Archive of SID

مجموعه مقالات هشتمین همایش ملی مبدل گرمایی
دوم دی ماه ۱۳۹۵، ایران، تهران، مرکز همایش‌های صدا و سیما
۰۹۱۹۷۵۵۶۴۲۴ – (۰۲۱) ۸۸۶۷۱۶۷۶
مجریان: انجمن علمی مهندسی حرارتی و برودتی ایران و هم اندیشان انرژی کیمیا
ثبت شده در پایگاه استنادی جهان اسلام ISC
www.Mobadel.ir

تحلیل و بررسی مبدل‌های افزوده شده ناشی از آنالیز پینچ در فرایند تصفیه اتان واحد الفین

پگاه کرمی: دانشجوی کارشناسی ارشد مهندسی شیمی، فرآیندهای 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:

فن‌آوری پینچ یک روش برای حداقل کردن مصرف انرژی بر اساس محاسبات ترمودینامیکی می‌باشد. این هدف بهینه کردن سیستم‌های بازیابی حرارتی، روش‌های تامین انرژی فرایند و شرایط عملکرد آن حاصل می‌شود. این فن‌آوری به نام‌های انتگراسیون حرارتی (Heat integration)، انتگراسیون انرژی یا انتگراسیون تکنولوژی پینچ نیز معروف است. در این مقاله شبکه مبدلهای حرارتی واحد تصفیه اتان واحد الفین جهت چهار جریان فرایندی اصلی واحد با استفاده از انتگراسیون حرارتی به کمک نرم‌افزار Aspen Energy Analyzing 8.8 بهینه‌سازی شده است. در این فرایند با افزودن دو دستگاه انتقال حرارت E-103 و E-108 به ترتیب مقادیر ۱۵۷۴۰۰۰ کیلو ژول در ساعت و ۷۷۰۶۰ کیلو ژول در ساعت انرژی که در حال حاضر هدر می رود به سیستم باز می‌گردد. تحلیل سطح تماس در حالت Shell&Tube و Counter Current و نمودار T-H برای هر مبدل از موارد دیگری است که در این تحقیق مورد توجه قرار می‌گیرد.

واژگان کلیدی: تصفیه اتان، انتگراسیون حرارتی، مبدل حرارتی

www.SID.ir

Archive of SID

مجموعه مقالات هشتمین همایش ملی مبدل گرمایی
دوم دی ماه ۱۳۹۵، ایران، تهران، مرکز همایش‌های صدا و سیما
۰۹۱۹۷۵۵۶۴۲۴ - (۰۲۱) ۸۸۶۷۱۶۷۶
مجریان: انجمن علمی مهندسی حرارتی و برودتی ایران و هم اندیشان انرژی کیمیا
ثبت شده در پایگاه استنادی جهان اسلام ISC
www.Mobadel.ir

۱- مقدمه:

در چند دهه اخیر با توجه به کاهش منابع انرژی و رشد روز افزون هزینه انرژی، صرفه جویی در مصرف انرژی جزء برنامه های اصلی واحدهای صنعتی به شمار میرود. چراکه مصرف بالای انرژی علاوه بر تحمیل هزینه های سنگین ، باعث افزایش آلاینده های محیطی می گردد که این امر با مخالفت شدید سازمانهای حامی محیط زیست، مواجه گردیده است. در پی تلاشهای صاحبنظران برای رفع این معزل، روشهای متعددی پیشنهاد گردید که از جمله این روشها، استفاده بهینه از انرژی تلف شده در فرایندها میباشد. در این راستا مفاهیم متعدد گسترش یافته مورد استفاده قرار گرفت. انتگراسیون فرایند یکی از این مفاهیم می باشد. انتگراسیون یا یکپارچه سازی فرایند، مفهوم نسبتا جدیدی است که از دهه ۸۰ میلادی آغاز و در دهه ۹۰ به طور گسترده مورد استفاده قرار گرفت تا اینکه بخشی خاص از فعالیت های سیستماتیک را که عمدتا مربوط به طراحی فرایند هستند را مورد شرح و بررسی قرار دهد [۲].

خانواده آلکانول آمین ها که در صنعت شیرین سازی گاز بکار می روند به ترتیب ساختار مولکولی چنین می باشند :

- مونواتانول آمین (MEA : $HO\text{-}C_2H_4\text{-}NH_2$)
- دی اتانول آمین { DEA : $(HO\text{-}C_2H4)_2\text{=}NH$ }
- تری اتانول آمین (TEA : $(HO\text{-}C_2H4)_3\text{=}N$)
- دی گلا یکول آمین (DGA : $HO\text{-}C_2H_4\text{-}O\text{-}C_2H_4\text{-}NH_2$)
- دی ایزو پروپانول آمین { DIPA : $(HO\text{-}C_3H_6)_2\text{=}NH$ }
- متیل دی اتانول آمین { MDEA : $(HO\text{-}C_2H_4)_2\text{=}N\text{-}CH_3$ } [۱]

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[۱]. 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 ازقبیل: قدرت بالای حلالیت گازهای اسیدی، برگشت پذیری آسان واکنش بین حلال و عامل اسیدی، فشار بخار حلال، درجه خورندگی 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[۱].

۲-شرح فرایند :

www.SID.ir

Archive of SID

مجموعه مقالات هشتمین همایش ملی مبدل گرمایی
دوم دی ماه ۱۳۹۵، ایران، تهران، مرکز همایش‌های صدا و سیما
۰۹۱۹۷۵۵۶۴۲۴ - (۰۲۱) ۸۸۶۷۱۶۷۶
مجریان: انجمن علمی مهندسی حرارتی و برودتی ایران و هم اندیشان انرژی کیمیا
ثبت شده در پایگاه استنادی جهان اسلام ISC
www.Mobadel.ir

خوراک اتان واحد که از B.L واحد (Battery limit) تامین میشود که شامل بیش از 0.82% حجمی CO_2 می باشد بعلت اینکه خوراک حاوی مقادیر زیادی از CO_2 می باشد یک پروسس شستشوی شیمیائی جهت حذف CO_2 با حلال مونواتانول آمین (MEA) در نظر گرفته شده است. [۶]

۲-۱-حذف CO_2 از خوراک گازی اتان:

در واحد شستشو با MEA جریان اتان عاری از CO_2 می گردد، بطور یکه درصد آن تقریبا 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 تر کیبات 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 بر گشتی از واحد اتیلن مخلوط شده و و تا دمای ۵۰ درجه در پیش گرم کن اتان بر گشتی (E-2113) گرم می شود سپس به کورهای کراکینگ ارسال می گردد. فشار جریان اتانی که از battery limit می آید در دمای ۳۷درجه 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 وبطرف 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. CO_2 موجود در جریان گازی اتان که از B.L واحد Battery limit می آید ، در محل جذب خود یک واکنش بر گشت پذیر با محلول MEA برقرار می کند. در نتیجه بطور مرتب و پی در پی گاز جریان یافته بسمت بالا ، عاری از هر گونه CO_2 شده وازطرف دیگر محلول MEA جریان یافته بسمت پایین برج انباشته از CO_2 خواهد شد. در نقطه تزریق محلول MEA سبک به برج نیز ۴ سینی تعبیه شده است . در این قسمت گاز مجددا با BFW (Boiler feed water) شستشو داده میشود تا همه محلول باقیمانده در گاز بازیافت شود و همچنین اتلاف محلول MEA بحداقل رسیده واز 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 CO_2 خواهد شد و دوباره به برج (T-2001) شستشو با MEA وارد میگردد. در برج احیاء MEA(T-2002)، CO_2 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 حا صل می گردد. فشار محلولMEA غنی شده در جریان ورودی مبدل E-2014 (lean/rich MEA) توسطLV-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 اساسا از گازهای ترشی sour gas تشکیل شده که به سمت بالا جریان می یابد. فاز مایعی که به سمت پایین حر کت می کند پس از عبور از یک توزیع کننده (Distributer) از میان Packing بالایی می گذرد. (دقیقا از جا ئیکه فاز مایع وارد یک توزیع کننده ثانویه و Packing پایینی می شود و

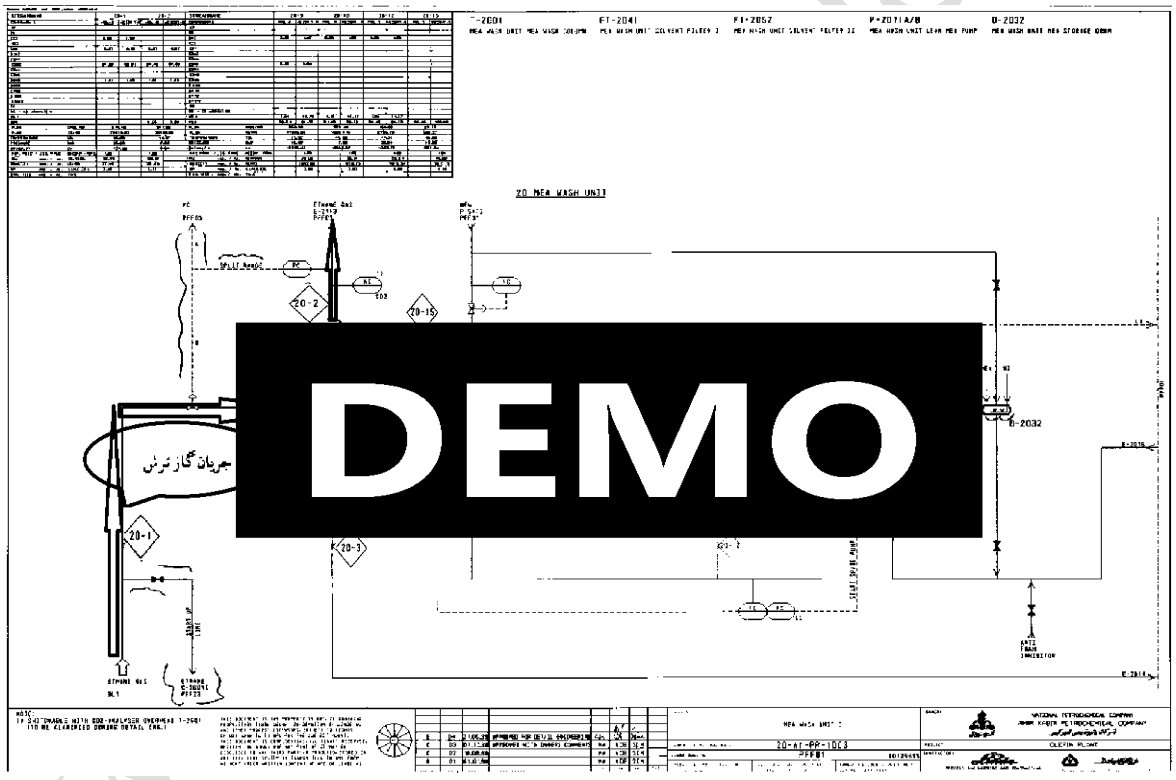
www.SID.ir

Archive of SID

مجموعه مقالات هشتمین همایش ملی مبدل گرمایی
دوم دی ماه ۱۳۹۵، ایران، تهران، مرکز همایش‌های صدا و سیما
۰۹۱۹۷۵۵۶۴۲۴ – (۰۲۱) ۸۸۶۷۱۶۷۶
مجریان: انجمن علمی مهندسی حرارتی و برودتی ایران و هم اندیشان انرژی کیمیا
ثبت شده در پایگاه استنادی جهان اسلام ISC
www.Mobadel.ir

DEMO
DEMO

اینکار قبل از جمع شدن آن در Chimney tray در بخش پایینی برج صورت می گیرد محلول MEA مایع که بسمت پایین می اید 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 تقریبا بطور کامل از محلول جدا میشود و وقتی که محلول به Chimney میرسد کاملا 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 نتیجتآ خوردگی در ریبویلر اجتناب شود. محلولMEA سبک در Chimney tray برج T-2002 به سمت ریبویلر 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 (عمدتا 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 ۴ سینی بالایی عبور می کند. [۶]



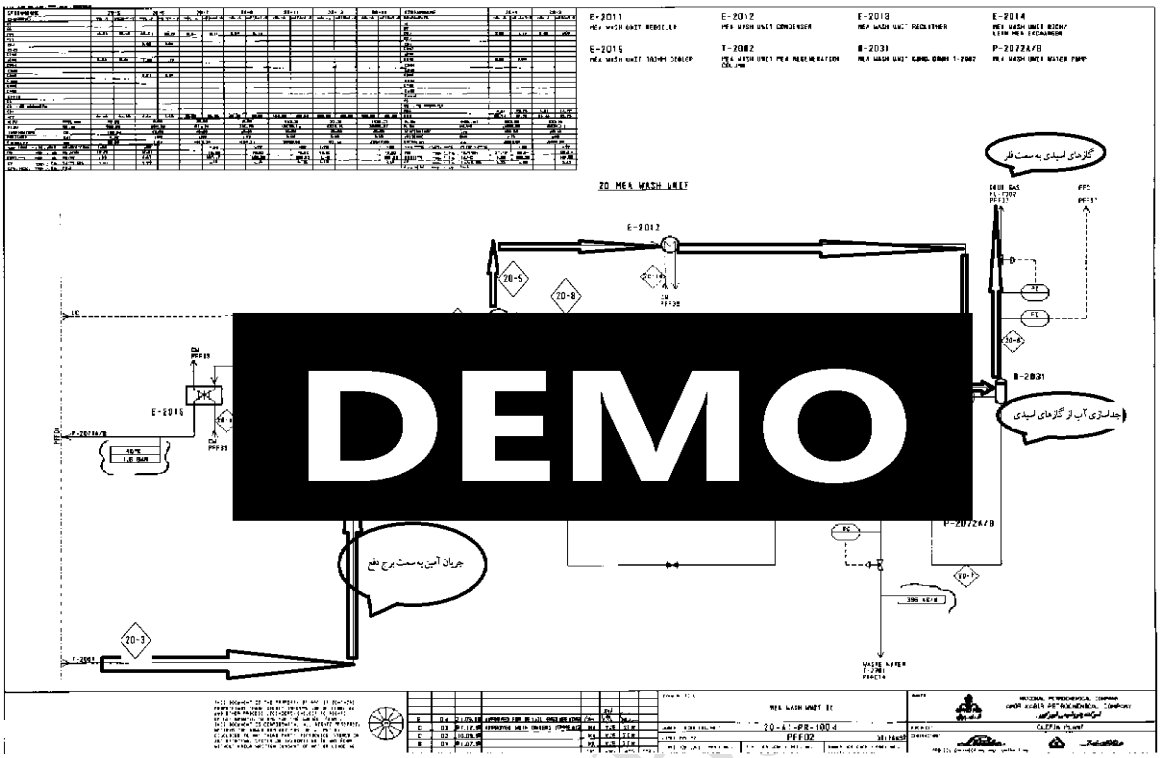
شکل۱–PFD برج جذب فرایند تصفیه گاز واحد گرم کارخانه الفین[۷]

www.SID.ir

Archive of SID

مجموعه مقالات هشتمین همایش ملی مبدل گرمایی
دوم دی ماه ۱۳۹۵، ایران، تهران، مرکز همایش‌های صدا و سیما
۰۹۱۹۷۵۵۶۴۲۴ – (۰۲۱) ۸۸۶۷۱۶۷۶
مجریان: انجمن علمی مهندسی حرارتی و برودتی ایران و هم اندیشان انرژی کیمیا
ثبت شده در پایگاه استنادی جهان اسلام ISC
www.Mobadel.ir

DEMO
DEMO
CIVILICA



شکل۲–PFD برج دفع فرایند تصفیه گاز واحد گرم کارخانه الفین[۷]

۲-۳-داده های پروسس در شرایط عملیاتی نرمال :

جدول داده های فرایندی به شرح ذیل برای هر جریان می باشد.

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	6.02	1.20			CO2	2.09	4.47	0.69	1.59	0.69	1.50		
H2S					H2S								
CH4	0.97	0.52	0.97	0.52	CH4								
C2H2					C2H2								
C2H4					C2H4								
C2H6					C2H6								
C3H4													
C3H6													
C3H8													
C4H4													
C4H8													
C4H8													
C4H10													
C5													
C5 + C8 AROMATEN													
C8+												14.77	
H2O												83.73	100.00 100.00
FLOW KMOL/HR												94.69	27.77
FLOW KG/HR												126.29	500.32
TEMPERATURE CEL												44.31	45.00
PRESSURE BAR												25.00	17.60
ENTHALPY KW												262.75	-327.74
VAP. FRAC / LIQ. FRAC WEIGHT-FRAC												1.00	1.00
MW vap. / liq. KG/KMOL												20.31	18.02
DENSITY vap. / liq. KG/M3	27.15		22.89		DENSITY vap. / liq. KG/M3		1042.96		1010.28			1010.34	987.19
CP vap. / liq. KJ/KG.CEL	2.15		2.11		CP vap. / liq. KJ/KG.CEL		3.89		3.83			3.09	4.18
DYN. VISC. vap. / liq. PA.S					DYN. VISC. vap. / liq. PA.S								

DEMO

جدول۱– داده های فرایندی برج جذب فرایند تصفیه گاز واحد گرم کارخانه الفین[۷]

www.SID.ir

Archive of SID

مجموعه مقالات هشتمین همایش ملی مبدل گرمایی
دوم دی ماه ۱۳۹۵، ایران، تهران، مرکز همایش‌های صدا و سیما
۰۹۱۹۷۵۵۶۴۲۴ – (۰۲۱) ۸۸۶۷۱۶۷۶
مجریان: انجمن علمی مهندسی حرارتی و برودتی ایران و هم اندیشان انرژی کیمیا
ثبت شده در پایگاه استنادی جهان اسلام ISC
www.Mobadel.ir

DEMO
DEMO
CIVILICA

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	16.29	35.19	92.27	96.21	0.04	0.11	0.04	0.11							CO2	2.05	4.47	0.89	1.60
H2S															H2S				
CH4			0.02	0.01											CH4				
C2H2															C2H2				
C2H4																			
C2H6	0.33															0.03	0.04		
C3H4																			
C3H6																			
C3H8																			
C4H4																			
C4H6																			
C4H8																			
C4H10																			
C5																			
C6 - C6 AROMATICS																			
C6+																4.84	13.79	4.91	14.37
H2O	81.42															92.24	81.70	94.40	83.73
FLOW KMOL/HR	48.8															553.98		622.46	
FLOW KG/HR	993.2															11390.00		10631.71	
TEMPERATURE CEL	109.2															100.92		119.40	
PRESSURE BAR	1.X															1.75		1.90	
ENTHALPY KW	92.3															-5059.01		-5447.84	
VAP. FRAC / LIQ. FRAC WEIGHT-FRAC	1.00														C		1.00		1.00
MW vap. / liq. KG/KMOL	22.78															27.49	20.54		28.31
DENSITY vap. / liq. KG/M3	1.23															1.56	999.36		981.99
CP vap. / liq. KJ/KG.CEL	1.41															1.32	4.00		3.63
DYN. VISC. vap. / liq. PA.S																			

DEMO

جدول۲– داده های فرایندی برج دفع فرایند تصفیه گاز واحد گرم کارخانه الفین[۷]

۳- بهینه سازی بکمک انتگراسیون حرارتی و تحلیل مبدلهای E-103 و E-108 :

حال بکمک محاسبات دستی به تعیین نقطه پینچ در واحد می پردازیم و با انجام تغییرات در پروسس لذا انتگراسیون حرارتی انجام داده و از اتلاف انرژی حرارتی جلوگیری می شود. جهت انتگراسیون حرارتی ابتدا به استخراج داده های جریانهای فرایندی سرد و گرم در واحد مذکور از PFD و شرح فرایند می پردازیم که به شرح ذیل می باشد :

Stream	Tin(C)	Tout(C)	Flow(kg/hr)	Cp(kj/kg.hr)	F.Cp(kj/h.c)
Hot1(20-9)	119	40	10632	3.63	58594
Hot2(20-5)	109	45	994	1.41	1401.5
Cold1(20-3)	44	99	11390	3.69	44029
Cold2(20-2)	44	71	29161	2.11	61529

جدول ۳- داده های فرایندی خطوط جریان

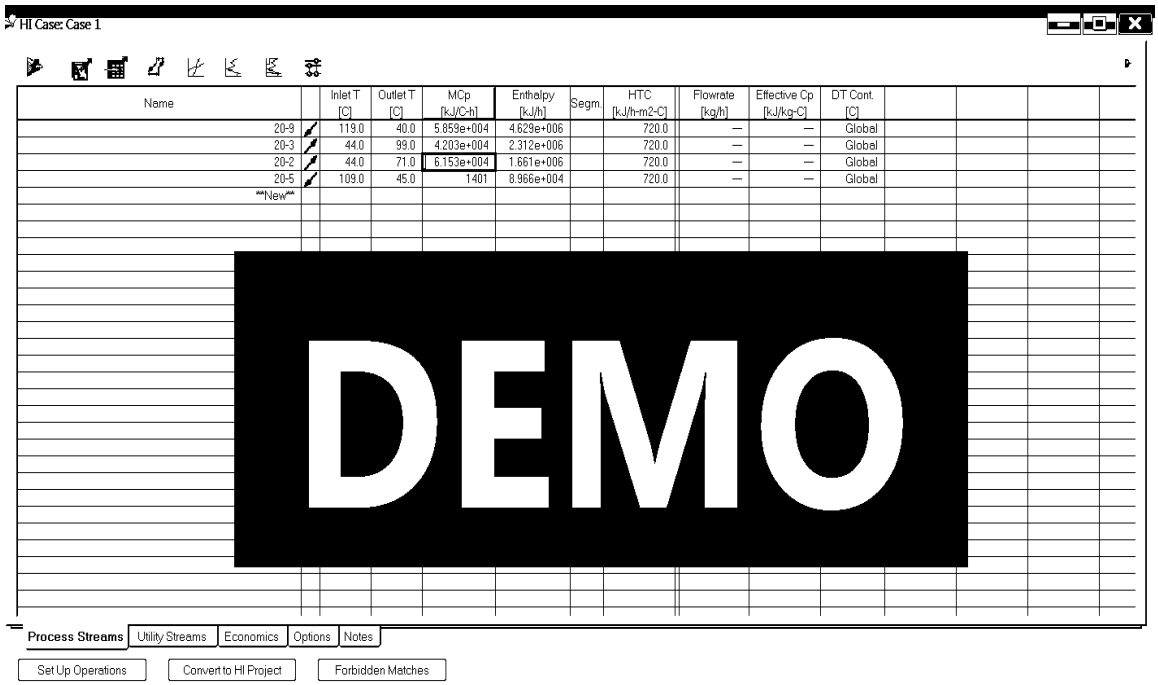
داده های جدول فوق را در نرم افزار Aspen HX Net 8.8 به شرح جدول ۴ وارد کرده و سپس با توجه به انتگراسیون حرارتی نسبت به محاسبات پینچ و تعیین نقطه پینچ و رسم مبدلهای حرارتی توسط نرم افزار اقدام می نماییم.

www.SID.ir

Archive of SID

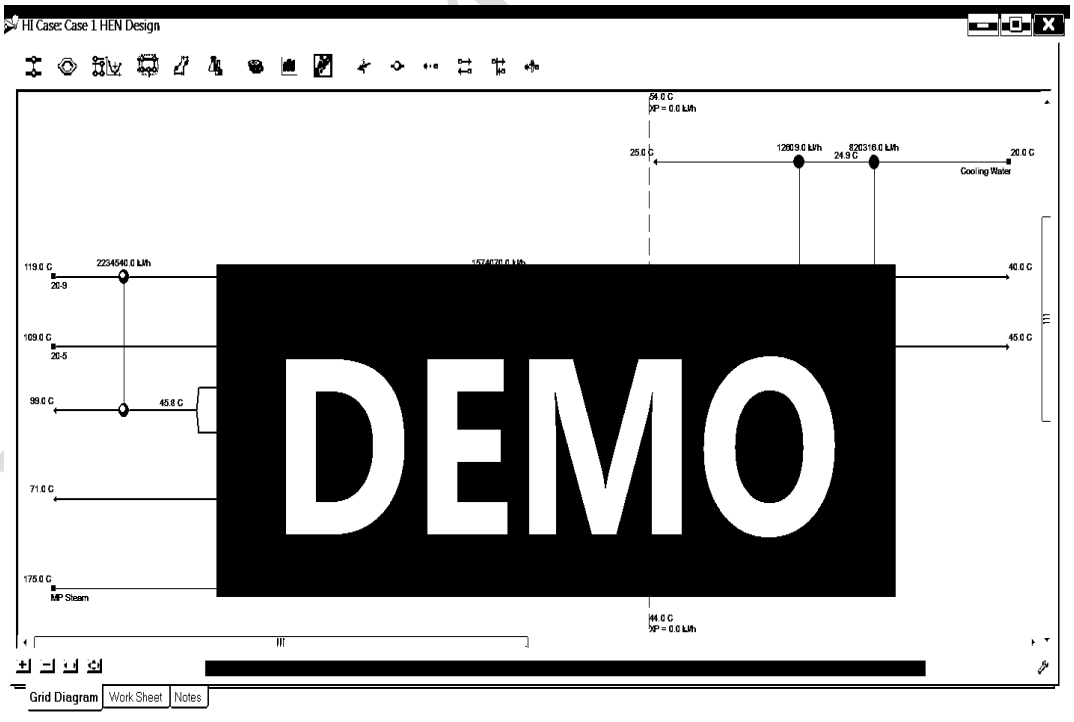
مجموعه مقالات هشتمین همایش ملی مبدل گرمایی
دوم دی ماه ۱۳۹۵، ایران، تهران، مرکز همایش‌های صدا و سیما
۰۹۱۹۷۵۵۶۴۲۴ – (۰۲۱) ۸۸۶۷۱۶۷۶
مجریان: انجمن علمی مهندسی حرارتی و برودتی ایران و هم اندیشان انرژی کیمیا
ثبت شده در پایگاه استنادی جهان اسلام ISC
www.Mobadel.ir

DEMO
DEMO
CIVILICA



جدول۴-تعریف مشخصات جریانهای فرایندی سرد و گرم در نرم افزار Aspen Energy Analayzing 8.8

در جدول فوق جریانهای فرایندی سرد و گرم در نرم افزار Aspen Energy Analayzing 8.8 بهمراه دمای ورودی و خروجی و میزان شدت جریان در ظرفیت حرارتی ویژه تعریف شده است.



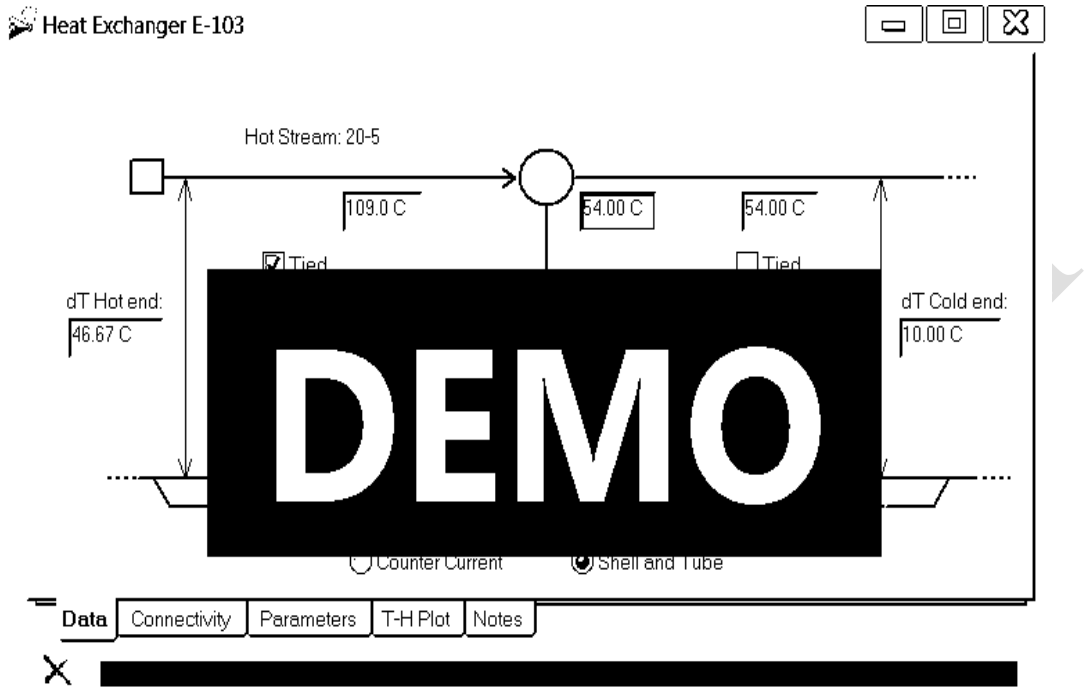
شکل۴- بهینه سازی فرآیند بکمک تکنولوژی پینچ در مبدل های حرارتی

www.SID.ir

Archive of SID

DEMO
DEMO

حال به بررسی و تحلیل مبدلهای حرارتی افزوده شده E-103 و E-108 بکمک انتگراسیون حرارتی و آنالیز پینچ می پردازیم.

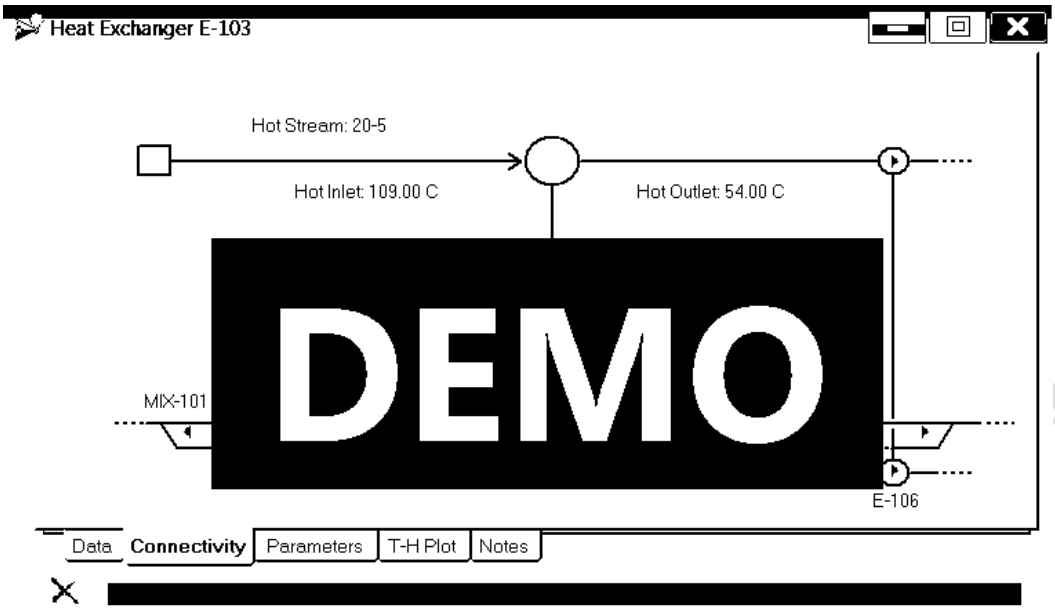


شکل۵-میزان سطح تبادل حرارت و میزان انرژی گرمایی مبدل حراتی E-103

در شکل فوق با قرار گرفتن مبدل E-103 بین دو جریان فرایندی HOT2 و COLD1 بصورت پوسته و لوله با میزان سطح تبادل حرارت برابر ۱۰/۵۸m^2 لذا میزان انرژی مورد تبادل در مبدل حراتی برابر با ۷۷۰۶۰ kj/hr می باشد که این میزان انرژی بجای اینکه از جریان گرم به کولر داده شود و در جریان سرد از هیتر گرفته شود لکن با اتصال این دو جریان به یکدیگر به اندازه دو برابر ۷۷۰۶۰kj/hr یعنی میزان ۱۵۴۱۲۰kj/hr در هر دو جریان فرایندی بهینه سازی انرژی صورت گرفته است. دماهای ورودی و خروجی جریانهای سرد و گرم و دو سر مبدل حرارتی نشان دهنده رعایت نقطه Δtmin=10C است. مبدل E-103 در فرایند موجود نیست و بر اساس تکنولوژی پینچ و انتگراسیون حرارتی تعبیه می شود[۳]و[۴] [۵].

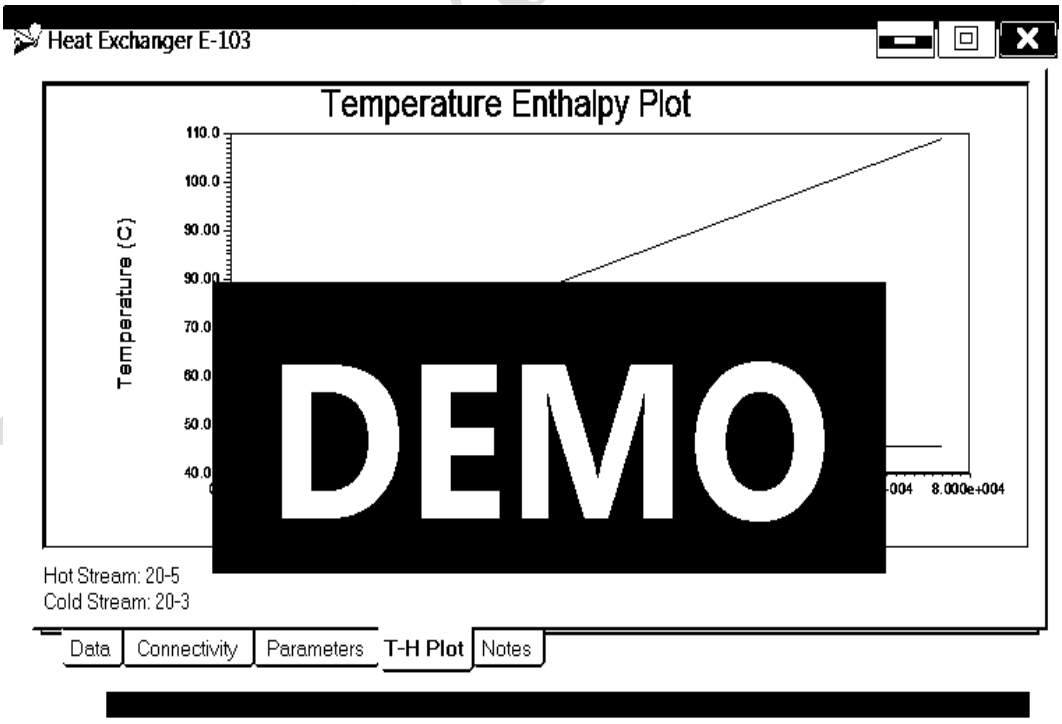
www.SID.ir

Archive of SID



شکل۶-میزان سطح تبادل حرارت و میزان انرژی گرمایی مبدل حراتی E-103

در شکل فوق با قرار گرفتن مبدل E-103 بصورت تماس Counter Current بین دو جریان فرایندی HOT6 و COLD2 لذا میزان سطح تبادل حرارت از ۱۰/۵۸m^2 به ۸/۹۹m^2 کاهش می یابد که میزان ۱/۵۹m^2 نسبت به حالت قبل سطح تبادل حرارت کاهش می یابد. مبدل E-103 در فرایند موجود نیست و بر اساس تکنولوژی پینچ و انتگراسیون حرارتی تعبیه می شود.



www.SID.ir

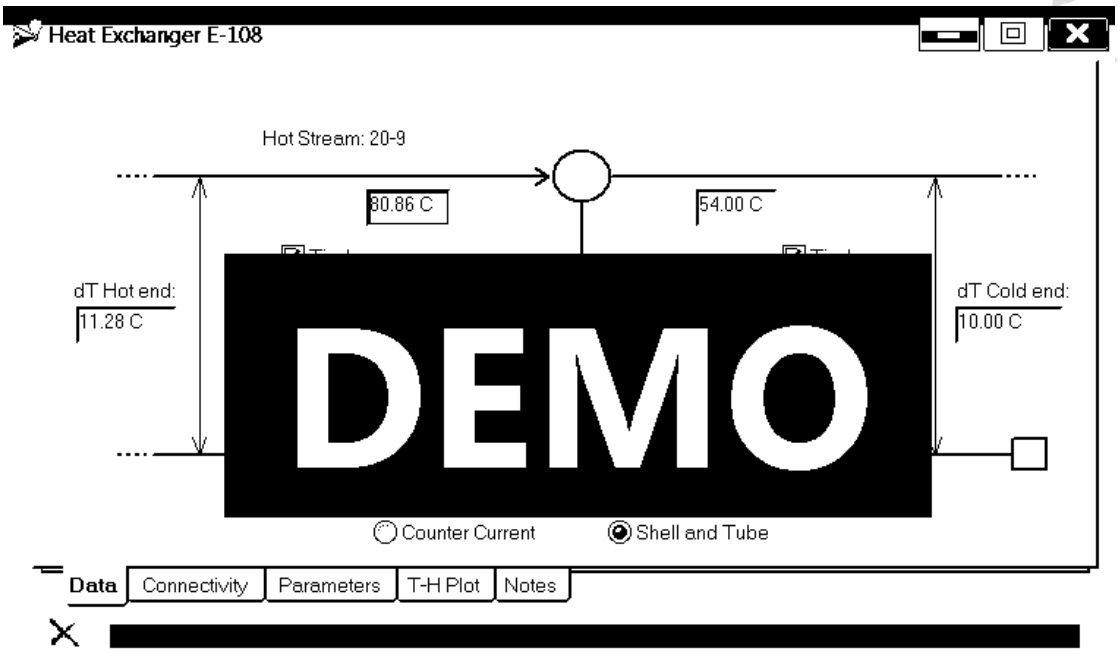
Archive of SID

مجموعه مقالات هشتمین همایش ملی مبدل گرمایی
دوم دی ماه ۱۳۹۵، ایران، تهران، مرکز همایش‌های صدا و سیما
۰۹۱۹۷۵۵۶۴۲۴ - (۰۲۱) ۸۸۶۷۱۶۷۶
مجریان: انجمن علمی مهندسی حرارتی و برودتی ایران و هم اندیشان انرژی کیمیا
ثبت شده در پایگاه استنادی جهان اسلام ISC
www.Mobadel.ir

DEMO
DEMO
CIVILICA

نمودار۱-نمایش نمودار T-H در مبدل حرارتی E-103

در شکل فوق نمودار T-H بدون هیچ نقطه تقاطعی بین جریانهای گرم و سرد رسم شده است. در این نمودار بخوبی ملاحظه می شود که جریان سرد از آنجا که میزان F.Cp کمتری نسبت به جریان گرم دارد لذا تغییرات دمایی قایل ملاحظه ای در فاصله تبادل انرژی حرارتی دارد اما هرگز دو خط جریان فرایندی یکدیگر را قطع نمی کنند و با فاصله متعارف حداقل Δtmin=10C می باشد که در سمت چپ نمودار به وضوح مشخص است. مبدل E-103 در فرایند موجود نیست و بر اساس تکنولوژی پینچ و انتگراسیون حرارتی تعبیه می شود.



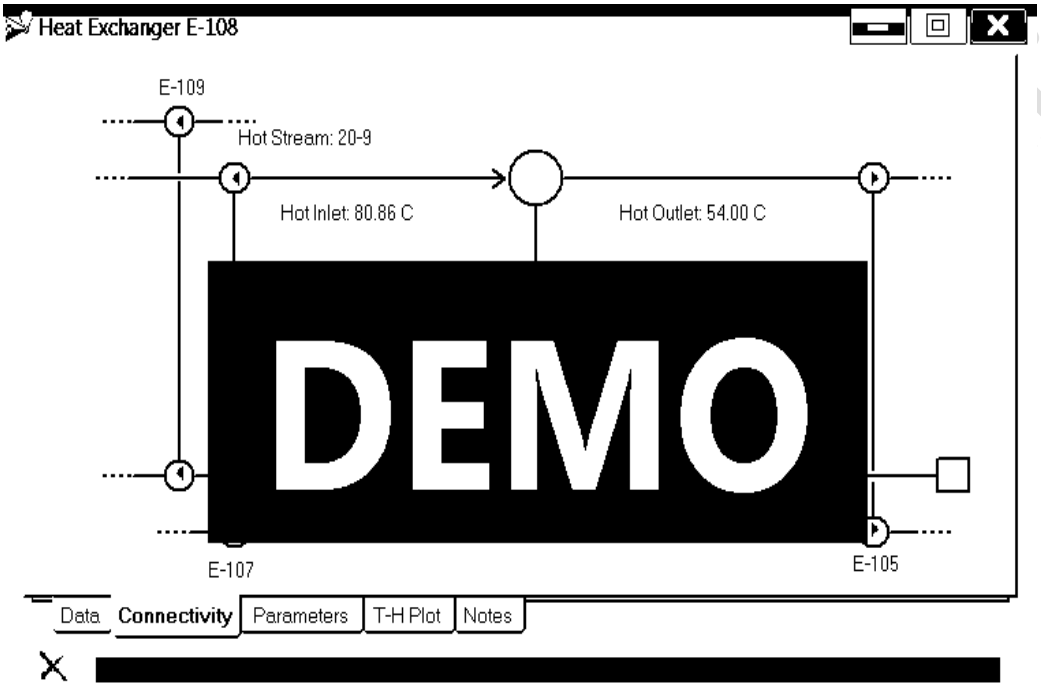
شکل۷-میزان سطح تبادل حرارت و میزان انرژی گرمایی مبدل حراتی E-108

در شکل فوق با قرار گرفتن مبدل E-108 بین دو جریان فرایندی HOT1 و COLD2 بصورت پوسته و لوله با میزان سطح تبادل حرارت برابر ۵۱۷/۷m^2 لذا میزان انرژی مورد تبادل در مبدل حراتی برابر با ۱۵۷۴۰۰۰kj/hrمی باشد که این میزان انرژی بجای اینکه از جریان گرم به کولر داده شود و در جریان سرد از هیتر گرفته شود لکن با اتصال این دو جریان به یکدیگر به اندازه دو برابر ۱۵۷۴۰۰۰kj/hr یعنی میزان ۳۱۴۸۰۰۰kj/hr در هر دو جریان فرایندی بهینه سازی انرژی صورت گرفته است. دماهای ورودی و خروجی جریانهای سرد و گرم و دو سر مبدل حرارتی نشان دهنده رعایت نقطه Δtmin=10C است. مبدل E-108 در فرایند موجود نیست و بر اساس تکنولوژی پینچ و انتگراسیون حرارتی تعبیه می شود.

www.SID.ir

Archive of SID

DEMO
DEMO



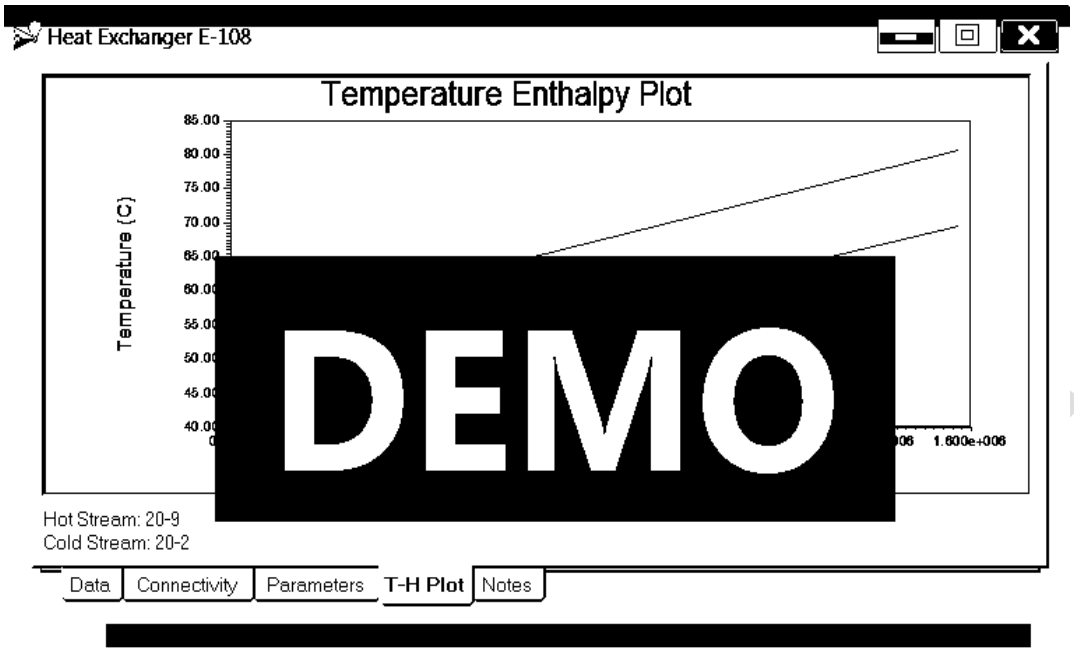
شکل۸-میزان سطح تبادل حرارت و میزان انرژی گرمایی مبدل حراتی E-108

در شکل فوق با قرار گرفتن مبدل E-108 بصورت تماس Counter Current بین دو جریان فرایندی HOT1 و COLD2 لذا میزان سطح تبادل حرارت از ۵۱۷/۷m^2 به ۴۱۱/۴m^2 کاهش می یابد که میزان ۱۰۶/۳m^2 نسبت به حالت قبل سطح تبادل حرارت کاهش می یابد. مبدل E-108 در فرایند موجود نیست و بر اساس تکنولوژی پینچ و انتگراسیون حرارتی تعبیه می شود.

www.SID.ir

Archive of SID

DEMO
DEMO



نمودار۲-نمایش نمودار T-H در مبدل حرارتی E-108

در شکل فوق نمودار T-H بدون هیچ نقطه تقاطعی بین جریانهای گرم و سرد رسم شده است. در این نمودار بخوبی ملاحظه می شود که جریان سرد از آنجا که میزان F.Cp کمتری نسبت به جریان گرم دارد لذا تغییرات دمایی قابل ملاحظه ای در فاصله تبادل انرژی حرارتی دارد اما هرگز دو خط جریان فرایندی یکدیگر را قطع نمی کنند و با فاصله متعارف حداقل Δtmin=10C می باشد که در دو طرف نمودار به وضوح مشخص است.. مبدل E-108 در فرایند موجود نیست و بر اساس تکنولوژی پینچ و انتگراسیون حرارتی تعبیه می شود.

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 ۲۸۹۲۶۵۷۱۲۰۰kj/year از بار حرارتی کولرها کاسته شده که معادل ۲۸۹۲۶۵۷۱۲۰ 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 ۵۷۸۵۳۱۴۲۴۰۰kj/year معادل ۵۷۸۵۳۱۴۴۲۰ تومان در سال می باشد.

۵-۲- تعداد مبدلهای حرارتی بدست آمده از راه پینچ ۳ عدد می باشد.

۵-۳- تعداد کولرها ۲ عدد است که انرژی قابل توجهی جهت تبادل در محدوده دمایی مورد نظر دارند.

۵-۴- تعداد هیتر ۱ عدد است.

۵-۵- با انتگراسیون حرارتی تعداد دو عدد مبدل حرارتیE-108 وE-103 به فرایند افزوده می شود.

www.SID.ir

Archive of SID

۵-۶- مبدل حرارتی E-103 با میزان سطح تبادل حرارت برابر $۱۰/۵۸m^2$ لذا میزان انرژی مورد تبادل در آن برابر با kj/hr ۷۷۰۶۰ می باشد.

۵-۷-مبدل حرارتی E-108 با میزان سطح تبادل حرارت برابر $۵۱۷/۷m^2$ لذا میزان انرژی مورد تبادل در آن برابر با ۱۵۷۴۰۰۰kj/hr می باشد.

۵-۸- با ابتکار خلاقانه فرایندی – عملیاتی در قسمت تصفیه اتان واحد گرم کارخانه الفین یکی از مجتمعهای پتروشیمی منطقه ویژه اقتصادی ماهشهر میزان ۲۹۱۶۱kg/hr گاز شیرین شده در جریان Cold2 به شماره جریان ۲-۲۰ که باید در کوره های واکنش واحد الفین کراک شوند با استفاده از انتگراسیون فرایندی و قرار گرفتن مبدل E-108 از دمای ۴۴c تا دمای ۷۱c پیشگرم می گردد که خود باعث کاهش بار حرارتی کوره واکنش کراک به میزان ۱۶۶۱۲۸۳kj/hr می باشد.

۵-۹-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 kj/hr ۷۷۰۶۰ می شود و در نتیجه دبی جرمی آب خنک کننده کولر کاهش می یابد.

۵-مراجع:

[۱]. A.Ahmadpur, Kh.Shakibi, H.Hosein " Improved Heat Exchanger Networks By Pinch Technology" Second International Conference On Heat Exchenger In The Oil& Energy Industry,1389

[۲]. Linnhof B.,& Witherell W.D " Pinch Technology And Guide Retrofit ", Institute Of Chemical Engineers, England, 3rd Ed., 1984

[۳].Rules of Thumb for Chemical Engineers -Carl R. Branan4 nd. Ed,2011

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

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

[۶]. Documents of Amirkabir Petrocemical Company

[۷]. PFD & PID of Amirkabir Petrocemical Company

www.SID.ir