

بررسی اثر روش ساخت بر عملکرد کاتالیست گوگردزدایی از نفتا

محمد عابدی*⁺، غلامرضا وحدانی، خورشید مقدم

تهران، جهاد دانشگاهی واحد صنعتی شریف، گروه پژوهشی شیمی معدنی، صندوق پستی ۶۸۶-۱۳۴۴۵

چکیده: ترکیب‌های گوگرددار موجود در مشتقات نفتی باعث تولید آلاینده‌های هوا، ایجاد خوردگی در تجهیزات فلزی و مسموم شدن کاتالیست‌های پالایشگاهی مانند کاتالیست ریفرمینگ می‌شود، لذا ضرورت استفاده از کاتالیست‌های گوگردزدایی (HDS) برای کاهش میزان گوگرد موجود در برش‌های نفتی آشکار است. این کاتالیست‌ها به طور عمومی شامل پوشش تک لایه و توزیع یکنواختی از اکسید یکی از فلزهای گروه VIB مانند مولیبدن و اکسید یکی از فلزهای گروه VIII مانند کبالت روی پایه کاتالیستی گاما-آلومینا هستند. در تحقیق حاضر، پس از بررسی روش‌های ساخت کاتالیست، روش تلقیح خشک و متوالی نمک‌های آمونیم هیتامولیدات و کبالت نیترات روی گاما-آلومینای کروی با سطح ویژه $216 \text{ m}^2/\text{g}$ برای ساخت کاتالیست مورد نظر انتخاب و اثر pH محلول تلقیح، غلظت مولیبدن و کبالت، سرعت خشک کردن و دبی خوراک مورد بررسی قرار گرفته است. همچنین به منظور شناسایی و ارزیابی کاتالیست‌ها، برخی نمونه‌های ساخته شده مورد تجزیه ریشی میکروسکوپ الکترونی و آزمون‌های پروزیمتری و راکتوری قرار گرفت. سپس کاتالیست JDS-C5 (یکی از کاتالیست‌های ساخته شده در این تحقیق) در راکتور پایلوتی در دمای ۲۹۰ درجه سانتی‌گراد و فشار ۱۵ bar (مشابه شرایط عملیاتی واحد HDS پالایشگاه‌ها) مورد ارزیابی قرار گرفت که توانایی کاهش گوگرد نفتا را از ۱۲۰۰ ppm به کم‌تر از ۱ ppm نشان می‌دهد. عملکرد این کاتالیست در مقایسه با کاتالیست تجاری قابل قبول است.

واژه‌های کلیدی: کاتالیست گوگردزدایی، نفتا، تلقیح، گاما-آلومینا، کبالت، مولیبدن.

KEYWORDS: Hydrodesulfurization (HDS) Catalyst, Naphta, Impregnation, γ -Alumina, Cobalt, Molybdenum.

مقدمه

سوزانده شده و باعث آلودگی هوا می‌شود. بر اساس نیاز پالایشگاه‌های نفت، حد مجاز میزان گوگرد در برش سبک نفتا (که به طور عمومی صرف تهیه بنزین می‌شود) کم‌تر از ۰٫۵ ppm است، حال آنکه این عنصر در برخی از انواع نفتا به بیش از ۵۰۰ ppm هم می‌رسد [۱]. همچنین وجود بیش از حد مجاز گوگرد در نفتا، افزون بر ایجاد آلاینده‌های هوا باعث خوردگی مخازن، راکتورها، لوله‌ها و اتصالات فلزی شده و در ضمن

به علت رشد سریع فناوری و به موازات آن عدم توجه کافی به مسایل زیست‌محیطی، آلودگی در برخی موارد مانند آلودگی هوا قابل تبدیل به یک بحران جهانی است. از مهم‌ترین آلاینده‌های هوا که از عامل‌های ایجاد باران‌های اسیدی نیز هستند، می‌توان اکسیدهای گوگرد و اکسیدهای نیتروژن را نام برد. از طرف دیگر از مهم‌ترین مبادی ورودی این آلاینده‌ها به هوا می‌توان به انواع سوخت، به‌ویژه بنزین اشاره کرد که روزانه میلیون‌ها لیتر آن

*عده دار مکاتبات

+E-mail: abedi@jdsharif.ac.ir

جدول ۱- ویژگی‌های خوراک مورد استفاده در آزمون راکتوری کاتالیست‌ها (SRZY9UF).

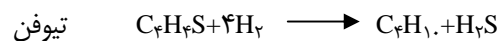
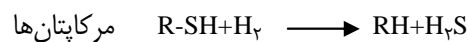
Density @ ۱۵/۵۶ °C	۰/۷۵۰۷ g/ml
Color ASTM D ۱۵۶	>۳۰
Aromatics	۱۲/۰ Vol. %
Naphthenics	۳۵/۷ Vol. %
Olefins	۰/۱۸ Vol. %
Paraffines	۵۱/۵ Vol. %
IBP @ ۷۶۰ mmHg	۸۶ °C
۱۰ % Vol. Recovery	۱۰۴ °C
۳۰ % Vol. Recovery	۱۱۶ °C
۵۰ % Vol. Recovery	۱۲۶ °C
۷۰ % Vol. Recovery	۱۳۸ °C
۹۰ % Vol. Recovery	۱۵۱ °C
۹۵ % Vol. Recovery	۱۵۸ °C
FBP	۱۷۱ °C
Total Recovery	۹۹ %
Sulfur	۰/۱۲ Wt %
Nitrogen	<۰/۰۱۵ ppm
V	<۱ ppm
Ni	<۰/۳ ppm

آزمون‌های راکتوری، از یک نوع خوراک سنتزی نفتا با محتوای گوگرد بالا استفاده شد که ویژگی‌های آن در جدول ۱ ارائه شده است. شکل ۱ نیز شماتیک مجموعه مورد استفاده در آزمون راکتوری نمونه‌های کاتالیست را نشان می‌دهد.

روش ساخت نمونه‌ها

ابتدا نمک آمونیم هپتامولیدات در حجمی از آب معادل حجم حفره‌های پایه کاتالیست (۰/۷۶ cm^۳/g) حل شده و به آرامی روی پایه پاشیده می‌شود. حین پاشیدن محلول، پایه هم‌زده می‌شود تا محلول به طور یکنواخت به همه دانه‌های پایه برسد. مدت ۶ ساعت پایه تلقیح شده در یک استوانه دوار با دمای ۲۵ تا ۳۰ درجه سانتی‌گراد و ۱۸ ساعت دیگر نیز در همان دما بدون چرخش نگهداری شده تا بخشی از آب آن به آرامی خشک شود. سپس دمای خشک‌کن با برنامه ۳۰ min / ۱۰ °C تا دمای ۱۲۰ درجه

موجب مسمومیت کاتالیست‌های پایین‌دستی گران‌قیمتی مانند کاتالیست‌های ریفرمینگ می‌شود. لذا سه دلیل یاد شده به خوبی اهمیت حذف گوگرد از برش‌های نفتی را نمایان می‌سازد. در حال حاضر حذف گوگرد از ترکیب‌های نفتی با استفاده از کاتالیست‌های گوگردزدایی^(۱) و در مجاورت هیدروژن انجام می‌شود، بدین ترتیب که اتم گوگرد ترکیبات گوگرددار در دما، فشار و نسبت معینی از هیدروژن به خوراک، در مجاورت هیدروژن به هیدروژن سولفید تبدیل می‌شود [۲]:



کاتالیست‌های HDS در صنعت نفت، حکم کاتالیست‌های فداشونده^(۲) را دارند، زیرا با جذب سمومی چون ترکیب‌های گوگرددار، نیتروژن‌دار و فلزهای سنگینی مانند سرب، آرسنیک، وانادیم و نیکل، استهلاک کاتالیست‌های گران‌قیمتی چون ریفرمینگ و کراکینگ را به تأخیر می‌اندازند [۲].

این کاتالیست‌ها به طور عمومی به روش تلقیح^(۳) ساخته می‌شود که خود بر دو نوع است. در نوع اول، حجمی از محلول آبی نمک‌های مولیبدن و کبالت معادل حجم حفره‌های پایه با غلظت معین در دمای مشخصی روی پایه پاشیده می‌شود (تلقیح خشک) و در نوع دوم، پایه کاتالیست در حجم زیادی از محلول تلقیح غوطه‌ور می‌شود (تلقیح تر) [۳-۹].

بخش تجربی

در این تحقیق، روش تلقیح خشک و متوالی محلول نمک‌های آمونیم هپتامولیدات چهار آبه Merck (Art ۱۱۸۲) و کبالت نیترات شش آبه Panreac (Cod. ۱۴۱۲۵۸) روی پایه گاما-آلومینای کروی (۱/۸/۲۱۰) Sasol با قطر ۱/۸ میلی متر انتخاب شد. سپس چند نمونه از این کاتالیست با تغییر پارامترهای pH محلول تلقیح، غلظت مولیبدن و کبالت در کاتالیست نهایی و سرعت خشک‌کردن کاتالیست ساخته شد و مورد آزمون‌های تجزیه ریشی میکروسکوپ الکترونی^(۴) (JXA-۸۴۰)، سطح (Quantochrome Quantasorb)، پروزیتته (ASAP۲۰۱۰ Micromeritics) و آزمون راکتوری قرار گرفت.

به منظور بررسی رفتار کاتالیست‌ها در شرایط حاد، در همه

(۱) Hydrodesulfurization (HDS) Catalysts

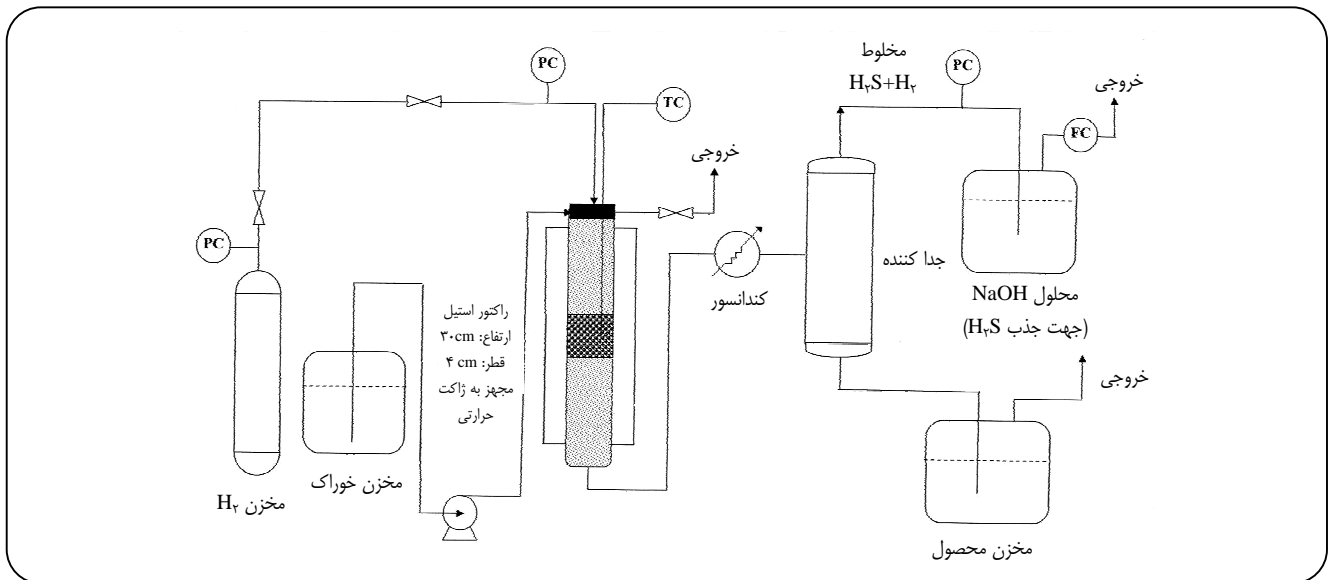
(۲) Sacrificed

(۳) Impregnation

(۴) Scanning Electron Microscope (SEM)

جدول ۲- خلاصه شرایط ساخت نمونه‌های کاتالیست.

نمونه	JDS-C۱	JDS-C۲	JDS-C۳	JDS-C۴	JDS-C۵
غلظت مولیبدن (%)	۸/۶	۸/۶	۸/۶	۱۲/۴	۸/۶
pH محلول تلقیح Mo	۴/۰	۷/۰	۷/۰	۷/۰	۷/۰
غلظت کبالت (%)	صفر	صفر	۲/۳	۳/۳	۲/۳
نسبت اتمی Co/Mo	صفر	صفر	۰/۴۴	۰/۴۴	۰/۴۴
مدت تلقیح (h)	۶	۶	۶	۶	۶
دمای تلقیح (°C)	۲۵-۳۰	۲۵-۳۰	۲۵-۳۰	۲۵-۳۰	۲۵-۳۰
برنامه دمایی خشک کردن	۲۵-۳۰°C ساعت ۱۸	۲۵-۳۰°C ساعت ۱۸	۲۵-۳۰°C ساعت ۱۸	۲۵-۳۰°C ساعت ۱۸	۲۵-۳۰°C ساعت ۱۸
	۲۰-۱۲۰°C با سرعت ۱۰°C/۳۰ min	۲۰-۱۲۰°C با سرعت ۱۰°C/۳۰ min	۲۰-۱۲۰°C با سرعت ۱۰°C/۳۰ min	۲۰-۱۲۰°C با سرعت ۱۰°C/۳۰ min	۲۰-۱۲۰°C با سرعت ۱۰°C/۳۰ min
	۷۰-۱۲۰°C با سرعت ۱۰°C/۴۵ min	۷۰-۱۲۰°C با سرعت ۱۰°C/۴۵ min	۷۰-۱۲۰°C با سرعت ۱۰°C/۴۵ min	۷۰-۱۲۰°C با سرعت ۱۰°C/۴۵ min	۷۰-۱۲۰°C با سرعت ۱۰°C/۴۵ min
برنامه دمایی کلسینه کردن	۱۲۰°C ساعت ۳	۱۲۰°C ساعت ۳	۱۲۰°C ساعت ۳	۱۲۰°C ساعت ۳	۱۲۰°C ساعت ۳
	۵۰-۶۰۰°C با سرعت ۵۰°C/۱۵min	۵۰-۶۰۰°C با سرعت ۵۰°C/۱۵min	۵۰-۶۰۰°C با سرعت ۵۰°C/۱۵min	۵۰-۶۰۰°C با سرعت ۵۰°C/۱۵min	۵۰-۶۰۰°C با سرعت ۵۰°C/۱۵min
	۶۰۰°C ساعت ۶	۶۰۰°C ساعت ۶	۶۰۰°C ساعت ۶	۶۰۰°C ساعت ۶	۶۰۰°C ساعت ۶



شکل ۱- شماتیک مجموعه آزمون راکتوری کاتالیست‌ها.

عمل تلقیح کبالت روی پایه تلقیح شده به وسیله‌ی مولیبدن انجام می‌شود و در نهایت نمونه با برنامه ۱۵ min / ۵۰ °C تا دمای ۶۰۰ درجه سانتی‌گراد و ۶ ساعت نیز در این دما کلسینه می‌شود. در مرحله بعد با استفاده از محلول کبالت نیترات به همین روش

عمل تلقیح کبالت روی پایه تلقیح شده به وسیله‌ی مولیبدن انجام می‌شود و در نهایت نمونه با برنامه ۱۵ min / ۵۰ °C تا دمای ۶۰۰ درجه سانتی‌گراد و ۶ ساعت نیز در این دما کلسینه می‌شود. در مرحله بعد با استفاده از محلول کبالت نیترات به همین روش

جدول ۳- ترکیب فاز فعال کاتالیست‌های JDS-C۳ و JDS-C۴.

نسبت اتمی Co/Mo	Co %	Mo %	کاتالیست
۰٫۴۴	۲٫۳	۸٫۶	JDS-C3
۰٫۴۴	۳٫۳	۱۲٫۴	JDS-C4

جدول ۴- نتیجه‌های پروزیمتری نیتروژن کاتالیست‌های JDS-C۳ و JDS-C۴.

کاتالیست		JDS-C۳	JDS-C۴
Surface Area (m ^۲ /g)	Single Point Surface Area at P/P ₀ 0.20	۱۹۲٫۸	۱۵۵٫۱
	BET Surface Area	۲۰۰٫۵	۱۶۰٫۴
	Langmuir Surface Area	۲۷۸٫۴	۲۲۱٫۷
	BJH Adsorption Cumulative Surface Area of Pores between 17 and 3000 Å Diameter	۲۴۹٫۹	۱۹۶٫۲
	BJH Desorption Cumulative Surface Area of Pores between 17 and 3000 Å Diameter	۲۸۴٫۵	۲۲۶٫۶
Pore Volume (cm ^۳ /g)	Single Point Total Pore Volume of Pores less than 784.1667 Å Diameter at P/P ₀ 0.97	۰٫۴۱	۰٫۳۵
	BJH Adsorption Cumulative Pore Volume of Pores between 17 and 3000 Å Diameter	۰٫۴۳	۰٫۳۶
	BJH Desorption Cumulative Pore Volume of Pores between 17 and 3000 Å Diameter	۰٫۴۲	۰٫۳۶
Pore Size (Å)	Average Pore Diameter (4V/A by BET)	۸۲٫۵	۸۷٫۲
	BJH Adsorption Average Pore Diameter	۶۸٫۱	۷۳٫۷
	BJH Adsorption Average Pore Diameter	۵۹٫۶	۶۳٫۶

جدول ۵- نتیجه‌های آزمون راکتوری کاتالیست‌های JDS-C۳ ، JDS-C۴ و JDS-C۵.

دمای راکتور (°C)	گوگرد باقی‌مانده (ppm)		
	JDS-C۳	JDS-C۴	JDS-C۵
۲۵۰	۵۴	۶۰	۳۰
۲۷۰	۱۱	۱۶	۶
۲۹۰	۵	۵/۵	۳
۳۱۰	۴	۴/۵	۴
۳۳۰	۷	۴	۳

(1) Egg shape

اثر pH محلول تلقیح

دو نمونه JDS-C۱ و JDS-C۲ با شرایط مشابه ولی به ترتیب pH محلول‌های تلقیح ۴ و ۷ ساخته شد که pH محلول دوم با استفاده از محلول آمونیاک به ۷ رسانده شد. نمونه‌های به دست آمده هر دو با غلظت نهایی Mo برابر ۸٫۶ درصد پس از کلسینه شدن مورد تجزیه روبشی میکروسکوپ الکترونی قرار گرفت و غلظت مولیبدن آن در قطر ذره‌ها بررسی شد. توضیح اینکه این دو نمونه مورد تلقیح کبالت قرار نگرفته، لذا آزمون‌های سطح، پروزیمته و راکتوری روی آن انجام نشده است.

اثر غلظت مولیبدن و کبالت

دو کاتالیست JDS-C۳ و JDS-C۴ با شرایط مشابه ولی با غلظت‌های نهایی Mo و Co متفاوت به شرح جدول ۳ ساخته شد. این دو نمونه مورد تجزیه SEM، پروزیمتری نیتروژن و آزمون راکتوری قرار گرفت.

اثر سرعت خشک کردن

برای بررسی اثر سرعت خشک کردن بر توزیع مولیبدن و کبالت در کاتالیست نهایی، نمونه JDS-C۵ مشابه نمونه JDS-C۳ ساخته شد با این تفاوت که در آن، عملیات خشک کردن با سرعتی پایین‌تر صورت گرفت. جدول ۲ برنامه دمایی عملیات خشک کردن دو نمونه را نشان می‌دهد.

اثر دبی خوراک

برای بررسی میزان مشکل نفوذ مولکول‌های خوراک به حفره‌های کاتالیست، آزمون راکتوری کاتالیست JDS-C۳ در دو دبی متفاوت خوراک انجام شد که نتیجه آن در جدول ۶ آورده شده است.

نتیجه‌ها و بحث

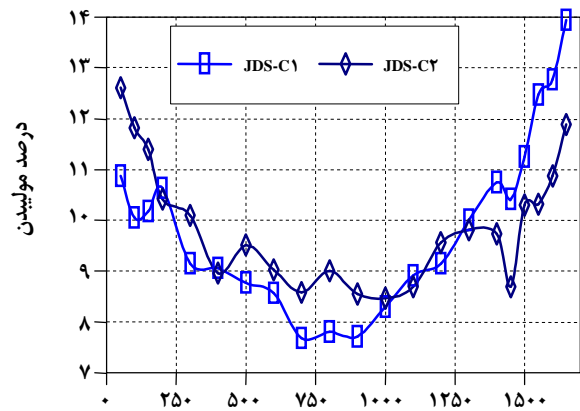
- با مقایسه توزیع مولیبدن در نمونه‌های JDS-C۱ و JDS-C۲ (شکل ۲) می‌توان دید که توزیع مولیبدن در نمونه دوم، به ویژه در گستره ۲۰۰ تا ۱۲۰۰ میکرون راستای قطر دانه یکنواخت‌تر بوده و به عبارت دیگر میزان تخم‌مرغی^(۱) بودن آن کم‌تر است. این مسأله با توجه به پایداری گونه‌های متنوع

اکسی آنیون‌های مولیبدن در pH‌های متفاوت قابل توجیه است. بر این اساس گونه‌های اکسی‌آنیونی مولیبدن با درجه پلیمریزه شدن بالا مانند $\text{Mo}_8\text{O}_{26}^{4-}$ و $\text{Mo}_7\text{O}_{23}^{6-}$ در pH‌های اسیدی و گونه‌های با درجه پلیمریزه شدن پایین مانند $\text{Mo}_4\text{O}_{13}^{4-}$ و MoO_4^{2-} در pH‌های خنثی و قلیایی پایداری بیشتری دارند [۳-۵] و لذا می‌توان گفت که در $\text{pH}=7$ گونه‌های با اندازه‌ی کوچک‌تر غالب بوده که به راحتی می‌توانند در همه حفره‌های پایه نفوذ کرده و توزیع مناسب‌تری از مولیبدن در کاتالیست حاصل شود. از طرف دیگر ثابت شده است که هر چه میزان یکنواختی در توزیع مولیبدن و کبالت (به‌ویژه مولیبدن) در کاتالیست نهایی بیشتر باشد، کاتالیست بهتری حاصل می‌شود [۴ و ۶-۸]. لذا pH محلول تلفیح مولیبدن کاتالیست‌های بعدی برابر ۷ در نظر گرفته شد.

با توجه به این‌که مولیبدن فاز اصلی کاتالیتیکی بوده و کبالت نقش ارتقادهنده^(۱) کاتالیست را دارد و با مقایسه نتیجه‌های آزمون‌های راکتوری دو کاتالیست JDS-C۳ و JDS-C۴ می‌توان غلظت مناسب این دو عنصر را تعیین کرد. همان‌گونه که جدول ۵ نشان می‌دهد، با کمی تفاوت کیفیت کاتالیست JDS-C۳ از کاتالیست JDS-C۴ بهتر است که این مطلب را می‌توان با توجه به نتیجه‌های شکل‌های ۳ و ۴ و جدول ۴ توجیه کرد.

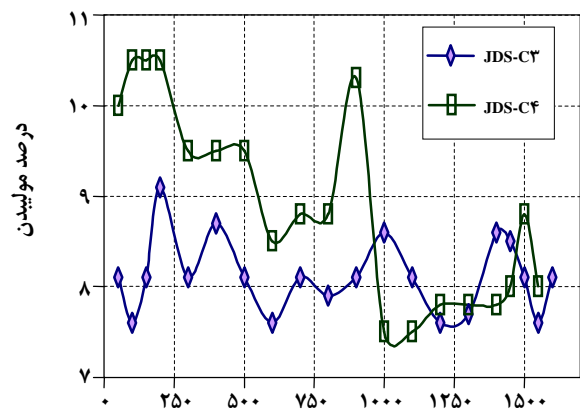
همان‌گونه که دیده می‌شود از یک طرف توزیع مولیبدن و کبالت در کاتالیست JDS-C۳ یکنواخت‌تر بوده و از طرف دیگر سطح ویژه BET آن نیز بیشتر است. علت این پدیده را نیز می‌توان مربوط به غلظت پایین‌تر Mo و Co در کاتالیست JDS-C۳ دانست، چرا که در غلظت‌های پایین‌تر، سطح پایه به صورت تک‌لایه (به‌جای چند لایه) به وسیله‌ی اکسیدهای مولیبدن و کبالت پوشیده شده و در نتیجه سطح کاتالیست بیشتر و توزیع گونه‌های کاتالیتیکی یکنواخت‌تر است که به بهبود کیفیت کاتالیست کمک می‌کند [۸].

سرعت خشک کردن کاتالیست‌های HDS به دلیل عدم برهم‌کنش فاز کاتالیتیکی با پایه و در نتیجه مهاجرت نمک تلفیح شده به واسطه جابجایی آب (حین خشک کردن) از مرکز دانه‌ها به سمت محیط آنها، اهمیت بالایی دارد. همان‌طور که جدول ۵ نشان می‌دهد، کاتالیست JDS-C۵ دارای کیفیت بهتری نسبت به کاتالیست JDS-C۳ بوده که آن را می‌توان به کندتر شدن برنامه دمایی خشک کردن (جدول ۲)، کاهش مهاجرت گونه‌های کاتالیتیکی



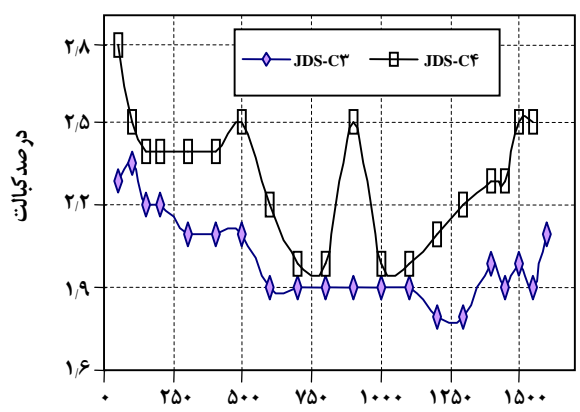
فاصله در راستای قطر دانه (میکرون)

شکل ۲- توزیع مولیبدن در نمونه‌های JDS-C۱ و JDS-C۲.



فاصله در راستای قطر دانه (میکرون)

شکل ۳- توزیع مولیبدن در کاتالیست‌های JDS-C۳ و JDS-C۴.



فاصله در راستای قطر دانه (میکرون)

شکل ۴- توزیع کبالت در کاتالیست‌های JDS-C۳ و JDS-C۴.

(۱) Promoter

هیدروژن در فشار ثابت، باعث کاهش گوگرد باقی مانده در فراورده از ۳/۵ ppm به ۲/۸ ppm می شود. این پدیده مؤید آن است که هرچه دبی خوراک کم تر یا به عبارتی زمان تماس آن با کاتالیست بیشتر باشد، امکان نفوذ خوراک در حفره های کاتالیست و بر هم کنش با سطح فعال آن بیشتر خواهد بود.

- در نهایت کاتالیست JDS-C۵ به موازات یک کاتالیست تجاری برای مقایسه عملکرد، تحت شرایط مشابه پالایشگاه و در راکتور پیلوتی (۱۰۰ میلی لیتری) مورد ارزیابی راکتوری قرار گرفت که نتیجه های حاصل در جدول ۷ آورده شده است. همان طور که از جدول می توان استنباط کرد، کاتالیست JDS-C۵ در حد راکتور پیلوتی نیز نتایج قابل قبول و تا حدودی بهتر از کاتالیست تجاری نشان می دهد.

نتیجه گیری نهایی

همان گونه که نتیجه های این تحقیق نشان می دهد، می توان بیان کرد که عامل های pH محلول تلقیح، غلظت عنصرهای کاتالیتیکی و سرعت خشک کردن نمونه ها از جمله عامل های مهم و مؤثر بر کیفیت کاتالیست نهایی بوده که با کنترل آنها می توان به کاتالیستی با بازده کاتالیز بالا در فرایند گوگردزدایی دست یافت.

تشکر و قدردانی

نویسندگان مقاله از مدیریت بازرگانی شرکت ملی پالایش و پخش فراورده های نفتی ایران به خاطر حمایت از تحقیق حاضر، شرکت Sasol برای تأمین پایه کاتالیست، پژوهشگاه صنعت نفت به دلیل انجام آزمون های شیمی - فیزیکی و راکتوری و همچنین پژوهشگاه توسعه تکنولوژی به جهت انجام تجزیه های SEM تشکر و قدردانی می نمایند.

تاریخ دریافت: ۱۴/۲/۱۷ ؛ تاریخ پذیرش: ۱۵/۶/۲۰

جدول ۶- نتیجه های آزمون راکتوری کاتالیست JDS-C۳ در دو شرایط مختلف.

گوگرد باقی مانده (ppm)	شرایط	دمای راکتور (°C)
۳/۵	۱	۲۹۰
۲/۸	۲	۲۹۰

شرایط ۱: فشار = ۱۵ بار، دبی گاز = ۹ لیتر بر ساعت، دبی خوراک = ۳۰ گرم بر ساعت.

شرایط ۲: فشار = ۱۵ بار، دبی گاز = ۷/۲ لیتر بر ساعت، دبی خوراک = ۲۴ گرم بر ساعت.

جدول ۷- نتیجه های آزمون راکتوری پیلوتی کاتالیست های تجاری و JDS-C۵.

دمای راکتور (°C)	گوگرد باقی مانده (ppm)	
	کاتالیست تجاری	JDS-C۵
۲۵۰	۸/۸	۳
۲۵۵	۸	-
۲۷۰	۱/۲	۱
۲۸۳	۱/۲	-
۲۹۰	<۱	<۱
۳۱۰	-	<۰/۵
۳۳۰	-	<۰/۵

به سمت محیط دانه ها و در نتیجه یکنواخت تر شدن توزیع آنها در کاتالیست نهایی نسبت داد [۷ و ۸].

- مشخص شده هرچه زمان تماس^(۱) خوراک با کاتالیست بیشتر باشد، میزان گوگردزدایی نیز بیشتر می شود و هرچه اندازه حفره های کاتالیست کوچک تر یا اندازه مولکول های خوراک بزرگ تر باشد، اثر زمان تماس بر میزان گوگردزدایی مشهودتر خواهد بود [۹].

برای بررسی این موضوع، کاتالیست JDS-C۳ در دمای ۲۹۰ درجه سانتی گراد (دمای عملیاتی گوگردزدایی در پالایشگاه ها) تحت دو شرایط مشابه ولی با دو دبی خوراک و هیدروژن متفاوت یعنی یکی شبیه به شرایط عملیاتی پالایشگاه ها و دیگری با ۲۰ درصد کاهش، مورد آزمایش راکتوری قرار گرفت. همان طور که جدول ۶ نشان می دهد، کاهش ۲۰ درصدی دبی خوراک و

مراجع

- [1] "Hydrodesulfurization of Naphtas and Distillates", Stanford Research Institute (SRI), PEP Report 47A, pp. 13-28 (1975).

(۱) Contact time

- [2] "Hydrotreating Technical Review", Stanford Research Institute (SRI), PEP Report **214**, pp. 4.1-4.25 (1996).
- [3] Wang Li and Keith Hall, W., The Preparation and Genesis of Molybdena-Alumina and Related Catalyst Systems, *Journal of Catalysis*, **77**, p. 232 (1982).
- [4] Ferro, J. L. G., Grange, P. and Delmon, B., "Control of Concentration Profiles by Rational Preparation of Pelleted Hydrodesulfurization Catalysts", *Preparation of Catalysts*, **IV**, pp. 591-603 (1987).
- [5] Xiong, G. et al., "UV Resonance Raman Spectroscopic Studies on the Genesis of Highly Dispersed Surface Molybdate Species on γ -Alumina", *J. Phys. Chem. B*, **104**, p. 3581 (2000).
- [6] Cervello, J., et al., "Effect of Impregnation Conditions on the Internal Distribution of the Active Species in Catalysts", *Preparation of Catalysts*, pp. 251-263 (1976).
- [7] Vanden Berg, G. H. and Rijnten H. Th., "The Impregnation and Drying Step on Catalyst Manufacturing", *Preparation of Catalysts*, **II**, pp. 265-277 (1979).
- [8] Ochoa, O., Galiasso, P. and Andreu, P., "Study of Some Variables Involved in the Preparation of Impregnated Catalysts for the Hydrotreatment of Heavy Oils", *Preparation of Catalysts*, **II**, pp. 493-506 (1979).
- [9] Anabtawi, J. A., et al., "Factors Influencing the Performance of Naphta Hydrodesulfurization Catalysts", *Catalysts in Petroleum Refining and Petrochemical Industries*, pp. 225-234 (1995).