



وَقَدْ أَنبَأْنَا
أَنَّكَ سَمِعْتَهُ

Ala

کلیه حقوق مادی مترتب بر نتایج مطالعات، ابتکارات و

نوآوری های ناشی از تحقیق موضوع این پایان نامه

متعلق به دانشگاه رازی است.



دانشکده فنی و مهندسی

گروه مهندسی شیمی

پایان نامه جهت اخذ درجه کارشناسی ارشد رشته ی مهندسی شیمی
گرایش طراحی فرآیند

عنوان پایان نامه

شبیه سازی واحد تبدیل کاتالیستی پالایشگاه کرمانشاه

استاد راهنما:

دکتر غلامرضا زاهدی

نگارش:

مصطفی تارین

شهریورماه ۸۸

چکیده

هدف از این تحقیق شبیه سازی واحد تبدیل کاتالیستی پالایشگاه کرمانشاه می باشد. واحد تبدیل کاتالیستی ، یکی از واحدهای مهم در پالایشگاه ها به منظور بالا بردن عدد اکتان بنزین می باشد. این واحد معمولاً از ۳ تا ۴ راکتور سری تشکیل شده است. خوراک این واحد مخلوط نفتا سنگین و بنزین می باشد. برای مدلسازی راکتورها، از مدل ناهمگن استفاده شده است. در مدل ناهمگن ، مدلسازی در دو فاز گاز و جامد صورت گرفته است. به علت افت فعالیت کاتالیست ها نسبت به زمان و اثر آن بر سرعت واکنش که منجر به تغییر خروجی محصولات و مواد واکنش دهنده می شود، شبیه سازی راکتورها در حالت ناپایا صورت گرفته است. برای بدست آوردن تغییرات غلظت مواد واکنش دهنده و محصولات نسبت به زمان، در ابتدا مدل در حالت پایدار حل شده و نتایج آن به عنوان شرط اولیه برای حالت ناپایدار در نظر گرفته شده است. از روش نیوتن راپسون برای حل مدل در حالت پایدار استفاده شده است. برای حل مدل در ناپایدار، ابتدا راکتور به چندین المان تقسیم شده و معادلات دیفرانسیل جزئی اجزاء مولی و دما تبدیل به معادلات دیفرانسیل معمولی می شوند. در این حالت با استفاده از روش رانگ کوتای مرتبه چهارم، معادلات دیفرانسیل معمولی حل و پروفیل اجزاء مولی و دما بدست می آیند. و در نهایت با مقایسه نتایج بدست آمده از شبیه سازی با داده های واحد، صحت مدل تأیید می شود. همچنین برای شبیه سازی از نرم افزار MATLAB استفاده شده است.

Abstract

The main objective of this study is simulation of naphtha catalytic reforming of Kermanshah refinery. Catalytic reforming unit is one of the important unit in refineries which used to increase the gasoline octane number. This unit contains usually 3 to 4 series reactors. The feed of this unit is a mixture of high naphtha and gasoline. Heterogeneous model used for reactor mathematical modeling. Mathematical modeling has been used in to phase, gas and solid, in heterogeneous model. Due to catalyst deactivation which lead to decrease the reaction rate. Simulation of reactor was carried out at unsteady state condition. First the steady state condition has been solved for obtaining the profile concentration of reactant and product and the results used as initial conditions of unsteady state. In order to solve the model at steady state condition, Newton Rapson method was used. For solving the model at unsteady state, the reactor divided into several elements. Consequently, the partial convert to ordinary differential equations. ODEs were solved by forth Runge-Kutta method. As a results concentration profile of component and temperature were obtained. Finally, the model results were compared with Operating data of catalytic reformer unit. This comparison shown that the model has a good agreement whit Operating data. MATLAB software was used For simulation of the reactors.

فهرست مطالب

صفحه

عنوان

فصل اول: مقدمه

- ۱-۱- کلیات ۲
- ۲-۱- ریفرمینگ ۲
- ۳-۱- راکتورها ۳

فصل دوم: مروری بر فرآیند تبدیل کاتالیستی نفتا

- ۱-۲- تاریخچه ۶
- ۲-۲- واکنش های تبدیل کاتالیستی ۷
- ۱-۲-۲- واکنش های آروماتیکی شدن ۸
- ۲-۲-۲- واکنش های ایزومراسیون ۹
- ۳-۲-۲- واکنش های سیکلیزاسیون (تشکیل حلقه) ۱۰
- ۴-۲-۲- واکنش های هیدروژناسیون ۱۰
- ۵-۲-۲- واکنش های هیدروکراکینگ ۱۱
- ۶-۲-۲- واکنش شکست هیدروژنی ۱۲
- ۳-۲-۳- مدل های ارائه شده برای ریفرمینگ ۱۲
- ۱-۳-۲- مدل اسمیت ۱۲
- ۲-۳-۲- مدل کرین ۱۴
- ۳-۳-۲- مدل زوروف ۱۴
- ۴-۳-۲- مدل هنینگ سن ۱۵
- ۵-۳-۲- مدل پاتماواتی چادری ۱۵
- ۶-۳-۲- مدل فرومنت ۱۶
- ۷-۳-۲- مدل آنچیتا ادواردو ۱۷
- ۸-۳-۲- مدل کی مین یان ۱۷

صفحه

عنوان

فصل سوم: غیرفعال شدن کاتالیست

۲۰ ۱-۳- کاتالیست و تعریف آن
۲۰ ۲-۳- خصوصیات کاتالیست
۲۰ ۱-۲-۳- فعالیت
۲۰ ۲-۲-۳- گزینش پذیری
۲۱ ۳-۲-۳- پایداری
۲۱ ۳-۳- غیرفعال شدن کاتالیست ها
۲۲ ۱-۳-۳- مسموم شدن
۲۳ ۱-۱-۳-۳- مسموم شدن دائمی و موقتی
۲۳ ۲-۳-۳- کلوخه شدن
۲۴ ۳-۳-۳- چرکین شدن
۲۶ ۴-۳- بازیابی کاتالیست
۲۹ ۵-۳- احیاء کردن کاتالیست راکتور
۲۹ ۶-۳- کاتالیستهای ریفرمینگ
۳۲ ۷-۳- سموم کاتالیست های ریفرمینگ
۳۲ ۱-۷-۳- فلزات
۳۲ ۲-۷-۳- غیر فلزات
۳۵ ۸-۳- مدل های ارائه شده برای افت فعالیت کاتالیست
فصل چهارم: فرآیند تولید ریفرمیت	
۳۷ ۱-۴- پالایشگاه
۳۷ ۲-۴- واحدهای پالایشگاه
۳۸ ۳-۴- انواع محصولات پالایشگاه
۳۸ ۴-۴- فرآیند های پالایشگاه
صفحه	عنوان
۳۸ ۱-۴-۴- فرآیند های جداسازی

۳۹ ۲-۴-۴- فرآیند های تبدیل
۳۹ ۳-۴-۴- فرآیند های پایانی
۳۹ ۴-۴-۴- فرآیندهای حفاظت از محیط زیست
۳۹ ۵-۴- واحدهای تصفیه و پلاتفرمینگ پالایشگاه کرمانشاه
۴۰ ۱-۵-۴- واحد تصفیه
۴۲ ۲-۵-۴- واحد پلاتفرمینگ
۴۴ ۶-۴- متغیرهای عملیاتی مهم در فرآیند ریفرمینگ
۴۴ ۱-۶-۴- نوع کاتالیست
۴۵ ۲-۶-۴- دمای راکتور
۴۶ ۳-۶-۴- سرعت حجمی
۴۶ ۴-۶-۴- فشار راکتور
۴۷ ۵-۶-۴- نسبت هیدروژن به هیدروکربن
۴۸ ۶-۶-۴- افزودنی ها به خوراک
۴۹ ۷-۶-۴- عملیات بستر متحرک در مقابل بستر ثابت

فصل پنجم: مدلسازی

۵۳ ۱-۵- مقدمه
۵۳ ۲-۵- مدل راکتور
۵۳ ۱-۲-۵- مدل ناهمگن:
۵۵ ۲-۲-۵- معادلات سرعت واکنش
۵۶ ۳-۲-۵- افت فعالیت کاتالیست
۶۷ ۴-۲-۵- ضرایب انتقال جرم
۵۸ ۳-۵- حل عددی

صفحه

عنوان

۵۸ ۱-۳-۵- شبیه سازی در حالت پایدار
----	---------------------------------------

۵۹ ۲-۳-۵-شبيه سازى در حالت ديناميكى

فصل ششم: بحث و نتيجہ گيرى

۶۲ ۱-۶- افت فعاليت کاتاليسٲ

۶۳ ۲-۶- شبيه سازى در حالت پايدار

۶۷ ۱-۲-۶- مقايسه بين نتايج شبيه سازى در حالت پايا با داده هاى صنعتى

۶۸ ۳-۶- شبيه سازى در حالت ديناميكى

۷۵ ۱-۳-۶- مقايسه بين نتايج شبيه سازى در حالت ديناميكى با داده هاى صنعتى

مراجع

۷۸ فهرست مراجع

صفحه	عنوان
۱۳	شکل ۱-۲ شمای کلی واکنش ها در مدل اسمیت
۱۶	شکل ۲-۲ مدل ارائه شده توسط زوروف
۱۶	شکل ۳-۲ مدل ارائه شده توسط هنینگ سن
۱۸	شکل ۴-۲ مدل فرومنت
۱۸	شکل ۵-۲ فرم ساده تر مدل فرومنت
۲۶	شکل ۱-۳ انواع کاتالیست مورد استفاده در صنعت
۴۲	شکل ۱-۴ شمای کلی واحد تصفیه
۴۴	شکل ۲-۴ شمای کلی واحد پلاتفرمینگ
۵۱	شکل ۳-۴ شمای کلی راکتورهای با بستر متحرک واحد پلاتفرمینگ
۵۴	شکل ۱-۵ المانی در جهت محوری برای نوشتن موازنه جرم و انرژی در دو فاز
۵۴	شکل ۲-۵ المانی در جهت محوری برای نوشتن موازنه ی جرم
۵۴	شکل ۳-۵ المانی در جهت محوری برای نوشتن موازنه ی انرژی
۶۳	شکل ۱-۶ فعالیت کاتالیست در ۳ دمای مختلف
۶۴	شکل ۲-۶ پروفیل درصد مولی پارافین در فاز گاز در حالت پایا بر حسب کسر طولی برای ۳ راکتور
۶۴	شکل ۳-۶ پروفیل درصد مولی نفتن در فاز گاز در حالت پایا بر حسب کسر طولی برای ۳ راکتور
۶۵	شکل ۴-۶ پروفیل درصد مولی آروماتیک در فاز گاز در حالت پایا بر حسب کسر طولی برای ۳ راکتور
۶۵	شکل ۵-۶ درصد مولی هیدروژن در فاز گاز در حالت پایا بر حسب کسر طولی برای ۳ راکتور
۶۶	شکل ۶-۶ پروفیل دما در فاز گاز در حالت پایا بر حسب کسر طولی برای ۳ راکتور
۶۷	شکل ۷-۶ پروفیل نفتن، آروماتیک و پارافین در فاز گاز در حالت پایا بر حسب وزن کاتالیست
۶۸	شکل ۸-۶ پروفیل درصد مولی پارافین در فاز گاز برای راکتور اول در حالت ناپایا در دو بعد کسر طولی راکتور و زمان برای ۶۰۰ روز عملیاتی که از مدل دینامیکی ناهمگن بدست آمده است
صفحه	عنوان

- شکل ۹-۶ پروفیل درصد مولی پارافین در فاز گاز برای راکتوردوم در حالت ناپایا در دو بعد کسرطولی راکتور و زمان برای ۶۰۰ روز عملیاتی که از مدل دینامیکی ناهمگن بدست آمده است
- شکل ۱۰-۶ پروفیل درصد مولی پارافین در فاز گاز برای راکتور سوم در حالت ناپایا در دو بعد کسرطولی راکتور و زمان برای ۶۰۰ روز عملیاتی که از مدل دینامیکی ناهمگن بدست آمده است
- شکل ۱۱-۶ پروفیل درصد مولی نفتن در فاز گاز برای راکتور اول در حالت ناپایا در دو بعد کسرطولی راکتور و زمان برای ۶۰۰ روز عملیاتی که از مدل دینامیکی ناهمگن بدست آمده است
- شکل ۱۲-۶ پروفیل درصد مولی نفتن در فاز گاز برای راکتوردوم در حالت ناپایا در دو بعد کسرطولی راکتور و زمان برای ۶۰۰ روز عملیاتی که از مدل دینامیکی ناهمگن بدست آمده است
- شکل ۱۳-۶ پروفیل درصد مولی نفتن در فاز گاز برای راکتور سوم در حالت ناپایا در دو بعد کسرطولی راکتور و زمان برای ۶۰۰ روز عملیاتی که از مدل دینامیکی ناهمگن بدست آمده است
- شکل ۱۴-۶ پروفیل درصد مولی آروماتیک در فاز گاز برای راکتور اول در حالت ناپایا در دو بعد کسرطولی راکتور و زمان برای ۶۰۰ روز عملیاتی که از مدل دینامیکی ناهمگن بدست آمده است
- شکل ۱۵-۶ پروفیل درصد مولی آروماتیک در فاز گاز برای راکتور دوم در حالت ناپایا در دو بعد کسرطولی راکتور و زمان برای ۶۰۰ روز عملیاتی که از مدل دینامیکی ناهمگن بدست آمده است
- شکل ۱۶-۶ پروفیل درصد مولی آروماتیک در فاز گاز برای راکتور سوم در حالت ناپایا در دو بعد کسرطولی راکتور و زمان برای ۶۰۰ روز عملیاتی که از مدل دینامیکی ناهمگن بدست آمده است
- شکل ۱۷-۶ پروفیل درصد مولی هیدروژن در فاز گاز برای راکتور اول در حالت ناپایا در دو بعد کسرطولی راکتور و زمان برای ۶۰۰ روز عملیاتی که از مدل دینامیکی ناهمگن بدست آمده است
- شکل ۱۸-۶ پروفیل درصد مولی هیدروژن در فاز گاز برای راکتور دوم در حالت ناپایا در دو بعد کسرطولی راکتور و زمان برای ۶۰۰ روز عملیاتی که از مدل دینامیکی ناهمگن بدست آمده است

صفحه

عنوان

- شکل ۱۹-۶ پروفیل درصد مولی هیدروژن در فاز گاز برای راکتور سوم در حالت ناپایا در دو بعد کسرطولی راکتور و زمان برای ۶۰۰ روز عملیاتی که از مدل دینامیکی ناهمگن بدست آمده است

۷۴	پروفیل فعالیت کاتالیست برای ۳ راکتور در حالت ناپایا در دو بعد کسر طولی راکتور و زمان برای ۶۰۰ روز عملیاتی که از مدل دینامیکی ناهمگن بدست آمده است.	شکل ۶-۲۰
۷۴	میانگین فعالیت کاتالیست برحسب زمان برای ۳ راکتور	شکل ۶-۲۱

لیست جداول

صفحه	عنوان
۸	درصد حجمی هیدروکربنها در خوراک و محصول واحد ریفرمینگ کاتالیستی
۲۷	موارد استفاده کاتالیستها در صنعت
۲۸	انواع پایه ی کاتالیست با کاربردشان

۲۹	انواع آلومینا با کاربردهایشان	جدول ۳-۳
۳۱	اثر اضافه کردن پلاتین و ایریدیوم بر میزان مسمومیت در اثر کک گرفتگی	جدول ۴-۳
۵۸	جرم مولکولی و حجم بحرانی ترکیبات	جدول ۱-۵
۶۲	عدد اکتان ریفرمیت در ۳ دمای میانگین مختلف	جدول ۱-۶
۶۳	مقادیر پارامترهای مدل افت فعالیت کاتالیست	جدول ۲-۶
۶۷	مقایسه بین نتایج شبیه سازی در حالت پایا با داده های صنعتی	جدول ۳-۶
۷۶	مقایسه بین پیش بینی مقدار ریفرمیت بوسیله مدل ناهمگن با داده های واحد	جدول ۴-۶

نشانه ها

A_r

[-]

درصد مولی آروماتیک

a_v	$m^2 \cdot m^{-3}$	سطح ویژه کاتالیست
A	$[-]$	فعالیت کاتالیست
cp_g	$J \cdot mol^{-1} \cdot K^{-1}$	ظرفیت گرمایی گاز
cp_s	$J \cdot Kg^{-1} \cdot K^{-1}$	ظرفیت گرمایی جامد
c_t	$mol \cdot m^{-3}$	غلظت مولی جریان گاز
D_{ij}	$m^2 \cdot hr^{-1}$	ضریب نفوذ جزء i در j
D_m^i	$m^2 \cdot hr^{-1}$	ضریب نفوذ جزء i در مخلوط
E_d	$J \cdot mol^{-1}$	انرژی اکتیواسیون
H	$W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$	ضریب انتقال حرارت گاز در جامد
$-\Delta H_r$	$J \cdot mol^{-1}$	آنتالپی واکنش
k_d	hr^{-1}	ثابت افت فعالیت کاتالیست
K_{gi}	$m \cdot hr^{-1}$	ضریب انتقال جرم برای جزء i بین فاز گاز و ذرات جامد
K_{p_i}	Mpa^3	ثابت تعادل واکنش
k_{p_i}	$Kmole \cdot kg^{-1} \cdot hr^{-1}$	ثابت سرعت واکنش
m	$[-]$	درجه فعالیت کاتالیست
M_i	$g \cdot mol^{-1}$	جرم مولکولی جزء i
P	bar	فشار کلی
p_i	bar	فشار جزء i
Q_F	$m \cdot hr^{-1}$	دبی جریان گاز
R	$J \cdot mol^{-1} \cdot K^{-1}$	ثابت عمومی گاز ها
Re	$[-]$	عدد رینولدز
R_p	m	شعاع ذره های کاتالیست
RON	$[-]$	عدد اکتان
Sc_i	$[-]$	عدد اسمیت

T	K	دمای فاز گاز
T_L	hr	زمان عمر کاتالیست
T	hr	زمان
r_r	$\text{Kmol.Kg}^{-1}.\text{hr}^{-1}$	سرعت واکنش برای جزء ا
U	m.hr^{-1}	سرعت ظاهری سیال
Y_i	[-]	جزء مولی ا در فاز گاز
Y_{is}	[-]	جزء مولی ا در فاز جامد
Z	m	مختصات محوری راکتور

نمادهای یونانی

ε_b	[-]	ضریب تخلخل بستر
ε_s	[-]	ضریب تخلخل کاتالیست
ρ_b	Kg.m^{-3}	دانسیتة کاتالیست در بستر
ρ_g	Kg.m^{-3}	دانسیتة گاز
μ	$\text{Kg.m}^{-1}.\text{hr}^{-1}$	ویسکوزیتة گاز
v_{ci}	$\text{Cm}^3.\text{mol}^{-1}$	حجم بحرانی جزء i

فصل اول

مقدمه

۱-۱- کلیات:

هدف اصلی از این پایان نامه، مدل سازی و شبیه سازی راکتور ریفرمینگ پالایشگاه کرمانشاه به کمک نرم افزار MATLAB می باشد. در فصل اول مقدمه ای برای راکتورهای ریفرمینگ شرح داده شده است. در ادامه در فصل دوم مروری بر کارهای انجام شده در زمینه ریفرمینگ نفتا آمده است. در فصل سوم کاتالیست و غیر فعال شدن آن مورد بررسی قرار گرفته است. در فصل چهارم شرحی در رابطه با فرایند تولید صورت گرفته است؛ همچنین در ادامه این پروژه در فصل پنجم مدلسازی راکتور مورد بحث قرار گرفته و در فصل ششم کلیه نتایج بدست آمده از مدلسازی مورد بحث قرار گرفته است.

۱-۲- ریفرمینگ^۱

واحد ریفرمینگ یکی از واحدهای پایین دستی در پالایشگاه های نفت خام است که هدف آن بالا بردن عدد اکتان بنزین می باشد. ترکیبات موجود در نفتا پس از حرارت دهی و واکنش در حضور هیدروژن بر روی کاتالیست، به ریفرمیت^۲ دارای عدد اکتان بالا تبدیل می شوند. در حالتی که هیدروکربن ها پارافینی باشند، هر چه تعداد شاخه افزایش یابد عدد اکتان بالاتر می رود و حلقوی شدن و آروماتیکی شدن نیز سبب افزایش عدد اکتان می شود. بنابراین پر واضح است که تبدیل هیدروکربن های نرمال پارافینی به

^۱ - Reforming

^۲ -Reformate

ایزوپارافینی، نفتنی و آروماتیکی منجر به افزایش عدد اکتان می شود. به طور کلی اهداف واحد ریفرمینگ کاتالیستی در هر پالایشگاه به صورت ذیل است:

- تولید بنزین با عدد اکتان بالا

- تهیه آروماتیک (بنزن، تولوئن و زایلن) برای صنایع پتروشیمی

- تولید هیدروژن برای مصارف صنعتی از قبیل هیدروکراکینگ و گوگردزدایی

خوراک مورد نیاز این فرآیند مخلوط بنزین و نفتای سنگین است که دارای عدد اکتان پایینی است و مقدار آروماتیک ها در آن کم بوده و دارای نقطه جوشی بین ۴۷-۱۹۷ درجه سانتیگراد می باشد. این هیدروکربن ها معمولاً دارای ۱۱-۵ اتم کربن هستند که درصد بالایی از آنها دارای تعداد اتم کربن بین ۷-۹ می باشند. به دلیل اینکه هیدروکربن های گوگرددار نظیر تیوفن و هیدروکربن های ازت دار مانند پیریدین سم کاتالیست ریفرمینگ هستند، باید قبل از تزریق خوراک بر روی این کاتالیست ها، مواد اولیه از واحد گوگردگیری عبور داده شوند. فرآیند ریفرمینگ نقش کلیدی در عملیات پالایشگاهی ایفا می کند، چون انعطاف پذیری آن زیاد است و برعکس تمام فرآیندهای دیگر پالایشگاهی مانند کراکینگ کاتالیستی، الکیلاسیون ایزومریزاسیون و پلیمریزاسیون کاتالیستی و ... که فرآورده هایی با عدد اکتان مشخص تولید می کنند، می تواند محصولات با عدد اکتان متفاوت تولید نماید [۱ و ۲]. ریفرمیت تولید شده در واحد تبدیل کاتالیستی برای تولید بنزین با درجات مختلف جهت فروش در بازار و ایستگاه های پمپ بنزین با ترکیبات دارای عدد اکتان پایین تر مخلوط می شود. محصولات جانبی واحد، هیدروژن، متان، اتان، پروپان، بوتان و پنتان بوده که در دیگر فرآیندهای صنعتی به مصرف می رسند.

اولین بهره برداری علمی و صنعتی از ریفرمینگ در سال ۱۹۴۹ به وسیله شرکت یو.اوپ^۳ تحت عنوان پلاتفرمینگ صورت گرفت. پس از آن با گسترش صنایع اتومبیل سازی و استفاده از موتورهای بنزینی با نسبت تراکم بالا، تقاضا برای سوخت های با اکتان هرچه بیشتر افزایش یافت و به این ترتیب روز به روز براهمیت فرآیند ریفرمینگ افزوده شد. در سال های اخیر، به دلایل گوناگون تحولاتی در فرآیند ریفرمینگ ایجاد شده است. مهمترین این دلایل عبارتند از [۱]:

³ - Union Oil Products: U.O.P

- مبارزه با آلودگی محیط زیست که حذف یا کاهش ترکیبات سرب دار را در بنزین ها ایجاب می کند و در نتیجه باید با اعمال تغییراتی در فرآیند ریفرمینگ، عدد اکتان بنزین ها را از این طریق افزایش بیشتری داد.

- به دلیل توسعه روزافزون صنعت پتروشیمی، نیاز به آروماتیک هایی نظیر بنزن، تولوئن و زایلن که از طریق ریفرمینگ تولید می شوند، افزایش یافته است.

- کاتالیست های جدیدی که ساخته شده اند، به علت کیفیت بهتر، موجب تحولاتی در فرآیند ریفرمینگ شده اند.

- نیاز به بازدهی بالا در موتور خودروها که از طریق افزایش عدد اکتان حاصل می شود.

۱-۳- راکتورها

راکتورهای مورد استفاده در واحد تبدیل کاتالیستی دارای پوشش داخلی نسوز هستند. این راکتورها باید دمای تا ۵۵۰ درجه سانتیگراد و فشار تا ۴۰ اتمسفر را در محیط هیدروژنی و اکسیژنی تحمل نمایند، به همین دلیل قسمتهای فلزی آنها از فولاد مخصوص با ۰.۵٪ کروم و ۰.۵٪ مولیبدن ساخته شده اند [۱].

عمده واکنش های انجام گرفته در واحد تبدیل کاتالیستی، گرماگیر هستند به این جهت دمای بستر در فاصله کمی از ورود مواد بشدت افت پیدا می کند. برای جبران این مسئله، کل حجم کاتالیست را در چند راکتور جداگانه بارگیری کرده و جریان خروجی از هر راکتور را قبل از ورود به راکتور بعدی گرم می کنند. در اکثر روش های ریفرمینگ از سه یا چهار راکتور اصلی استفاده می شود. در نتیجه راکتورها به صورت آدیاباتیک عمل می کنند. کاتالیست ممکن است بر حسب نوع احیاء در بستر ثابت یا شناور قرار گرفته باشد که معمولاً در بستر ثابت احیاء به صورت دوره ای و در بستر شناور (کاتالیست بین ظرف احیاء و راکتور جریان دارد) احیاء به صورت دائم صورت می گیرد.

عملیات تبدیل در راکتورهای واحد ریفرمینگ در فاز گازی انجام می گیرد. در واحدهای اولیه، جریان مواد در راکتورها به صورت محوری بوده ولی در سیستم های جدید که راکتورها در فشار پایین تری کار می کنند، عبور مواد به صورت شعاعی است. به این ترتیب زمان تماس بیشتر شده و افت فشار کمتر می شود [۲].

فصل دوم

مروری بر فرآیند تبدیل کاتالیستی نفتا