

مدلسازی ریاضی اکسایش مستقیم H_2S در راکتور سیال بستر: تعیین شرایط عملیاتی برای عملکرد مطلوب

فهیمه گلستانی، محمد کاظمینی*

تهران، دانشگاه صنعتی شریف، دانشکده مهندسی شیمی و نفت

پیام‌نگار: kazemeini@sharif.Edu

چکیده

در این تحقیق، یک مدل ریاضی از اکسایش مستقیم سولفید هیدروژن به گوگرد، در یک راکتور سیال بستر با امکان گردش خارجی ارائه شده است. در صورت غیرفعال شدن کاتالیزگر در بستر سیال، می‌توان آنرا وارد مخزن کاهش کرد و در آنجا با حرارت دهی گوگرد تا دمایی بالاتر از دمای شبنم، آنرا از کاتالیزگر جدا ساخت. با نرم افزار MATLAB مدل راکتور حاصل شد که در آن روند تغییرات درصد تبدیل H_2S و تولید و مصرف محصولات و واکنشگرها، در مقایسه با نتایج راکتور ثابت بستر، منطقی بوده و می‌توان با تحلیل نتایج، شرایط عملیاتی مناسبی را برای آزمایش‌های بعدی پیشنهاد کرد. نتایج نشان می‌دهند که در شرایط مطلوب که عبارت‌اند از دمای بین $130^{\circ}C$ - $100^{\circ}C$ و مقدار هرچه بیشتر کاتالیزگر مورد استفاده، با داشتن یک کاتالیزگر با فعالیت و پایداری بالا، می‌توان در راکتور سیال بستر به درصد تبدیل 100 درصد دست یافت.

کلمات کلیدی: اکسایش مستقیم H_2S ، بستر سیال، مدلسازی ریاضی

۱- مقدمه

محدودیت‌های بین‌المللی مربوط به انتشار گازهای شامل ترکیبات گوگرد به اتمسفر، در سالهای اخیر روز به روز بیشتر و جدی‌تر می‌شود. به این ترتیب یافتن روش موثری برای حذف H_2S و SO_2 (یا بطور کلی SO_x) به منظور محدود کردن انتشار این گازها، بسیار مورد توجه قرار گرفته است. سالانه مقادیر زیادی H_2S از پالایشگاه‌های نفت خام و گاز طبیعی و از ذوب فلزات در فرایند تولید فولاد، آزاد می‌گردد. فرایند مایع سازی ذغال سنگ را می‌توان به عنوان منبع عمده انتشار H_2S در آینده‌ی نزدیک در نظر گرفت. [۱]

H_2S تولید شده از طریق این فرایندها، به دلیل سمیت بالا، باید پیش از انتشار گازها در اتمسفر جدا شود. روند معمول برای جداسازی، این است که H_2S را از طریق فرایند تعادلی و معروف کلاوس به صورت گزینشی به گوگرد مولکولی تبدیل می‌کنند. [۲] هرچند به خاطر محدودیت‌های ترمودینامیکی، بازدهی فرایند کلاوس نمی‌تواند بیش از ۹۸٪ باشد. به این معنا که برای یک واحد تولید گوگرد صنعتی متداول، انتشار SO_2 در اتمسفر می‌تواند به حدود هزاران تن در سال برسد. این محدودیت باعث توسعه فرایندهای جدیدی شده است که با دنباله‌گازی کلاوس سروکار دارند تا غلظت‌های ترکیبات شامل گوگرد را در گاز خروجی، قبل از ورود به اتمسفر، تا حد ممکن کاهش دهند. [۱]

۲- سیالیت

سیالیت پدیده ای است که در آن بستری از ذرات جامد بوسیله ی جریان گازی که حرکت رو به بالا دارد و از میان آن‌ها عبور می‌کند، به حالت معلق می‌ماند. سیالیت وقتی رخ می‌دهد که سرعت ظاهری گاز در محدوده ی بین دو مقدار حداقل سرعت سیالیت^۱ و سرعت ته نشینی^۲ قرار گیرد. اگر سرعت گاز کمتر از حداقل سرعت سیالیت باشد، بستر به ثابت بستر تبدیل می‌شود و اگر بیشتر از سرعت ته نشینی بزرگترین ذرات جامد باشد، تمام بستر همراه با گاز حرکت رو به بالا داشته و از راکتور خارج می‌شود. هر دو سرعت مذکور، تابع چگالی و قطر ذرات جامد است.

از ویژگی‌های مطلوب این نوع راکتور می‌توان به موارد زیر اشاره کرد:

- افت فشار در بستر برابر با وزن به ازای مساحت بستر بوده و مستقل از سرعت گاز است.
- ذرات جامد می‌توانند مثل مایعات در خطوط لوله جابجا شوند و بالاخره،
- اختلاط ذرات جامد، پدیده‌های انتقال گرما و جرم را به خوبی انجام می‌دهد.

این ویژگی‌ها موجب بالا رفتن میزان استقبال از راکتورهای سیال بستر طی سال‌های اخیر در صنعت گردیده است. با وجود این، رفتار هیدرودینامیکی پیچیده بستر سیال منجر به ریسک پذیری و پرهزینه بودن تغییر مقیاس آن از آزمایشگاهی به صنعتی شده است. بنابراین، با گسترش امکانات محاسباتی، محدوده استفاده از این فناوری می‌تواند در مقیاس صنعتی نیز توسعه یابد. [۴]

۳- مدل ریاضی راکتور

راکتور سیال بستری که برای انجام این واکنش کاتالیزی پیشنهاد می‌شود استوانه ای است که به صورت گردش خارجی با یک مخزن کاهش در ارتباط می‌باشد تا در صورتیکه مشکل غیرفعال شدن کاتالیزگر رخ دهد به راحتی بتوان با انتقال کاتالیزگر به این مخزن و حرارت‌دهی تا دمایی بالاتر از دمای شبنم گوگرد، گوگرد را از روی کاتالیزگر جدا کرده و کاتالیزگر را مجدداً به داخل راکتور بازگرداند.

تمام فرایندهای انجام شده بر روی دنباله گازی کلاوس، یا مبتنی بر اکسایش کاتالیزی H₂S توسط اکسیژن و یا بر اساس تکنولوژی‌های (جذب - بازگشت) هیدروژن سولفید می‌باشند. واکنش‌های اکسایش کاتالیزی با استفاده از کاتالیزگرهای با پایه‌های مختلف اکسیدی مانند (α-Al₂O₃)، TiO₂ یا SiO₂ و در موارد کمتری، ذغال چوب فعال شده انجام می‌شود. هرچند، بیشتر پایه‌های اکسیدی به کار رفته، نسبت به مسئله ی سولفودار کردن در طول واکنش در حضور بخار آب، گوگرد، SO₂ و اکسیژن بسیار حساسند. در تحقیقات اخیر مشاهده شده است که کاتالیزگر با پایه ی SiC به خاطر خنثی بودن از لحاظ شیمیایی، گزینه ی مناسبی برای انجام این واکنش می‌باشد. [۱-۳]

آنچه در تحقیقات انجام شده در مورد فرایند اکسایش کاتالیزی مستقیم H₂S به گوگرد مولکولی قابل توجه است، این مورد بوده که تمامی کارهای انجام شده در این زمینه با استفاده از راکتور ثابت بستر بوده و تاکنون این فرایند در راکتور سیال بستر مورد بررسی قرار نگرفته است. با توجه به جذابیت‌هایی که راکتور سیال بستر در مواردی چون افزایش درصد تبدیل و گزینش پذیری نسبت به محصول، از خود نشان داده است، بررسی واکنش اکسایش مستقیم کاتالیزی H₂S در راکتور سیال بستر، علیرغم مشکلات مربوطه که بطور اخص در زمینه تغییر مقیاس از آزمایشگاهی و پیش‌تاز به صنعتی وجود دارد، مفید به نظر می‌رسد.

هدف از تحقیق حاضر، بررسی واکنش اکسایش کاتالیزی H₂S در راکتور سیال بستر با استفاده از کاتالیزگر (NiS₂/SiC) است که به این منظور مدلسازی ریاضی انجام گرفته و با توجه به اینکه تاکنون هیچگونه داده‌ی تجربی برای این واکنش در بستر سیال ارائه نگردیده است، در ابتدا روند نتایج حاصله، به عنوان مثال روند تغییر درصد تبدیل H₂S، با ثابت بستر مقایسه شده است. از آنجا که چگونگی این تغییرات مشابه به نظر می‌رسد، این امیدواری وجود دارد که بتوان در تحقیقات وسیع‌تر و با استفاده از امکانات آزمایشگاهی، در راکتور سیال بستر، به نتایج مطلوبی در این زمینه دست یافت. در ادامه، با تجزیه و تحلیل نتایج حاصل از مدلسازی، سعی شده پارامترهای موثر بر تغییرات، مشخص شوند و با مطالعه نحوه اثر آنها، پیشنهادهایی برای دستیابی به عملکرد مطلوب برای این واکنش در راکتور سیال بستر، ارائه شود.

1. Minimum Fluidization Velocity
2. Terminal Velocity

۲- سرعت گاز و تخلخل در فاز امولسیون، همان مقادیر تحت شرایط کمترین سیالیت در نظر گرفته شده است.

۳- از واکنش‌های غیر کاتالیزی فاز گاز صرف‌نظر شده است.

مدل بکارگرفته شده برای جریان گاز، در واقع همان مدل نظری سه فازی است. فرض شده است که گاز در داخل فاز امولسیون با سرعتی مساوی سرعت در شرایط کمترین سیالیت، بالا می‌رود و گاز باقیمانده در داخل فاز حباب به سمت بالا حرکت می‌کند. گاز داخل حباب‌ها، بر اساس مدل داویدسون و هریسون، به صورت پیوسته و با انجام گردش مجدد^۲ به آرامی به داخل فاز امولسیون نفوذ می‌کند. حباب، همراه با حرکات خود به سمت بالا، مقادیری جامد را با خود حمل می‌کند که دنباله نامیده می‌شود. معادلاتی که برای تخمین سرعت صعود حباب، ضریب تبادل گاز بین حباب و امولسیون، ضریب تبادل جامد بین دنباله و امولسیون و سایر پارامترهای موجود که در مدل دینامیک سیال به کار رفته‌اند، در جدول (۱) ارائه شده‌اند. [۵]

برای پارامتر f_w (درصد حجمی دنباله در حباب)، مقدار 0.1 طبق داده‌های موجود در بستر سیال در اطلاعات کتابخانه‌ای، در نظر گرفته شده است. پراکندگی زیاد داده‌های تجربی موجود برای این پارامتر، پیش بینی مقدار آن را با دقت زیاد، دشوار می‌نماید. هرچند مطالعه پارامتری نشان می‌دهد که تغییر مقدار f_w بین 0.5 و 0.15 منجر به تغییرات ناچیزی (کمتر از یک درصد) در مقدار تبدیل پیش بینی شده توسط این مدل می‌گردد. [۵]

۴- موازنه‌های جرم

مدل راکتور شامل چهار جزء گازی سولفید هیدروژن، اکسیژن، بخار آب و هلیوم است. معادلات موازنه جرم شامل سیستمی از معادلات دیفرانسیل جزئی است که با در نظر گرفتن حالت پایدار به سیستمی از معادلات دیفرانسیل معمولی تبدیل می‌شود.

موازنه‌های جرم برای جامد باید جریان رو به بالای جامد را همراه با تغییرات حباب‌ها با ارتفاع در نظر بگیرد زیرا که قطر حباب (و در نتیجه سرعت حباب‌ها) با افزایش ارتفاع تغییر می‌کند. بنابراین برای اجزای گازی معادلات زیر مطرح می‌باشند:

البته نتایج بدست آمده در این مدلسازی نشان می‌دهد که میزان گوگرد تولید شده به مقداری نیست که برای کاتالیزگرهایی با ظرفیت بالای ذخیره گوگرد مانند (NiS_2/SiC) مشکل غیرفعال شدن بوجود آورد.

ایجاد یک مدل ریاضی از این بستر سیال برای درک بهتر رفتار راکتور و نیز به منظور بهینه سازی هایی که بعداً باید بر روی آن انجام شود لازم به نظر می‌رسد. مدلی که در اینجا ارائه شده است بر مبنای کاری است که رویبو و همکارانش در سال ۲۰۰۴ انجام دادند. [۵]

این مدل را می‌توان به صورت مستقیم در حالت پایدار حل کرد. در این کار، تغییر اندازه حباب با افزایش ارتفاع در طول راکتور، در نظر گرفته شده است. برای محاسبه ی قطر حباب رابطه ی هوریو و نوناکا مورد قبول واقع شده است. [۶]

مدل دینامیک سیالی که از آن در این کار استفاده شده است وجود سه ناحیه ی مختلف را در داخل راکتور در نظر می‌گیرد که شامل حباب، دنباله^۱ و امولسیون است. هنگامی که حباب به سطح بستر سیال می‌رسد، تمامی جامد فاز دنباله به فاز امولسیون منتقل شده است. همچنین تبادل جامد بین فاز دنباله و امولسیون نیز در نظر گرفته شده است. بنابراین در بستر سیال، اختلاط جامدات به وسیله حباب‌ها صورت می‌گیرد. فرض می‌شود که غلظت هر یک از اجزای گازی در فاز حباب و دنباله با هم مساوی است (در واقع گاز در هر دوی این فازها کاملاً مخلوط شده است). همچنین فرض می‌شود که غلظت گاز در ابر احاطه کننده حباب مساوی با این غلظت در فاز امولسیون است. در این مدل، علاوه بر تبادل جامد، تبادل گاز بین فازهای حباب و امولسیون نیز در نظر گرفته می‌شود. سایر فرضیات ساده کننده ای که در این مدل به کار گرفته شده‌اند عبارت‌اند از:

۱- بستر تکدما: این یک فرض متداول در راکتورهای سیال بستر است، و در واقع در کارهای تجربی که توسط دیگر محققین انجام شده است تغییرات دما در بسیاری از مواقع در طول راکتور بسیار پایین بوده است. [۵] این مسئله با توجه به سرعت گردش بسیار بالای جامد داخل بستر سیال و اختلاط بوجود آمده، مورد انتظار می‌باشد. بنابراین در این مدل نیاز به حل معادلات موازنه انرژی وجود ندارد.

جدول ۱- روابط مورد استفاده در مدل دینامیک سیال

سرعت صعود حباب:	
$u_B = u_0 - u_{mf} + u_{br}$ $u_{br} = \begin{cases} 0.711(gd_b)^{1/2} & \frac{d_b}{D_t} < 0.125 \\ \left[0.711(gd_b)^{1/2}\right] 1.2 \exp\left(-1.49 \frac{d_b}{D_t}\right) & 0.125 < \frac{d_b}{D_t} < 6 \end{cases}$	
تبادل گاز بین فاز حباب و امولسیون: (گنی و لوشپیل، ۱۹۹۱)	
$K_{bc} = 4.5 \left(\frac{u_{mf}}{d_b}\right) + 5.85 \left(\frac{D^{1/2} g^{1/4}}{d_b^{5/4}}\right)$ $K_{ce} = 6.77 \left(\frac{D \varepsilon_{mf} u_{br}}{d_b^3}\right)^{1/2}$	
تبادل جامد بین فاز دنباله و امولسیون:	
$K_{we} = \begin{cases} \frac{0.075(u_0 - u_{mf})}{u_{mf} d_b} & \text{if } \frac{u_0}{u_{mf}} \leq 3 \\ \frac{0.15}{d_b} & \text{if } \frac{u_0}{u_{mf}} > 3 \end{cases}$	
درصد حجمی حبابها در بستر:	
$\alpha = \frac{u_0 - (1 - \alpha - \alpha f_w) u_{mf}}{u_B} \approx \frac{u_0 - u_{mf}}{u_B}$	

الف) در فازهای حباب و دنباله:

$$\frac{\partial \left[(\alpha + \alpha f_w \varepsilon_{mf}) A C_{i,B} \right]}{\partial t} = - \frac{\partial \left[A (\alpha + \alpha f_w \varepsilon_{mf}) u_B C_{i,B} \right]}{\partial z} + (\lambda_1 C_{i,B} + \lambda_2 C_{i,e}) \frac{\partial \left[(\alpha + \alpha f_w \varepsilon_{mf}) A u_B \right]}{\partial z} - K_{Be} A (\alpha + \alpha f_w \varepsilon_{mf}) (C_{i,B} - C_{i,e}) + r_{i,B} \rho \frac{(1 - \varepsilon_{mf}) f_w}{(1 + f_w \varepsilon_{mf})} A (\alpha + \alpha f_w \varepsilon_{mf}) \quad (1)$$

ب) در فاز امولسیون:

$$\frac{\partial \left\{ [1 - (\alpha + \alpha f_w)] A C_{i,e} \right\}}{\partial t} = - \frac{\partial \left\{ A [1 - (\alpha + \alpha f_w)] u_{mf} C_{i,e} \right\}}{\partial z} - (\lambda_1 C_{i,B} + \lambda_2 C_{i,e}) \frac{\partial \left[(\alpha + \alpha f_w \varepsilon_{mf}) A u_B \right]}{\partial z} - K_{Be} A [1 - (\alpha + \alpha f_w)] (C_{i,e} - C_{i,B}) + r_{i,e} \rho (1 - \varepsilon_{mf}) [1 - (\alpha + \alpha f_w)] A \quad (2)$$

از طرفی برای گوگرد جامد، روابطی که در ادامه می‌آیند، حاکم می‌باشند:

الف (در فاز دنباله:

$$\frac{Af_w \rho \partial(\alpha C_{sw})}{\partial t} = -\frac{Af_w \rho \partial(\alpha u_B C_{sw})}{\partial z} + (\lambda_1 C_{sw} + \lambda_2 C_{se}) \frac{Af_w \partial(\alpha u_B)}{\partial z} - K_{we} Af_w \alpha \rho (C_{sw} - C_{se}) + r_{sw} f_w A \alpha \rho \quad (3)$$

ب) در فاز امولسیون:

$$\frac{A \rho \partial[(1 - \alpha - \alpha f_w) C_{se}]}{\partial t} = -\frac{A \rho \partial[(1 - \alpha - \alpha f_w) u_{s,e} C_{se}]}{\partial z} - (\lambda_1 C_{sw} + \lambda_2 C_{se}) \frac{Af_w \partial(\alpha u_B)}{\partial z} - K_{we} A (1 - \alpha - \alpha f_w) \rho (C_{se} - C_{sw}) + r_{sw} (1 - \alpha - \alpha f_w) A \rho \quad (4)$$

چنانکه در این روابط، شرایط زیر برقرار است [۵]:

$$\lambda_1 = 0 \quad \lambda_2 = 1 \quad \text{برای} \quad \frac{\partial(\alpha u_B)}{\partial z} \geq 0$$

$$\lambda_1 = 1 \quad \lambda_2 = 0 \quad \text{برای} \quad \frac{\partial(\alpha u_B)}{\partial z} < 0$$

۵- بحث و بررسی

برای مشخص شدن نتایج مدل، ابتدا داده‌های تجربی مربوط به یکی از آزمایش‌های اکسایش مستقیم H_2S در ثابت بستر، در مدل قرار داده شده که این داده‌ها در جدول (۲) ارائه گردیده است:

جدول ۲- داده‌های تجربی ثابت بستر [۷]

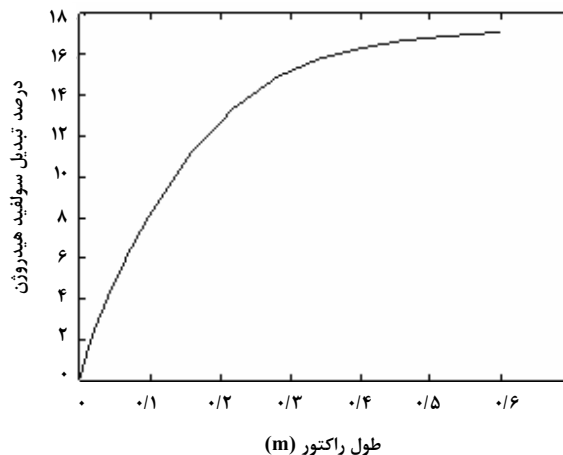
۶۰	دما (C)
۴۰۰	قطر دانه‌های کاتالیزگر (μm)
۰/۰۳	قطر داخلی راکتور (m)
۰/۶	ارتفاع راکتور (m)
۰/۰۰۵۲	مقدار کاتالیزگر مورد استفاده در آزمایش (kg)

شایان ذکر است که محدوده شرایط عملیاتی بستر سیال به طور کلی با ثابت بستر متفاوت است، به طوری که عموماً می‌توان گفت دانه‌های کاتالیزگر مورد استفاده در بستر سیال، قطر کمتری در مقایسه با دانه‌های متناظر در ثابت بستر دارند و نیز دمای عملیاتی در بستر سیال در اکثر موارد بالاتر از مقدار تجربی داده شده در ثابت بستر است و از طرفی مقدار کاتالیزگر مورد استفاده و نیز ابعاد راکتور باید به گونه‌ای باشند که امکان ایجاد سیالیت در عمل وجود داشته باشد. در نهایت، روند تغییرات بدست آمده در بستر سیال با استفاده از داده‌های ثابت بستر، معقول و مورد انتظار است، اما مشاهده می‌شود که مقادیر درصد تبدیل حاصل در بستر سیال، بسیار پایین‌تر از مقادیر مربوط به ثابت بستر می‌باشند. در راکتور ثابت بستر با داده‌های ورودی مشابه، درصد تبدیل سولفید هیدروژن در مواردی به ۱۰۰ نیز رسیده است. [۷] دلیل این تناقض، داده‌های ورودی برای مدل بستر سیال بوده که از مقادیر مربوط به ثابت بستر استفاده می‌کند. (شکل‌های (۱) و (۲))

انرژی فعالساز و واکنش، ترسیم شدند. روند تغییر درصد تبدیل سولفید هیدروژن با تغییر در این پارامترها در شکل (۳) نشان داده شده است.

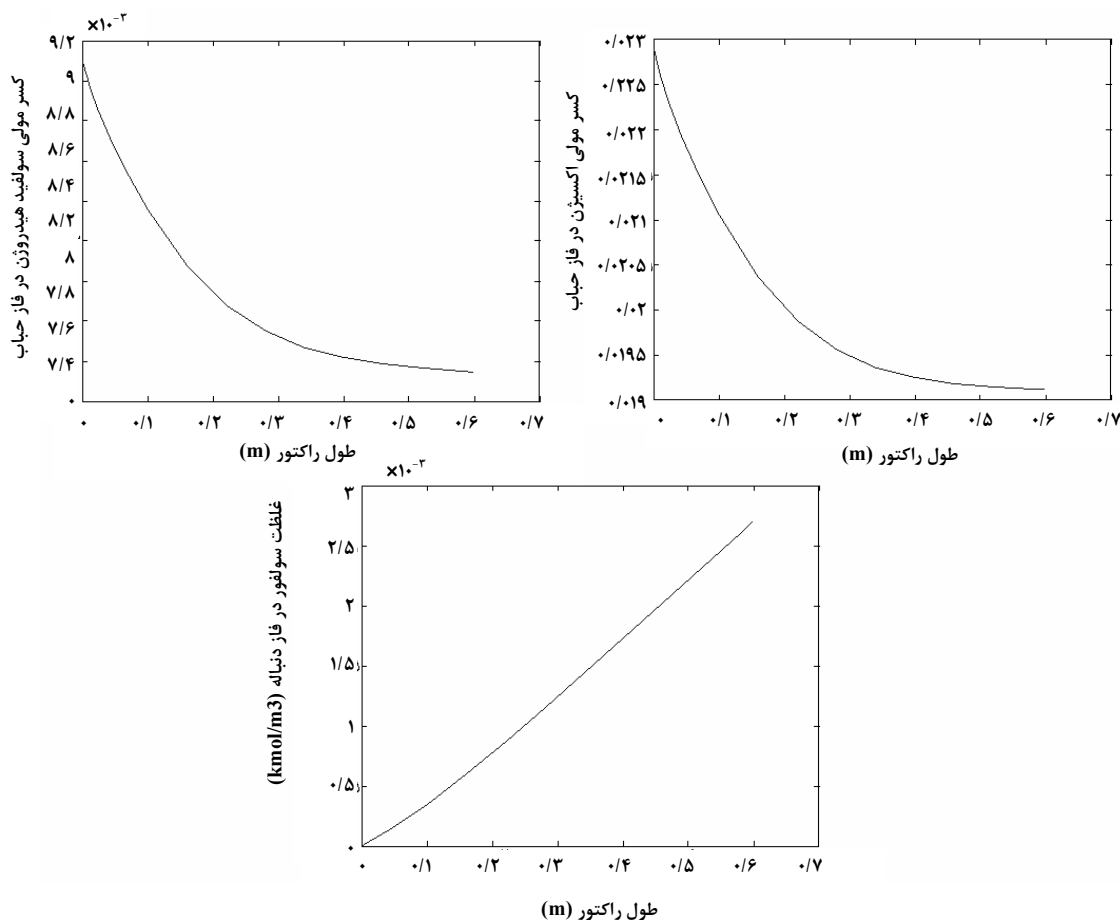
ملاحظه می‌شود که مدل افزایش درصد تبدیل سولفید هیدروژن را در شرایط افزایش دمای عملیاتی، افزایش مقدار کاتالیزگر مورد استفاده در بستر سیال، افزایش ارتفاع و کاهش قطر بستر، افزایش قطر ذرات (تا مقدار 8×10^{-4} m که پس از آن نتایج مدل واگرا می‌شود) و افزایش تخلخل بستر کاتالیزگری و نیز کاهش انرژی فعالساز و واکنش پیش بینی می‌نماید که این نتایج مورد انتظار و منطقی به نظر می‌رسند.

لازم به ذکر است که دقت سینتیک مورد استفاده برای واکنش کاتالیزگری نیز از اهمیت بالایی برخوردار است. به طوریکه مشاهده می‌شود اندکی تغییر در انرژی فعالساز و واکنش، درصد تبدیل را جابجا می‌کند.



شکل ۱- تغییرات درصد تبدیل سولفید هیدروژن در طول راکتور

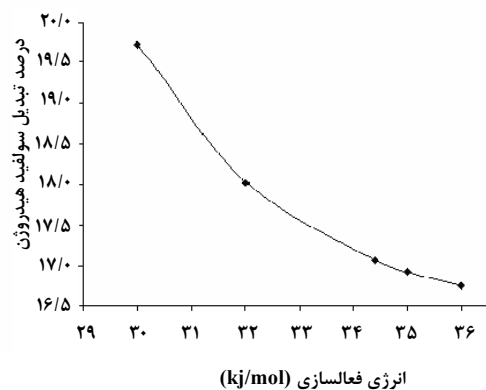
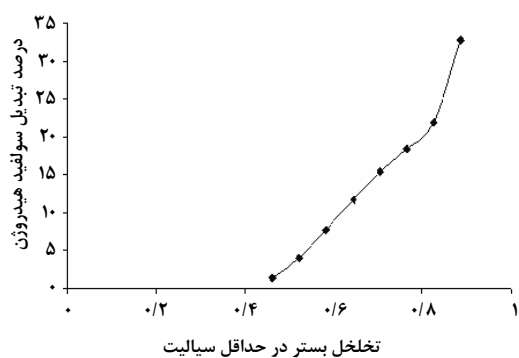
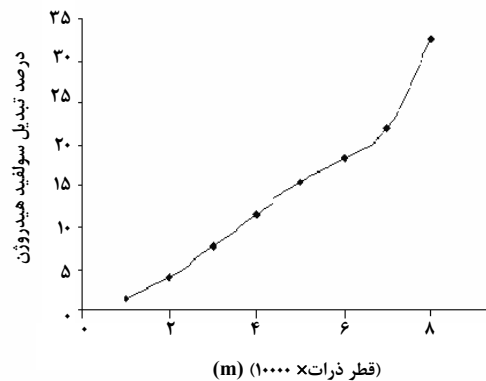
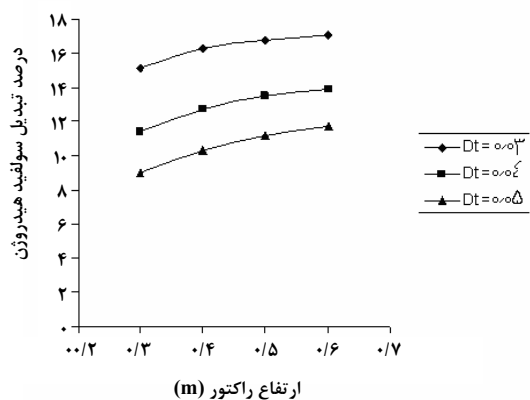
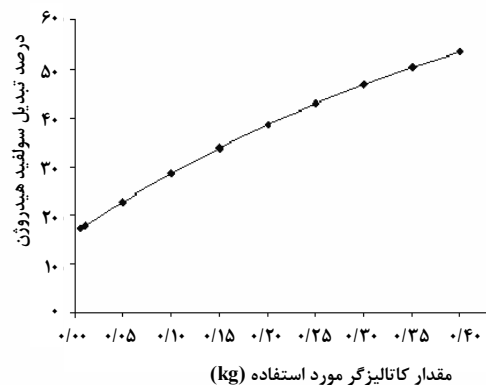
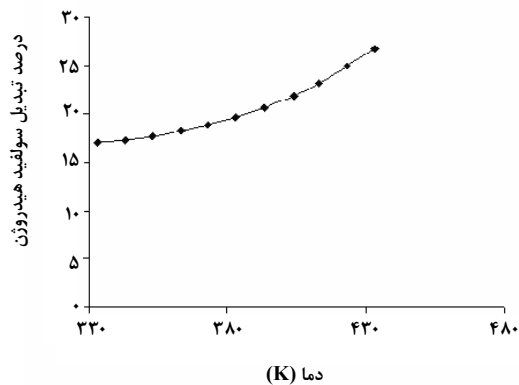
به منظور مطالعه اثر این پارامترها، نمودارهای تغییر درصد تبدیل با تغییر پارامترهای دما، مقدار کاتالیزگر مورد استفاده در بستر کاتالیز، ابعاد راکتور، قطر ذرات، تخلخل بستر در شرایط حداقل سیالیت و



شکل ۲- تغییرات غلظت سولفید هیدروژن، اکسیژن و گوگرد در طول راکتور

مقادیر معمول بسترهای سیال نشان می‌دهد. مقدار کاتالیزگر مورد استفاده در بستر سیال در این نمودار به صورت Rob و با واحد kg نشان داده شده است. در این شکل مشاهده می‌شود که با تغییر این دو پارامتر، در مواردی، امکان دستیابی به درصد تبدیل ۱۰۰ درصد نیز وجود دارد.

از بین پارامترهای مذکور، دما و مقدار کاتالیزگر مورد استفاده در بستر کاتالیزگر و یا به عبارتی چگالی بستر سیال جزء پارامترهای متغیر متداول در زمینه بسترهای سیال می‌باشند. بنابراین تغییر توام این دو پارامتر با ثابت نگه داشتن سایر موارد می‌تواند چگونگی تاثیر آنها را مشخص سازد. شکل (۴) روند تغییرات درصد تبدیل H_2S با تغییر این دو پارامتر را، از مقادیر داده‌های تجربی ثابت بستر تا

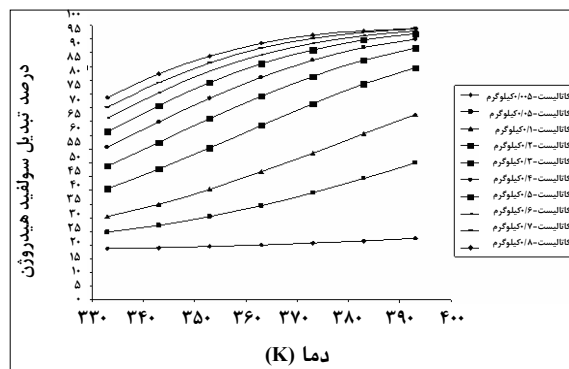


شکل ۳- تغییر درصد تبدیل سولفید هیدروژن با تغییر در پارامترهای (از چپ به راست) دما، مقدار کاتالیزگر مورد استفاده، ابعاد راکتور، قطر ذرات کاتالیزگر، تخلخل بستر کاتالیزگر و انرژی فعالساز واکنش

محیطی صنایع نفت و گاز برداشته خواهد شد.

مراجع

- [1] P. Nguyen, D. Edouard, J.-M. Nhut, M.J. Ledoux, Ch. Pham, C. Pham-Huu "High thermal conductive b-SiC for selective oxidation of H₂S: A new support for exothermal reactions" Applied Catalysis B: Environmental 76, 300–310, (2007).
- [2] Marc J. Ledoux, Cuong Pham-Huu, Nicolas Keller, Jean-B. Nougayrède, Sabine Savin-Poncet, Jacques Bousquet "Selective oxidation of H₂S in Claus tail-gas over SiC supported NiS₂ catalyst" Catalysis Today 61, 157–163, (2000).
- [3] Nicolas Keller, Cuong Pham-Huu, Claude Crouzet, Marc J. Ledoux, Sabine Savin-Poncet, Jean-B. Nougayrède, Jacques Bousquet, "Direct oxidation of H₂S into S. New catalysts and processes based on SiC support", Catalysis Today 53, 535–542, (1999).
- [4] مدلسازی دئیدروژناسیون کاتالیزگری پروپان در راکتور بستر سیال دو ناحیه ای، پایان نامه ی کارشناسی ارشد، سحر کشاورزی، دانشگاه صنعتی شریف، (۱۳۸۶).
- [5] O.Rubio, J. Herguido, M. Menendez, G. Grasa and J. C. Abanades, "Oxidative dehydrogenation of butane in an interconnected fluidized bed reactor" AIChE Journal, vol. 50, No. 7, (2004).
- [6] Masayuki Horio, Akira Nonaka "A Generalized Bubble Diameter Correlation for Gas-Solid Fluidized Beds" AIChE Journal, Vol. 33, No. 11, (1987).
- [7] Nicolas Keller, Cuong Pham-Huu, Claude Estournès, Marc J. Ledoux "Low temperature use of SiC-supported NiS₂-based catalysts for selective H₂S oxidation Role of SiC surface heterogeneity and nature of the active phase" Applied Catalysis A: General 234, 191–205, (2002).
- [8] Kunii D, Levenspiel O. "Fluidization Engineering" , 2nd ed. Boston, Butterworth-Heineman, (1991).
- [9] W.McCabe, J.Smith, P.Harriott, "Unit Operations Of chemical engineering", sixth ed. Boston, MC Graw Hill, (2001).
- [10] J.M.Smith, "Chemical Engineering Kinetics", 2nd ed. MCGRAW-Hill chemical engineering series, (1987).
- [11] Geldart D., "Gas Fluidization Technology", John Wiley & Sons, Great Britain, (1986).



شکل ۴- افزایش درصد تبدیل سولفید هیدروژن با افزایش دما و افزایش مقدار کاتالیزگر مصرفی (kg/m³) در راکتور سیال بستر

۶- نتیجه گیری

تکنولوژی بستر سیال دارای مزایای عمده ای در مقایسه با ثابت بستر در فرآیندهای صنعتی است اما رفتار هیدرودینامیکی پیچیده ی بستر سیال منجر به ریسک پذیری و پرهزینه بودن تغییر مقیاس آن از مقیاس آزمایشگاهی به مقیاس صنعتی شده است. مدلسازی ای که در این تحقیق ارائه شد از لحاظ نظری تایید می کند که می توان از این فناوری برای واکنش اکسایش مستقیم H₂S در دنباله ی گازی کلاوس استفاده کرد. نتایج این شبیه سازی نشان می دهد که با فراهم نمودن شرایط مطلوب عملیاتی که عبارت است از دماهای بالاتر از دمای مورد بررسی در راکتور ثابت بستر (محدوده دمایی بین ۱۳۰-۱۰۰°C)، چگالی هرچه بالاتر بستر کاتالیز تا حدی که امکان ایجاد سیالیت در بستر از بین نرفته و از نظر اقتصادی قابل توجیه باشد و نیز استفاده از یک کاتالیزگر با فعالیت و پایداری بالا مانند کاتالیزگر سیلیسیم کربید بر روی پایه سولفید نیکل، می توان در راکتور بستر سیال به درصد تبدیل ۱۰۰ درصد دست یافت در حالیکه امکان غیرفعال شدن کاتالیزگر با توجه به مقادیر کم غلظت های ورودی آلاینده ها بسیار بعید به نظر می رسد و در صورت غیرفعال شدن نیز می توان با انجام گردش خارجی، کاتالیزگر را احیا کرد.

بنابراین گام بعدی در این راستا، انجام آزمایشات تجربی این واکنش در راکتورهای سیال بستر و ارائه ی داده های تجربی مناسب برای مدلسازی دقیق تر فرایند خواهد بود. در صورت انجام این کار و ایجاد امکان تغییر مقیاس از مقیاس آزمایشگاهی به پیشتاز یا صنعتی، گام مهمی در زمینه ی دستیابی به استانداردهای زیست