

کاهش انتشار دی اکسید کربن و بهینه سازی مصرف انرژی

در فرایند تولید متانول فن آوران

محمد رضا جعفری نصر^۱ پژمان دیلمی^{۲*} آبتین عطایی^۳ احمد خوشگرد^۴

۱- گروه مهندسی شیمی دانشگاه فنی دانشگاه خواجه نصرالدین طوسی

۲- دانشگاه محیط زیست و انرژی دانشگاه آزاد اسلامی واحد علوم و تحقیقات تهران

۳- دانشگاه محیط زیست و انرژی دانشگاه آزاد اسلامی واحد علوم و تحقیقات تهران

۴- دانشکده فنی دانشگاه آزاد اسلامی واحد تهران جنوب

Pezhman_deylami@yahoo.com

چکیده

افزایش فزاینده قیمت سوخت فسیلی و کاهش منابع تامین سوخت و مسائل کنترل آلودگی زیست محیطی اهمیت صرفه جویی در مصرف انرژی حرارتی و بازیافت آن را در صنایع مختلف به خصوص صنایع نفت و پتروشیمی بیش از پیش مشخص ساخته است. در این راستا تکنولوژی پینچ به عنوان یک ابزار جدید با قابلیت بالا شناخته شده است هدف از اجرای این پروژه یک مطالعه تحقیقاتی روی واحد متانول به منظور اصلاح ساختاری شبکه مبدلهای حرارتی میباشد. شبکه مبدلهای حرارتی برای فرایند سنتز متانول با استفاده از تکنولوژی پینچ و ملاحظه افت فشار مورد مطالعه قرار گرفته است. با اضافه کردن سطوح جدید و تغییر وضعیت دمایی مبدلهای حرارتی و با در نظر گرفتن حد اقل نرخ برگشت سرمایه افت فشار جریانها و منحنی نیروی رانشی شبکه را میتوان اصلاح نمود.

واژه های کلیدی: واحد متانول، تکنولوژی پینچ، اصلاح شبکه مبدلهای حرارتی، نرخ برگشت سرمایه

مقدمه

آغاز بحران انرژی و افزایش شدید قیمت نفت در اوایل دهه ۱۹۷۰ میلادی باعث گردید تا کشورهای صنعتی که اکثرا وارد کننده نفت خام و نیز سایر فراورده های نفتی بودند، تحقیقات گسترده ای در راستای دسترسی به تکنولوژی که بتواند مصرف انرژی را در یک فرایند شیمیایی به حد اقل برساند انجام دادند، در این راستا بیشترین تحقیقات و بررسی ها به منظور بهینه سازی شبکه مبدلهای حرارتی به عنوان اصلی ترین بخش فرایند از لحاظ امکان بازیافت انرژی صورت گرفت. تکنولوژی پینچ به ویژه نشان داد که یک انتگراسیون فرایند خوب در ساده سازی طراحی فرایند و استفاده درست از انرژی و سرمایه گذاری است. طراحی و بهینه سازی شبکه مبدلهای حرارتی در یک فرایند به دو شاخه اصلی

تقسیم میشود، طراحی از پایه (Grass-root design) و طراحی اصلاحی شبکه های موجود (Retrofit design). در این تکنولوژی مهمترین موضوع نیاز به هدفگذاری است. این بدان معنی است که در ابتدا تخمین میزنیم که چه میزان قرار است انرژی صرفه جویی کنیم (Targeting) سپس چه کارهایی باید انجام داد تا به آنچه هدفگذاری کرده ایم دست یابیم (Design). از آنجا که در اکثر پروژه های بهینه سازی مصرف انرژی یکی از ارکان اصلی کاهش سوخت فسیلی است که این خود یعنی معادل کاهش تولید آلاینده CO₂ است، بنابراین سود ناشی از اجرای مکانیسم توسعه پاک میتواند انگیزه های لازم برای پروژه های بهینه سازی که برگشت سرمایه طولانی دارند بوجود آورد.

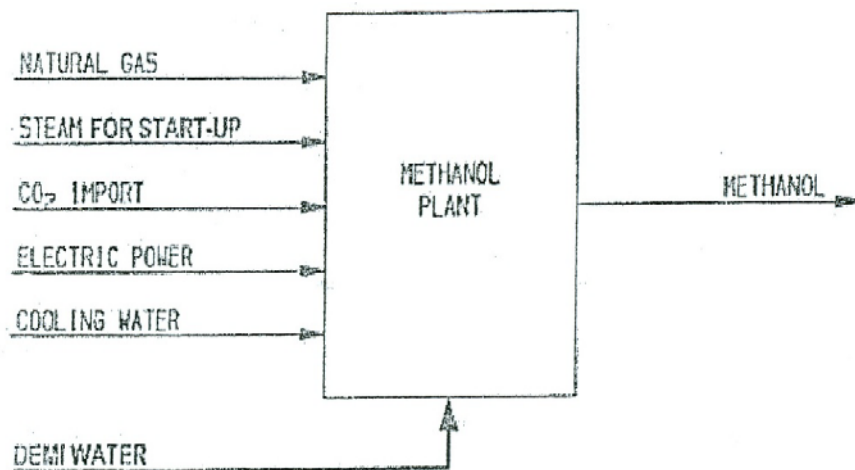
شرح فرایند تولید متانول

متانول از واکنش بین هیدروژن، منواکسیدکربن و دی اکسیدکربن تولید می شود. نسبت هر یک از اجزاء در

$$Module = \frac{H_2\% - CO_2}{CO\% + CO_2\%} = 2.09$$

مخلوط خوراک براساس فرمول ذیل تعیین گردیده است:

در گازهای خوراک علاوه بر اجزاء فوق، مواد دیگری نیز مانند متان و نیتروژن وجود دارند که در واکنش شرکت نمی کنند. این مواد ممکن است همراه خوراک و یا از طریق گاز CO₂ ورودی به کارخانه، وارد سیستم شوند. منبع تولید هیدروژن، هیدروکربن های موجود در گاز طبیعی و بخار آب ورودی به فرآیند بوده و منبع گازهای منواکسیدکربن و دی اکسیدکربن مورد نیاز، هیدروکربن های موجود در گاز طبیعی و CO₂ ورودی می باشند. نمای کلی مواد و سرویس های جانبی ورودی به کارخانه متانول در شکل شماره ۱-۱ نشان داده شده است.



شکل (۱-۱): نمای کلی واحد متانول

همانطوریکه قبلاً توضیح داده شد هدف از بهینه سازی مصرف انرژی در واحد متانول کاهش میزان بخاری است که در حال حاضر در این واحد مصرف میشود. در ادامه با استفاده از داده های استخراج و محاسبه شده و آنالیز پینچ سعی در کاهش بخار وارد شده به واحد همچنین کاهش یوتیلیتی سرد میشود. ابتدا جهت تکمیل اطلاعات لازم است تک تک مبدل های موجود مورد تحلیل قرار گرفته تا افت فشار مجاز جراینها و ضرائب انتقال حرارت و ضریب رسوب دهی جریانه های شبکه بر آورد گردد.

جدول (۱) - اطلاعات محاسبه شده تکمیلی در خصوص جریانهای شبکه مبدلهای حرارتی منتخب واحد متانول مورد مطالعه (ماخذ: محاسبات محقق)

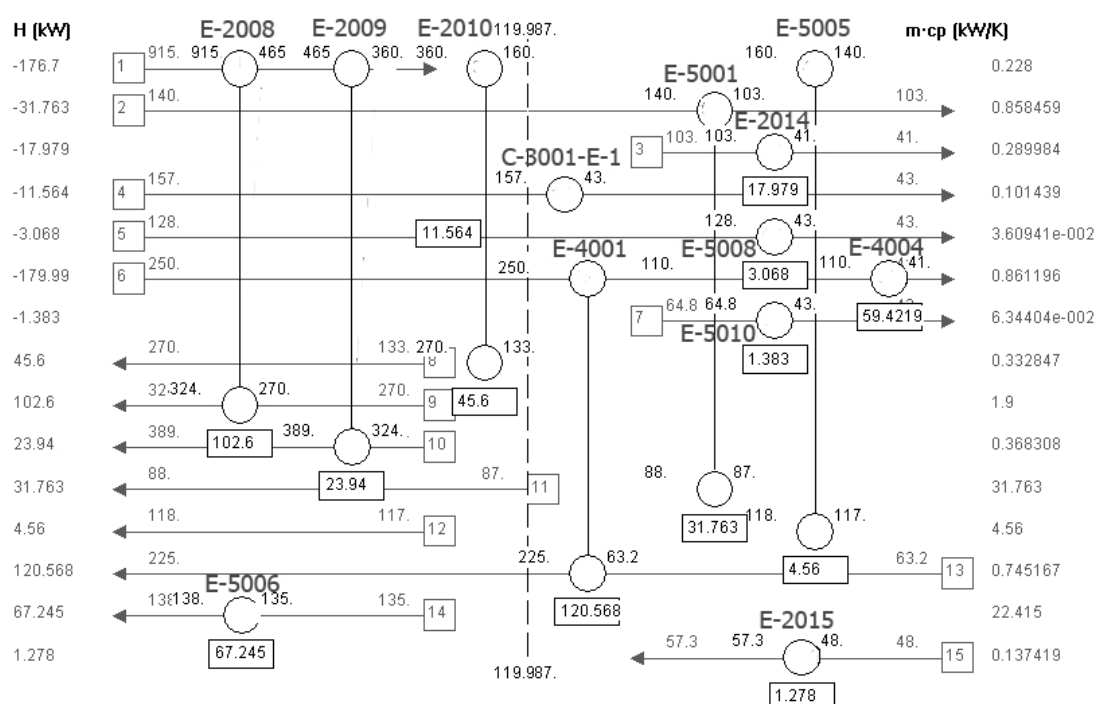
	Stream	Ts (°C)	Tt (°C)	m ^o (kg/h)	Cp (Kw/°C)	ρ (kg/m ³)	K (W/m ² °C)	H Δ (kw)
1	جریان خروجی از ریفرمر تا قبل از جدا سازی کندانس در D-5005	915	140	285393	228	1.25	0.187	176712
2	جریان خروجی از D-5005 تا D-2002	140	103	221452	858.45	7.43	0.191	31763
3	جریان خروجی از D-2002 تا D-2003	103	41	179163	289.98	7.29	0.201	17979
4	کولر خنک کن گاز سنتز کمپرس شده	157	43	154217	101.4	5.21	0.31	11564
5	کولر محصول برج Hp	128	43	42605	36.09	67.9	0.134	3068
6	جریان خروجی از راکتور	250	41	664454	861.2	18.84	0.317	179989
7	کولر خنک کن محصول برج LP	64.8	43	83659	63.4	1.24	0.196	1383
8	پیش گرمکن آب	133	270	215104	332.8	838.45	0.656	45600
9	تولید بخار	270	324	212952	1900	779.51	0.59	102600
10	سوپر هیتر	324	389	212952	368.3	55.26	0.075	23940
11	ریبویلر برج T-5001	87	88	97184	31763	2.08	0.209	31763
12	ریبویلر برج LP (T-5003)	117	118	77385	4560	1.03	0.686	4560
13	پیش گرمکن خوراک راکتور	63.2	225	664454	745.16	17.71	0.129	120568
14	ریبویلر برج T-5002	135	138	215705	22415	7.87	0.203	67245
15	پیش گرمکن هوای احتراق	48	57.3	472953	137.5	1.4	0.145	1278

هدفگذاری روی شبکه مبدلهای حرارتی واحد متانول

در این قسمت با توجه به نتایج و اطلاعاتی که از قبل بدست آمده، به اصلاح شبکه مبدلهای حرارتی واحد متانول مجتمع پتروشیمی فناوران می پردازیم. اصلاح شبکه با هدف دستیابی به حداکثر بازیافت حرارت یا ذخیره سازی انرژی ابتدا شبکه را با روش بهینه سازی افت فشار جریان ها هدفگذاری کرده و در نهایت با استفاده از این روش، در یک بازه ΔT_{min} ، شبکه هدفگذاری شده و یک نقطه کاری با در نظر گرفتن تمامی جوانب پروژه، جهت اصلاح شبکه مبدلهای حرارتی واحد متانول، انتخاب می شود با هدفگذاری شبکه منتخب در این بخش و اصلاح آن، شدت نیاز شبکه به گرمایش و سرمایش تامین شده توسط سیستمهای جانبی در سطحی بهینه و اقتصادی

کاهش خواهد یافت. در این سناریو صرفاً بازیافت بیشینه حرارت از جریانهای گرم شبکه با بهینه سازی سطوح بازیافت گرما برای رسیدن به یک سقف سرمایه گذاری مفروض مد نظر خواهد بود. برای رسیدن به این هدف، آخرین روش های هدفگذاری و طراحی اصلاحی شبکه مبدل های حرارتی به روش آنالیز پینچ حرارتی مورد استفاده قرار خواهد گرفت. مشکلاتی از قبیل کمبود مکان مناسب برای استقرار سطوح حرارتی جدید، لزوم نزدیک بودن مکانی بخشهای فرآیندی جریانهایی که در مبدلهای حرارتی جدید تبادل حرارت خواهند کرد، سطح سرمایه گذاری و حداکثر نرخ بازگشت سرمایه معادل چهار سال، معیار های تعیین نقاط کاری در نظر گرفته شده اند. شرایط مصرف انرژی گرمایشی و سرمایشی شبکه منتخب مبدلهای حرارتی واحد متانول، در وضعیت موجود، در جدول (۴) بیان شده است.

شکل (۳-۴)، دیاگرام طراحی شبکه مبدلهای حرارتی واحد متانول در وضعیت موجود



شکل ۳-۴- دیاگرام شبکه منتخب واحد متانول نمونه در وضعیت موجود

جدول ۴- وضعیت موجود شبکه (ماخذ: محاسبات محقق)

32.92	$\Delta T_{\min} (^{\circ}\text{C})$
93.4159	مصرف یوتیلیتی سرد MW
68.523	مصرف یوتیلیتی گرم MW
11063.8	سطح فرآیند-فرآیند نصب شده M^2
%79	ضریب بازدهی سطح

جدول ۵- مقدار مصرف هر یک از یوتیلیتی های گرم و سرد در شبکه مبدلهای حرارتی منتخب واحد متانول نمونه، در وضعیت موجود (ماخذ: محاسبات محقق)

مصرف یوتیلیتی گرم (MW)	بخار LP	68.523
	کل یوتیلیتی گرم	68.523
کل یوتیلیتی سرد (MW)	آب خنک کننده	47.913
	کولرهای هوایی	45.503
	کل یوتیلیتی سرد	93.4159

جدول (۶) ، نتایج هدفگذاری روی شبکه مبدلهای حرارتی واحد متانول مجتمع پتروشیمی فناوران به روش افت فشارهای بهینه، را در نشان می دهد. لازم به ذکر است، معیار انتخاب نقطه کاری ، رسیدن به سقف سرمایه گذاری برابر با ۷۰۰۰۰۰ دلار بوده است. ، جدول ۶- نتایج کامل هدفگذاری شبکه به روش افت فشارهای بهینه شده در نقطه کاری $\Delta T_{min} = 16^{\circ}C$ با در نظر گرفتن سقف سرمایه گذاری مفروض و سایر محدودیتهای موجود

(ماخذ: محاسبات محقق)

16	ΔT_{min} (°C) هدفگذاری شده
32.92	ΔT_{min} (°C) موجود
70.62	مصرف یوتیلیتی سرد هدفگذاری شده MW
45.73	مصرف یوتیلیتی گرم هدفگذاری شده MW
22.8	مقدار کاهش در مصرف یوتیلیتی گرم هدفگذاری شده MW
22.8	مقدار کاهش در مصرف یوتیلیتی سرد هدفگذاری شده MW
33.27	درصد صرفه جویی یوتیلیتی گرم هدفگذاری شده %
24.41	درصد صرفه جویی یوتیلیتی سرد هدفگذاری شده %
1803230	منفعت خالص \$/Yr
6740	سطح حرارتی هدفگذاری شده M ²
643123	هزینه تهیه سطوح \$
45600	هزینه جابجایی پمپهای شبکه \$
688723	کل سرمایه گذاری مورد نیاز \$
0.38	نرخ بازگشت سرمایه (Yr)

۳-۲-۱ محاسبه افت فشارهای بهینه جریان ها

حال که نقطه کاری معین گردید، کافی است افت فشارهای بهینه شده در این نقطه را از محاسبات کلی بیرون بکشیم تا متغیرهای لازم جهت کاربرد در ابزار مورد احتیاج اصلاح شبکه بدست آید. جداول (۸) گویای این مطالب اند.

جدول ۸- افت فشارهای بهینه جریانها در شبکه منتخب

No.	نام جریان	Ts (°C)	Tt (°C)	ΔH (KW)	CP (KW/°C)	Allowable P(Bar)Δ
1	جریان خروجی از ریفرمر تا قبل از جدا سازی کندانس در D-5005	915	140	176712	228	1.4
2	جریان خروجی از D-5005 تا D-2002	140	103	31763	858.45	0.3
3	جریان خروجی از D-2002 تا D-2003	103	41	17979	289.98	0.8
4	کولر خنک کن گاز سنتز کمپرس شده	157	43	11564	101.4	0.3
5	کولر محصول برج Hp	128	43	3068	36.09	0.1
6	جریان خروجی از راکتور	250	41	179989	861.2	3.1
7	کولر خنک کن محصول برج LP	64.8	43	1383	63.4	6.8
8	پیش گرمکن آب	133	270	45600	332.8	14
9	تولید بخار	270	324	102600	1900	3
10	سوپر هیتر	324	389	23940	368.3	2
11	ریبویلر برج T-5001	87	88	31763	31763	0.03
12	ریبویلر برج LP (T-5003)	117	118	4560	4560	0.03
13	پیش گرمکن خوراک راکتور	63.2	225	120568	745.16	2.2
14	ریبویلر برج T-5002	135	138	67245	22415	0.08
15	پیش گرمکن هوای احتراق	48	57.3	1278	137.5	0.35

در بخش آینده با استفاده از ابزارهای طراحی شبکه که ، سعی در اصلاح شبکه ها و رسیدن به نتایج هدفگذاری شده در قسمت قبل خواهد شد.

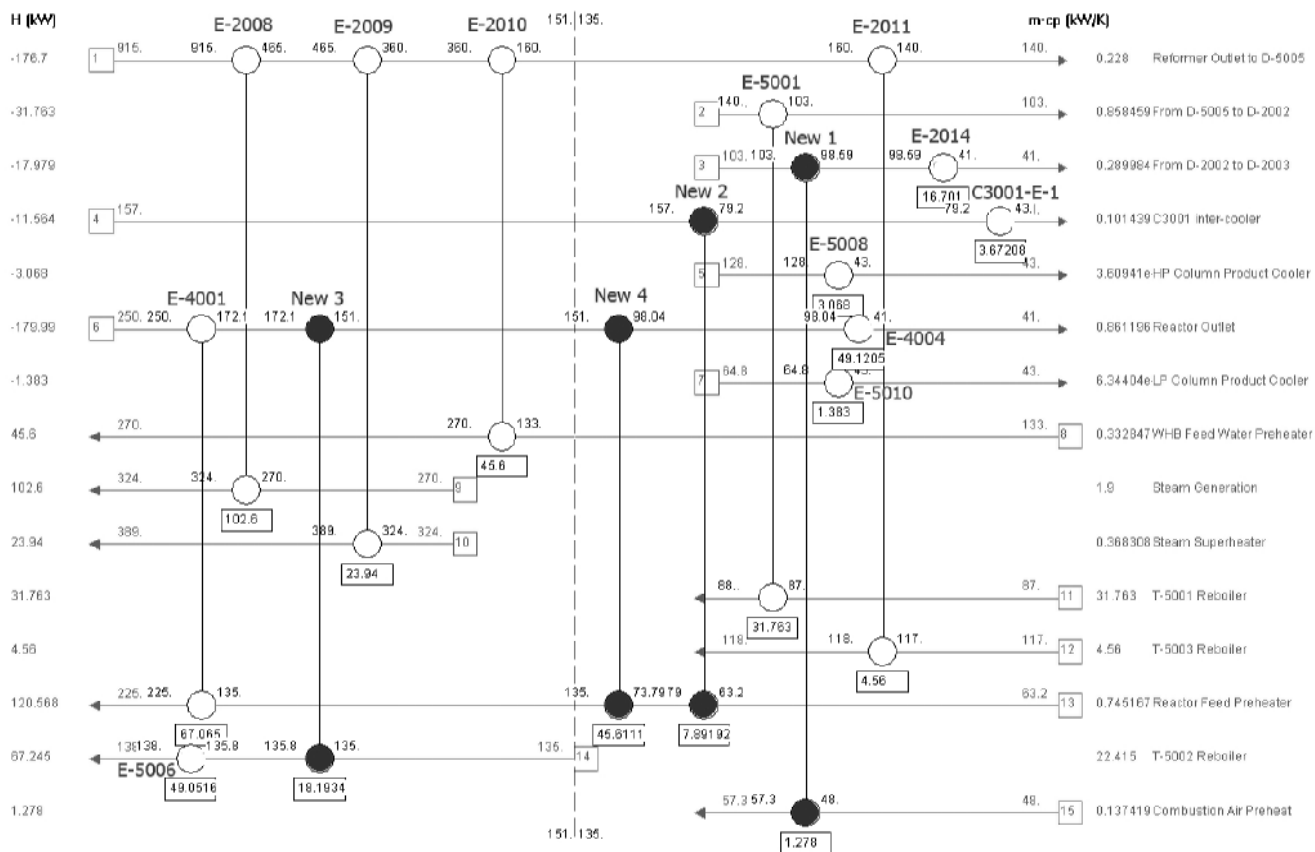
۴-۱-۲ اصلاح جانمایی مبدل های موجود

جداول (۹) نتایج آنالیز مسئله باقیمانده برای اصلاح مبدل های موجود در شبکه منتخب مبدلهای حرارتی واحد متانول نمونه را نشان می دهد.

جدول ۹- نتایج آنالیز مسئله باقیمانده برای اصلاح مبدل‌های موجود در شبکه منتخب

$\alpha=0.91$				
$\Delta T_{\min,Tar} = 16^{\circ}C$		Optimized Pressure Drop		
$Q_{H,Tar} = 45.73MW$		$A_{1-2,\min,Tar} = 6740$		
Exchanger Names	$\Delta T_{\min,r}$	$A_{1-2,Exist}$	$A_{1-2,\min,Rem}$	$\alpha_{\max,\Delta P}$
E2008+E2009+ E2010+E2011+E5005+E5001+E4001	14.8	11063.8	7080	0.893

همانطور که در جدول فوق دیده می شود، اصلاحات انجام شده روی شبکه (مطابق با شکل (۹) منجر به خطاهایی در دستیابی به اهداف هدفگذاری شده در بخش قبل گردیده است. بگونه ای که ، با قرار دهی مبدل‌های موجود در شبکه مطابق با شکل (۹)، حداقل اختلاف دمای شبکه بجای ۱۶ درجه هدفگذاری شده تا ۱۴.۸ درجه تنزل یافته و در نتیجه از ضریب بازدهی سطح و از حداقل میزان سطح انتقال حرارت فرآیند-فرآیند هدفگذاری شده اندکی دور خواهیم شد اما در مقابل با شبکه ای بسیار ساده، بدون تقسیمات جریانی و با حداقل مبدل‌های جدید رو برو خواهیم بود که ناکامی های اندک در رسیدن به اهداف تعیین شده در بخش قبل را بخوبی توجیه می کند.



شکل ۹- دیاگرام شبکه اصلاح شده به منظور صرفه جویی حرارت

۲-۴- طراحی مبدل‌های حرارتی جدید شبکه

همانطور که در شکل (۹) دیده می‌شود، شبکه منتخب با اضافه شدن چهار مبدل حرارتی فرآیند-فرآیند، در اصلاح می‌شود. جدول (۱۰) نتایج طراحی تفصیلی مبدل‌های جدید اضافه شده به شبکه مطابق با اشکال (۹) را نشان می‌دهد.

جدول ۱۰- نتایج طراحی تفصیلی مبدل‌های حرارتی جدید (ماخذ: محاسبات محقق)

Exchanger	New1	New2	New3	New4
Area (Square meter)	443.5	605	2420	3629
Shells (ser.xpar.)	1*1	1*1	1*4	1*3
Shell Diameter (mm)	2139	2158	2158	2400
Total No. of Tubes	1360	1384	1384	2768
Tube Passes	2	2	2	2
Tube O.D. (mm)	19.05	25/4	25/4	25/4
Tube Thickness (mm)	2.11	2/11	2/11	2/11
Tube Pitch (mm)	50.8	50.8	50.8	40
Tube Length (m)	5.486	5.486	5.486	5.486
Tube Layout (DEG)	30	30	30	90
Baffle Cut (%)	20	20	20	20
Baffle Spacing (mm)	800	800	800	800
Type	AEL	AEL	AEL	AEL

کل سطوح حرارتی جدیدی که به واحد متانول مجتمع پتروشیمی فناوران اضافه می‌شود، برابر با ۷۰۹۷.۵ متر مربع (شامل چهار مبدل حرارتی فرآیند-فرآیند) می‌باشد. لذا مقدار سطح نصب شده در مرحله طراحی کمی بیشتر از ۵٪ از مقادیر هدفگذاری شده خطا نشان می‌دهد. همانطور که گفته شد، خطای بدست آمده در روند طراحی، به دلیل حاصل شدن شبکه‌های ساده، بدون تقسیم جریان، با حداقل تغییرات و کمترین تعداد مبدل‌های جدید کاملاً منطقی و توجیه پذیر است.

۳-۴- جبران افت فشار بعضی از جریانهای تک فازی

- افت فشار بهینه شده بعضی از جریانهای تک فازی با افت فشار آنها در وضعیت موجود متفاوت است. لذا باید پمپها و کمپرسورهای جبران افت فشارهای این جریانها، برای جبران افت فشارهای بیشتر، تعویض و یا عملکرد آنها بهبود یابد. هزینه افزایش توان جبران افت فشار این جریانهای تک فازی، قبلاً در هزینه کل مورد نیاز پروژه منظور گشته است. بطوریکه با احتساب هزینه‌های جبران افت فشار جریانهای تک فازی، شبکه هدفگذاری شده و نقطه کاری تعیین و شبکه مورد طراحی اصلاحی قرار گرفته است. لذا نیازی به هزینه سرمایه گذاری اضافه بر آنچه تعیین شده است، نمی‌باشد.

بررسی پروژه از لحاظ مکانیسم توسعه پاک (CDM):

رشد فزاینده گازهای گلخانه ای از جمله CO₂ که مهمترین آن محسوب میشود و تاثیر نا مطلوب آن بر شرایط آب و هوایی کره زمین کشورهای توسعه یافته را برآن داشت تا با کنوانسیون های مختلف از جمله پیمان کیوتو سعی در کاهش این اثر نا مطلوب داشته باشند. بدین منظور کشورهای صنعتی به دلیل برخوردار بودن از تکنولوژی پیشرفته و کمبود پتانسیل برای کاهش CO₂ به جای آن که مستقیماً تعهد خود در کاهش گازهای گلخانه ای را اجرا کنند، می توانند این کار را به واسطه سایر کشورها انجام دهند. از آنجا که کشور ایران تعهدی در اجرای این پروتکل ندارد میتواند به طور غیر مستقیم با تعریف پروژه هایی از تعهد این شرکت ها بکاهد و از این طریق عایداتی نصیب ایران نیز گردد.

محاسبات مربوط به CDM:

کیلو گرم گاز گلخانه ای به ازای هر ترا ژول سوخت مصرفی بر اساس ارزش حرارتی خالص

$$1 \text{ Tera Joul} = 56100 \text{ (kg)CO}_2$$

$$19.4714 \text{ MW} = \text{مقدار صرفه جویی انرژی در یوتیلیتی گرم}$$

$$19.4714(\text{Mj/s}) * 3600(\text{s/hr}) * 8000(\text{hr/Year}) = 560776320(\text{Mj/Year}) = 560.7(\text{Tj/Year})$$

$$560.776 * 56.1 = 31455.2 \text{ (Ton/Year)}$$

کاهش مقدار CO₂ به تن در سال

از آنجا که هر تن Co₂ معادل ۱۰ دلار ارزش دارد

$$31455.2 * 10 = 314552.5 (\$/\text{Year})$$

درآمد ناشی از کاهش Co₂

مبنای محاسبات یوتیلیتی داخلی یک سوم قیمت های خارجی در نظر گرفته شده است. در مورد هزینه ناشی از خرید مبدلهای حرارتی فرض بر خرید تجهیزات از خارج از کشور میباشد بنابراین هزینه سرمایه گذاری برای هر دو حالت یکسان است.

جمع بندی و نتیجه گیری

ارزیابی پروژه بدون در نظر گرفتن CDM		ارزیابی پروژه با در نظر گرفتن CDM		
قیمت داخلی	قیمت خارجی	قیمت داخلی	قیمت خارجی	
711561	711561	711561	711561	سرمایه گذاری (\$)
1539472	514304	1854024	828856.7	درآمد ناشی از صرفه جویی (\$)
0.46	1.38	0.38	0.85	نرخ بازگشت سرمایه (Year)

صرفه جویی انرژی در این واحد منافع زیر را برای مجتمع پتروشیمی فن اوران به همراه خواهد داشت:

- ۱- از آنجا که یوتیلیتی خریداری شده برای واحد متانول بر اساس قیمت داخلی میباشد لذا نرخ بازگشت سرمایه با قیمت داخل مد نظر میباشد که از 1.38 سال به 0.85 با اجرای مکانیسم توسعه پاک تنزل میابد بنابر این جذابیت اجرای این پروژه را بیشتر میکند .
- ۲- موجب مصرف کمتر از منابع فنا پذیر سوختهای فسیلی می گردد.
- ۳- موجب پخش کمتر گازهای حاصل از احتراق در جو شده و در نتیجه معضلات زیست محیطی مانند اثرات گلخانه ای کنترل می شود.
- ۴- به دلیل افزایش انتقال حرارت بین جریانهای گرم و سرد شبکه و در نتیجه کاهش بار کوره های شبکه و یوتیلیتی مورد نیاز، قابلیت اطمینان و ایمنی سیستم ارتقا می یابد.
- ۵- موجب کاهش تقاضای بخار برای گرمایش در مرحله هدفگذاری، با استفاده از نرم افزار Pilot به روش مدرن افت فشارهای بهینه شده، نقطه کاری منتخب برابر با $\Delta T_{\min}=16^{\circ}\text{C}$ تعیین شد و نتایج کامل هدفگذاری در جدول (۶) ارائه گردید.
- در نهایت طراحی اصلاحی شبکه منتخب در این سناریو با اضافه شدن چهار مبدل حرارتی فرآیند-فرآیند جمعاً برابر با 7097.5 متر مربع پایان پذیرفت

مراجع

1. shenoy U.V., (Indian Institute of Technology), Heat Exchanger Networks, Synthesis , 1995
2. Shokoya C.G & Kotjabasakis E., A New Targeting Procedure for the Retrofit of H.E.N, Presented at the International Conference, Athens, Greece, June 1991.
3. Polley G.T., Panjeh Shahi M.H & Jegede F.O., Pressure Drop Consideration in the Retrofit of H.E.N, Trans. IChemE, Vol.68, part A, May 1990
4. Smith R., 'Chemical Process Design and Integration' Mc Grow Hill, 2003.
5. Tjoe T.N., 'Retrofit of Heat Exchanger Networks' Ph. D Thesis UMIST, 1986.
6. S. Ahmad, Heat Exchanger networks :Cost tradeoffs in energy and capital. Ph. D.Thesis, University of Manchester, Manchester (1985) PP.113-306
7. I.L. Greeff, J.A.Visser, K.J. Ptasinski , F.J.J.G.Janssen, Utilisation of reactor heat in methanol synthesis to reduce compressor duty-application of power cycle principles and simulation tools, Applied Thermal Engineering 22 (2002) 1549-1558
8. B. Kalitventzeff, F. Marechal , H. closon , Better solution for process sustainability through better insight in process energy integration, Applied Thermal Engineering 21(2001) 1349-1388
9. T.N. Tjoe , B.Linhoff , Using pinch technology for process retrofit, Chemical Engineering 28 (1986) 47-60
10. L.T. Biegler, I.E. Grossmann , A.W. Westernberg Systematic Method of Chemical process Design , Prentice Hall , Upper Saddle River, New Jersey, 1997
11. Linhoff B. et al, 'User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy', 1982.
12. Ahmad S. & Smith R., Target and design for the Minimum Number of Shell in Heat Exchanger Networks, Trans. I Chem. E., 67, PP.481-499, 1989