

شبیه سازی و بهینه سازی فرایند تصفیه اتان واحد الفین بکمک نرم افزار Aspen Hysys 8.8

پگاه کرمی: دانشجوی کارشناسی ارشد مهندسی شیمی، فرایند های جداسازی، دانشگاه آزاد اسلامی واحد ماهشهر، دانشکده مهندسی شیمی،

ماهشهر، ایران

مسعود آقاجانی: دکتری مهندسی شیمی، عضو هیئت علمی گروه مهندسی گاز دانشگاه صنعت نفت اهواز

Pegahkarami89@gmail.com

چکیده:

در این مقاله به شبیه‌سازی و بهینه‌سازی فرایند تصفیه اتان یکی از پتروشیمی‌های منطقه ویژه اقتصادی ماهشهر جهت چهار جریان فرایندی اصلی واحد با استفاده از نرم‌افزار Aspen Hysys-Version 8.8 بهینه‌سازی شده است. در این فرایند با افزودن دو دستگاه انتقال حرارت مقدار برابر ۵۷۸۵۳۱۴۲۴۰۰ کیلو ژول در سال معادل ۵۷۸۵۳۱۴۴۲۰ تومان در سال که در حال حاضر هدر می‌رود به سیستم باز می‌گردد. مزایای بهینه‌سازی در این واحد سبب می‌شود ۲۹۱۶۱ کیلو ژول در ساعت گاز اتان تصفیه شده با ظرفیت گرمایی ۲/۱۱ کیلو ژول در کیلوگرم بر درجه سانتیگراد در خروجی برج جذب در مبدل حرارتی E-108 تا ۳۰ درجه سانتیگراد گرم‌تر شده و بار حرارتی پیش گرمکن اتان به مقدار ۱۸۴۵۹۰۰ کیلو ژول در ساعت کاهش می‌یابد. همچنین با استفاده از مبدل حرارتی E-103 در خروجی برج دفع از انرژی گازهای خروجی برج دفع جهت گرم کردن MEA خروجی برج T-2001 استفاده شده است که این خود سبب کاهش بار حرارتی کولر بعد از آن به میزان ۷۷۰۶۰ کیلو ژول در ساعت می‌شود و در نتیجه دبی جرمی آب خنک کننده کولر کاهش می‌یابد.

واژگان کلیدی: بهسازی فرایند، تصفیه اتان، آمین، برج جذب، برج دفع

۱-مقدمه :

شبیه سازی و بهینه سازی فرایندها در علم مهندسی شیمی بکمک نرم افزارهای شبیه ساز همواره مدنظر بوده است. یکی از واحدهایی که بهسازی و افزایش راندمان در آن بسیار حائز اهمیت می باشد و تقریباً در همه جای صنعت کاربرد دارد واحد تصفیه گاز و شیرین سازی آن است [۲]. یکی از متداولترین روشها جهت شیرین سازی گاز ترش استفاده از محلولهای آمین میباشد. در صنعت جهت جداسازی H_2S و CO_2 از گاز طبیعی از برجهای جذب سینی دار استفاده می شود که محلولهای آمین در این برجها گازهای اسیدی را از گاز طبیعی جدا می نمایند از آنجائیکه وجود این قبیل ترکیبات اسیدی موجود در گاز ترش سبب خاصیت خوردندگی می شود باید قبل از ورود گاز طبیعی به خط لوله از حذف شدن آنها اطمینان حاصل کرد. این عمل معمولاً با استفاده از محلولهای آبی آلکانول آمینها به عنوان محلول نظیف کننده با حذف ترکیبات اسیدی سولفید هیدروژن و دی اکسید کربن از گاز طبیعی جهت شیرین سازی گاز ترش صورت می گیرد. گازهای جذب شده بر روی آمین از محلول آمین جدا شده بطوریکه میتوان از محلول آمین مجدداً استفاده نمود. آمینها به اندازه کافی قوی نیستند که بتوانند تمام مرکابتانهای اتیل و متیل را از جریان گاز مایع حذف کنند؛ در نتیجه حلالهای شیمیایی (آمینها) زمانی برای شیرین سازی جریان گازی بکار میروند که ناخالصیهای اصلی موجود و مشکل زا سولفید هیدروژن و دی اکسید کربن باشند [۳]. خانواده آلکانول آمین ها که در صنعت شیرین سازی گاز بکار می روند به ترتیب ساختار مولکولی چنین می باشند :

- مونواتانول آمین ($MEA : HO-C_2H_4-NH_2$)
- دی اتانول آمین { $DEA : (HO-C_2H_4)_2=NH$ }
- تری اتانول آمین ($TEA : (HO-C_2H_4)_3=N$)
- دی گلا یکول آمین ($DGA : HO-C_2H_4-O-C_2H_4-NH_2$)
- دی ایزو پروپانول آمین { $DIPA : (HO-C_3H_7)_2=NH$ }
- متیل دی اتانول آمین { $MDEA : (HO-C_2H_4)_2=N-CH_3$ } [۸]

بخش بزرگی از گاز طبیعی شیرین شده خوراک صنعت پتروشیمی می گردد غلظت بیش از حد استاندارد گاز های اسیدی فرآیند های پتروشیمیایی را با اختلال مواجه می کند. یک مولکول آمین حداقل دارای یک گروه هیدروکسیل و یک گروه آمین است. گروه هیدروکسیل باعث کاهش فشار بخار و به افزایش حلالیت در آب کمک میکند و گروه آمین خاصیت قلیایی برای حذف گازهای اسیدی را در محلولهای آبی بوجود می آورد [۵]. کیفیت تاثیر آمینها در جذب هر دو گاز اسیدی به خاصیت بازی بستگی دارد و میزان خاصیت بازی آمینها متفاوت است. حلال مناسب تابع عواملی از قبیل: قدرت بالای حلالیت گازهای اسیدی، برگشت پذیری آسان واکنش بین حلال و عامل اسیدی، فشار بخار حلال، درجه خوردندگی حلال، هزینه خرید حلال، ویسکوزیته حلال (اقتصادی بودن هزینه پمپاژ و انتقال) می باشد. از نظر خواص عمومی منجمله غیر سمی، غیر قابل احتراق، از نظر شیمیایی پایدار و نقطه شروع انجماد پایین هم بسیار مهم می باشد، تا کنون تجربه های عملیاتی ثابت کرده است که خانواده آلکانول آمین ها مجموعه خواص مذکور را دارا می باشند [۴].

۲-شرح فرایند :

خوراک اتان واحد که از B.L واحد (Battery limit) تامین میشود که شامل بیش از 0.82% حجمی CO₂ می باشد بعلاوه اینکه خوراک حاوی مقادیر زیادی از CO₂ می باشد یک پروسس شستشوی شیمیائی جهت حذف CO₂ با حلال مونواتانول آمین (MEA) در نظر گرفته شده است. [۶]

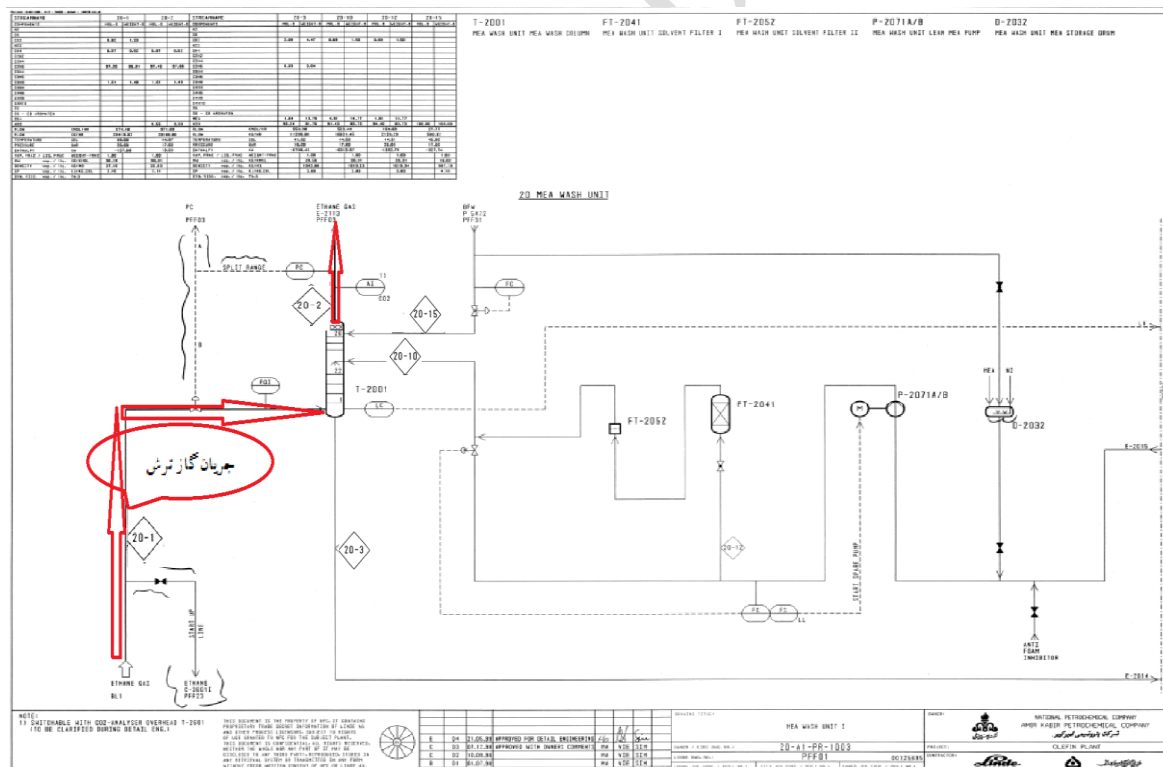
۲-۱-حذف CO₂ از خوراک گازی اتان:

در واحد شستشو با MEA جریان اتان عاری از CO₂ می گردد، بطوریکه درصد آن تقریباً به 50 ppm حجمی میرسد محلول MEA سبک از سینی ۲۲ وارد برج شستشو با MEA (T-2001) شده و جهت جدا سازی گاز اسیدی بطرف پایین جریان می یابد ترکیبات ترش نیز بوسیله جذب شیمیائی از اتان جدا می گردد. در بالای برج نیز، مقادیر جزئی حلال از طریق شستشو با BFW در روی چهار سینی اضافی از گاز خالص سازی شده جدا می شود گاز اتان خروجی از برج T-2001 تحت فشار ۱۷ bar با گازهای برگشتی از واحد اتیلن مخلوط شده و و تا دمای ۵۰ درجه در پیش گرم کن اتان برگشتی (E-2113) گرم می شود سپس به کوره‌های کراکینگ ارسال می گردد. فشار جریان اتانی که از battery limit می آید در دمای ۳۷ درجه توسط PIC-20107 (فشار Overhead برج T-2001) کنترل شده و این جریان وارد بخش پایینی برج جذب T-2001 می گردد تمامی عملیات تحت فشار ۱۷bar انجام می گیرد. گاز اتان بصورت جریان نا همسو با محلول MEA سبک که از بالای سینی ۲۲ وارد شده و بطرف پایین می آید، بسمت بالا جریان می یابد. محلول MEA سبک از طریق پمپ MEA سبک P-2071A/B وارد برج می گردد. مقدار جریان MEA سبک نیز توسط (FIC-20111) در دمای ۴۵ درجه کنترل می گردد. CO₂ موجود در جریان گازی اتان که از B.L واحد Battery limit می آید، در محل جذب خود یک واکنش برگشت پذیر با محلول MEA برقرار می کند. در نتیجه بطور مرتب و پی در پی گاز جریان یافته بسمت بالا، عاری از هر گونه CO₂ شده و ازطرف دیگر محلول MEA جریان یافته بسمت پایین برج انباشته از CO₂ خواهد شد. در نقطه تزریق محلول MEA سبک به برج نیز ۴ سینی تعبیه شده است. در این قسمت گاز مجدداً با BFW (Boiler feed water) شستشو داده میشود تا همه محلول باقیمانده در گاز بازیافت شود و همچنین اتلاف محلول MEA بحداقل رسیده و از خوردگی تجهیزات مربوط به جریان پایین دستی جلوگیری شود BFW از پمپ کندانس P-5472A/B تامین می گردد و مقدار جریان آن قبل از وارد شدن به برج در قسمت بالائی سینی شماره ۲۶ توسط (FIC-20110) کنترل می گردد برج شستشو با MEA در قسمت بالائی نیز با یک رطوبت گیر یا نم گیر (Demister) تجهیز شده است. بنا براین محصول بالا سری برج، عاری از هر گونه قطرات مایع می گردد. [۶]

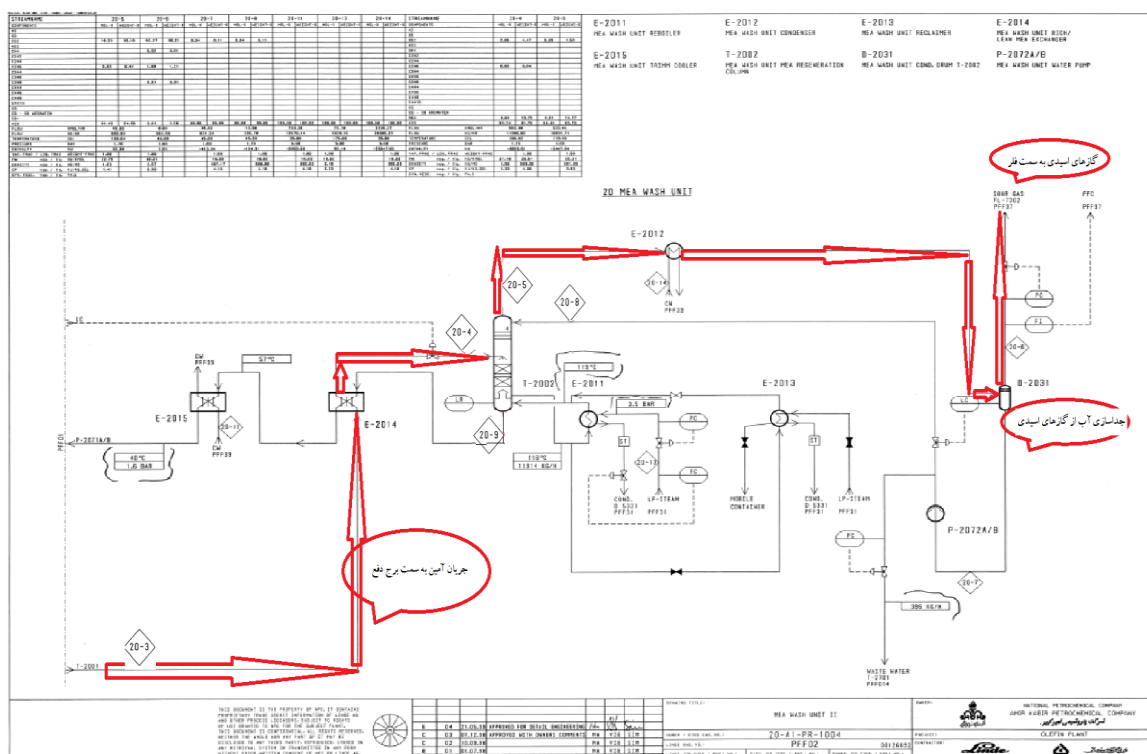
۲-۲-احیاء محلول MEA :

محلول آمین انباشته شده که محلول آمین غنی نیز نامیده میشود در برج احیاء MEA احیاء خواهد شد و در آنجا عاری از هرگونه CO₂ خواهد شد و دوباره به برج (T-2001) شستشو با MEA وارد میگردد. در برج احیاء MEA (T-2002)، CO₂ در فشار حدود 0.7bar و در محدوده دمای بین 100C-200C از حلال جدا می شود فشار مورد نظر توسط PIC-20505 کنترل میگردد. گاز عریان ساز (Stripping) مورد نیاز بخار می باشد که در ریبویلر E-2011 از تبخیر بخشی از آب موجود در حلال حاصل می گردد. فشار محلول MEA غنی شده در جریان ورودی مبدل E-2014 (lean/rich MEA) توسط LV-20104 از فشار حدود 14.3 Bar به فشار 0.7 Bar تقلیل می یابد. (در اثر انبساط) در

این فشار قابلیت انحلال CO_2 در محلول MEA بسیار کم است و بنابراین Flash (تبخیر نا گهانی) CO_2 رخ می دهد. در ورودی T-2002 یک جریان دو فازی نشان داده شده است. فاز گازی اساساً از گازهای ترشی sour gas تشکیل شده که به سمت بالا جریان می یابد. فاز مایعی که به سمت پایین حرکت می کند پس از عبور از یک توزیع کننده (Distributer) از میان Packing بالایی می گذرد. (دقیقاً از جا نیکه فاز مایع وارد یک توزیع کننده ثانویه و Packing پایینی می شود و اینکار قبل از جمع شدن آن در Chimney tray در بخش پایینی برج صورت می گیرد محلول MEA مایع که به سمت پایین می آید در بخشهایی از برج که با Packing پر شده است تحت تماس بسیار نزدیکی با گاز عریان ساز (gas Stripping) قرار می گیرد. بطوریکه ترکیبات ترش تقریباً بطور کامل از محلول جدا میشود و وقتی که محلول به Chimney میرسد کاملاً از این ترکیبات عاری میگردد. این نکته برای فراهم کردن شرایط لازم جهت عریان سازی (Stripping) کامل و ضروری CO_2 در برج احیاء بسیار حائز اهمیت است تا از رها کردن اضافی CO_2 و نتیجتاً خوردگی در ریویلر اجتناب شود. محلول MEA سبک در Chimney tray برج T-2002 به سمت ریویلر E-2011 جریان می یابد و در آنجا بطور جزئی توسط بخار تبخیر شده و سپس به bottcm برج T-2002 هدایت میگردد. بخش مایع، محلول MEA Lean را تشکیل می دهد که وارد T-2001 می گردد. فاز گازی (عمدتاً بخار)، گاز عریان سازی است که به سمت بالای برج جریان می یابد و پس از عبور از هر دو پکینگ و مخلوط شدن با Sour gas آزاد شده از خوراک قبل از خروج از برج از سینی بالایی عبور می کند. [۶]



شکل ۱- PFD-۱ برج جذب فرایند تصفیه گاز واحد گرم کارخانه الفین [۷]



شکل ۲- PFD برج دفع فرایند تصفیه گاز واحد گرم کارخانه الفین [۷]

۳-۲- داده‌های پروسس در شرایط عملیاتی نرمال :

۳-۲-۱- داده‌های برج جذب یا برج شستشو با T-2001 در MEA :

دما (درجه سانتیگراد)	فشار (, bar)	جریان (Kg/hr)	مکان / بخش
	16.6		PIC-20107 / فشار برج
37		29419	ورودی از / خوراک اتان گازی T-2001 / FI-20102
45	16.6		Over head / جریان TI-20108
42			bottom / جریان TI-20103
44.5		10631	جریان MEA سبک به بخش میانی FIC-20111 / TI-20302
		500	جریان BFW به بخش بالایی FIC-20110

Co2 غلظت / AI-20109	50 Vol.ppm
PDI-20106 / افت فشار کل	246 mbar

جدول ۱- داده‌های پروسسی برج شستشو با MEA T-2001 [۶]

۲-۳-۲- داده‌های برج احیاء MEA T-2002 :

دما (درجه سانتیگراد)	فشار (, bar)	جریان (Kg/hr)	مکان / بخش
	0.7		PI-20453 / فشار برج
102			ورودی از / خوراک MEA غنی T-2002 , TI-20303
109	0.7		TI-20406 / جریان Over head
120			TI-20402 / جریان Bottom
	42 mbar		PDI-20404 / افت فشار کل

جدول ۲- داده‌های پروسسی برج احیاء MEA T-2002 [۶]

۲-۳-۳- دیگر Data های پروسسی :

دما (درجه سانتیگراد)	فشار (bar g)	جریان (Kg/hr)	مکان / بخش
39	19	29419	B.L / خوراک اتان FI20102,PI20162,TI20161
43		2126	MEA سبک از FT-2041/52 /FI20160/TI20302
120			MEA سبک ورودی به E-2014 TI-20402
57			MEA سبک خروجی از E-2014 TI-20352
57			MEA سبک ورودی به E-2015 TI-20352

MEA سبک خروجی به E-2015			40
TI-20302			
MEA غنی ورودی به E-2014			42
TI-20103			
MEA غنی خروجی از E-2014			100.g
TI-20303			
Steam در ورودی E-2011	1364	3.5	152
FIC-20405, PIC-20407			
گاز ترش خروجی از D-2031	363	0.6	
FI-20504, PIC-20505			
FIC-20506 / جریان پساب	396		
غلظت MEA در محلول / AP20157		15 W. %	

جدول ۳- دیگر داده‌های پروسسی [۶]

STREAMNAME	20-1		20-2		STREAMNAME	20-3		20-10		20-12		20-15	
COMPONENTS	MOL-%	WEIGHT-%	MOL-%	WEIGHT-%	COMPONENTS	MOL-%	WEIGHT-%	MOL-%	WEIGHT-%	MOL-%	WEIGHT-%	MOL-%	WEIGHT-%
H2					H2								
CO					CO								
CO2	0.82	1.20			CO2	2.09	4.47	0.69	1.50	0.69	1.50		
H2S					H2S								
CH4	0.97	0.52	0.97	0.52	CH4								
C2H2					C2H2								
C2H4					C2H4								
C2H6	97.20	96.81	97.46	97.66	C2H6	0.03	0.04						
C3H4					C3H4								
C3H6					C3H6								
C3H8	1.01	1.48	1.01	1.49	C3H8								
C4H4					C4H4								
C4H6					C4H6								
C4H8					C4H8								
C4H10					C4H10								
C5					C5								
C6 - C8 AROMATEN					C6 - C8 AROMATEN								
C6+					MEA	4.84	13.79	4.91	14.77	4.91	14.77		
H2O			0.55	0.33	H2O	93.24	81.70	94.40	83.73	94.40	83.73	100.00	100.00
FLOW	KMOL/HR	974.46		971.69	FLOW	KMOL/HR	553.98		523.44		104.69		27.77
FLOW	KG/HR	29419.02		29160.80	FLOW	KG/HR	11390.00		10631.45		2126.29		500.32
TEMPERATURE	CEL	39.00		44.97	TEMPERATURE	CEL	41.92		44.50		44.31		45.00
PRESSURE	BAR	20.00		17.60	PRESSURE	BAR	18.00		17.60		25.00		17.60
ENTHALPY	KW	-127.69		19.03	ENTHALPY	KW	-6788.43		-6313.97		-1262.79		-327.74
VAP. FRAC / LIQ. FRAC	WEIGHT-FRAC	1.00		1.00	VAP. FRAC / LIQ. FRAC	WEIGHT-FRAC	1.00		1.00		1.00		1.00
MW	vap. / liq. KG/KMOL	30.19		30.01	MW	vap. / liq. KG/KMOL	20.56		20.31		20.31		18.02
DENSITY	vap. / liq. KG/M3	27.15		22.63	DENSITY	vap. / liq. KG/M3	1042.66		1010.23		1010.34		987.19
CP	vap. / liq. KJ/KG.CEL	2.15		2.11	CP	vap. / liq. KJ/KG.CEL	3.89		3.83		3.83		4.18
DYN. VISC.	vap. / liq. PA.S				DYN. VISC.	vap. / liq. PA.S							

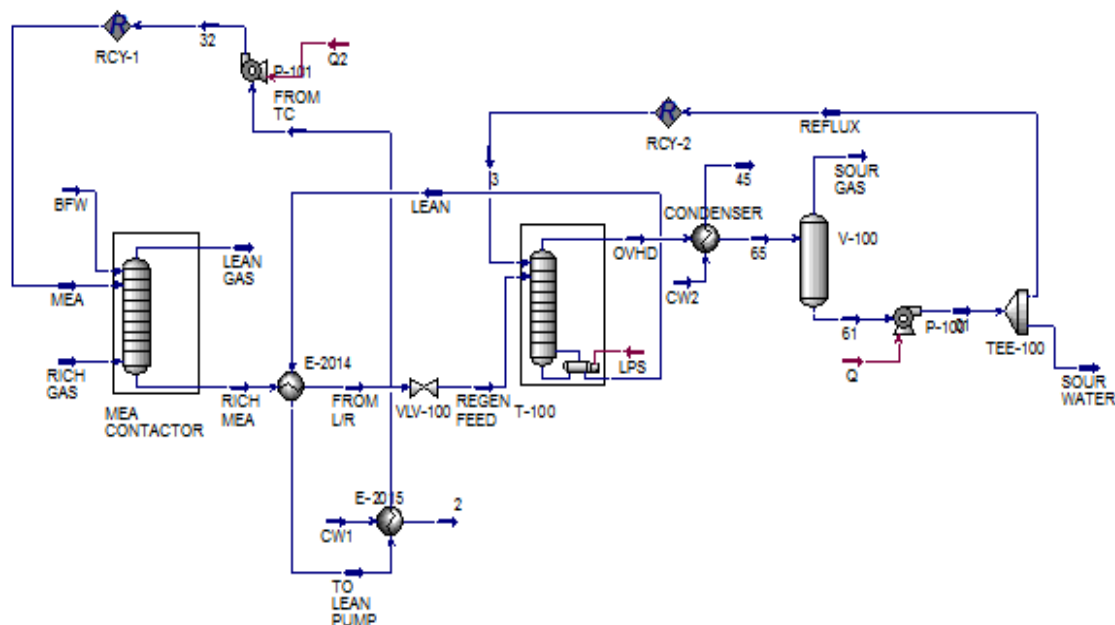
جدول ۴- داده‌های فرایندی برج جذب فرایند تصفیه گاز واحد گرم کارخانه الفین [۷]

STREAMNAME	20-5		20-6		20-7		20-8		20-11		20-13		20-14		STREAMNAME	20-4		20-9	
COMPONENTS	MOL-%	WEIGHT-%	MOL-%	WEIGHT-%	MOL-%	WEIGHT-%	MOL-%	WEIGHT-%	MOL-%	WEIGHT-%	MOL-%	WEIGHT-%	MOL-%	WEIGHT-%	COMPONENTS	MOL-%	WEIGHT-%	MOL-%	WEIGHT-%
H2															H2				
CO															CO				
CO2	18.23	35.19	92.27	96.21	0.04	0.11	0.04	0.11							CO2	2.09	4.47	0.89	1.50
H2S															H2S				
C4H4			0.02	0.01											C4H4				
C2H2															C2H2				
C2H4															C2H4				
C2H6	0.33	0.44	1.69	1.21											C2H6	0.03	0.04		
C3H4															C3H4				
C3H6															C3H6				
C3H8			0.01	0.01											C3H8				
C4H6															C4H6				
C4H8															C4H8				
C4H10															C4H10				
CS															CS				
CS - CS AROMATEN															CS - CS AROMATEN				
CS*															ME4	4.64	13.79	4.91	14.77
H2O	81.43	84.36	6.01	2.56	99.96	99.89	99.96	99.89	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	H2O	93.24	81.70	94.40	83.73
FLOW	KMOL/HR		43.60		8.60		35.02		13.00		753.28		79.78		FLOW	KMOL/HR		553.98	
FLOW	KG/HR		992.93		367.33		631.24		235.79		13570.14		1329.16		FLOW	KG/HR		11390.00	
TEMPERATURE	CEL		109.04		45.00		45.33		35.00		175.00		35.00		TEMPERATURE	CEL		100.92	
PRESSURE	BAR		1.70		1.60		1.70		6.50		5.00		6.50		PRESSURE	BAR		1.75	
ENTHALPY	KW		32.38		1.64		-413.34		-154.31		-9050.56		93.14		ENTHALPY	KW		-6059.01	
VAP. FRAC / LIQ. FRAC	WEIGHT-FRAC		1.00		1.00		1.00		1.00		1.00		1.00		VAP. FRAC / LIQ. FRAC	WEIGHT-FRAC		1.00	
MW	VAP. / LIQ. KG/KMOL		22.79		42.21		18.03		18.03		18.02		18.02		MW	VAP. / LIQ. KG/KMOL		27.49	
DENSITY	VAP. / LIQ. KG/M3		1.23		2.57		987.17		986.99		992.53		992.53		DENSITY	VAP. / LIQ. KG/M3		1.58	
CP	VAP. / LIQ. KJ/KG.CEL		1.41		0.90		4.18		4.18		4.18		4.18		CP	VAP. / LIQ. KJ/KG.CEL		1.33	
DTN. VISC.	VAP. / LIQ. PA.S														DTN. VISC.	VAP. / LIQ. PA.S			

جدول ۵- داده های فرایندی برج دفع فرایند تصفیه گاز واحد گرم کارخانه الفین [۷]

۳- شبیه سازی فرایند :

در این مرحله ابتدا با داده های ترکیب اجزاء جریان و معادله حالت که معمولاً معادله آمین برای حالت استفاده از سیال آمین استفاده می شود و نیز داده های عملیاتی از جمله دما و فشار و فلو و ترکیب درصد مولی اجزاء جریان لذا فرایند تصفیه اتان در واحد گرم یکی از کارخانه های الفین منطقه ویژه اقتصادی بندر ماهشهر را بکمک نقشه های فرایندی PFD که توضیحات آن پیشتر ارائه گردید و شرح فرایند واحد مربوطه شبیه سازی می کنیم.



شکل ۳- شبیه سازی فرایند تصفیه اتان واحد الفین

که نتیجه شبیه سازی در جریان خروجی به شرح زیر می باشد و همانطور که ملاحظه می شود میزان دی اکسید کربن به حداقل مقدار خود رسیده است که همان هدف مطلوب فرایند واحد می باشد.

Stream Name	LEAN GAS
Vapour / Phase Fraction	1.0000
Temperature [C]	45.32
Pressure [kPa]	1760
Molar Flow [kgmole/h]	971.8
Mass Flow [kg/h]	2.916e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	81.52
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	2.411e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	214.2
Heat Flow [kJ/h]	2.343e+007
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	80.71
Fluid Package	Basis-1

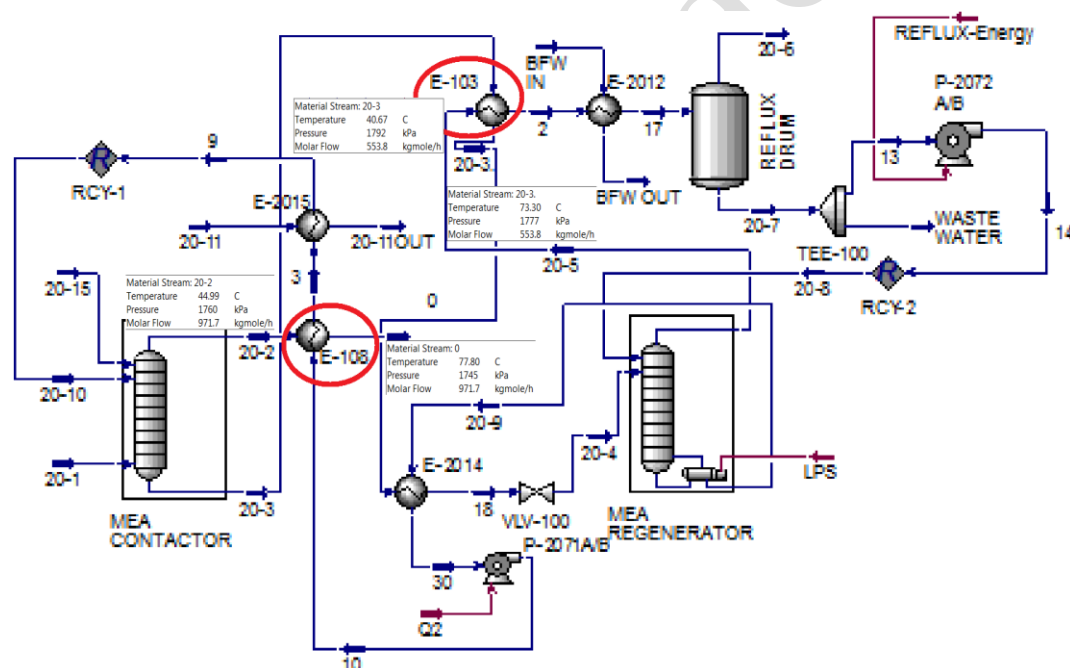
جدول ۶- نتایج شرایط عملیاتی گاز خروجی

	LiqVol Fractions
CO2	0.0000
Methane	0.0062
Ethane	0.9821
Propane	0.0105
H2O	0.0012
MEAmine	0.0000

جدول ۷- نتایج آنالیز گاز خروجی

۴- بهینه سازی واحد با در نظر گرفتن انتگراسیون حرارتی در فرایند :

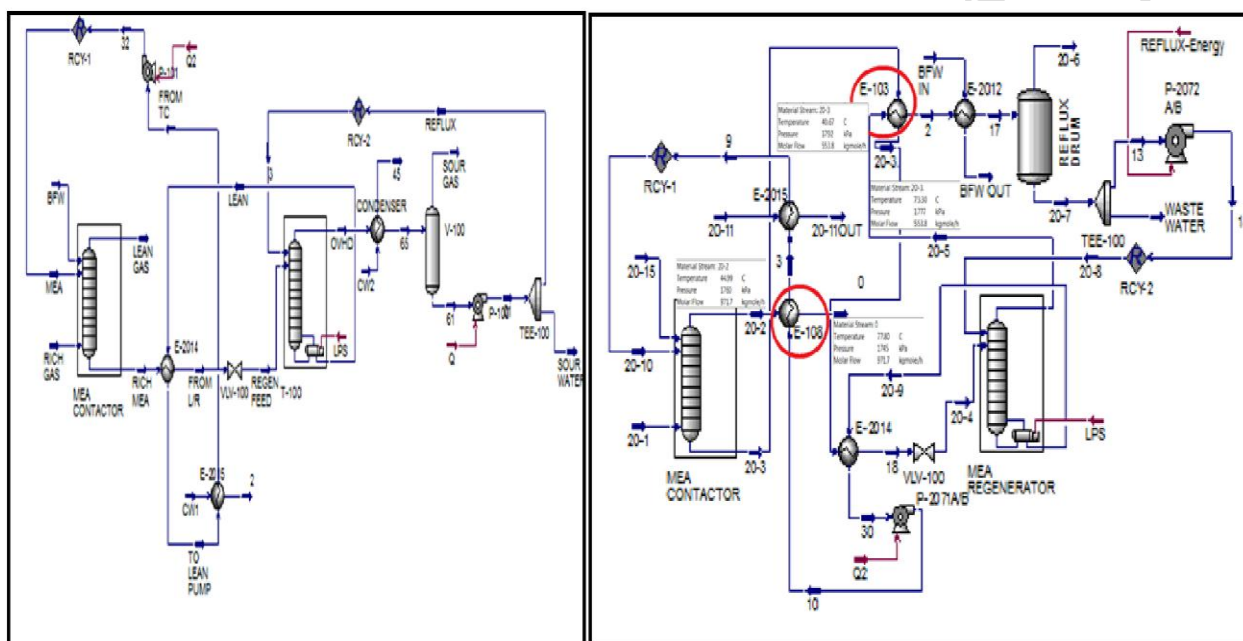
مبدل حرارتی دستگاهی است که با انتقال حرارت بین دو یا چند سیال فرایندی از بار حرارتی هیتر و کولر می‌کاهد [۱]. در این راستا واحد را با نرم افزار شبیه سازی میکنیم که در آن مبدل حرارتی E-2014 همان مبدل حرارتی E-107 و همینطور مبدل حرارتی E-2015 همان کولر می‌باشد و مبدلهای حرارتی E-103 و E-108 همان دو مبدلی است که با توجه به آنالیز پینچ به سیستم اضافه شده اند. با پینچ قسمت تصفیه اتان واحد گرم کارخانه الفین یکی از مجتمعهای پتروشیمی منطقه ویژه اقتصادی ماهشهر و با ۳ مبدل حرارتی E-103 و E-107 و E-108 که همان مبدل حرارتی E-2014 میباشد لذا میزان 3886060 kJ/h انرژی در سطح تماس $817/38 \text{ m}^2$ برای جریانهای گرم به سرد از بار حرارتی کولرها کاسته شده و به نفع واحد بهسازی انرژی صورت گرفته است. به همین میزان انرژی که نیز برای جریانهای سرد جهت گرمایش از بار حرارتی هیترها کاسته می‌شود و جمعا برای کاسته شدن از بار حرارتی هیترها و کولرها به میزان دو برابر مقدار محاسبه شده در آیتم اول انرژی به نفع سیستم می‌گردد که برابر $68083771200 \text{ kJ/year}$ معادل 1945250 دلار در سال می‌باشد.



شکل ۴- شبیه سازی واحد بهینه شده با نمایش مبدلهای حرارتی اضافه شده

در شکل فوق مبدلهای حرارتی E-103 و E-108 که با توجه به آنالیز پینچ به سیستم اضافه شده اند، مشخص شده است و با انتگراسیون حرارتی قسمت تصفیه اتان واحد گرم کارخانه الفین یکی از مجتمعهای پتروشیمی منطقه ویژه اقتصادی ماهشهر و با افزودن دو مبدل حرارتی فوق به فرایند قبلی میزان انرژی بازگشتی به سیستم برای جریانهای گرم به سرد برابر 3302120 kJ/h معادل $28926571200 \text{ kJ/year}$ در سطح تماس $528/28 \text{ m}^2$ از بار حرارتی کولرها کاسته شده که معادل 2892657120 تومان صرفه جویی در سال می‌باشد علاوه بر کاسته شدن از بار حرارتی هیترها از بار حرارتی کولرها هم

کاسته می شود پس جمعا برای کاسته شدن از بار حرارتی هیترها و کولرها به میزان دو برابر مقدار محاسبه شده به نفع سیستم می گردد که برابر $5785314240 \text{ kJ/year}$ معادل 5785314240 تومان در سال به نفع سیستم می باشد. حال به بررسی نتایج حاصل از گزارش گیری مبدل های E-108 و E-103 توسط نرم افزار Aspen Hysys-Version 8.8 می پردازیم. در تحلیل نتایج حاصل از گزارش گیری مبدل حرارتی E-103 با میزان سطح تبادل حرارت برابر $10/58 \text{ m}^2$ لذا میزان انرژی مورد تبادل در مبدل حراتی برابر با 77060 kJ/hr می باشد و در تحلیل نتایج حاصل از گزارش گیری مبدل حرارتی E-108 با میزان سطح تبادل حرارت برابر 5177 m^2 لذا میزان انرژی مورد تبادل در مبدل حراتی برابر با 157400 kJ/hr می باشد.



شکل ۵- مقایسه دو واحد با یکدیگر

شکل فوق مقایسه دو واحد با یکدیگر در قبل و بعد از بهینه سازی است که در سمت راست واحد بهینه سازی شده و در سمت چپ واحد اولیه وجود دارد.

۵-نتیجه گیری :

۵-۱- میزان انرژی بازگشتی به سیستم ناشی از دو مبدل حرارتی E-108 و E-103 که برای جریانهای گرم به سرد برابر $2892657120 \text{ kJ/year}$ از بار حرارتی کولرها کاسته شده که معادل 2892657120 تومان در سال می باشد علاوه بر کاسته شدن از بار حرارتی هیترها از بار حرارتی کولرها هم کاسته می شود پس جمعا برای کاسته شدن از بار حرارتی هیترها و کولرها به میزان دو برابر مقدار محاسبه شده به نفع سیستم می گردد که برابر $5785314240 \text{ kJ/year}$ معادل 5785314420 تومان در سال می باشد.

۵-۲- با بهینه سازی فرایند بکمک انتگرالیون حرارتی تعداد دو عدد مبدل حرارتی E-108 و E-103 به فرایند افزوده می شود.

۵-۳- مبدل حرارتی E-103 با میزان سطح تبادل حرارت برابر $10/58 m^2$ لذا میزان انرژی مورد تبادل در آن برابر با kJ/hr ۷۷۰۶۰ می باشد.

۵-۴- مبدل حرارتی E-108 با میزان سطح تبادل حرارت برابر $517/7 m^2$ لذا میزان انرژی مورد تبادل در آن برابر با kJ/hr ۱۵۷۴۰۰۰ می باشد.

۶-مراجع:

[۱].Process Heat Transfer, Donald Q.Kern,2002

[۲].Rules of Thumb for Chemical Engineers -Carl R. Branan 4 nd. Ed,2011

[۳].Conceptual Design of Chemical Processes - James M.Douglas, 4nd.2007

[۴].Product Process Design Principles - Warren D.Seider, J.D.Seader, Daniel R.Lewin, 6nd,2013.

[۵]. M.M.Azma .MS In Chemical Engineering , National Iranian Company ,Hashemi-Nejad Refinery “ Changes In Amines Solvent For Gas Sweetening Process”

[۶]. Documents of Amirkabir Petrochemical Company

[۷]. PFD & PID of Amirkabir Petrochemical Company

[۸].<http://www.wikipedia.com>