

بهینه‌سازی فرآیند احیای مستقیم با گازهای حاصل

از اکسایش جزئی گاز طبیعی با جریان گاز برگشتی*

عبدالرضا سیمچی^۱ سید خطیب‌الاسلام صدرنژاد^۲

چکیده طراحی و ساخت رآکتورهای "احیای مستقیم"، تابع سرعت انتقال حرارت و انتقال جرم و سینتیک تحولات همگن و غیرهمگن درون و بیرون فازهاست. ایجاد شرایط واقعی عمل برای تحقیق پیرامون نحوه و میزان تأثیر عوامل مختلف همچون نوع و ابعاد کوره، دما و فشار رآکتور، آنالیز مواد و سرعت بارگیری بر سرعت تولید محصول و بازدهی فرآیندهای احیای مستقیم، بسیار پرهزینه و مشکل است. در این تحقیق، اثرات متقابل عوامل مهم و مؤثر بر طراحی رآکتور به منظور دستیابی به حداکثر سرعت تولید و کاهش مصرف انرژی، از طریق تدوین و توسعه یک برنامه جامع کامپیوتری بررسی شده است. مدل حاضر براساس تبادلات جرمی - حرارتی بین فازهای درون کوره و با توجه به اصول ترمودینامیکی و سینتیک احیای اکسیدهای آهن توسط گاز تدوین شده است. با حل عددی معادلات دیفرانسیل و جبری حاکم بر سیستم توزیع دما، آنالیز مواد درون رآکتور و همچنین سینتیک احیای اکسیدهای آهن قابل پیش‌بینی می‌شود. از این رو مدل یاد شده به راحتی می‌تواند برای طراحی رآکتورهای احیا مورد استفاده قرار گیرد. شرایط بهینه عمل به منظور دستیابی به حداکثر بازدهی و حداقل مصرف انرژی برای چند نمونه واقعی از فرآیندهای احیای مستقیم با گاز طبیعی بررسی شده‌اند.

واژه‌های کلیدی احیای مستقیم، گاز برگشتی، گاز طبیعی، بهینه‌سازی، آهن اسفنجی

Optimization of Direct Reduction Process with Gases Produced
from Partial Oxidation of Natural Gas with Recirculating Gas

K. Sadrnezhad

A. Simchi

Abstract Design and manufacturing of "direct-reduction" vessels depend on rates of transfer of both heat and mass, and kinetics of homogeneous and heterogeneous reactions inside and outside the phases. Provision of the real operational conditions for investigation of the influence of different parameters such as type, size, temperature and pressure of the reactor; and analysis and rate of charging of materials on rate of production and efficiency of direct reduction processes is extremely costly and difficult. In this investigation the inter-effects of the influential variables are studied through development of a comprehensive computer program that can maximize the productivity and minimize the consumption of energy. The model is based on the exchanges of mass and heat between the phases present inside the furnace and principles of thermodynamics, kinetics, heat and mass balance and gaseous reduction of the iron oxides. Differential equations are simultaneously solved via numerical methods with a number of practical examples being studied for optimization of the operational conditions and minimization of the energy use.

Key Words Direct Reduction, Recirculating Gas, Natural Gas, Optimization, Sponge Iron

* نسخه اولیه مقاله در تاریخ ۷۶/۴/۲۱ و نسخه نهایی در تاریخ ۷۶/۱۲/۲ به دفتر نشریه رسیده است.

۱ - دانشمجوی دکترا، دانشکده مهندسی متالورژی، دانشگاه صنعتی شریف، تهران

۲ - استاد دانشکده مهندسی متالورژی، دانشگاه صنعتی شریف، تهران

مقدمه

حدود ۴۰ سال است که از روشهای احیای مستقیم برای تولید آهن به کمک کربن جامد و با هیدروکربن‌های گازی شکل در مقیاس صنعتی استفاده می‌شود [1]. محصول همه این روشها، جسم متخلخلی است که به آن آهن اسفنجی گفته می‌شود. آهن اسفنجی ماده اولیه مناسبی برای تولید چدن و فولاد است [2 و 3]. آهن اسفنجی را می‌توان در واحد پیش احیا فرآیند جدید "ذوب و تصفیه مستقیم" تولید کرده و سپس در راکتور ذوب مصرف نمود [4].

در فرآیند احیای مستقیم، عواملی همچون اندازه، شکل، توزیع و ترکیب شیمیایی بار جامد، نوع، ابعاد، دما و فشار راکتور و دبی و آنالیز گاز احیا کننده همگی بر مصرف انرژی و سرعت تولید محصول اثر می‌گذارند؛ بطوری که با توجه به پیچیدگی و تقابل تأثیرات، به‌کارگیری مدل‌های کامپیوتری برای تعیین میزان اثرات، اجتناب ناپذیر است. انجام همزمان فرآیندهای انتقال حرارت، انتقال جرم، فعل و انفعالات شیمیایی و جریان سیال نیاز به تحلیل دقیق موازنه‌های جرمی - حرارتی بین مواد درون راکتور با توجه به واکنش‌های گرماگیر و گرمازا و سینتیک تحولات همگن و غیر همگن درون و بیرون فازها دارد. گرچه ساخت مدل‌های کامپیوتری برای بررسی عملکرد کوره‌های احیای مستقیم از سالها قبل مورد توجه قرار گرفته، اما نرم افزار جامعی که بتواند نحوه کار کوره را مطابق با شرایط واقعی عمل پیش بینی و توجیه نماید تا کنون ارائه نشده است. گزارشهای ارائه شده [5, 6] نشان می‌دهد که حتی جدیدترین برنامه‌های کامپیوتری ساخته شده تا این تاریخ نیز مبتنی بر فرضهای ساده کننده بسیاری هستند که نتیجه محاسبات را مستقیماً تحت تأثیر قرار می‌دهند.

در این تحقیق، بهینه‌سازی فرآیند احیای مستقیم توسط گاز حاصل از امتزاج گاز طبیعی با جریان گاز اکسایش یافته برگشتی در راکتورهای تنوره‌دار از طریق تدوین و توسعه یک برنامه جامع کامپیوتری مبتنی بر اصول انتقال حرارت، انتقال جرم و سینتیک غیر هم‌دمای احیای اکسیدهای آهن، مورد مطالعه قرار گرفته است. شبیه‌سازی فرآیند احیای مستقیم در کوره‌های تنوره دار، با جایگزینی آخرین یافته‌های علمی در باره سینتیک فرآیندهای انتقال حرارت و جرم در شرایط غیر ایزو ترم [7, 8, 9] به جای فرضهای ساده کننده محققین قبلی، صورت متکامل تری به خود گرفته است.

مدل سازی

نمودار تصویری فرآیند احیای مستقیم مورد استفاده در این تحقیق در شکل (۱) نشان داده شده است. این فرآیند دارای یک راکتور تنوره‌دار برای انجام احیای مستقیم، و یک واحد گاز شکن برای تولید گاز احیایی است. گندله‌های آهن از بالا و گازهای داغ از پایین وارد راکتور تنوره‌دار شده و دو جریان مختلف‌الجهت بار و گاز را باعث می‌شوند. گازهای اکسایش یافته، پس از شستشو مجدداً به واحد گاز شکن برگردانده شده و به گاز احیای تبدیل می‌شوند. هدف از انجام این کار، کاهش هزینه‌های تولید و افزایش بازدهی فرآیند است.

به منظور مدل‌سازی فرآیند احیا، از فرضهای ساده کننده زیر در این تحقیق استفاده می‌شود:

- ۱- سرعت حرکت بار و گاز درون راکتور ثابت است،
- ۲- تغییرات شعاعی دما در راکتور و در گندله‌ها قابل صرف‌نظر است،
- ۳- گندله‌های اکسید آهن حاوی مواد فرار و رطوبت نیستند،

تغییرات کسر احیای اکسیدهای آهن نسبت به ارتفاع

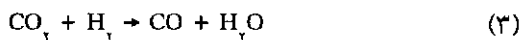
می تواند توسط معادله زیر بیان شود: [5]

$$F_j = \alpha_j k_j f(g) (1 - F_j)^n; \quad j = 1, 2 \quad (1)$$

که در آن n درجه واکنش احیاء، F_j کسر احیاء و $f(g)$ تابع پتانسیل شیمیایی گاز برای احیای اکسیدهای آهن است:

$$f(g) = X_{CO, H_2} - X_{CO_2, H_2O}^e \\ = X_{CO, H_2} - X_{CO_2, H_2O} / K_{C,H} \quad (2)$$

که در آن $K_{C,H}$ ثابت تعادل واکنش احیاء توسط CO و H_2 و X_{CO, H_2}^e کسر گاز در حال تعادل با اکسید است. فشار جزئی گازهای درون رآکتور با استفاده از ثابت تعادل واکنش گاز - آب (معادله ۳) و موازنه جرمی بین فاز گاز و بار جامد درون رآکتور (معادله ۴) تعیین می شود:



$$\sum_i \bar{X}_i = \frac{1}{n_g} \cdot \sum_{j=1}^2 \bar{F}_j \cdot \phi_j \quad 1 = CO, H_2 \quad (4)$$

افت فشار در رآکتور نیز توسط معادله ارگان (Ergun) قابل محاسبه است: [6]

$$\frac{dP}{dH} = 150\mu \left(\frac{1-\beta\epsilon_b}{d\beta\epsilon_b} \right)^2 U_g + 1/75\rho \left(\frac{1-\beta\epsilon_b}{d\beta\epsilon_b} \right) U_g^3 \quad (5)$$

که در آن U_g سرعت گاز در رآکتور احیاء می باشد.

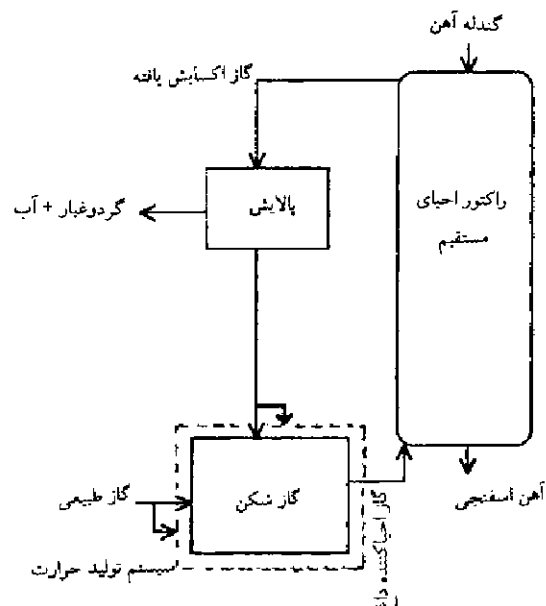
ب - انتقال حرارت با تدوین و توسعه معادلات انتقال حرارت بین فازهای درون رآکتور، تغییرات دمای گاز (T_g) و بار جامد (T_c) نسبت به ارتفاع به صورت زیر به دست می آید [8]:

۴- دوده زدن در رآکتور اتفاق نمی افتد،

۵- انتقال حرارت از طریق تشعشع و هدایت بین گندله ها انجام نمی شود.

ذیلاً به شرح فرضهای اساسی و معادله های انتقال جرم، انتقال حرارت و مصرف انرژی که در تدوین مدل به کار گرفته شده است، می پردازیم:

الف - انتقال جرم سیستیک احیاء غیر همدمای اکسیدهای آهن توسط معدودی از پژوهشگران مطالعه شده است [7]. در این تحقیق اکسیدهای آهن در دو مرحله: هماتیت یا مگنتیت به وستیت و وستیت به آهن، احیاء می شوند. برای هر مرحله، انرژی تحریک و ثابت سرعتی تعریف می شود که توسط روشهای آزمایشگاهی قابل تعیین است [10].



شکل ۱ نمودار تصویری فرآیند احیاء مستقیم با گازهای حاصل از اکسایش جزئی گاز طبیعی با جریان گاز برگشتی. (قسمتی از گاز اکسایش یافته و گاز طبیعی به سیستم تولید حرارت دمیده می شود.)

است شرایط اولیه مشخص گردد. برای هر زمان $t \leq 0$ داریم:

$$\bar{F}_j = 0 \quad (10)$$

$$T_g = T_g^0, T_c = T_c^0 \quad (11)$$

که شرایط مرزی توسط موازنه جرمی - حرارتی بین واحد احیا و گاز شکن در حالت ثبات به دست می‌آید. از طرف دیگر برای هر زمان $t > 0$ لازم است قانون بقای جرم (معادله ۱۲) و شرط وجود پتانسیل شیمیایی کافی گاز برای احیا و ستیت (معادله ۱۳) ارضاء شود:

$$X_i \geq 0 \quad (12)$$

$$n_g \geq \frac{M}{0.95 \left[\sum_i (X_i - X_i^0) / (1 + 1/K_i) \right]}$$

$$i = \text{CO}, \text{H}_2 \quad (13)$$

برای حل دستگاه معادلات دیفرانسیل انتقال حرارت و انتقال جرم، راکتور احیای مستقیم به اجزاء بسیار کوچکی تقسیم شده و سپس معادلات حاکم بر سیستم به شکل اختلاف محدود تبدیل شده‌اند [۱۳]. این دستگاه معادلات جبری به روش اولر و با استفاده از تقریب هون در یک فرآیند تکرار حل می‌شود تا دنباله‌ای از جواب تقریبی به دست آید. خواننده می‌تواند برای آشنایی با روش عملیات ریاضی به مرجع [۱۴] مراجعه نماید.

تأثیر عوامل طراحی بر عملکرد راکتور

الگوی ساخته شده در این تحقیق به راحتی می‌تواند برای طراحی و کنترل فرآیندهای احیای مستقیم با گاز طبیعی مورد استفاده قرار گیرد. عوامل مهم و مؤثر بر طراحی راکتورهای این فرآیند در جدول (۱) فهرست شده‌اند.

$$\begin{aligned} dT_g / dH = & \{ \psi_i \text{Nu} \cdot K_g (1 - \epsilon_b) (T_g - T_c) \\ & / F_p d^2 + \Psi_i h_w \pi D (T_g - T_a) \} \\ & / \{ n_g \sum_i N_g (X_i C_p) \} \end{aligned} \quad (6)$$

$$\begin{aligned} dT_c / dH = & \{ \psi_g \text{Nu} \cdot K_g (1 - \epsilon_b) (T_g - T_c) \\ & / F_p d^2 - \Delta H_R \} / \{ f \sum_i N_g (X_i C_p) \} \end{aligned} \quad (7)$$

ΔH_R تغییر انتالپی واکنش گاز - جامد نسبت به ارتفاع است که توسط حل همزمان معادله (۴) با معادلات انتقال جرم و انتقال حرارت محاسبه می‌شود.

$$\begin{aligned} \Delta H_R = & \sum_{j=1}^r \bar{F}_j \Delta H_{f,j}^{\circ,C} + n_g \sum_{i=1}^r \bar{X}_i \Delta H_{f,i}^{\circ,g} \\ & i = \text{CO}, \text{CO}_2, \text{H}_2\text{O} \end{aligned} \quad (8)$$

به منظور محاسبه ضریب انتقال حرارت لازم است دانسته، ویسکوزیته و ضریب هدایت حرارتی گازهای درون راکتور محاسبه شوند. خواننده می‌تواند برای آشنایی با نحوه محاسبه خواص فیزیکی و انتقالی گاز به مراجع [9, 11, 12] مراجعه نماید.

ج - مصرف انرژی میزان مصرف انرژی برای تولید هر تن محصول به قرار زیر است:

$$E = 1000 C_i (2 \Delta H_{\text{H}_2\text{O}}^{\circ} + \Delta H_{\text{CO}_2}^{\circ} - \Delta H_{\text{CH}_4}^{\circ}) n_H \quad (9)$$

C_i ضریب تبدیل واحد و n_H نسبت دبی مولی گاز طبیعی به دبی مولی آهن تولید شده در فرآیند است. n_H مشتمل بر مقادیر لازم برای شکستن گاز اکسایش یافته و گرم کردن گاز شکن بوده و از طریق موازنه جرمی - حرارتی بین واحدهای مختلف قابل تعیین می‌باشد.

د - حل عددی برای به دست آوردن یک جواب واحد در دستگاه معادلات دیفرانسیل وابسته به زمان، لازم

تزریق گاز اکسایش یافته

شکل (۵) تأثیر تزریق گاز اکسایش یافته برگشتی به گاز شکن را بر مصرف انرژی و دبی گاز احیا کننده نشان می‌دهد. چنانکه از شکل بر می‌آید تزریق گاز اکسایش یافته می‌تواند افزایش مقدار گاز در رآکتور را موجب شود. تحت این شرایط سرعت انتقال حرارت از فاز گاز به فاز جامد درون رآکتور احیا فزونی یافته و مناطق احیا و پیش‌گرم بار جامد به سطوح بالانتری انتقال می‌یابند. بنابراین، انتظار می‌رود سرعت تولید محصول را بتوان افزایش داد شکل (۶)؛ به علاوه دما و قدرت احیا کنندگی گاز اکسایش یافته بیشتر شده شکل‌های (۷) و (۸) و در نتیجه امکان برگشت گاز بیشتری به گاز شکن فراهم خواهد شد.

در اینجا باید توجه داشت که چگونگی تأثیر برگشت گاز اکسایش یافته بر عملکرد رآکتور، به نسبت گاز طبیعی مصرف شده برای تولید گاز احیا کننده به کل گاز مصرفی در سیستم وابسته است. مثلاً چنانچه از شکل (۹) بر می‌آید، افزایش نسبت گاز طبیعی مورد نیاز برای تولید گاز احیا کننده به کل گاز مصرفی، مقدار نسبی گاز احیا کننده را افزون تر کرده و در نتیجه می‌تواند باعث افزایش سرعت تولید شود. بدین ترتیب لازم است نسبت گاز طبیعی مورد استفاده برای تولید گاز احیا کننده به کل گاز مصرفی با در نظر گرفتن نرخ مطلوب تولید، تنظیم شود.

تأثیرات متقابل میزان و نسبت گاز طبیعی مصرفی، در رآکتور مورد تحقیق با نرخ تولید ۱۴۰۰ تن در روز، در شکل (۱۰) نشان داده شده است. از شکل چنین استنباط

به منظور بررسی نحوه و میزان تأثیر این عوامل بر چگونگی عملکرد رآکتور، سرعت تولید محصول و میزان مصرف انرژی، از اطلاعات اولیه مندرج در جدول (۲) استفاده شده است. اطلاعات ترمودینامیکی مورد نیاز برای انجام محاسبات در جدول (۳) داده شده‌اند.

با استفاده از الگوی ساخته شده می‌توان انرژی مصرفی، توزیع دما و آنالیز بار و گاز درون رآکتور را پیش بینی نمود. امکان مطالعه سینتیکی احیای غیر هم دمای اکسیدهای آهن و تعیین مناطق پیش‌گرم و احیای درون رآکتور نیز با استفاده از مدل وجود دارد. شکل‌های (۲ تا ۴) نمونه‌هایی از نتایج به دست آمده از شبیه‌سازی کامپیوتری رآکتور احیای مستقیم مورد بررسی را نشان می‌دهند.

تغییرات شدید در شیب منحنی‌های توزیع دما، به سبب تغییر در انتقالی مواد و واکنشها در نتیجه تغییر ظرفیت‌های حرارتی، و نسبت نرخ تبادل حرارت به نرخ تولید محصول است. افزایش سریع نرخ احیای اکسیدها در حوالی ۶۵۰ و ۷۵۰ درجه سانتیگراد شکل (۳)، سبب تغییر شیب منحنی ارتفاع - دما شکل (۲) می‌شود. تغییرات دبی آهن و اکسیدها در شکل (۴) نیز به وضوح این موضوع را نشان می‌دهد.

بر اساس محاسبات الگو، افزایش سرعت تولید محصول از دو طریق میسر است: راه اول تزریق قسمتی از گاز اکسایش یافته به درون گاز شکن، و راه دوم کاهش اندازه متوسط گندله‌های آهن. در زیر به تشریح تأثیرات حاصل از اعمال هر دو روش می‌پردازیم.

احیایی داخلی راکتور نشان می‌دهد. تقلیل بیش از حد سطح مناطق پیش‌گرم و احیای درون راکتور برای گندله‌های با قطر بزرگتر از ۲۰ میلی‌متر، موجب توقف درصد احیا در حداکثر ۸۰ درصد است. تحت این شرایط لازم است سرعت تولید محصول کاهش یابد. البته باید توجه داشت که اندازه گندله‌های آهن بر میزان تخلخل بستر نیز تأثیر دارند. لکن برای اجتناب از پیچیدگی بیش از حد، این موضوع در این تحقیق در نظر گرفته نشده است.

می‌شود که بهترین شرایط عملکرد راکتور، وقتی ایجاد می‌شود که درصد گاز برگشتی به گاز شکن حدود ۸۰ درصد گاز طبیعی مصرف شده برای احیا حدود ۶۵ درصد باشد.

کاهش اندازه گندله

راه دوم برای افزایش سرعت تولید، کاهش اندازه متوسط گندله‌های آهن است. شکل (۱۱) تأثیر اندازه متوسط گندله‌های بارگیری شده را بر ارتفاع مناطق حرارتی،

جدول ۱ پارامترهای مؤثر در طراحی راکتورهای احیای مستقیم

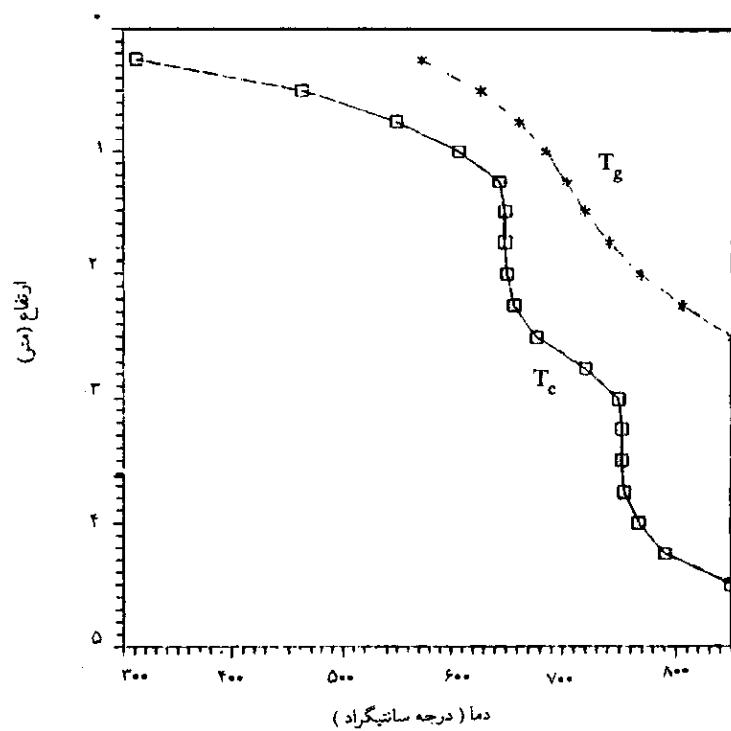
فرآیند	ورودی	درجه احیا - سرعت تولید - درصد تخلخل بستر
واکنش	ورودی	ثابت تعادل - انرژی تحریک - ثابت سرعت
راکتور	ورودی	نوع - شکل - اندازه - جنس
مواد	ورودی	گندله - گاز شکل، اندازه، جرم، دما، فشار، غلظت بار متغیر
	خروجی	آهن اسفنجی - گاز وزن، حجم، چگالی، ترکیب شیمیایی، دما، فشار ماده کمیت

جدول ۲ اطلاعات اولیه رآکتور احیای مستقیم مورد تحقیق [۵، ۶ و ۸]

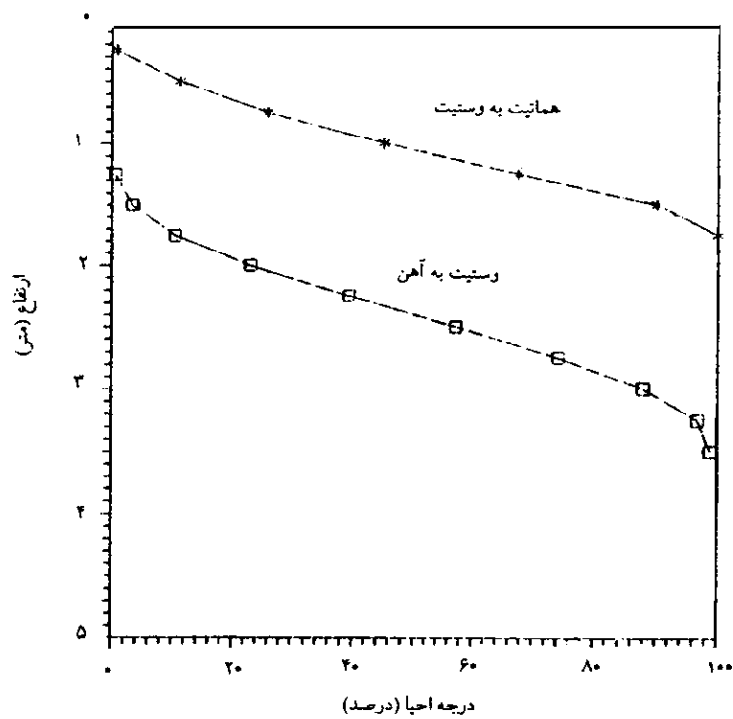
واحد	مقدار	کمیت
-	$\frac{2}{3}$	درجه واکنش احیا
Kmol / hr. atm . m ^۳	۵۰۴	ثابت سرعت احیای هماتیت به وستیت
Kmol / hr. atm . m ^۳	۷۲	ثابت سرعت احیا وستیت به آهن
KJ / kmol	۵۸۱۱۵	انرژی تحریک احیا هماتیت به وستیت
KJ / kmol	۵۳۱۷۴	انرژی تحریک احیا وستیت به آهن
m	۰/۰۱۵	قطر متوسط گندله های آهن
m	۶	قطر رآکتور
m	۶	ارتفاع رآکتور
K	۱۱۲۳	دمای گاز احیا کننده
KJ / hr. K . m ^۳	۴۲	ضریب اتلاف حرارت از دیوارهای رآکتور
--	۱	پارامتر تصحیح ضریب اتلاف حرارت از دیوارهای رآکتور
--	۰/۰۷	پارامتر تصحیح ضریب انتقال حرارت از گاز به جامد
--	۰/۳۶	ضریب معادله وائز
ton / day	۱۴۰۰	سرعت تولید
%	۹۰	درجه احیا
%	۳۵	درصد تخلخل بستر
--	۰/۶۶	پارامتر تصحیح تخلخل بستر
Kg / m ^۳	۳۵۰۰	چگالی بار جامد

جدول ۳ اطلاعات ترمودینامیکی استفاده شده در تحقیق [16, 15]

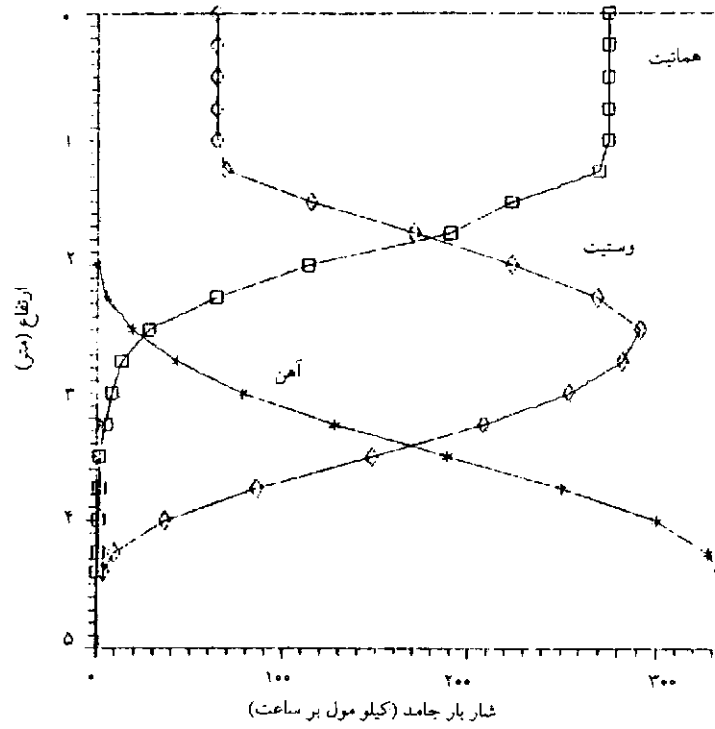
i	ΔH_f^{298} (Kcal / Kmol)	$C_p = a_i + b_i/T \times 10^3 + c_i \times 10^{-6}/T^2 + d_i/T^3 \times 10^9$				T (K)
		a_i	b_i	c_i	d_i	
Al_2O_3	۴۰۰	۲۷/۴۲	۳/۰۶	-۸/۴۷		۲۹۸۰-۱۸۰۰
C	۰	۰/۰۲۶	۹/۳۰۷	-۰/۳۵۴	-۲/۱۵۵	۲۹۸۰-۱۸۰۰
	...	۵/۸۴۱	۰/۱۰۴	-۷/۵۵۹		۱۱۰۰-۴۰۷۳
CO	۲۶/۴۲	۶/۷۹	۰/۹۸	-۰/۱۱		۲۹۸-۲۵۰۰
CO_2	۹۴/۰۵	۱۰/۵۵	۲/۱۶	-۲/۰۴		۲۹۸-۲۵۰۰
CaO	۱۵۱/۶	۱۱/۸۶	۱۰/۸	-۱/۶۶		۲۹۸-۲۸۸۸
Fe	۰	۴/۱۸	۵/۹۲			۲۹۸-۱۰۳۳
	...	۹				۱۰۳۳-۱۱۳۸
	...	۱/۸۴	۴/۶۶			۱۱۸۳-۱۶۷۳
	...	۱۰/۵				۱۶۷۳-۱۸۰۹
FeO	۶۵/۰۲	۱۲/۱۴۲	۲/۰۵۹	۰/۷۹۱		۲۹۸-۱۶۵۰
	...	۱۶/۴۳				۱۶۵۰-۳۶۸۷
Fe_3O_4	۲۶۷/۳	۲۰/۶۱۸	۴۹/۹۳۲			۲۹۸-۸۶۶
	...	۴۸				۸۶۶-۱۸۷۰
Fe_2O_3	۱۹۷/۳	۲۳/۴۹	۱۸/۶	-۳/۵۵		۲۹۸-۹۵۳
	...	۳۶				۹۵۳-۱۰۵۳
H_2	۰	۶/۵۲	۰/۷۸	۰/۱۲		۲۹۸-۳۰۰۰
H_2O	۵۷/۹۵	۷/۱۷	۲/۵۶	۰/۰۸		۲۹۸-۲۵۰۰
MgO	۱۴۳/۷	۱۱/۷۰۷	۰/۷۵۱	-۲/۷۳۴		۲۹۸-۳۰۹۸
N_2	۰	۶/۶۶	۱/۰۲			۲۹۸-۲۵۰۰
O_2	۰	۷/۱۶	۱	۰/۴		۲۹۸-۳۰۰۰
$SiO_2(ory)$	۲۱۷/۱	۱۱/۲۰۹	۷/۵۲۹	-۲/۴۱۲		۲۹۸-۵۴۳
		۱۷/۱۱۹	۰/۴۵۲	-۹/۳۳۵		



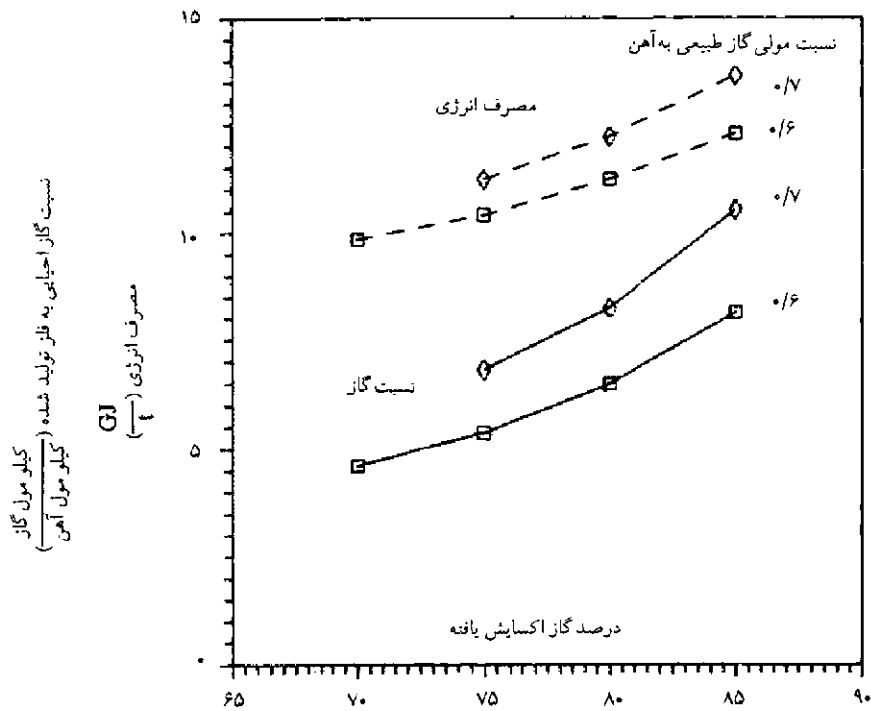
شکل ۲ تغییرات دمای گاز و جامد نسبت به مکان بارگیری در رآکتور احیا



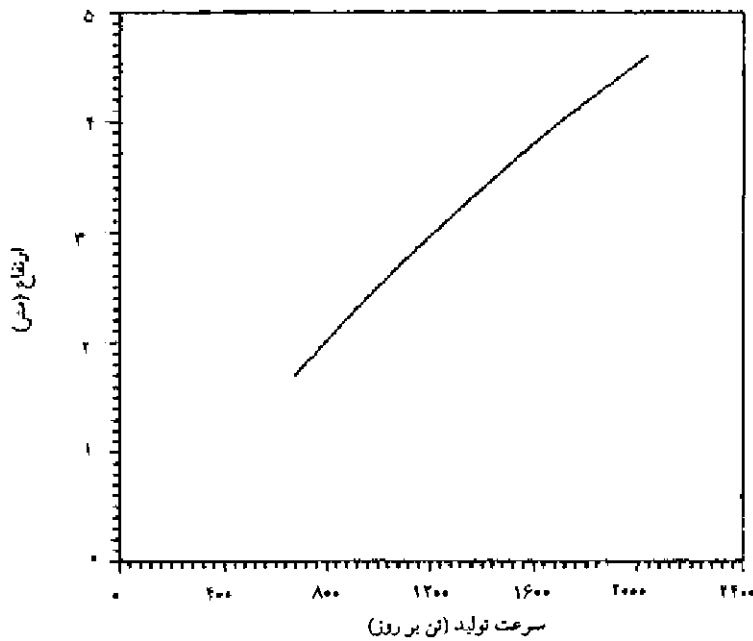
شکل ۳ تغییرات درجه احیای هماتیت به وستیت و وستیت به آهن نسبت به مکان بارگیری در رآکتور احیا



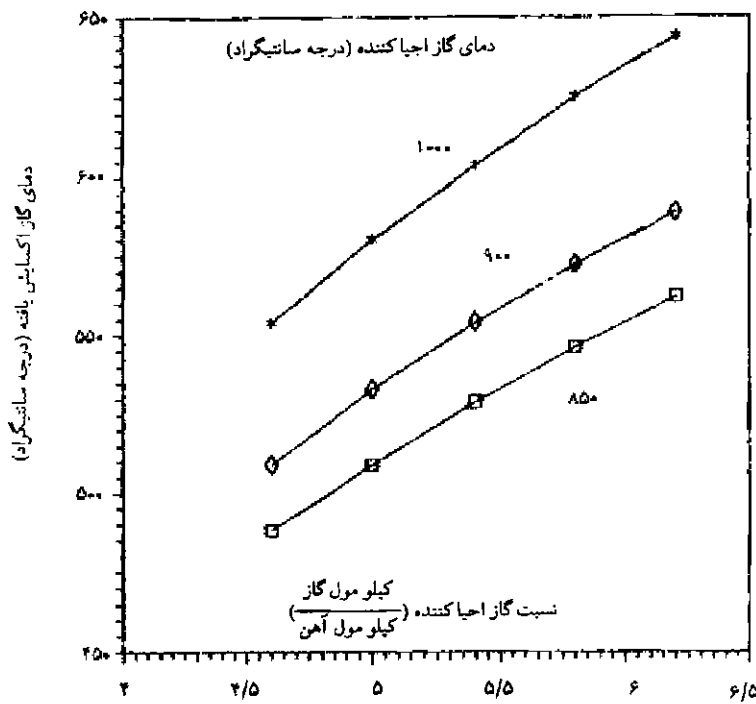
شکل ۴ تغییرات آنالیز بار جامد نسبت به مکان بارگیری در رآکتور احیا



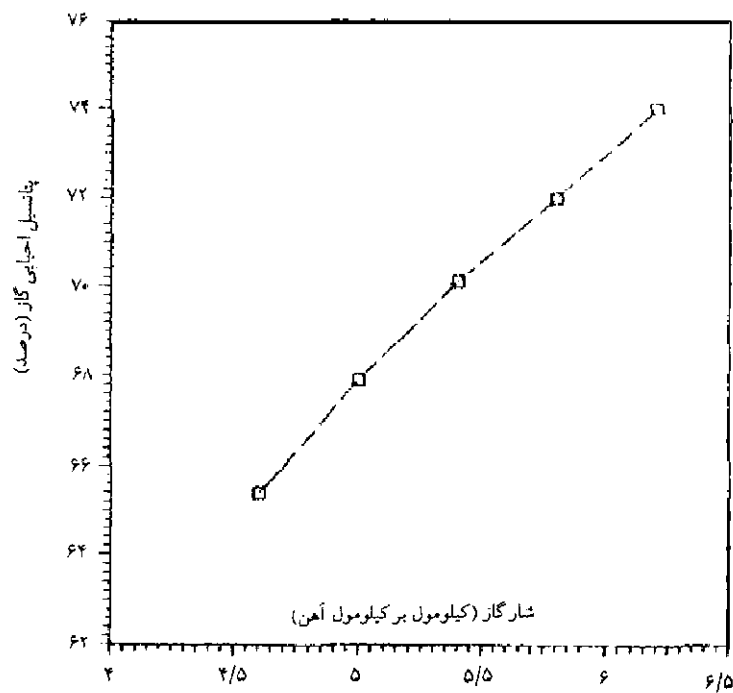
شکل ۵ اثر درصد گاز اکسایش یافته بر نسبت گاز احیا کننده و میزان مصرف انرژی



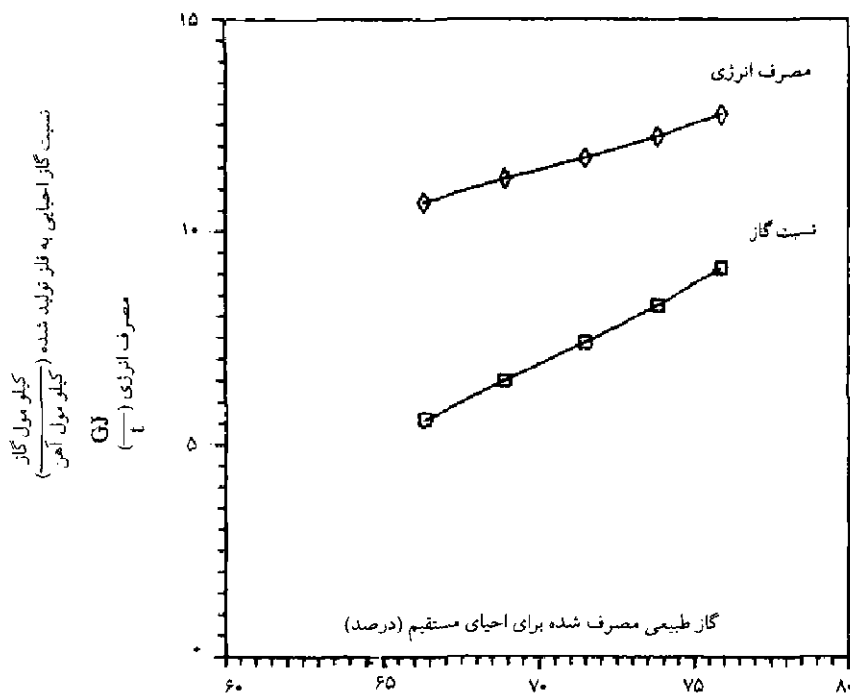
شکل ۶ تأثیر سرعت تولید بر فاصله منطقه احیایی درون راکتور از مکان بارگیری



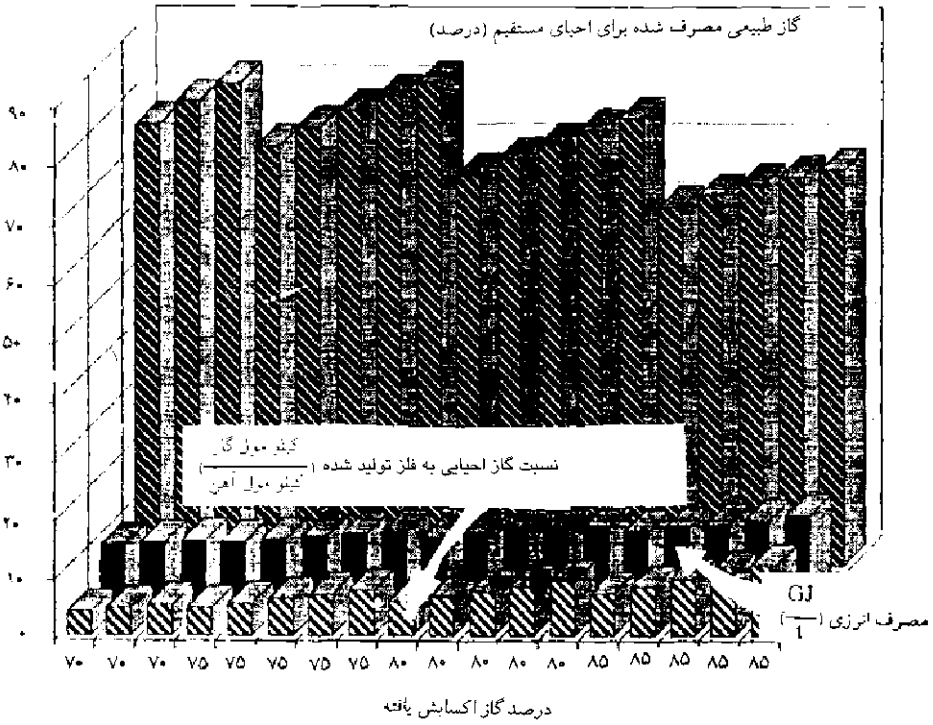
شکل ۷ تأثیر نسبت و دمای گاز احیا کننده بر دمای گاز اکسایش یافته



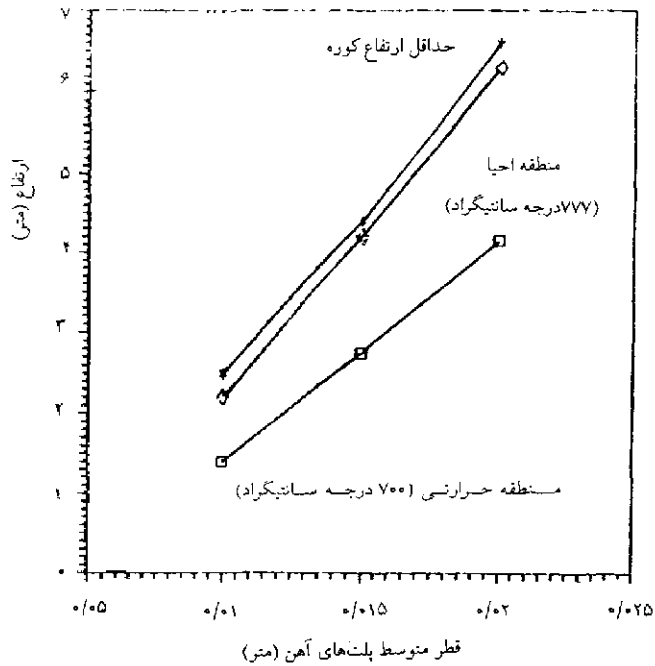
شکل ۸. تأثیر نسبت گاز احیا کننده بر پتانسیل گاز اکسایش یافته



شکل ۹. تأثیر نسبت گاز طبیعی مصرف شده برای تولید گاز احیا بر مصرف گاز طبیعی در کل سیستم



شکل ۱۰ اثر شرایط عملکرد گاز شکن بر مصرف انرژی در فرآیند احیای مستقیم



شکل ۱۱ تأثیر قطر متوسط گندله‌های آهن بر منطقه حرارتی - احیایی و حداقل ارتفاع راکتور

نتیجه‌گیری

در این مقاله نحوه بهینه‌سازی فرآیند احیای مستقیم با گاز طبیعی در رآکتورهای تنوره‌دار با جریان برگشتی گاز اکسایش یافته ارائه شده است. فرآیند احیا توسط الگوهای انتقال حرارت، انتقال جرم، ترمودینامیک فرآیند و سینتیک واکنشها مدل‌سازی شده تا شرایط بهینه‌ی عمل به‌منظور دستیابی به حداکثر بازدهی و حداقل مصرف انرژی تعیین گردد. برنامه ساخته شده به‌راحتی می‌تواند برای طراحی رآکتور احیا بدون صرف وقت و هزینه فراوان برای مطالعات تجربی به‌کار برده شود.

نتایج به‌دست آمده از این پژوهش به شرح زیر است: دبی و دمای گاز درون رآکتور و همچنین توزیع مناطق پیش‌گرم و احیا به شرایط عملکرد گازشکن بشدت بستگی دارد. اگر عوامل مؤثر بر نحوه عملکرد گاز شکن به‌خوبی کنترل نشوند، علاوه بر کاهش سرعت تولید و فزونی مصرف انرژی، امکان دوده زدن در رآکتور نیز بوجود خواهد آمد.

تزیق قسمتی از گاز اکسایش یافته به درون گاز شکن می‌تواند دبی گازهای درون رآکتور احیا را افزایش دهد. تحت این شرایط به دلیل افزایش سرعت انتقال حرارت بین فاز گاز و بار جامد، دما و پتانسیل احیایی گاز اکسایش یافته فزونی می‌یابد. با کنترل درصد گاز برگشتی می‌توان سرعت تولید محصول را افزایش داد.

برای کاهش مصرف انرژی، لازم است نرخ مصرف گاز طبیعی در گاز شکن در مقایسه با درصد گاز برگشتی از رآکتور احیا تنظیم شود. نتایج محاسبات الگو نشان می‌دهد که برگشت نزدیک به ۸۰ درصد از گاز اکسایش یافته می‌تواند حداقل مصرف انرژی در سیستم را موجب شود. تحت این شرایط، لازم است حدود ۶۵ درصد گاز طبیعی صرف افزایش پتانسیل گاز برگشتی شود. افزایش اندازه گندله‌های بارگیری شده به رآکتور، سرعت انتقال حرارت بین گاز و جامد را کاهش داده و تقلیل سطح مناطق پیش‌گرم و احیا درون رآکتور را موجب می‌شود. این کار امکان دستیابی به درصد احیا بالا را از بین می‌برد مگر آنکه سرعت تولید کاهش یابد.

نشانه‌ها

C_p : ضریب تبدیل واحد	Nu: عدد نوسلت
C_p : ظرفیت حرارتی (KJ / Kmol . K)	n: درجه واکنش
D: قطر رآکتور (m)	n_g : نسبت کیلو مول گاز به کیلو مول آهن
d: ابعاد ذرات جامد (m)	n_n : نسبت دبی مولی گاز طبیعی به دبی مولی آهن تولید شده
E: مصرف انرژی سیستم (GJ/t)	n: نسبت مولی (Kmol / Kmol Fe)
F: کسر احیا شده سنگ آهن	P: فشار (atm)
F_p : فاکتور شکل	ϵ : کسر حجمی تخلخل
T: دما (°K)	η : بازدهی
t: زمان (s)	μ : ضریب چسبندگی (N.s/m ²)
U: سرعت (m/s)	ρ : چگالی (Kg / m ³)
X: کسر مولی	ϕ : تغییرات کسر مولی اکسیژن
\bar{X} : تغییرات کسر مولی نسبت به ارتفاع (m ⁻¹)	ψ : پارامتر تصحیح ضریب انتقال حرارت
α : ضریب تغییر بعد در معادله (۱)	زیرنویسها
β : پارامتر تصحیح تخلخل های بستر	a: محیط
f: کسر وزنی آهن در کانه	b: بستر
$f(g)$: تابع پتانسیل شیمیایی گاز	c: جامد
H: ارتفاع رآکتور (m)	e: تعادل
ΔH_f° : تغییرات انتالپی استاندارد تشکیل (KJ / Kmol)	g: گاز
ΔH_R : تغییرات انتالپی واکنش های گاز - جامد (KJ Kmol Fe / KJ Kmol Fe)	i: جزء نام
h: ضریب هدایت حرارت (KJ/m ² .hr . K)	j: مرحله احیا
K: ثابت تعادل (-)	n: گاز طبیعی
K_g : ضریب هدایت حرارتی گاز (KJ/m ² .hr . K)	o: حالت اولیه
k: ثابت سرعت (K mol . O/m ² .hr)	ω : دیواره رآکتور
M: درجه فلزی شدن	
N: تعداد اجزا در یک مخلوط یا محلول چند جزئی	

مراجع

1. Feinman, J., "Direct Reduction Technology", *Metallurgical Treatises*, Ed. Tien and Elliott, TMS-AIME, pp. 211-228, (1983).
2. Sadrnezhaad, K., "Direct Reduced Materials: An Advantageous Charge Material for Induction Furnace", *Jr. of Engineering*, I. R. of Iran, Vol. 3, Nos. 1&2, pp. 37-47, (1990).
۳. خطیب‌الاسلام صدرنژاد، "تولید چدن نشکن با استفاده از آهن اسفنجی - فواید ناشی از بکاربردن آهن اسفنجی"، کارنامه پژوهشی شریف، دانشگاه صنعتی شریف، ۹۲-۹۶، (۱۳۶۷).
4. Sadrnezhaad K., and Simchi, A., "Simulation of the Iron Smelting-Reduction Process", ICST'98, pp. 21-25, Toronto, Canada, (1998).
5. Batra, N. K., "Mathematical Modeling of Shaft Based Direct Reduction Processes of Iron Manufacture With Recirculation of Flue Gases", *Ironmaking and Steelmaking*, 18, pp. 437-445, (1991).
6. Yamaoka H., and Kamel, Y., "Theoretical Study on an Oxygen Blast Furnace Using Mathematical Simulation Model", *ISIJ Int.*, 32, pp. 701-708, (1992).
7. Puvl, S., and Mukherjee, S., "Non-Isothermal Reduction Kinetics of Iron Ore Agglomerates", *Ironmaking and Steelmaking*, 19, pp. 190-193, (1992).
8. Akiyama, T., Takahashi R., and Yag. J., "Measurements of Heat Transfer between Gas and Particles for a Single Sphere and for Moving Beds", *ISIJ. Int.*, 33, pp. 703-710, (1993).
9. Wilke, C. R., "A Viscosity Equation for Gas Mixtures", *The J. of Chem. Phys.*, 18, pp. 517-519, (1950).
10. Von Bogdandy L., and Ingell, H. J., "The Reduction of Iron Ores". Springer - Verlag, Berlin, (1971).
11. Bird, R. B., Stewart W. E., and Lightfoot, E. N., "Transport Phenomena". Wiley, NY., (1960).
12. Zhang L., and Oeters, F., "A Model of Post - Combustion in Iron - Bath Reactors, Part 2- Results for Combustion with Oxygen", *Steel Research*, 62, pp. 107-116, (1991).
۱۳. عبدالرضا سیم‌چی، "تولید مریخ آهنی با استفاده از آهن اسفنجی-ذوب و تصفیه مستقیم فولاد"، رساله کارشناسی ارشد، دانشگاه صنعتی شریف، بهمن (۱۳۷۳).
14. Mathews, J. H., "Numerical Method for Computer Science Engineering and Mathematics", Translated by F. Toutounian, (1991).
15. Kubaschewski, O., Evans E. L., and Alcock. C. B., "Metallurgical Thermochemistry", 5th Ed., Pergamon Press, London, (1967).
16. Brian, I., Knacke O., and Kubaschewski, O., "Thermochemical Properties of Inorganic Substances", Spring & Stahleisen, Berlin, (1977).