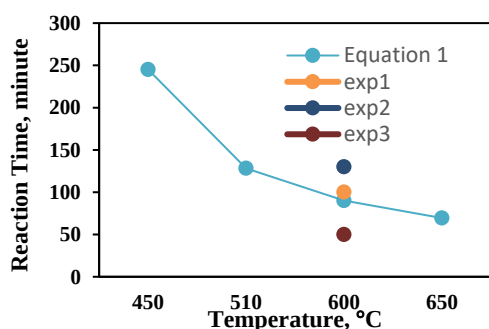
۴- نتایج

با استفاده از نتایج به دست آمده برای نرخ واکنش، ترم چشمه معادله انتقال حرارت به دست می‌آید و پروفیل دما و نرخ واکنش در طول کوره قابل محاسبه هستند. مطابق شکل ۴ ذره



شکل ۸- اندازه ترم‌های انتقال حرارت

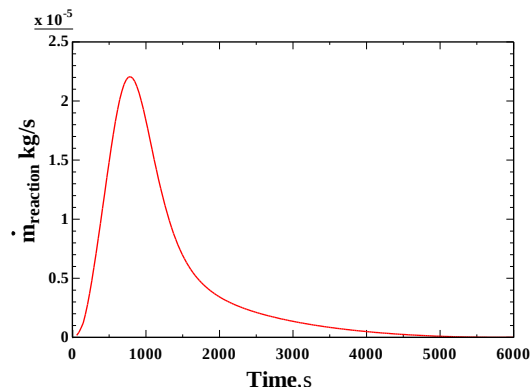
به‌منظور صحت‌سنجی نتایج به‌دست‌آمده، زمان واکنش به‌دست‌آمده از معادلات مورد استفاده در این تحقیق با نتایج آزمایشگاهی مقایسه شده و در نمودار ۹ رسم شده‌است.



شکل ۹- مقایسه زمان واکنش با نتایج آزمایشگاهی،
exp1 [38], exp2[39], exp3 [40]

کمترین مقدار مشاهده شده در نتایج آزمایشگاهی برابر با ۵۰ دقیقه [40] و بیشترین مقدار مشاهده شده در نتایج آزمایشگاهی برابر با ۱۳۰ دقیقه است [39]. همان‌گونه که مشاهده می‌شود، به علت ابهامات و پیچیدگی‌های مساله، اختلاف زیادی بین نتایج آزمایشگاهی وجود دارد. بیشترین مقدار اختلاف بین مقادیر آزمایشگاهی و نتایج این تحقیق، ۴۴ درصد است. با توجه به نتایج به‌دست‌آمده در این تحقیق، یک کوره‌ی بستر سیالی در ابعاد پایلوت در کارخانه مولیبدن مجتمع مس شهر بابک ساخته شده‌است (شکل ۱۰).

مهم‌ترین پارامتر محاسبه شده در این تحقیق نرخ واکنش است که در شکل ۷ رسم شده‌است.



شکل ۷- نرخ واکنش برحسب زمان

مطابق شکل ۷ نرخ واکنش در ابتدا به دلیل پایین بودن دمای ذرات برابر با صفر است و با افزایش دمای ذرات، نرخ واکنش نیز افزایش می‌یابد و پس از ۷۸۰ ثانیه به حداکثر مقدار خود می‌رسد. با گذشت زمان به دلیل کم‌شدن جرم واکنش نداده و همچنین کاهش دمای ذره، نرخ واکنش کاهش ناگهانی می‌یابد. هرچند دمای ذره در انتهای کوره تقریباً ثابت است؛ اما به دلیل کاهش جرم واکنش نداده، نرخ واکنش کاهش می‌یابد و به نزدیک صفر می‌رسد.

به‌منظور مقایسه ترم‌های مؤثر در معادله انتقال حرارت، نتایج حل این معادله در شکل ۸ رسم شده‌است. مشاهده می‌شود، ترم تشعشع در مقایسه با دیگر ترم‌ها، قابل صرف‌نظر کردن است که علت آن کم بودن اختلاف دمای دیواره‌های کوره و بستر ذرات است. ترم انتقال حرارت جابجایی و ترم تولید چشمه دارای بیشترین تأثیر در معادله هستند. زیاد بودن ترم انتقال حرارت جابجایی به علت سرعت نسبی سیال بستر و ذرات جامد است. ترم تولید حرارت به علت متناسب بودن با نرخ واکنش مشابه نمودار نرخ واکنش است و ترم انتقال حرارت جابجایی تقریباً نسبت عکس با دمای ذره دارد. در زمان‌هایی که دمای ذره کمتر از دمای سیال بستر است، حرارت از سیال وارد ذرات می‌شود و با بیشتر شدن دمای ذره نسبت به سیال بستر که ناشی از انرژی واکنش است، انتقال حرارت از ذره به سیال بستر شکل می‌گیرد.

جرم، kg	m
فشار، kg/m s^2	P
انرژی گرمایی، j	Q
ضریب انتقال حرارت هدایت جامد در جهت x، $\text{j/m}^2 \text{K s}$	k_{sx}
ضریب انتقال حرارت هدایت در جهت x، $\text{j/m}^2 \text{K s}$	k_x
دبی جرمی، kg/s	m
تعداد ذرات بر واحد حجم	n_{pv}
ظرفیت حرارتی فشار ثابت، j/kgk	c_p
دما، k	T
ظرفیت حرارتی فشار ثابت هوا، j/kgk	c_{pa}
دمای هوا، k	T_a
آنتالپی، j/kg	h
قطر ذرات، mm	d_p
آنتالپی، j/kg	h
علائم یونانی	
چگالی، kg/m^3	ρ
زیرنویس	
گاز	g
ذره	p

مراجع

- [1] V. Eremin, E. Blynskaya, K. Alekseev, S. Tishkov, S. Minaev, (2025) Comparative Analysis of Innovative Wet Granulation Technologies for Pharmaceutical Production (A Review), *Pharmaceutical Chemistry J.*, 1-10.
- [2] O.P. Ranjan, A.P. Kumbhar, (2025) Dry and wet granulation, in: *Polymers for Oral Drug Delivery Technologies*, Elsevier, pp. 463-494.
- [3] P. Singh, V.K. Pandey, R. Singh, A.H. Dar, (2024) Spray-freeze-drying as emerging and substantial quality enhancement technique in food industry, *Food Science and Biotechnology*, 33(2), 231-243.
- [4] J. Bag, N. Singh, (2024) Traditional and Contemporary Drying Methods an Overview, *J. Ayurveda and Integrated Medical Sciences*, 9(6), 111-121.
- [5] S.M. El-Sayed, H.S. El-Sayed, A.M. Youssef, (2024) Recent developments in encapsulation techniques for innovative and high-quality dairy



شکل ۱۰- نمای کلی کوره

۵- نتیجه گیری

در این تحقیق نرخ واکنش پودر مولیبدن، با قطر ذرات ۱۰۰ میکرون و ضریب تخلخل ۵۰ درصد، در دماهای مختلف به دست آمد و با استفاده از آن، ترم تولید حرارت بر حسب زمان، محاسبه شد. نرخ واکنش از مقدار صفر شروع به افزایش کرد و پس از ۷۸۰ ثانیه به بیشترین مقدار خود رسید و سپس به شدت کاهش یافت و به صفر رسید. افزایش نرخ واکنش در ابتدا، به دلیل افزایش دمای ذره بود و کاهش شدید آن ناشی از دو عامل کاهش دمای ذره و کم شدن میزان پودر واکنش نده بود. زمان اتمام واکنش برای این ذرات ۵۰۰۰ ثانیه و زمان رسیدن دمای ذرات، به دمای سیال بستر ۳۶۵ ثانیه به دست آمد؛ همچنین مشخص شد در فاصله زمانی ۵۰۰ تا ۱۸۰۰ ثانیه، دمای ذرات بالاتر از محدوده مجاز اکسیداسیون است. به منظور جلوگیری از چسبندگی پودر ذرات، باید دمای سیال بستر کاهش و سرعت سیال افزایش یابد تا ضریب انتقال حرارت جابجایی افزایش یابد. با استفاده از نتایج این تحقیق، یک کوره ی بستر سیالی در ابعاد پایلوت، در مجتمع مس شهربابک، طراحی و ساخته شده است.

فهرست علائم

سطح تماس گاز و جامد بر واحد حجم، $1/\text{m}$	A_{pv}
قطر ذره	D
انرژی اکتیواسیون، j/mol	E_a
سرعت، m/s	V
سرعت ذره در جهت m/s	V_{px}

- Roasting Temperature and K Content, *Molecules*, 29(21) 5183.
- [18] J. Heo, S. Baek, K. Kurniawan, S. Han, Y. Kim, H. Park, J. Seo, (2024) Optimizing rotary kiln operations for molybdenite concentrate oxidation roasting to produce molybdic trioxide, *Chemical Engineering J. Advances*, 20 100642.
- [19] A.A. Shaikh, J. Bhattacharjee, P. Datta, S. Roy, (2024) A comprehensive review of the oxidation states of molybdenum oxides and their diverse applications, *Sustainable Chemistry for the Environment*, 100125.
- [20] W. Zhang, K. Wang, Y. Tian, L. Liao, H. Liu, (2025) High hydrogen evolution reaction performance of MoS₂ nanosheets with sulfur vacancies synthesized from natural molybdenite, *J. Materials Science*, 1-12.
- [21] X.-b. Li, W. Tao, Q.-s. Zhou, T.-g. Qi, Z.-h. Peng, G.-h. Liu, (2021) Kinetics of oxidation roasting of molybdenite with different particle sizes, *Transactions of Nonferrous Metals Society of China*, 31(3) 842-852.
- [22] I. Wilkomirsky, A. Otero, E. Balladares, (2010) Kinetics and reaction mechanisms of high-temperature flash oxidation of molybdenite, *Metallurgical and Materials Transactions B*, 41(1) 63-73.
- [23] A. Abdel-Rehim, (1999) Thermal analysis and X-ray diffraction of roasting of Egyptian molybdenite, *J. Thermal Analysis and Calorimetry*, 57 415-431.
- [24] M. Bidabadi, N. Moallemi, A. Shabani, M. Abdous, (2010) Analysis of size distribution and ignition temperature effects on flame speeds in aluminium dust clouds, *Proceedings of the Institution of Mechanical Engineers, Part G: J. Aerospace Engineering*, 224(1) 113-119.
- [25] M. Bidabadi, A. Shabani, (2008) An analytic model for flame quenching distance in aluminum dust suspensions, *Australian J. Basis and Applied Sciences*, 2(4) 1058-1067.
- [26] M. Bidabadi, A. Shabani Shahrabaki, M. Jadidi, S. Montazerinejad, (2010) An analytical study of radiation effects on the premixed laminar flames of aluminium dust clouds, *Proceedings of the Institution of Mechanical Engineers, Part C: J. Mech. Eng. Sci.*, 224(8) 1679-1695.
- [27] A.S. Shahrabaki, R. Abazari, (2009) Perturbation method for heat exchange between a gas and solid particles, *J. appl. mech. tech. phys.*, 50(6) 959-964.
- products: Demands and challenges, *Bioactive Carbohydrates and Dietary Fibre*, 100406.
- [6] C. Jakkamsetty, P. Subramanian, A. Rashidinejad, (2024) Spray drying of milk and milk products, *Spray Drying for the Food Industry*, 87-123.
- [7] H.I.C. Peláez, M. Cortés-Rodríguez, R. Ortega-Toro, (2023) Storage stability of a fluidized-bed agglomerated spray-dried strawberry powder mixture, *F1000Research*, 12, 1174.
- [8] J. Jang, H. Arastoopour, (2013) CFD simulation of different-scaled bubbling fluidized beds.
- [9] F. Taghipour, N. Ellis, C. Wong, (2005) Experimental and computational study of gas-solid fluidized bed hydrodynamics, *Chemical Engineering Science*, 60(24), 6857-6867.
- [10] L. Armstrong, S. Gu, K. Luo, (2010), Study of wall-to-bed heat transfer in a bubbling fluidised bed using the kinetic theory of granular flow, *Int. J heat mass transfer*, 53(21-22) 4949-4959.
- [11] V. Bigot, Guyot I. Bataille D., Roustan M-., (1990) Possibilities of use of two sensors depression metrological techniques and fiber optics, to characterize the hydrodynamics of a fluidized bed triphasic, *Recent Advances in Process Engineering*, 4, 143-156.
- [12] F. Merchant, A. Margaritis, J. Wallace, A. Vardanis, (1987) A novel technique for measuring solute diffusivities in entrapment matrices used in immobilization, *Biotechnology and bioengineering*, 30(8), 936-945.
- [13] L.A. Briens, N. Ellis, (2005) Hydrodynamics of three-phase fluidized bed systems examined by statistical, fractal, chaos and wavelet analysis methods, *Chemical engineering science*, 60(22) 6094-6106.
- [14] X. Luo, P. Jiang, L.S. Fan, (1997) High-pressure three-phase fluidization: Hydrodynamics and heat transfer, *AIChE J.*, 43(10) 2432-2445.
- [15] V. Bhatia, N. Epstein, (1974) Three phase fluidization: a generalized wake model, *Fluidization and its Applications*, 380-392.
- [16] H. Jena, G. Roy, K. Biswal, (2008) Studies on pressure drop and minimum fluidization velocity of gas-solid fluidization of homogeneous well-mixed ternary mixtures in un-promoted and promoted square bed, *Chemical Engineering J.*, 145(1) 16-24.
- [17] J. Liu, L. Wang, G. Wu, (2024) Sintering Behavior of Molybdenite Concentrate During Oxidation Roasting Process in Air Atmosphere: Influences of

- [34] D. Gunn, (1978) Transfer of heat or mass to particles in fixed and fluidised beds, *Int. J. of Heat and Mass Transfer*, 21(4) 467-476.
- [35] A.K. Kothari, (1967) Analysis of fluid-solid heat transfer coefficients in fluidized beds.
- [36] J.H. Espenson, (1995) Chemical kinetics and reaction mechanisms, Citeseer.
- [37] G. Mirson, A. Zelikman, (1965) Metallurgy of rare metals, Metallurgia Publ., Moscow.
- [38] W. Lu, G.-h. Zhang, D. Jie, K.-c. Chou, (2015) Oxidation roasting of molybdenite concentrate, *Transactions of Nonferrous Metals Society of China*, 25(12) 4167-4174.
- [39] S. Kan, K. Benzeşik, M.Ş. Sönmez, O. Yücel, Roasting of Molybdenite Concentrates in Pilot Scale Rotary Furnace.
- [40] T. Marin, T. Utigard, C. Hernandez, (2009) Roasting kinetics of molybdenite concentrates, *Canadian Metallurgical Quarterly*, 48(1) 73-80.
- [28] A.S. Shahrabaki, V. Kalantar, S.H. Mansouri, (2022) Analytical and numerical considerations of the minimum fluidization velocity of the molybdenite particles, *Computational Particle Mechanics*.
- [29] A. Shahrabaki, M. Dodangeh, (2010) Particle temperature distribution in a dust flame, *Proceedings of the Institution of Mechanical Engineers, Part C: J. Mech. Eng. Sci.*, 224(2) 363-367.
- [30] M.A. Izquierdo Barrientos, (2014) Heat transfer and thermal storage in fixed and fluidized beds of phase change materials.
- [31] R. Krupiczka, (1967) Analysis of thermal conductivity in granular materials, *International Chemical Engineering*, 7(1) 122.
- [32] W.-c. Yang, (2003) Handbook of fluidization and fluid-particle systems, CRC press.
- [33] D. Kunii, O. Levenspiel, (2013) Fluidization engineering, Elsevier.