

## مدل سازی و شبیه سازی کوپل حرارتی فرآیند نفتا ریفرمینگ با چرخه‌ی احتراق شیمیایی متان در رآکتورهای لوله‌ای

سمیرا ابراهیمیان، داوود ایرانشاهی<sup>\*</sup>، دانشگاه صنعتی امیرکبیر ■ کیوان طریقتی، مدیریت نظارت بر تولید نفت و گاز

### اطلاعات مقاله

تاریخ ارسال نویسنده: ۹۷/۱۱/۱۳

تاریخ ارسال به داور: ۹۷/۱۱/۲۹

تاریخ پذیرش داور: ۹۸/۰۲/۰۵

### واژگان کلیدی:

نفتا ریفرمینگ، کوپل حرارتی، آروماتیک‌ها، چرخه‌ی احتراق شیمیایی

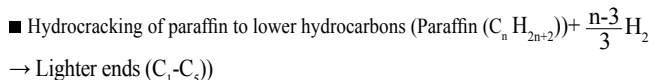
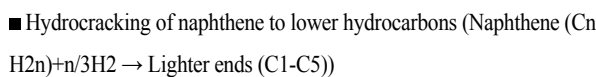
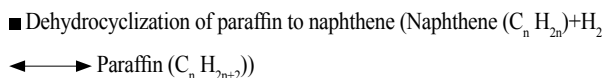
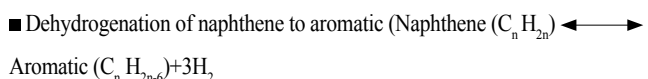
### چکیده

در این مقاله کوپل حرارتی فرآیند کاتالیستی نفتا ریفرمینگ با فرآیند چرخه‌ی احتراق شیمیایی (NR-CLC) ارائه شده است. فرآیند چرخه‌ی احتراق شیمیایی (CLC) فرآیندی سازگار با محیط زیست است که گرمای مورد نیاز فرآیند گرماگیر نفتا ریفرمینگ را فراهم می‌کند. در این ساختار، گرمکن‌های میانی که در فرآیند معمول نفتا ریفرمینگ (CNR) جهت آماده‌سازی دمای مناسب خوراک نفتا قرار داده شده، حذف گردیده و فرآیند چرخه‌ی احتراق شیمیایی جایگزین آنها شده است. فرآیند چرخه‌ی احتراق شیمیایی و فرآیند نفتا ریفرمینگ به ترتیب در بستر متحرک و ثابت در سه رآکتور سری مدل‌سازی شده است. کاتالیست‌های  $NiO_{18}-\alpha-Al_2O_3$  به‌عنوان حامل‌های اکسیژن (OC) در رآکتورهای هوا (AR) و سوخت (FR) فرآیند چرخه‌ی احتراق شیمیایی استفاده می‌شود. نتایج کوپل حرارتی با حالت معمول فرآیند نفتا ریفرمینگ مقایسه شده که نشان می‌دهد ساختار جدید تأثیر به‌سزایی بر تولید آروماتیک‌ها و هیدروژن داشته است.

### مقدمه

#### تبدیل کاتالیستی نفتا ریفرمینگ

فرآیند نفتا ریفرمینگ، فرآیندی برای تولید بنزین با عدد اکتان زیاد و افزایش تولید آروماتیک‌هایی مانند بنزن، تولوئن و زایلن در صنایع شیمیایی است. برای افزایش بازده این فرآیند تحقیقاتی روی کاتالیست‌ها، سینتیک واکنش‌ها و ساختار آنها انجام شده و با توجه به وجود هزاران هیدروکربن مختلف در این فرآیند، سینتیک‌های پیچیده‌ای برای آن ارائه گردیده است. ساده‌ترین سینتیک توسط اسمیت<sup>۱</sup> بررسی شده؛ او هیدروکربن‌های نفتا ریفرمینگ را در سه گروه پارافین‌ها، نفتن‌ها و آروماتیک‌ها و چهار واکنش اصلی طبقه‌بندی کرده که به‌صورت زیر نشان داده شده است [۱]:



همه‌ی واکنش‌ها در حضور کاتالیست انجام می‌شود. واکنش‌های اول و دوم برگشت‌پذیر و واکنش‌های سوم و چهارم برگشت‌ناپذیرند. معادلات سرعت واکنش‌های فرآیند با استفاده از مدل اسمیت طبق روابط ۱- تا ۴ است [۱]:

$$r_1 = \left(\frac{k_{f1}}{k_{e1}}\right)(k_{e1}p_n - p_n p_h^3) \quad \Delta H_1 = 71036 \left(\frac{kJ}{kmol}\right) \quad (1)$$

$$r_2 = \left(\frac{k_{f2}}{k_{e2}}\right)(k_{e2}p_n p_h - p_p) \quad \Delta H_2 = -36953 \left(\frac{kJ}{kmol}\right) \quad (2)$$

$$r_3 = \left(\frac{k_{f3}}{p_t}\right)p_n \quad \Delta H_3 = -51939 \left(\frac{kJ}{kmol}\right) \quad (3)$$

$$r_4 = \left(\frac{k_{f4}}{p_t}\right)p_p \quad \Delta H_4 = -56597 \left(\frac{kJ}{kmol}\right) \quad (4)$$

$K_f$  و  $K_e$  به ترتیب ثابت سرعت واکنش‌ها و ثابت تعادل هستند که از معادلات ۵- تا ۹ به دست می‌آیند [۲].

$$k_{f1} = k_{0,1} \exp\left(A_1 - \frac{E_1}{1.8T}\right)a \quad (5)$$

$$k_{f2} = k_{0,2} \exp\left(A_2 - \frac{E_2}{1.8T}\right)a \quad (6)$$

$$k_{f3} = k_{f4} = \exp\left(A_3 - \frac{E_3}{1.8T}\right)a \quad (7)$$

$$k_{e1} = k_{0,3} \exp\left(A_4 - \frac{E_4}{1.8T}\right) \quad (8)$$

$$k_{e2} = k_{0,4} \exp\left(A_5 - \frac{E_5}{1.8T}\right) \quad (9)$$

ضریب فعال‌سازی کاتالیست است به دلیل در نظر نگرفتن غیرفعال شدن کاتالیست  $\alpha=1$  است. ثوابت معادلات ۵- تا ۹ در جدول ۱- ارائه شده‌اند [۲].

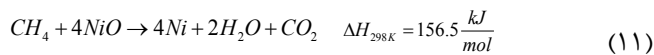
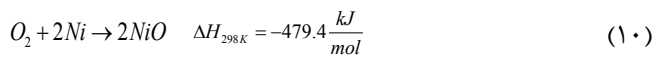
### ۱- چرخه‌ی احتراق شیمیایی<sup>۲</sup>

در دهه‌های اخیر پیشرفت‌های قابل توجهی در زمینه‌ی رسیدن به درک هرچه بهتر آب و هوای کره‌ی زمین حاصل شده است. دمای میانگین سالانه‌ی سطح کره‌ی زمین طی ۲۰۰ سال اخیر افزایش یافته که آنرا به‌طور کلی گرمایش جهانی گویند [۳]. افزایش گازهای گلخانه‌ای در جو با گرم شدن کره‌ی زمین ارتباط مستقیم دارد. مهم‌ترین گازهای گلخانه‌ای آب، دی‌اکسیدکربن، متان و ... هستند. این گازهای مضر، حاصل احتراق

\* نویسنده‌ی عهده‌دار مکاتبات (iranshahi@aut.ac.ir)

راکتور هوا<sup>۱۱</sup> و راکتور سوخت<sup>۱۱</sup> شناخته می‌شود تشکیل گردیده است. جامدات حامل اکسیژن بین راکتور هوا و راکتور سوخت دائماً در گردشند. در فرآیند چرخه‌ی احتراق شیمیایی، سوخت گازی به‌عنوان خوراک وارد راکتور سوخت شده و در آنجا توسط اکسیژن متصل به اکسیدفلز، اکسید می‌شود. سوختن کامل در این راکتور، باعث تولید دی‌اکسیدکربن و بخار آب می‌شود. بنابراین دی‌اکسیدکربن تولید شده، آماده‌ی تصفیه از طریق میعان بخار آب است و دیگر نیازمند صرف انرژی بسیار زیاد جهت جداسازی دی‌اکسیدکربن نیست. جریان دی‌اکسیدکربن عاری از بخار آب می‌تواند به‌صورت مجزا به کار رود یا در کاربردهای دیگر استفاده شود. این فرآیند در کل گرم‌آزاست و گرمایی معادل گرمای حاصل از احتراق معمولی فراهم می‌کند [۸]. نمایی از چرخه‌ی شیمیایی احتراق که در شکل ۱- نشان داده شده به درک بیشتر این فرآیند کمک می‌کند.

حامل اکسیژن مورد استفاده در این مدل سازی  $NiO_{15} - \alpha - Al_2O_3$  است. واکنش اکسایش گرماده درون راکتور هوا و واکنش کاهش درون راکتور سوخت طبق معادلات ۱۰ و ۱۱ انجام می‌شوند:



با اعمال مدل واکنشی هسته‌ی کوچک‌شونده<sup>۱۲</sup>، معادلات ۱۲ تا ۱۴ ارائه می‌شود:

$$r_{OC} = \frac{dX_{OC}}{dt} = \frac{3}{\tau} (1 - X_{OC})^{2/3} \quad (12)$$

$$\tau = \frac{\rho_m r_g}{b_i k C^n} \quad (13)$$

$$k = k_o \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \quad (14)$$

## ۲- کوپل حرارتی فرآیند نفتا ریفرمینگ

برای تأمین گرمای مورد نیاز واکنش‌های نفتا از کوره‌ی بزرگی که حجم زیادی دی‌اکسیدکربن وارد اتمسفر می‌کند و اثرات مخرب بسیاری دارد استفاده می‌شود. از این رو ضرورت اصلاح این فرآیند از دیدگاه محیط‌زیستی از موضوعات مورد علاقه‌ی پژوهشگران در دهه‌های اخیر بوده است. یکی از روش‌های مؤثر برای اصلاح این فرآیند، مدیریت منابع انرژی به‌نحوی است که بتوان از کوپل کردن یک واکنش گرماگیر و یک واکنش گرماده در یک راکتور بهره برد. در این صورت دیگر نیازی به وجود کوره‌های حرارتی

سوخت‌های فسیلی مانند نفت، گاز و زغال‌سنگ هستند. یکی از مهم‌ترین گازهای گلخانه‌ای، دی‌اکسیدکربن است که بیشترین تأثیر منفی را بر اتمسفر و آب اقیانوس‌ها دارد؛ چراکه منجر به تغییرات شدید آب و هوایی و زمستان‌های معتدل و تابستان‌های بسیار گرم می‌شود. به‌وضوح مشخص است که انتشار گازهای گلخانه‌ای تأثیر منفی قابل‌توجهی بر آب و هوا، اقتصاد و محیط‌زیست دارد و نمی‌توان آنرا نادیده گرفت. به‌دلیل آزاد شدن دی‌اکسیدکربن از احتراق سوخت‌های فسیلی فن‌های مختلفی برای تثبیت دی‌اکسیدکربن و ذخیره‌سازی آن (CCS)<sup>۴</sup> توسعه‌یافته است [۴]. برای حذف دی‌اکسیدکربن روش‌های مختلفی وجود دارد [۵]:

■ روش پیش‌احتراق<sup>۴</sup>

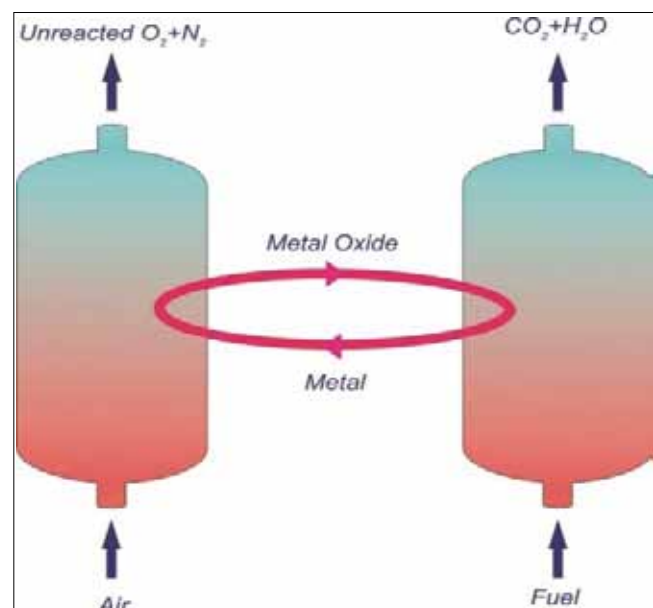
■ روش پس‌احتراق<sup>۵</sup>

■ روش احتراق با اکسیژن خالص<sup>۶</sup>

■ روش احتراق در چرخه‌ی شیمیایی<sup>۷</sup>

سه فرآیند روش پیش‌احتراق، روش پس‌احتراق و روش احتراق با اکسیژن خالص از اصلی‌ترین فرآیندهای صنعتی تثبیت‌کننده‌ی دی‌اکسیدکربن هستند. اما به‌دلیل مصرف انرژی زیاد در این روش‌ها و نیز تجهیزات گران‌قیمت به کار رفته در این فرآیندها، عموماً تثبیت دی‌اکسیدکربن در این روش‌ها از لحاظ انرژی به‌صرفه نیست [۴].

فن‌آوری نوین جهت ذخیره و تثبیت کربن، چرخه‌ی احتراق شیمیایی است که شامل فرآیند سوختن سوخت، همراه با جداسازی هم‌زمان دی‌اکسیدکربن است [۶]. مفهوم چرخه‌ی احتراق شیمیایی در ۱۹۵۴ توسط لوویس ارائه شد [۷]. چرخه‌ی احتراق شیمیایی شامل اکسیدفلز به‌عنوان حامل اکسیژن<sup>۸</sup> است. این فرآیند از دو راکتور بستر سیال دارای ارتباط داخلی<sup>۹</sup> که با عنوانین



۱ | نمای ساده از فرآیند چرخه‌ی احتراق شیمیایی

مشخصات سورفکتانت‌های استفاده شده			
شماره‌ی معادله	ثابت عدد	انرژی فعال‌سازی (کیلوژول/ساعت)	ثابت تعادل
۵	۲۳/۲۱	۳۶۳۵۰	$9/87 \text{ kmol h.k}_{cat} \cdot \text{Mpa}$
۶	۳۵/۹۸	۵۸۵۵۰	$9/87 \text{ kmol h.k}_{cat} \cdot \text{Mpa}^2$
۷	۴۲/۹۷	۶۳۸۰۰	-
۸	۴۶/۱۵	۴۶۰۴۵	$1/04 \times 10^{-3} \text{ Mpa}^3$
۹	-۷/۱۲	۸۰۰۰	$9/87 \text{ Mpa}^3$

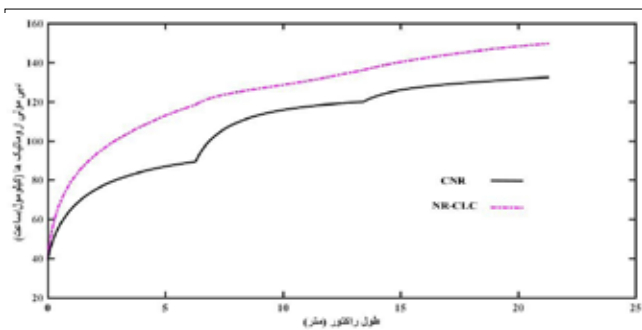
نفتا ریفرمینگ، افت دمای آنرا جبران کند. در ساختار پیشنهادی رآکتورهای معمول، نفتا ریفرمینگ<sup>۱۴</sup> با چرخه احتراق شیمیایی کوپل حرارتی شده است. رآکتورهای نفتا ریفرمینگ به صورت بستر ثابت و رآکتورهای هوا و سوخت بستر متحرکند. جریان های ورودی به رآکتور نفتا ریفرمینگ در لوله های عمودی پوشانده شده توسط رآکتور هوا وارد می شود. رآکتور سوخت نیز رآکتور هوا را پوشانده است. در جدول ۲- اطلاعات جریان های ورودی ارائه شده اند. در این پژوهش جهت مدل سازی فرآیند یک مدل یک بعدی هموزن به کار رفته است که فرضیات آن به شرح زیر است:

- نفوذ شعاعی جرم و انرژی ناچیز است.
- مخلوط گازی تحت فشار و دمای رآکتور به صورت ایده آل فرض می شود.

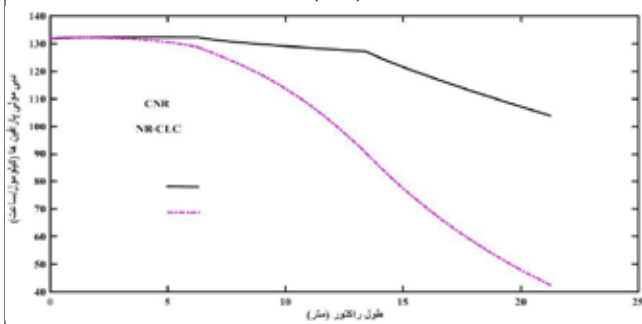
نخواهد بود. همچنین در این روش که یک نوع انتگراسیون فرآیندهاست فرآیند گرماده نیز خنک می شود و نیازمند فرآیندهای خنک کننده نیست. در شکل ۲- نمایی ساده از کوپل حرارتی این دو فرآیند ارائه شده است.

### ۳- مدل سازی کوپل حرارتی فرآیند نفتا ریفرمینگ همراه چرخه احتراق شیمیایی<sup>۱۳</sup> (NR-CLC)

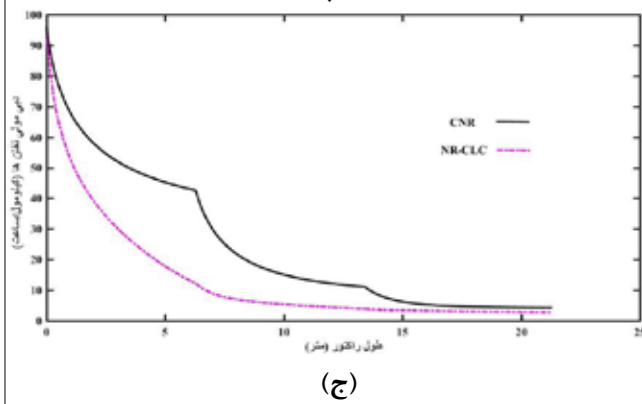
نفتا ریفرمینگ فرآیندی شیمیایی است که نفتن ها و پارافین ها را به آروماتیک ها تبدیل می کند. این فرآیند به شدت گرماگیر است و به همین دلیل دما و سرعت واکنش در طول رآکتور کاهش می یابد. فرآیند چرخه احتراق شیمیایی فرآیند گرماده ای است که می تواند از طریق کوپل حرارتی با



(الف)

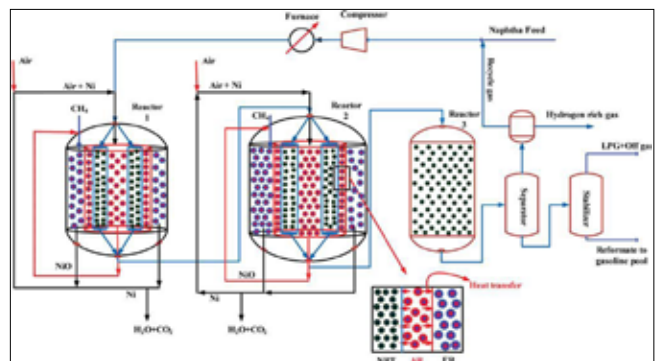


(ب)



(ج)

۳ شکل تغییر نرخ مولی (الف) آروماتیک ها (ب) پارافین ها (ج) نفتن ها در مقایسه با حالت معمول فرآیند نفتا ریفرمینگ

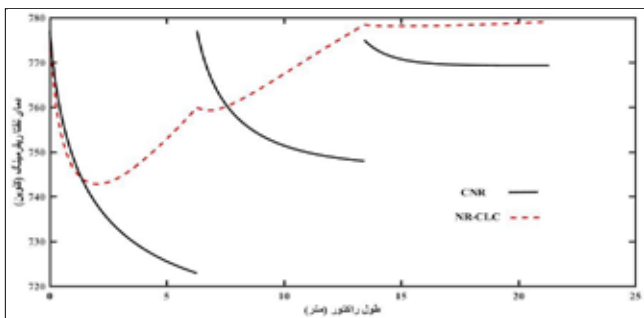


۲ نمای ساده ای از کوپل حرارتی فرآیند نفتا ریفرمینگ با چرخه احتراق شیمیایی

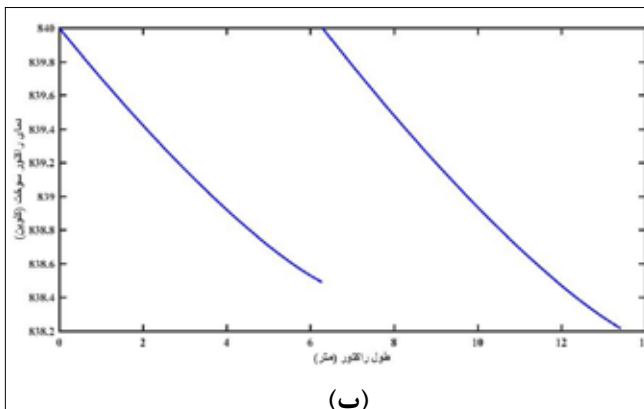
۲   اطلاعات ورودی رآکتورهای کوپل شده		
	رآکتور دوم	رآکتور اول
رآکتور هوا	۸۴۰	۸۴۰
دمای ورودی (کلوین)	۶/۸	۶/۲۹
طول رآکتور (متر)	۴	۴
اندازه ذره (میلی متر)	۰/۵۲	۰/۵۲
تخلخل کاتالیست	۲۲۴۶	۱۷۵۰
نرخ مولی هوا (مول/ثانیه)	۷۸۰	۶۰۰
نرخ مولی کاتالیست (مول/ثانیه)	۰/۲	۰/۲
سرعت خوراک (متر/ثانیه)	رآکتور دوم	رآکتور اول
رآکتور سوخت	۸۴۰	۸۴۰
دمای ورودی (کلوین)	۶/۸	۶/۲۹
طول رآکتور (متر)	۴	۴
اندازه ذره (میلی متر)	۰/۵۲	۰/۵۲
تخلخل کاتالیست	۲۸۴	۲۱۰
نرخ مولی گاز (مول/ثانیه)	۷۸۰	۶۰۰
نرخ مولی کاتالیست (مول/ثانیه)	۰/۲	۰/۲
سرعت خوراک (متر/ثانیه)	رآکتور دوم	رآکتور اول
رآکتورهای کوپل شده	۱۲۵	۱۲۵
تعداد لوله ها	۹۱	۵۱
قطر لوله (میلی متر)		

می‌شود مقدار آروماتیک تولیدی به  $150 \text{ kmol/h}$  و مقدار پارافین‌ها و نفتن‌ها به ترتیب به  $45 \text{ kmol/h}$  و  $5 \text{ kmol/h}$  رسیده است. به‌علت متفاوت بودن حجم کاتالیست‌های نفتا ریفرمینگ، اندازه‌ی شعاع در رآکتورهای اول تا سوم تغییر کرده است. مقدار تولید آروماتیک در رآکتورهای کوپل حدود  $12$  درصد بیشتر از حالت معمولی است. دلیل افزایش آروماتیک تأمین گرمای مورد نیاز واکنش‌های گرماگیر نفتا ریفرمینگ توسط فرآیند گرماده اکسایش در رآکتور هوا از چرخه‌ی احتراق شیمیایی است و واکنش به‌سمت تولید بیشتر آروماتیک پیش‌رفته است. در شکل-۳ (ب) مقدار مصرف پارافین‌ها در رآکتور آخر بیشتر از رآکتورهای قبل است. این نتایج به‌دلیل افزایش انجام واکنش‌های هیدروکراکینگ در رآکتور آخر است. در شکل-۳ (ج) مقدار مصرف نفتن‌ها در رآکتور آخر تقریباً ثابت است. زیرا واکنش‌های مصرف نفتن‌ها و تبدیل آن به آروماتیک‌ها بیشتر در رآکتور اول اتفاق می‌افتد. مقدار مصرف نفتن‌ها و پارافین‌ها در حالت کوپل به‌دلیل مصرف در واکنش‌های تولید آروماتیک بیشتر از حالت معمول است.

شکل دمایی کوپل رآکتورهای فرآیند نفتا ریفرمینگ با چرخه‌ی احتراق شیمیایی در شکل-۴ ارائه شده است. در رآکتور اول نمودار دما ابتدا کاهش و سپس افزایش می‌یابد. زیرا واکنش‌های گرماگیر هیدروژن‌دهی و دی‌هیدروسیکلوزاسیون بیشتر در رآکتور اول انجام می‌گردد و به‌همین دلیل دما کاهش می‌یابد و پس از انتقال گرما از رآکتور هوا به رآکتور نفتا ریفرمینگ افزایش می‌یابد که این

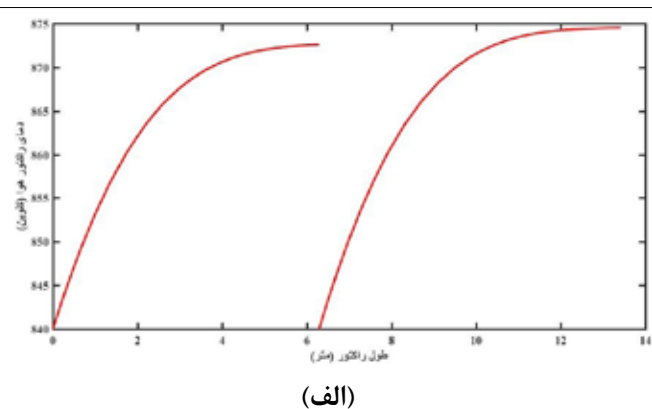


شکل ۳ | مقایسه‌ی دمایی فرآیند نفتا ریفرمینگ در دو حالت معمول و کوپل شده



(ب)

معادلات جرم و انرژی به همراه معادلات کمکی	
موازنی جرم	
$dF_i = \sum_{j=1}^{j=n} \Theta_{ij} r_j$	[۹]
موازنی انرژی	
$F_i C_{p,i} = \sum_{j=1}^{j=n} Y_j \Delta H_j + Q(UA \Delta T)$	[۹]
ظرفیت گرمایی	
$c_1 + c_2 \left[ \frac{c_3/T}{\sinh(c_3/T)} \right]^2 + c_4 \left[ \frac{c_5/T}{\sinh(c_5/T)} \right]^2$	[۱۰]
ضریب رسانش گرمایی	
$k = \frac{c_1 T^{c_2}}{1 + \frac{c_2}{T} + \frac{c_4}{T^2}}$	[۱۰]
گرانروی	
$\mu = \frac{c_1 T^{c_2}}{1 + \frac{c_2}{T} + \frac{c_4}{T^2}}$	[۱۰]
ضریب انتقال حرارت	
$h = 4 \left( \frac{k_w}{d_p} \right) (\rho u_g d_p / \mu)^{0.365}$	[۱۱]
ضریب انتقال حرارت کلی	
$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + \frac{A_i \ln(D_0/D_i)}{2\pi L k_w} + \frac{A_i}{A_0} \frac{1}{h_0}$	[۱۲]



(الف)

شکل ۴ | (الف) دمایی رآکتور هوا (ب) دمایی رآکتور سوخت در حالت کوپل شده

است و دمای آن کاهش می‌یابد. در رآکتور سوخت، متان با اکسیدفلز واکنش داده و آب و دی‌اکسیدکربن تولید می‌کند. برای افزایش بازده این فرآیند و عدم وجود متان در خروجی این رآکتور تلاش شده تمامی متان ورودی به‌طور کامل مصرف شود تا جداسازی دی‌اکسیدکربن از آب به‌آسانی انجام گردد و مشکلی از جهت باقی ماندن متان در خروجی نباشد. نرخ مولی مصرف متان در شکل-۶ نشان داده شده که این مقدار به حدود صفر می‌رسد.

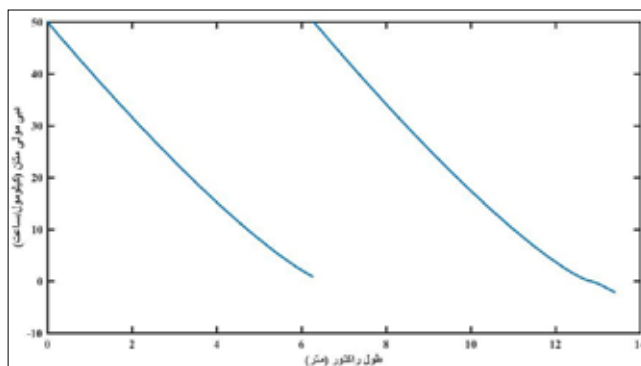
### نتیجه‌گیری

در این پژوهش، کوپل حرارتی فرآیند تبدیل کاتالیستی نفتا ریفرمینگ همراه با چرخه‌ی احتراق شیمیایی جهت افزایش تولید آروماتیک‌ها بررسی و ارزیابی شد. به‌دلیل گرماگیر بودن فرآیند نفتا ریفرمینگ و نیاز واکنش‌ها به حرارت زیاد، حامل اکسیژن  $\text{NiO}_{18}-\alpha\text{-Al}_2\text{O}_3$  در رآکتورهای سوخت و هوای چرخه‌ی احتراق شیمیایی استفاده شده است. با در نظر گرفتن آروماتیک به‌عنوان محصول نهایی فرآیند نفتا ریفرمینگ، نتایج نشان داد که کوپل کردن چرخه‌ی احتراق شیمیایی با این فرآیند به افزایش تولید آروماتیک‌ها کمک شایانی کرده است. به‌نحوی که مقدار تولید آن ۱۲ درصد افزایش یافته است. از نظر زیست‌محیطی و به‌دام انداختن و ذخیره‌ی کربن، استفاده از فرآیند چرخه‌ی احتراق شیمیایی به‌جای کوره‌های حرارتی باعث تثبیت و جداسازی آسان دی‌اکسیدکربن تولیدی بوده و از رها شدن آن به اتمسفر جلوگیری می‌کند. در این مدل‌سازی شرایط عملیاتی طوری تنظیم شده که مصرف سوخت به حدود صفر می‌رسد و مشکلی جهت جداسازی سوخت از دی‌اکسیدکربن ندارد. ■

افزایش در رآکتور دوم ادامه می‌یابد. به‌دلیل افزایش دمای نفتا ریفرمینگ و ایجاد مشکلاتی از قبیل سینتریگ<sup>۱۵</sup> و ایجاد نقاط داغ بروی کاتالیست، رآکتور سوم با فرآیند حلقه‌ی احتراق شیمیایی کوپل حرارتی نشده است. همان‌طور که در شکل-۴ دیده می‌شود با کوپل حرارتی نفتا ریفرمینگ افت دمای که در حالت معمول آن وجود داشته بسیار کمتر شده است.

### ۵- چرخه‌ی احتراق شیمیایی

رآکتور هوا و رآکتور سوخت در چرخه‌ی احتراق شیمیایی به‌ترتیب فرآیندهای گرماده و گرماگیری هستند که شکل دمایی آنها در شکل-۵- الفوب نشان داده شده است. رآکتور سوخت با اکسید کردن فلز نیکل گرمای زیادی آزاد می‌کند که این گرما را به قسمت نفتا ریفرمینگ و رآکتور سوخت انتقال می‌دهد. رآکتور سوخت به‌دلیل انجام واکنش‌های کاهش گرماگیر بوده



شکل ۶ | تغییر نرخ مولی متان در دو رآکتور کوپل شده

### پانویس‌ها

- Smith
- Chemical Looping Combustion (CLC)
- carbon capture and storage
- Pre-combustion capture
- Post-combustion capture
- Oxy fuel combustion capture
- Chemical Looping Combustion capture
- Oxygen Carrier (OC)
- interconnected
- Air reactor (AR)
- Fuel reactor (FR)
- Shrinking Core Model (SCM)
- Naphtha reforming-Chemical Looping Combustion (NR-CLC)
- Conventional Naphtha Reforming (CNR)
- Sintering

### منابع

- [1] R. Smith, "Kinetic analysis of naphtha reforming with platinum catalyst," Chem. Eng. Prog., vol. 55, no. 6, pp. 761959, 80-.
- [2] H. F. Rase, Chemical reactor design for process plants. Wiley New York, 1977.
- [3] P. Mungse et al., "Copper-manganese mixed oxides: CO<sub>2</sub>-selectivity, stable, and cyclic performance for chemical looping combustion of methane," Physical Chemistry Chemical Physics, vol. 16, no. 36, pp. 196342014, 19642-.
- [4] M.R.Rahimpour, "Methane Steam Reforming Thermally Coupled with CLC," 2013.
- [5] M. Zaman and J. H. Lee, "Carbon capture from stationary power generation sources: a review of the current status of the technologies," Korean Journal of Chemical Engineering, vol. 30, no. 8, pp. 14972013, 1526-.
- [6] A. Lyngfelt, B. Leckner, and T. Mattisson, "A fluidized-bed combustion process with inherent CO<sub>2</sub> separation; application of chemical-looping combustion," Chemical Engineering Science, vol. 56, no. 10, pp. 31012001, 3113-.
- [7] E. Gilliland and W. Lewis, "Production of pure carbon dioxide," US Patent, vol. 2665971, 1954.
- [8] Z. A. Aboosadi, M. Rahimpour, and A. Jahanmiri, "A novel integrated thermally coupled configuration for methane-steam reforming and hydrogenation of nitrobenzene to aniline," international journal of hydrogen energy, vol. 36, no. 4, pp. 29602011, 2968-.
- [9] H. S. Fogler, Elements of Chemical Reaction Engineering. Prentice Hall, 2016.
- [10] R. Perry and D. Green, Perry's Chemical Engineers' Handbook, Eighth Edition (no. v. 8, pt. 2008). McGraw-Hill Education, 2008.
- [11] D. Iranshahi, N. Hamed, M. Nategh, R. Saeeedi, and S. Saeedi, "Thermal Integration of Sulfuric Acid and Continuous Catalyst Regeneration of Naphtha Reforming Plants," Chemical Engineering & Technology, vol. 41, no. 3, pp. 6372018, 655-.
- [12] J. P. Holman, Heat Transfer. McGraw Hill Higher Education, 2010.