

شبیه‌سازی و بهینه‌سازی بخش تصفیه هیدروژنی واحد تبدیل کاتالیستی پالایشگاه آبادان با استفاده از نرم‌افزار Aspen Hysys

احسان جعفریان^۱، فرهاد شهرکی^{۲*}، کیانوش رزاقی^۳، سجاد نوری^۴

۱. ایران، زاهدان، دانشگاه سیستان و بلوچستان، گروه مهندسی شیمی، کارشناسی‌ارشد مهندسی شیمی.

۲. ایران، زاهدان، دانشگاه سیستان و بلوچستان، گروه مهندسی شیمی، استاد مهندسی شیمی.

۳. ایران، زاهدان، دانشگاه سیستان و بلوچستان، گروه مهندسی شیمی، استادیار مهندسی شیمی.

۴. ایران، کرمانشاه، دانشگاه علوم و تحقیقات کرمانشاه، گروه مهندسی شیمی، کارشناسی‌ارشد مهندسی شیمی.

نویسنده مسئول ایمیل: fshahraki@eng.usb.ac.ir

تاریخ پذیرش: ۱۳۹۹/۱۱/۲۰

تاریخ دریافت: ۱۳۹۹/۰۹/۲۶

چکیده

در این پژوهش، ابتدا بخش تصفیه هیدروژنی واحد تبدیل کاتالیستی پالایشگاه آبادان با استفاده از نرم‌افزار Aspen Hysys نسخه ۹ شبیه‌سازی شد. بررسی نتایج شبیه‌سازی واحد در مقایسه با داده‌های واقعی، بیان‌گر خطای میانگین ۰/۹ درصد می‌باشد که بیان‌کننده دقت بالای شبیه‌سازی با انتخاب مدل ترمودینامیکی^۱ SRK است. در ادامه، بهینه‌سازی رآکتور این واحد با استفاده از مطالعه موردی^۲ انجام گرفت و در آن، آثار پارامترهای مختلف نظیر دما و فشار خوراک ورودی به رآکتور و همچنین دبی هیدروژن بر کیفیت محصول خروجی از رآکتور بررسی گردید. نتایج حاصل از آن نشان می‌دهد که افزایش دو پارامتر دما و فشار خوراک ورودی^۳ به رآکتور، به ترتیب دارای تأثیر مثبت و خنثی بر واکنش‌های گوگردزایی می‌باشد. افزایش دبی هیدروژن نیز به دلیل کاهش زمان اقامت مواد درون رآکتور، منجر به کامل نشدن واکنش‌ها در درون رآکتور می‌شود که نتیجه آن، تأثیر منفی بر کیفیت محصول خروجی است. همچنین بهینه‌سازی انرژی واحد با استفاده از نرم‌افزار Aspen Energy Analyzer v9 بررسی شد. در این طرح اصلاحی، با افزودن دو مبدل فرایندی با سطح‌های ۱۸/۶ و ۹/۹ متر مربع به ترتیب قبل از برج عاری‌سازی^۴ به‌عنوان پیش‌گرمکن خوراک ورودی به این برج و پیش از ورود نفتا به جداکننده خوراک در بخش ورودی واحد یونیفایندر، بار حرارتی در ریویلر برج عاری‌سازی و کوره این واحد به ترتیب ۳۵۶۵۹۰۰ و ۴۰۳۰۱۰۰ kJ/hr کاهش یافت؛ لذا اجرای این طرح نیاز به ۳۰۵۲۹/۳۵ دلار سرمایه‌گذاری دارد. بنابراین دوره بازگشت سرمایه این طرح ۳۵ ماه است که پس از آن، حدود ۱۰۴۴۷/۸۷ دلار صرفه‌جویی در پی خواهد داشت.

کلمات کلیدی: شبیه‌سازی، بهینه‌سازی، رآکتور تصفیه هیدروژنی، عاری‌سازی، Aspen Hysys.

1. Soave Redlich Kwong

2. Case Study

۳. منظور از خوراک ورودی، نفتای ترکیب شده با هیدروژن است.

4. Stripper



۱. مقدمه

فرایند تبدیل کاتالیستی، یکی از مهم‌ترین واحدهای تولید بنزین در پالایشگاه‌های نفت است. این فرایند، مقدار قابل توجهی گاز هیدروژن به صورت محصول فرعی، تولید می‌کند که بخشی از آن به خوراک تصفیه شده تزریق می‌شود و به عنوان واکنش دهنده در فرایند تبدیل، شرکت می‌کند و بخشی دیگر در قسمت تصفیه هیدروژنی واحد برای جذب ناخالصی‌های غیرفلزی به خوراک تزریق می‌شود. بخشی از هیدروژن به فرایندهای دیگر پالایشگاه مانند هیدروکراکینگ کاتالیستی و باقیمانده هیدروژن به سوخت پالایشگاه ارسال می‌شود [۱ و ۲].

خوراک واحد تبدیل کاتالیستی، نفتای خام واحدهای تقطیر اتمسفریک نفت خام است که با نفتای تقطیر مستقیم شناخته می‌شود. نفتای خام، مخلوطی از هیدروکربن‌های پارافینی، نفتنی، الفینی و آروماتیکی با گستره $C_{12}-C_5$ و محدوده نقطه جوشی بین C_{30} تا C_{200} است که حدود ۱۵٪ تا ۳۰٪ نفت خام را تشکیل می‌دهد. نفتای خام، بیشتر شامل هیدروکربن‌های ۷ تا ۹ کربنی است [۳]. ترکیب درصد آن (نفتا) به نوع نفت خام، محدوده نقطه جوش و همچنین به منبع تولیدی آن که به طور مستقیم از تقطیر نفت خام یا محصول واحد شکست کاتالیستی تأمین می‌شود، بستگی دارد. خوراک واحد تبدیل کاتالیستی بیشتر شامل نفتای متوسط برج تقطیر اتمسفریک است که شامل ۴۰ تا ۷۰ درصد پارافین، ۲۰ تا ۵۰ درصد نفتن، ۵ تا ۲۰ درصد آروماتیک و صفر تا ۲ درصد الفین است [۲ و ۳].

بخش تصفیه یا یونیفایندر واحد تبدیل کاتالیستی که به عنوان گوگردزایی هیدروژنی نیز شناخته می‌شود، وظیفه حذف ناخالصی‌های فلزی و غیرفلزی نفتای خام که مسموم کننده کاتالیست بخشی تبدیل هستند را بر عهده دارد. ناخالصی‌های غیرفلزی نظیر ترکیبات گوگردی، نیتروژنی، اکسیژنی موجود در خوراک توسط گاز غنی از هیدروژن حاصل از بخش تبدیل در یک رآکتور بستر ثابت به ترکیبات قابل جداسازی از خوراک تبدیل می‌شوند و ناخالصی‌های فلزی موجود شامل آرسنیک، مس، روی، آهن و سرب بر روی سطح کاتالیست جذب می‌شوند. کاتالیست این فرایند مخلوطی از فلزات کبالت، نیکل و مولیبدن بر پایه آلومینا می‌باشد [۴].

در جدول (۱)، واکنش‌های اتفاق افتاده در فرایند تصفیه هیدروژنی برحسب نوع کاتالیست ارائه شده‌اند که در این تحقیق از کاتالیست موجود در ردیف دوم جدول (۱)، در رآکتور واحد تصفیه هیدروژنی استفاده شده است.

جدول ۱. واکنش‌های موجود بر حسب نوع کاتالیست در فرایند تصفیه هیدروژنی [۵]

Order	Catalyst	HDS	HDN	HAD
1	Co-Mo/Alumina	Excellent	Good	Fair
2	Ni-Mo/Alumina	Very good	Very good	Good
3	Ni-W/Alumina	Good	Good	Excellent

در زمینه بهینه‌سازی واحدهای تصفیه هیدروژنی نفتا فعالیت‌های مختلف و ارزشمندی صورت گرفته است [۶، ۷ و ۸]. از جمله این فعالیت‌ها می‌توان به ایجاد تغییراتی در آرایش تجهیزات جداسازی یا افزودن برخی تجهیزات فرایندی به واحد مذکور به منظور صرفه‌جویی در مصرف انرژی و در نتیجه کاهش هزینه‌های عملیاتی، اشاره کرد [۹]. همچنین در تحقیق لیو و همکاران از یک پالایشگاه به منظور امکان پذیری استراتژی بهینه‌سازی، مدلی برای بهینه‌سازی شبکه هیدروژنی پیشنهاد دادند. سپس مشخص شد که با استفاده از این مدل می‌توان مصرف هیدروژن را به میزان ۲۸/۲ درصد کاهش داد و در صورتی که سود استفاده از بازیافت سوخت گاز نیز در نظر گرفته شود، هزینه سالیانه کل شبکه هیدروژنی می‌تواند $1.0^8 \times 3/21$ CNY.a کاهش یابد [۱۰]. در پژوهش پنت و همکاران که در سال ۲۰۱۷ انجام شد، یک مدل سینتیکی بر مبنای مولکولی برای شبیه‌سازی واحد تصفیه هیدروژنی نفتا پیشنهاد داده شد که در این مدل سهم هر یک از مولکول‌های تشکیل دهنده خوراک نفتا با استفاده از یک الگوریتم بهینه‌سازی محاسبه شد و سپس خروجی این مدل به عنوان ورودی مستقیم به رآکتور تصفیه هیدروژنی استفاده گردید و واکنش‌های اصلی نظیر:

HDS^۱، HDN^۲ و HDA^۳ که در فرایند تصفیه هیدروژنی کاربرد دارند، مدل سازی شدند [۱۱]. در این تحقیق نیز بهینه سازی واحد تصفیه هیدروژنی نفتا پالایشگاه آبادان در دو بخش صورت گرفته است: در بخش اول، بهینه سازی راکتور این واحد توسط ماژول Case Study انجام شده است. سپس در بخش دوم، بهینه سازی انرژی واحد با استفاده از نرم افزار Aspen Energy Analyzer v9 مطالعه شده است. در بهینه سازی انرژی، افزودن دو مبدل فرایندی به ترتیب قبل از ورود نفتا به برج عاری سازی به عنوان پیش گرمکن خوراک این برج و همچنین قبل از ورود نفتا به جداکننده خوراک (H-V-1) در قسمت ورودی واحد تصفیه هیدروژنی و با استفاده از جریان پایین برج عاری سازی جریان گرم عبوری از این دو مبدل، صرفه جویی های چشمگیری در مصرف انرژی واحد که مربوط به ریویلر برج عاری ساز و کوره واحد است، به دست آمده که در ادامه، بررسی می شود.

۲. شرح فرایند تصفیه واحد تبدیل کاتالیستی پالایشگاه آبادان

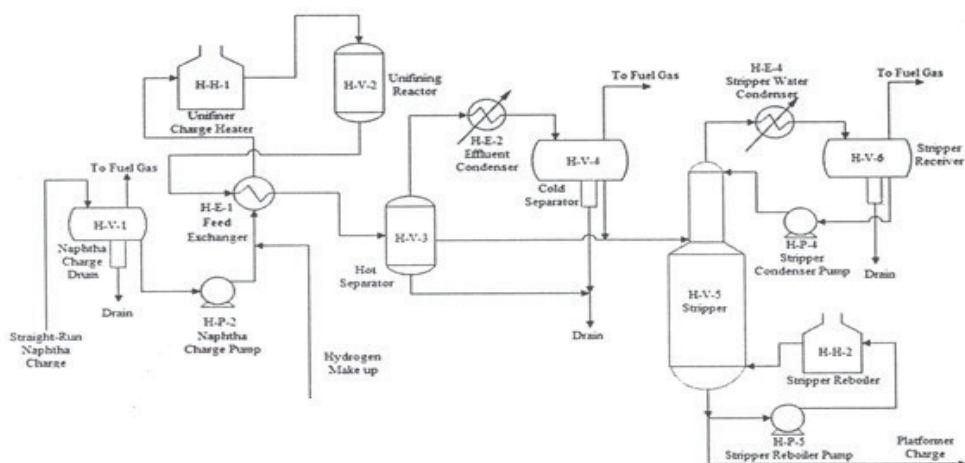
نفتای خام واحدهای تقطیر اتمسفریک که به عنوان خوراک واحد تبدیل کاتالیستی است، قبل از ورود به بخش تبدیل وارد بخش تصفیه می گردد و در بخش تصفیه خوراک وارد جداکننده (H-V-1) برای آب گیری از خوراک می شود. فشار نفتای خام توسط پمپ خوراک (H-P-2) به ۷۰۰-۶۵۰ psig می رسد و جریان به دو قسمت تقسیم می گردد و هر قسمت با گاز غنی از هیدروژن ارسالی از کمپرسور (P-C-1) در بخش تبدیل مخلوط می شود و سپس در مبدل خوراک (H-E-1) توسط جریان خروجی از راکتور تصفیه گرم می شود. هر کدام از جریان های فوق با دمای °F (۴۶۰-۵۰۰) از مبدل (H-E-1) خارج می گردد. پس از آن، خوراک در دو گذر وارد کوره (H-H-1) می شود و دمای خروجی آن تا °F (۶۰۰-۶۵۰) افزایش می یابد. در این مرحله جریان های فوق ضمن پیوستن در خروجی کوره وارد راکتور قسمت تصفیه (H-V-2) می گردند. جریان خروجی از راکتور با دمایی تقریباً معادل دمای ورودی به دو قسمت تقسیم شده هر یک ضمن ورود به مبدل حرارتی (H-E-1) با خوراک واحد تصفیه تبادل حرارت می کنند. این جریان با دمای °F (۲۸۰-۳۵۰) از مبدل (H-E-1) خارج و تفکیک

فاز گاز و مایع، در ظرف Hot Separator (H-V-3) انجام می شود. گاز خروجی از ظرف (H-V-3) از چگالنده های آبی (H-P-2) عبور داده می شود و تا حدود °F ۱۰۰ خنک می شود، سپس وارد ظرف Cold Separator (H-V-4) می شود. جریان گاز حاصل از این ظرف (شامل: هیدروژن، H₂S، متان، اتان، پروپان و اندکی مواد سنگین تر) به سیستم سوخت گاز پالایشگاه فرستاده می شود. مایع خروجی از ظرف (H-V-4) با مایع خروجی از ظرف (H-V-3) مخلوط می گردد و وارد سینی هفتم برج سبک زدایی (H-V-5) می شود. برج سبک زدایی (H-V-5) دارای ۲۰ سینی از نوع درپچه ای می باشد و هیدروکربن های سبک را از نفتای تصفیه شده جدا می کند [۱۲].

جریان گازی خروجی از بالای برج سبک زدایی پس از عبور از چگالنده های آبی (H-E-4) به منظور جداسازی هیدروکربن های دوفازی وارد ظرف Stripper Receiver (H-V-6) می شود. گازهای سبک جدا شده، به سیستم سوخت پالایشگاه فرستاده می شوند و مایع هیدروکربنی به عنوان جریان برگشتی بالاسری توسط پمپ (H-P-4) به برج تزریق می شود. نسبت جریان بازگشتی به میزان ۰/۳-۰/۲۵ مولی کنترل می گردد. معمولاً فشار برج سبک زدایی psig (۱۶۰-۱۴۵) کنترل می گردد، در ضمن، برای تنظیم جریان برگشتی بالاسری از تغییر دمای پایین برج استفاده می شود. پمپ جوش آور برج سبک زدایی (H-P-5) بخشی از مایعات تحتانی برج سبک زدایی را از بخش همرفتی کوره (P-H-1) در بخش تبدیل و سپس از کوره (H-H-2) عبور می دهد. جریان خروجی از این کوره شامل ۵۰۰۰ درصد فاز گازی است که با دمای °F (۴۷۰-۴۹۰) به انتهای برج جهت تأمین بخارات لازم در عملیات سبک زدایی وارد می شود. بقیه مایع خروجی از پایین برج سبک زدایی نفتای تصفیه شده است که با نام Platformer Charge شناخته می شود و خوراک بخش تبدیل است که با دمای °F (۴۸۰-۴۵۰) به این بخش فرستاده می شود.

شماتیک کلی فرایند بخش تصفیه واحد تبدیل کاتالیستی آبادان در شکل (۱) نشان داده شده است [۱۲].

1. Hydrogen Desulfurization
2. Hydrogen Denitrogenation
3. Hydrogen Dearomatic



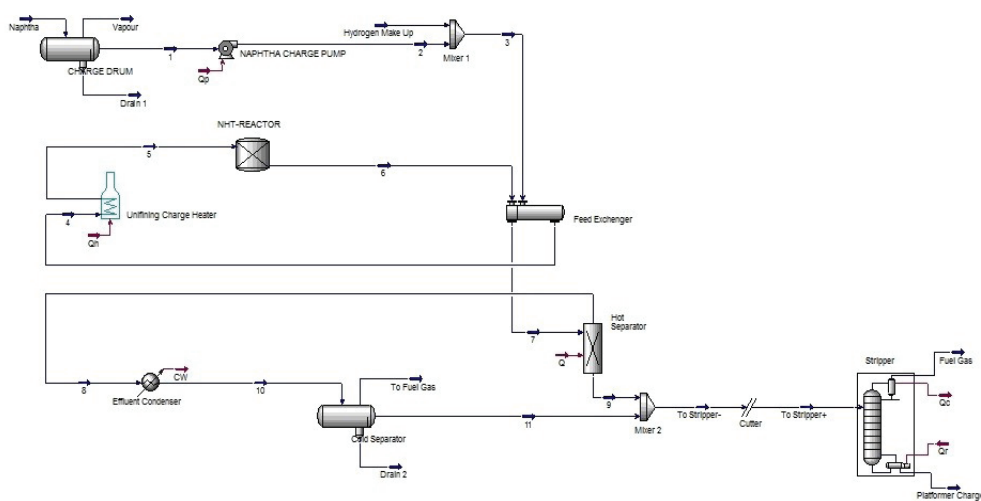
شکل ۱. شماتیک کلی فرایند بخش تصفیه هیدروژنی نفتا [۴]

در اختیار داشتن اطلاعات دقیقی از خوراک نفتا شامل: داده‌های (PONA)، داده‌های تقطیر و سایر مشخصات نفتای ورودی به واحد از قبیل: دما، فشار و دبی امری ضروری است. همچنین برای محاسبه ثابت مربوط به واکنش‌های جدول (۴)، از رابطه (۱) استفاده شده است [۱۳].

$$K_f = K_r \times \exp\left(\frac{-E}{R\left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_r}\right)}\right) \quad (1)$$

که در رابطه (۱)، k_r و k_f به ترتیب ثابت واکنش در حالت نهایی و مینا هستند. همچنین مقادیر E ، R ، T و T_r نیز در این رابطه به ترتیب ضریب اکتیواسیون، ثابت گازها، دمای نهایی یا ثانویه و دمای در حالت مینا می‌باشند.

۳. شبیه‌سازی واحد با استفاده از نرم‌افزار Aspen Hysys در این پژوهش، شبیه‌سازی واحد تصفیه هیدروژنی نفتا پالایشگاه آبادان در محیط نرم‌افزار Aspen Hysys نسخه ۹ مطابق شکل (۲) انجام گرفته است. با توجه به اینکه معادله حالت حاکم بر رآکتور REFSRK می‌باشد، لذا جریان‌های ورودی و خروجی از آن باید از این معادله تبعیت کنند. بر این اساس در شبیه‌سازی انجام شده، اجزا و مشخصات خوراک ورودی (نفتا) به واحد مطابق با جدول (۳) در نظر گرفته شده است. به منظور اعتبارسنجی، نتایج حاصل از شبیه‌سازی که مربوط به دو بخش مهم فرایند هستند، با داده‌های واقعی بر اساس جدول (۲) مقایسه شدند. علاوه بر این، برای انجام کالبراسیون سینتیک واکنش‌های موجود در جدول (۴)،



شکل ۲. نمودار کامل جریان فرایندی شبیه‌سازی شده توسط نرم‌افزار Aspen Hysys

مطابق جدول (۲)، علت اصلی افزایش دما انجام برخی واکنش‌های گرمازا درون رآکتور می‌باشد. همچنین با توجه به اینکه فاز خوراک ورودی به رآکتور تصفیه هیدروژنی گاز می‌باشد. لذا افزایش دما منجر به افزایش فشار نیز شده است. استفاده کرد.

در مورد برج عاری‌سازی نیز اختلاف دمایی به‌وجود آمده برای جریان، مایع خروجی از برج، یک مزیت به‌شمار می‌رود؛ زیرا از این افزایش دما می‌توان در بخش بهینه‌سازی واحد استفاده کرد.

جدول ۲. مقایسه نتایج خروجی رآکتور و برج عاری‌سازی در حالت طراحی و شبیه‌سازی

NHT Reactor				
Simulation Data		Actual Data		Reactor Product
661.6		650		Temperature (°F)
554.8		545		Pressure (Psig)
226900		226900		Mass Flow (lb/hr)
2625		2706.5		Molar Flow (lbmole/hr)
Stripper Tower				
Simulation Data		Actual Data		Stream Name
Platformer Charge	Fuel Gas	Platformer Charge	Fuel Gas	
483	96.9	470	100	Temperature (°F)
145	135	145	135	Pressure (Psig)
218100	4400	218900	4400	Mass Flow (lb/hr)

جدول ۳. اجزا و مشخصات خوراک نفتا ورودی به رآکتور واحد یونیفایندر پالایشگاه آبادان [۱۲ و ۱۳]

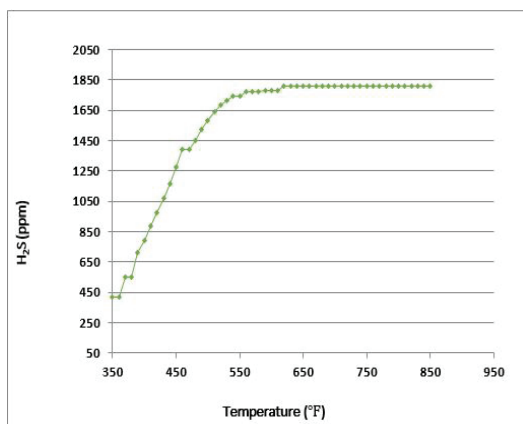
Components						
H ₂	5N ₃	24DMC ₅	SBP ₈	6N ₉	P ₁₃	SU ₅
P ₁	22DMC ₄	MBP ₇	NP ₈	IP ₁₀	N ₁₃	SU ₇
P ₂	23DMC ₄	2MC ₆	O ₈	NP ₁₀	A ₁₃	SU ₈
OL ₂	MBP ₆	3MC ₆	5N ₈	5N ₁₀	P ₁₄	NH ₃
P ₃	2MC ₅	3EC ₅	ETHYLBEN	A ₁₀	N ₁₄	NIT ₄
3MC ₅	SBP ₇	O-XYLENE	6N ₁₀	A ₁₄	NIT ₅	BNIT ₅
IP ₁₁	NP ₇	M-XYLENE	SBP ₆	IP ₄	NP ₄	NP ₆
A ₈	5N ₁₁	P-XYLENE	H ₂ O	H ₂ S	NP ₁₁	BNIT ₆
DMCP	P ₄	O ₆	O ₄	ECP	5N ₆	6N ₈
A ₆	IP ₉	IP ₅	5N ₇	DIOL ₅	6N11	TH ₄
6N ₆	NP ₅	NP ₉	A ₇	P ₁₂	O ₉	O ₁₀
O ₁₁	6N ₇	22DMC ₅	N ₁₂	P ₅	TH ₇	5N ₉
SU ₃	A ₁₂	A ₉	MBP ₈	23DMC ₅	O ₅	N ₂
O ₂	CO	CO ₂	O ₃	COKE	O ₇	DIOL ₄
96.9	A ₁₁	O ₁₂	TH ₅	TH ₆		
Feed Properties						
Temperature [°F]						650
Pressure [psig]						555
Mass Flow Rate [lb/hr]						223900
PONA Basis						
Paraffins [% Vol]						53.531
Olefins [% Vol]						1.682
Naphthenes [% Vol]						23.477
Aromatics [% Vol]						21.310
ASTM D86						
IBP, [°F]						221
%5, [°F]						231.8
%10, [°F]						242.6
%30, [°F]						257
%50, [°F]						273.2
%70, [°F]						291.2
%90, [°F]						312.8
%95, [°F]						329
FBP, [°F]						345.2

جدول ۴. سینتیک واکنش های انجام شده درون رآکتور تصفیه هیدروژنی بر اساس قانون 'LHHW' [۱۳]

Type	Reactions
HDS	$r = \frac{K_f \cdot P_a \cdot P_{H_2}^n}{1 + K_{HDS, H_2} \cdot P_{H_2} + K_{HDS, Aromatic} \cdot P_{Aromatic} + K_{HDS, Sulfur} \cdot P_{Sul} + K_{HDS, Olefin} \cdot P_{Olefin} + K_{HDS, H_2S} \cdot P_{H_2S}}$
HAD	$r = \frac{K_f \cdot P_a \cdot P_{H_2}^n}{1 + K_{Sat, H_2} \cdot P_{H_2} + K_{Sat, Aromatic} \cdot P_{Aromatic} + K_{Sat, Sulfur} \cdot P_{Sul} + K_{Sat, Olefin} \cdot P_{Olefin}}$
HDN	$r = \frac{K_f \cdot P_a \cdot P_{H_2}^n}{1 + K_{Sat, H_2} \cdot P_{H_2} + K_{Sat, Aromatic} \cdot P_{Aromatic} + K_{Sat, Sulfur} \cdot P_{Sul} + K_{Sat, Olefin} \cdot P_{Olefin}}$

۴. بهینه‌سازی واحد یونیفایزر

در این بخش، از ماژول Case Study در نرم‌افزار Hysys Aspen استفاده شده است؛ به نحوی که با وارد کردن برخی متغیرها می‌توان تأثیرات آنها را بر هم سنجید. در اینجا متغیر مستقل دما و فشار جریان ورودی به رآکتور است و میزان H_2S بر حسب ppm، به‌عنوان متغیر وابسته می‌باشد. سپس با تعریف کردن بازه و فاصله مراحل برای نرم‌افزار محاسبات شروع می‌شود.



شکل ۳. تأثیر دمای جریان ورودی به رآکتور بر میزان H_2S در محصول در این محاسبات، تغییرات میزان H_2S برحسب تغییرات دمای خوراک رآکتور در فواصل $10^\circ F$ محاسبه می‌گردد. علت انتخاب این فواصل این است که براساس قانون آرنیوس، به‌ازای هر 10° درجه افزایش دما سرعت واکنش ۲ برابر یا بیشتر خواهد شد و محصول بیشتری تولید می‌شود [۱۵]. همچنین با توجه به اینکه واکنش انجام شده درون رآکتور Endo Thermic است، لذا بر اساس شکل (۳) مشاهده می‌شود که سرعت واکنش نیز در حال افزایش که به تولید بیشتر H_2S انجامیده است. در ادامه، جزئی از برخوردهای

شبیه‌سازی واحدهای فرایندی به‌منظور بهینه‌سازی آن‌ها از گذشته در صنایع شیمیایی مورد توجه قرار گرفته است. محدودیت منابع انرژی و مصرف روزافزون آن‌ها در بسیاری از صنایع باعث شده است که بهینه‌سازی و به دنبال آن انتگراسیون انرژی، از اهمیت بالایی برخوردار شوند [۱۴].

بر این اساس، همان‌طور که پیشتر هم بیان شد بهینه‌سازی واحد تصفیه هیدروژنی پالایشگاه آبادان با استفاده از ماژول Case Study که در آن تأثیرات دما و فشار خوراک ورودی به رآکتور و همچنین تأثیر دبی هیدروژن بر کیفیت محصول خروجی از رآکتور بررسی شده است. سپس در بخش دیگر با به‌کارگیری تحلیل پینچ که با استفاده از نرم‌افزار Aspen Energy Analyzer v9 انجام گرفته است، اهدافی در راستای کاهش مصرف انرژی واحد دنبال شده است که در ادامه به آن می‌پردازیم:

۴.۱. بهینه‌سازی رآکتور یونیفایزر (بخش اول)

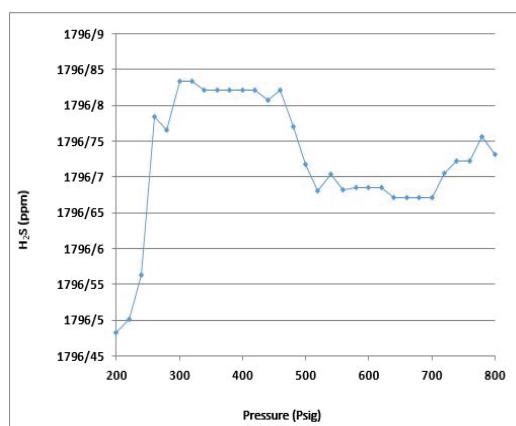
در مورد رآکتورها نکته‌ای که باید مورد توجه قرار گیرد بالا بردن نرخ تبدیل است. برای این منظور باید شرایط واکنش به نحوی باشد که در جهت تولید محصول یا تبدیل بیشتر مواد اولیه پیش رود. با تنظیم فشار و دمای عملیاتی رآکتور می‌توان عملکرد رآکتور را به شکلی مناسب بهینه کرد. به طوری که واکنش‌های مطرح شده در جدول (۴) کامل شوند. با توجه به اینکه اختلاف دمای ورودی و خروجی از رآکتور در شبیه‌سازی انجام شده، حدود $11/7$ درجه فارنهایت حاصل گردید و همچنین طبق جدول موازنه جرم و انرژی گرمای واکنش نیز $0/7$ MMBtu/hr است، لذا این فرایند، به‌طور جزئی، گرمازا است.

1.Langmuir Hinshel Wood Hougen Watson



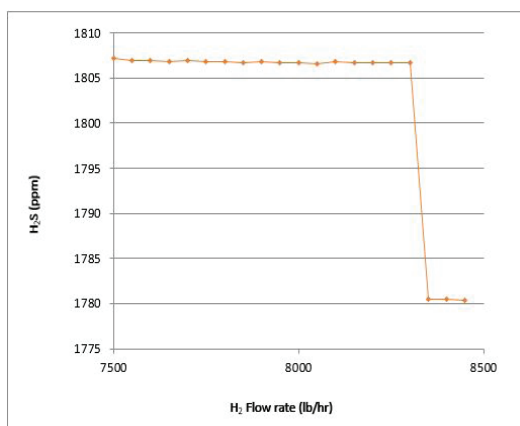
به وجود آمده از مواد درون رآکتور به واکنش می انجامد که ملاحظه می گردد که در برخی فواصل دمایی شیب این نمودار ثابت شده است. لذا افزایش بیش از 650°F تأثیری بر تولید هیدروژن سولفید در محصول رآکتور ندارد اما در حالت کلی، افزایش دما منجر به افزایش ثابت سرعت واکنش گوگردزایی می شود که نتیجه آن تولید بیشتر هیدروژن سولفید در محصول رآکتور است.

به همین طریق برای فشار نیز بازه های 20 psig تعریف می کنیم. سپس نرم افزار برای این فواصل محاسبات را برای رآکتور و بقیه تجهیزات بعدی انجام می دهد و همگرا می شوند. شکل (۴) نشان می دهد که در اکثر واکنش های فاز گازی در ابتدا افزایش فشار باعث افزایش غلظت و سرعت واکنش زیاد می شود. سپس افزایش فشار باعث جذب بی رویه بعضی مواد در سیستم های چندجزئی می گردد و جذب این مواد باعث جلوگیری از جذب اجزای فعال در واکنش می شوند و در فشارهای بالاتر، این اجزا کندانس می شوند و سطح کاتالیست را می پوشانند و منجر به عدم آزادسازی مجدد می شود. همچنین با توجه به شکل (۴) مشاهده می شود که با افزایش فشار شاهد تغییرات بسیار اندک در ترکیب هیدروژن سولفید هستیم. لذا این نتیجه حاصل می شود که در حالت کلی افزایش یا کاهش فشار تأثیری بر میزان گوگردزایی ندارد.



شکل ۴. تأثیر فشار جریان ورودی به رآکتور بر میزان H_2S در محصول

در تحلیل دیگری، وابستگی کیفیت محصول رآکتور به میزان فلوی هیدروژن ورودی و مخلوط شده بررسی می شود. در این خصوص، شدت جریان مولی هیدروژن، متغیر مستقل و مقدار H_2S در جریان خروجی رآکتور، متغیر وابسته، در نظر گرفته خواهد شد. محدوده تغییرات هیدروژن که در حالت پایه 790 lb/hr است، بین 750 lb/hr تا 8500 lb/hr تغییر می کند و نتایج آن بر میزان هیدروژن سولفید در محصول رآکتور به صورت شکل (۵) می باشد.



شکل ۵. تأثیر دبی هیدروژن بر کیفیت محصول رآکتور

همان طور که از شکل (۵) مشخص است در ابتدا عدم تغییر، نشان گر زمان اقامت کافی است و از فلوی 8300 lb/hr به بعد زمان اقامت مواد درون رآکتور کاهش می یابد و به همین دلیل واکنش ها فرصت کامل شدن پیدا نمی کنند و در نتیجه، درصد تبدیل به شدت کاهش می یابد و هیدروژن سولفید به میزان کمتری در محصول رآکتور وجود خواهد داشت.

۴.۲. بهینه سازی انرژی واحد (بخش دوم)

در این بخش، بهینه سازی انرژی واحد با استفاده از تحلیل پینچ انجام می شود. تحلیل پینچ با استفاده از نتایج شبیه سازی و در اختیار داشتن مشخصات جریان ها انجام می شود. مشخصات جریان های واحد برای انجام تحلیل پینچ در جدول (۵) آورده شده است [۴].

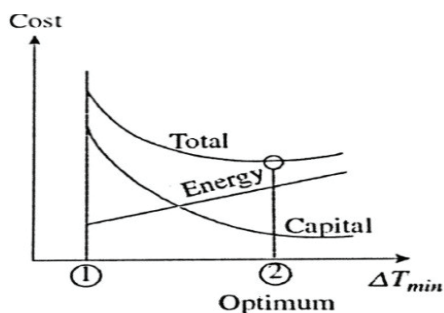
جدول ۵. مشخصات جریان های همراه با انتقال حرارت واحد یونیفایندر

Stream	Equipment	Flow Type	T _{in} (°F)	T _{out} (°F)	ΔH (MMBtu/hr)
4- 3	(H-E-1)	Cold	111.7	536.6	67.87
5- 4	(H-H-1)	Cold	534.6	650	25.88
7- 6	(H-E-1)	Hot	665	325	67.78
10- 8	(H-E-2)	Hot	325	100	3.166
Condenser	(H-E-4)	Hot	207.5	100	4.82
Reboiler	(H-H-2)	Cold	440	483.3	28.72





همان‌طور که می‌دانیم اولین گام در تحلیل پینچ مرحله هدف‌گذاری است. هدف‌گذاری شبکه مبدل‌های حرارتی با انتخاب ΔT_{min} بهینه انجام می‌شود. تعیین ΔT_{min} تقابل بین هزینه سرمایه‌گذاری و هزینه عملیاتی شبکه است و برای محاسبه آن نیاز به اطلاعات اقتصادی شبکه مبدل‌های حرارتی و جریان‌های گرم و سرد خارجی است [۴].



شکل ۶. نمودار ΔT_{min} بر حسب هزینه عملیاتی، هزینه سرمایه‌گذاری و هزینه کل [۱۷]

تابع هزینه مبدل در بازار ایران براساس دلار به صورت رابطه (۲) است [۱۶].

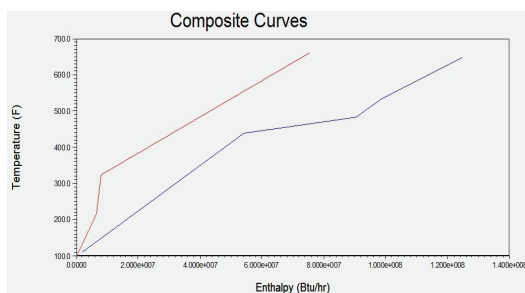
$$\text{Cost} = 4724 + 1338A^{0.78} \quad (2)$$

قیمت برخی حامل‌های انرژی در پالایشگاه آبادان در جدول (۶) به صورت قیمت پایه و قیمت انرژی بر حسب دلار و براساس سال ۲۰۱۶ میلادی گزارش شده است.

جدول ۶. قیمت حامل‌های انرژی در پالایشگاه آبادان [۱۲]

Order	\$/kj	kJ/m3	Base Price	Energy Conduits
1	4.63×10^{-7}	57655.75	662 Rial/m ³	Cooling Water
2	1.57×10^{-7}	191940.37	747 Rial/m ³	Fuel Gas

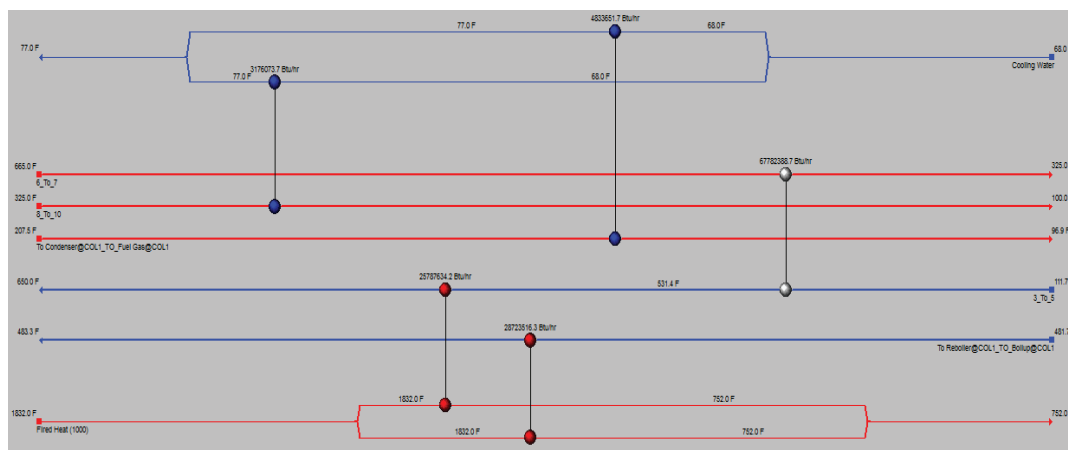
براساس مقدار ΔT_{min} بهینه، نمودار ترکیبی شبکه توسط نرم‌افزار Aspen Energy Analyzer در شکل (۷) نشان داده شده است. با توجه به نمودار ترکیبی، حداقل بار حرارتی گرم و سرد مورد نیاز شبکه به ترتیب 52000950 و 2084680 kJ/hr است. همچنین نمودار پنجره‌ای مربوط به قبل و بعد از اصلاح شبکه مبدل‌های حرارتی واحد در شکل‌های (۸) و (۹) نشان داده شده است.



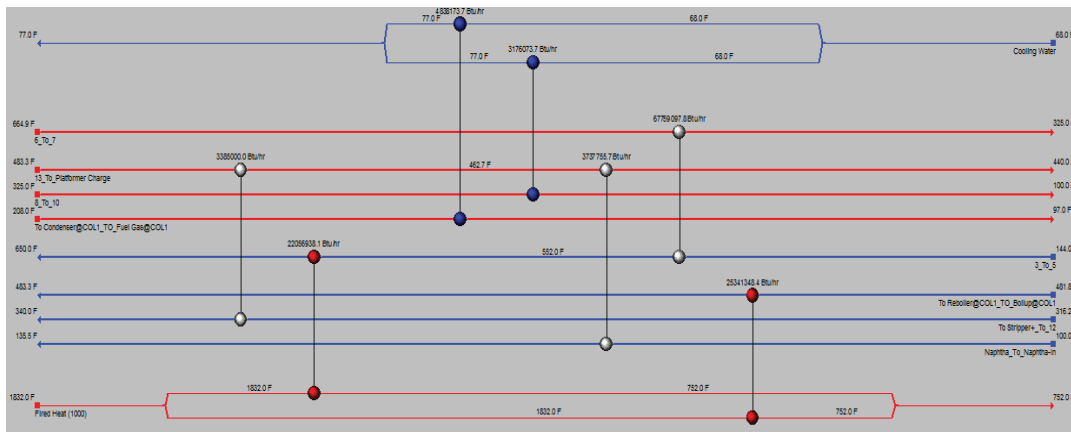
شکل ۷. نمودار ترکیبی جریان‌های واحد تصفیه هیدروژنی پالایشگاه آبادان

برای رسیدن به شبکه مبدل‌های حرارتی بهینه که دارای حداقل هزینه کلی شبکه است، باید مقدار بهینه ΔT_{min} محاسبه شود. بنابراین با رسم هزینه کلی شبکه بر حسب ΔT_{min} ، مانند شکل (۶) مقدار بهینه ΔT_{min} مشخص می‌شود [۱۷].

با در نظر گرفتن تابع هزینه مبدل حرارتی در بازار داخلی و قیمت حامل‌های انرژی پالایشگاه و همچنین از تقابل بین



شکل ۸. نمودار پنجره‌ای شبکه مبدل‌های حرارتی واحد یونیفایندر پالایشگاه آبادان (قبل از اصلاح شبکه)



شکل ۹. نمودار پنجره‌ای شبکه مبدل‌های حرارتی واحد یونیفاینر پالایشگاه آبادان (بعد از اصلاح شبکه)

عملیاتی واحد خواهد بود. همچنین با استفاده از Case Study تأثیر پارامترهای مختلف نظیر دما و فشار خوراک ورودی به راکتور و همچنین دبی هیدروژن مصرفی بر کیفیت محصول راکتور بررسی گردید و مشخص شد که افزایش دما تا حدی مشخص تأثیر مثبتی بر واکنش‌های گوگردزایی دارد. در مورد تأثیر فشار خوراک بر میزان زدایش گوگرد نیز مشخص شد که فشار تأثیری بر واکنش‌های گوگردزایی ندارد. اما افزایش دبی هیدروژن به سبب نبود زمان کافی برای تکمیل واکنش‌های شکل گرفته درون راکتور منجر به کاهش گوگردزایی از خوراک ورودی به راکتور می‌شود و در واقع تولید ترکیبات هیدروژنه در محصول راکتور کاهش می‌یابد.

۶. مراجع

- [1]. Franck, H. G. and Stadelhofer, J. W. Industrial aromatic chemistry, (2th ed.). Springer-Verlag, Berlin, 1988.
- [2]. Ancheyta, J. Modeling and simulation of catalytic reactors for petroleum refining, John Wiley & Sons, 2011.
- [3]. Antos, G. J. and Aitani, f. M., Catalytic Naphtha Reforming: Science and Technology, Second Ed., Marcel Dekker, Vol., No. pp., 2004.

[۴]. خشه، س.، بهینه‌سازی انرژی واحد تبدیل کاتالیستی پالایشگاه آبادان به روش ترکیبی پینچ-اکسرژی، پایان‌نامه کارشناسی ارشد مهندسی شیمی، دانشگاه سیستان و بلوچستان، سیستان و بلوچستان، ۱۳۹۲.

مطابق شکل (۹)، در راستای کاهش انرژی در کوره حرارتی واحد تصفیه هیدروژنی و همچنین کاهش مصرف انرژی در ریویلر برج عاری‌سازی این واحد، دو مبدل فرایندی با سطح‌های حرارتی ۱۸/۶ و ۹/۹ مترمربع به ترتیب قبل از برج عاری‌سازی به‌عنوان پیش‌گرمکن خوراک ورودی به برج و قبل از ورود خوراک نفتا به جداکننده (H-V-1) استفاده شد. با افزودن این دو مبدل حرارتی شاهد کاهش انرژی در کوره حرارتی و ریویلر برج عاری‌سازی واحد به ترتیب به میزان 4030100 و 3565900 kJ/hr بودیم.

۵. نتایج

در این تحقیق با انجام بهینه‌سازی فرایند به اهدافی در جهت کاهش مصرف انرژی و همچنین بهبود راندمان فرایند رسیدیم. میزان صرفه‌جویی‌های حاصل شده از کاهش مصرف انرژی با استفاده از تکنولوژی پینچ به این صورت است که با افزودن دو مبدل با سطح ۱۸/۶ مترمربع به‌عنوان پیش‌گرمکن خوراک برج عاری‌سازی و ۹/۹ مترمربع به قبل از ورود خوراک نفتا به جداکننده (H-V-1) نیاز به 3052935 دلار سرمایه‌گذاری دارد. تغییر ایجاد شده با افزودن این دو مبدل فرایندی به واحد تصفیه هیدروژنی نفتا، منجر به کاهش بار حرارتی ریویلر برج عاری‌سازی و کوره حرارتی (H-H-1) به میزان 3565900 و 4030100 kJ/hr می‌شود که در مجموع 7596000 kJ/hr صرفه‌جویی انرژی به دنبال دارد.

کاهش انرژی در این دستگاه‌ها معادل کاهش هزینه عملیاتی واحد به میزان $10447/87$ دلار در سال است. بر این اساس دوره بازگشت سرمایه برای این طرح حدود ۳۵ ماه است و پس از آن سالیانه $10447/87$ دلار کاهش هزینه

- Company, Refining Engineering Unit, 2013.
- [13]. Aspen Technology, Naphtha Hydrotreater, Aspen Hysys Petroleum Refining Unit Operations & Reactor Models: 641-651, 2015.
- [۱۴]. باغمیشه، غ. ر.، درستی، ر.، مرادزاده، م.، مرجع کامل شبیه‌سازی فرایندهای پایا با Aspen Hysys، انتشارات اندیشه‌سرا، ۱۳۹۳.
- [۱۵]. امانی‌زاده، ف.، طراحی رآکتورهای شیمیایی، مدرسان شریف، ۱۳۹۵.
- [۱۶]. وب سایت بانک مرکزی ایران، آمار و داده‌ها، www.cbi.ir
- [17]. Smith, R., Chemical Process Design and Integration, (2nd ed.), John Wiley & Sons, Sussex, 2005.
- [5]. Fahim, M., Alsahhaf, T. and Elkilani, A., Hydroconversion, Fundamentals of Petroleum Refining, Elsevier, Amsterdam, 2010.
- [6]. A. M. Imran, N. Zhang, M. Jobson, Integrated design of diesel hydrotreating processes, Chemical Engineering Research and Design, 89(7): 1025-103, 2011.
- [7]. Sedighi. S. and Seif Mohaddesi. S. R., Low Diesel Diesel Production According to Euro 5 Standard by Vacuum Gasoil Hydrocracking on Pilot Scale., Applied Research in Chemistry, 3(7): 5-12, 2013.
- [8]. A. Chang, K. Pashikanti, Y.A. Liu, Refinery Engineering: Integrated Process Modeling and Simulation, Wiley-Vch, 2012.
- [9]. Sedighi. S. Golzari. B. and Seif Mohaddesi. S. R., New Plan to Optimize the Separation Section of Naphtha Hydrotreating unit in Petrochemical and Oil Refinery Plants, The third national conference on new technologies in the chemical, petrochemical and Iran Nanotechnology, Center for Industrial and Mineral Research, 2016.
- [10]. Wu, L., Liang, X., Kang, L. and Liu, Y., Integration strategies of hydrogen network in a refinery based on operational optimization of hydrotreating units, Chinese Journal of Chemical Engineering, Vol., No. pp., 2017.
- [11]. Srinivas, B. K., Pant, K., Gupta, S. K., Saraf, D., Choudhury, I. and Sau, M., A molecular lump based model for simulation of industrial naphtha hydro treaters, Fuel Processing Technology, Vol. 166, No. pp. 146-163, 2017.
- [12]. Daily Documents and Reports of Catalyst Reforming Unit of Abadan Oil Refining



Simulation and Optimization of Hydrotreating Section of Catalytic Reforming Unit of Abadan Oil Refinery with Aspen Hysys

Ehsan Jafarian¹, Farhad Shahraki^{2*}, Kiyanoosh Razzaghi³, Sajjad Nouri⁴

1. MSc in Chemical Engineering, Department of Chemical Engineering, Sistan and Baluchestan University, Zahedan, Iran.

2. Professor of Chemical Engineering, Department of Chemical Engineering Email: Sistan and Baluchestan University, Zahedan, Iran.

3. Assistant Professor of Chemical Engineering, Department of Chemical Engineering, University of Sistan and Baluchestan, Zahedan, Iran.

4. MSc in Chemical Engineering, Chemical Engineering Department Email: Kermanshah University of Science and Research, Kermanshah, Iran.

Corresponding Author, Email: fshahraki@eng.usb.ac.ir

Abstract

In this study, the hydrogen purification section of the catalytic reforming unit of Abadan Oil Refining was simulated by Aspen Hysys v9.0. The check of the simulation results of the unit compared to the actual data represent the mean total error of 0.9 %, which indicates the high accuracy of the simulation by choosing the SRK thermodynamic model. The unit reactor was optimized by the use of Case Study and the effect of various parameters such as temperature, the pressure of feed and also the hydrogen discharge ratio on the quality of the product was investigated. The results showed that the increase in temperature and pressure of feed have a positive and neutral effect on desulfurization reactions, respectively. The increase in discharge ratio of hydrogen also has a negative effect on the quality of the product due to the decrease in residence time and incomplete reactions in the reactor. Also, the unit energy was optimized by Aspen Energy Analyzer v9.0. In this modified method, two heat exchangers with areas of 18.6 and 9.9 square meters were added prior to stripper column as feed preheat and naphtha inlet to the separator in the unifying unit. That decreased the heat load of stripper column reboiler and the unit furnace by 3565900 and 4030100 kJ/hr, respectively. As a result, this plan needs 30,529.35\$ worth of investment. Therefore, the return of capital of this plan was estimated to be 35 months which will result in a 10,447.87\$ saving.

Keywords: Simulation, Optimization, Hydrotreating Reactor, Stripper, Aspen Hysys.

