طراحی و شبیه سازی قسمت Quench طرح توسعهٔ واحد الفین پتروشیمی بندر امام

ماندانا تهرانی‌فر- دکتر محمدرضا امیدخواه- دکتر مجتبی صدر عاملی

دانشگاه تربیت مدرس - تهران - ایران - صندوق پستی ۱۳۱۵۵/۴۸۳۸

چکیده

در سنتز شبکه مبدلهای حرارتی، استفاده از تکنولوژی pinch، یک روش بسیار مفید و مؤثر می‌باشد. این روش به طراح کمک می‌کند تا بتواند فرآیند و سیستم منابع خارجی را به صورت همزمان طراحی کند و چگونگی جریان انرژی در فرآیند را درک کند.

قابلیت تکنولوژی pinch در تحلیل منابع خارجی مورد نیاز فرآیند از مهمترین جنبه های این تکنولوژی می‌باشد. هزینه های انرژی و سرمایه‌گذاری سیستم منابع خارجی نه تنها با نوع آنها بلکه با دما و بار حرارتی آنها نیز تغییر می‌کند. بنابراین باید منابع خارجی را به گونه‌ای انتخاب کنیم تا هزینه های سالیانه واحد به حداقل مقدار خود کاهش پیدا کند. به همین منظور از منحنی های ترکیبی گراند مربوط به فرآیند و منابع خارجی استفاده می‌کنیم تا مناسب ترین ترکیب منابع خارجی تعیین شود.

در تعیین هزینه های سرمایه‌گذاری یک شبکه، ابتدا باید هزینه یک مبدل حرارتی را با توجه به سطوح آن تعیین نمائیم. این هزینه با جنس مواد استفاده شده در مبدل، فشارهای مختلف عملیاتی و نوع مبدل تغییر می‌کند. به همین دلیل باید از روشی که بتوان سهم هر مبدل در سطح شبکه مبدل های حرارتی را با در نظر گرفتن مشخصات مورد نیاز جریان های این مبدل، در نظر گرفت استفاده نمود. اگر تنها از یک معادله هزینه برای شبکه مبدل های حرارتی با مشخصات مختلف استفاده کنیم، باید سهم جریان هایی را که مشخصات ویژه نیاز دارند به صورتی افزایش بدهیم تا هزینهٔ سرمایه‌گذاری شبکه مبدل های حرارتی را با استفاده از این معادله به صورت صحیح تعیین نماییم.

با توجه به به هزینهٔ منابع خارجی و هزینهٔ سرمایه‌گذاری می‌توان طراحی شبکه مبدل های حرارتی را در حداقل نیروی محرکهٔ دمایی بهینه انجام داد. با در نظر گرفتن بار بهینه منابع خارجی و با تقسیم شبکه به نواحی بالا و پایین نقطه pinch، و به کار بردن اصول روش طراحی pinch در هر ناحیه و محدودیت های آن در دستیابی به اهداف مورد نظر، شبکه مبدل های حرارتی را طراحی می‌کنیم. استفاده از این اصول برای طراحی قسمت گرم واحد الفین پتروشیمی بندر امام، منجر به ارائه چند طرح شد که هریک در مقایسه با طرح موجود دارای مزایایی می‌باشند. سپس شبیه سازی به کمک نرم افزار PROII برای طرح های انتخابی انجام گرفته است.

مقدمه

چگونگی ارتباط بین تجهیزات مورد نیاز در یک فرآیند شیمیایی و رابطهٔ بین اجزاء از مهمترین جنبه‌ها در طراحی می‌باشد. در هر فرآیند پس از طراحی قسمت‌های مربوط به واکنش شیمیایی و جداسازی، به طراحی سیستم بازیابی حرارتی و سیستم منابع خارجی می‌پردازند و چون قسمت اعظم هزینه‌های عملیاتی، شامل هزینهٔ منابع خارجی می‌باشد، باید بهترین ارتباط در فصل مشترک فرآیند و منابع خارجی را بدست آورد (۳).

تکنولوژی pinch، یک روش مفید در طراحی شبکه مبدل‌های حرارتی می‌باشد و می‌تواند بهترین ارتباط بین سیستم بازیابی حرارتی و منابع خارجی را به ما بدهد. در این روش برای بدست آوردن سیستم بهینه باید طراحی واحدهای انتقال حرارت و طراحی سیستم منابع خارجی به صورت همزمان انجام بگیرد.

چگونگی انتخاب مناسب خارجی و تأثیر متقابل بین فرآیند و سیستم منابع خارجی از اهمیت زیادی برخوردار است، زیرا در یک طراحی از بین منابع خارجی متعددی که در دسترس هستند، می‌توان یک یا چند تا را انتخاب نمود و نیز می‌توان از حرارت خود فرآیند برای کم کردن بار منابع خارجی استفاده کرد. به هر حال طبق تکنولوژی pinch، در انتخاب منابع خارجی باید هدف استفادهٔ حداقل انرژی باشد(۴).

هدف اصلی، بهینه‌سازی شبکه مبدل‌های حرارتی قسمت گرم طرح توسعهٔ پتروشیمی بندر امام با خوراک گازی می‌باشد طراحی اولیه این واحد توسط گروه طراحی دانشگاه تربیت مدرس انجام شده است. سپس بهینه‌سازی و تعیین مناسب‌ترین آرایش منابع خارجی جهت به حداقل رساندن هزینه‌های کلی شبکه و نیز شبیه‌سازی واحد پس از طراحی مجدد شبکه مبدل‌های حرارتی انجام گرفته است.

ابتدا با توجه به طراحی اولیه و شرایط عملیاتی و حرارتی مبدل‌های استفاده شده در طراحی اولیه، طراحی جزئی این مبدل‌ها انجام گرفته است و پس از مشخص شدن جزئیات مبدلهای بکار رفته در طراحی اولیه، و تعیین سطوح انتقال حرارات و ضرایب انتقال حرارت کلی هریک از مبدل‌ها و تعیین جریان‌های اصلی موجود در فرآیند که بین این مبدل‌ها در گردش هستند، ضرایب انتقال حرارت جابجایی هریک از جریان‌ها محاسبه گردیده است. با توجه به مشخصات بدست آمده برای مبدل‌های فرآیند و محاسبهٔ قیمت‌های این مبدل‌ها، معادلهٔ پایه جهت محاسبهٔ هزینه مبدل‌های حرارتی بدست آمده که با استفاده از این اهداف، حداقل نیروی محرکهٔ دمایی بهینه که در آن هزینهٔ کلی سیستم به حداقل مقدار خود می‌رسد، تعیین شده است و با رسم منحنی ترکیبی گراند برای فرآیند و منابع خارجی در این حداقل نیروی محرکهٔ دمایی بهینه، ترکیب بهینهٔ منابع خارجی تعیین شده است و با توجه به محدودیت‌ها و اصول تکنولوژی pinch، به طراحی شبکه مبدل‌های حرارتی پرداخته شده است و پس از انتخاب بهترین طرح ارائه شده به

شبیه‌سازی کلی قسمت گرم توسط نرم افزار PROII پرداخته شده است.

توضیح مراحل تحقیق

تعیین جریان‌های اصلی فرآیند: (۹و۸و۷و۲و۱) برای تعیین جریان‌های فرآیند،ابتدا باید تغییر دماهایی را که حتماً لازم است در فرآیند اتفاق بیافتد در نظر بگیریم و جریان‌های اصلی آنها را بدست بیاوریم که شامل هشت جریان گرم و نه جریان سرد می‌باشد.

بدست آوردن مشخصات مربوط به جریانها: در طراحی اولیه برای تغییر دمایی این جریانها از یک سری مبدل حرارتی استفاده شده است که می‌توان با استفاده از آنها، انرژی حرارتی که لازم است تا این تغییر دماها انجام بگیرد را تعیین نمود و شدت ظرفیت حرارتی مربوط به هر جریان را بدست آورد. ضریب انتقال حرارتی جابجایی مربوط به هر جریان با استفاده از طراحی جزئی مبدلهائی که در طراحی اولیه شبکه استفاده شده‌اند، بدست آمده است. با استفاده از این طراحی‌های جزئی می‌توان ضریب انتقال حرارت کلی هر کدام از مبدل‌ها را بدست آورد و با استفاده از رابطهٔ $\frac{1}{U}=\frac{1}{h_{cold}}+\frac{1}{h_{hot}}$ و حل همزمان معادلات بدست آمده برای تک‌تک مبدل‌ها، ضریب انتقال حرارت مربوط به هر جریان را محاسبه کرد.

جدول ۱ـ مشخصات جریان‌های فرآیند

نام جریان	دمای ورودی (C)	دمای خروجی (C)	Q (KW)	FCp (KW/C)	h (KW/mz.c)
H1	۳۳۰/۲	۲۰۰	۶۴۶۱/۳۹	۳۹/۶۲۶۷	۰/۷۵۷۶۳
H2	۸۰	۶۵	۸۶۰۷/۱۵۰	۵۷۳/۸۳۳۳	۱/۹۹۲۳۵
H3	۶۵	۴۰	۷۱۲۹/۳۴	۲۸۵/۱۷۷۸	۱/۹۹۲۳۵
H4	۱۰۵	۴۰	۲۱۸۲/۲۲	۴۸/۹۵۷۲	۰/۵۸۱۵۹
H5	۱۰۲/۵	۴۰	۲۴۹۶/۳۹	۳۸/۸۳۲۲	۰/۴۰۹۵۳
H6	۱۰۱	۴۰	۲۱۷۸/۸۹	۳۵/۷۱۹۵	۰/۶۳۶۲۴
H7	۸۰/۳	۳۰/۴	۲۱۵۳/۳۳	۶۳/۱۹۳۱	۰/۸۱۸۵۵
H8	۸۲/۵	۷۰	۷۹۸/۶۱	۶۳/۸۸۸۹	۰/۶۱۰۰۵
C9	۳۴	۱۵۰	۳۲۵۱/۱۱	۲۸/۰۲۶۸	۰/۱۰۳۰۰
C10	۱۵۰	۶۵۶	۲۶۷۷۷/۷۸	۵۲/۹۲۰۵	۰/۱۰۳۰۰
C11	۸۹/۲	۱۵۰	۱۱۳۶۵/۵۶	۱۸۶/۹۳۳۵	۰/۴۸۵۰۰
C12	۱۲۵	۲۷۳	۲۵۰۰۸/۸۹	۱۶۸/۹۷۹۰	۱/۵۸۹۰۰
C15	۲۶۳	۳۸۰	۲۹۱۷/۷۸	۲۳/۹۳۸۳	۰/۰۳۴۶۰
C14	۳۴۳/۸۱	۴۳۰	۲۳۹۱/۱۱	۲۴/۸۵۸۲	۰/۰۳۳۷۵
C15	۴۰	۴۵	۱۵۳/۰۶	۳۰/۶۱۱۲	۰/۴۱۷۰۰
C16	۱۷	۷۰	۳۳۵۵/۰۰	۶۳/۳۰۱۹	۰/۸۲۶۴۰
C17	۱۵۰	۱۵۵	۴۳/۲۲	۸/۴۴۴۴	۰/۴۸۵۰۰

در جدول (۱) جریان‌های اصلی فرآیند، تغییر دماهای لازم اعمال شده، تغییر آنتالپی‌ها، شدت ظرفیت حرارتی مربوط به هر جریان و ضریب انتقال حرارت محاسبه شده مربوط به هر جریان نشان داده شده است.

محاسبه معادله پایه برای شبکه مبدل‌های حرارتی و تصحیح ضرایب انتقال حرارت جریان‌ها

برای محاسبهٔ هزینهٔ سرمایه‌گذاری مبدلها،باید یک معادلهٔ پایه برای شبکه مبدلهای حرارتی بدست بیاوریم. برای محاسبهٔ این معادله باید با استفاده از روش TEMA، قیمت هر کدام از مبدل‌های موجود در طرح اولیه را بدست بیاوریم. با توجه به قیمت‌های بدست آمده و با در نظر گرفتن هزینهٔ نصب مبدل‌ها، معادلهٔ زیر برای مبدل‌های لوله و پوسته‌ای از جنس فولاد معمولی و با فشار طراحی ۱۰ بار برای هر دو سمت لوله و پوسته بدست می‌آید.

$\$=۳۰۸۰۰+۸۹۰A^{۰/۹۱}$ هزینه سرمایه‌گذاری

برای اینکه بتوانیم برای پیدا کردن هزینهٔ سرمایه‌گذاری از یک معادله واحد استفاده کنیم و نیز شرایط متفاوت جریان‌ها از نظر احتیاج به فشارهای مختلف را در نظر بگیریم، باید ضریب انتقال حرارت را تصحیح کنیم.

اگر رابطه معادلهٔ پایه شبکه به صورت $a_1+b_1A^{C1}$ تعریف شود و معادله تعریف شده برای شرایط متفاوت جریان‌ها به صورت $a_2+b_2A^{C2}$ در نظر گرفته شود ضریب تصحیح ضرایب انتقال حرارت طبق رابطه $\phi=(\frac{b_2}{b_1})^{1/C1}$ بدست می‌آید، نتیجه در جدول (۲) ارائه شده است.

پژوهشگاه علوم انسانی و مطالعات فرهنگی
پرتال جامع علوم انسانی

جدول ۲ـ تصحیح ضریب انتقال حرارت با توجه به مشخصات جریانها

Stream's no.	Streams	Stream's direction	design's pressure		input temp (°C)	output temp (°C)	Correction Coefficient $\phi=(b_2/b_1)1/c$	h (KW/m^2.c)	correction h (KW/m^2.c)
			bar	psia					
H1	output cracked gas from TLE exchanger	tube	1.8	26.98	330.2	200	1	0.75763	0.75763
H2	Quench water 1	shell	7	104.95	80	65	1	1.99235	1.99235
H3	Quench water 2	shell	5	74.95	65	40	1	1.99235	1.99235
H4	first compressor's output	shell	2.5	37.47	105	40	1	0.58159	0.58159
H5	second compressor's output	shell	4.8	71.95	102.5	40	1	0.40953	0.40953
H6	third compressor's output	shell	9.3	139.41	101	40	1	0.63624	0.63624
H7	acetylene converter's output B	tube	34	509.65	80.3	30/40	0.5929	0.81855	0.48532

ادامه جدول ۲ـ تصحیح ضریب انتقال حرارت با توجه به مشخصات جریانها

Stream's no.	Streams	Stream's direction	design's pressure bar	design's pressure psia	input temp (°C)	output temp (°C)	Correction Coefficient $\phi=(b_1/b_2)1/c$	h (KW/m^2.c)	correction h (KW/m^2.c)
H8	acetylene converter's output a	shell	34.75	520/90	82.5	70	0.5929	0.61805	0.36170
C9	input & recycled feed	snell	5.5	82.44	34	150	1	0.10300	0.10300
C10	feed after mixed with diluted steam	tube	4.9	73.45	150	356	1	0.10300	0.10300
C11	diluted steam	shell	4.9	73.45	89/2	150	1	0.48500	0.48500
C12	boiling feed water (BFW)	tube	59	884.40	125	273	0.6852	1.58900	1.08878
C13	HPS_1	tube	50	749.49	263	380	0.7198	0.04460	0.03210
C14	HPS_2	tube	49	734.50	343.81	440	0.7198	0.03175	0.022501
C15	forth knockout drum's output	shell	9.16	137.31	40	45	1	0.41700	0.41700
C16	Fifth compressor's output	shell	36	539.63	17	70	0.5929	0.82540	0.48997
C17	diluted steam entered to furnace to superheater	tube	49	73.45	150	155	1	0.48500	0.48500

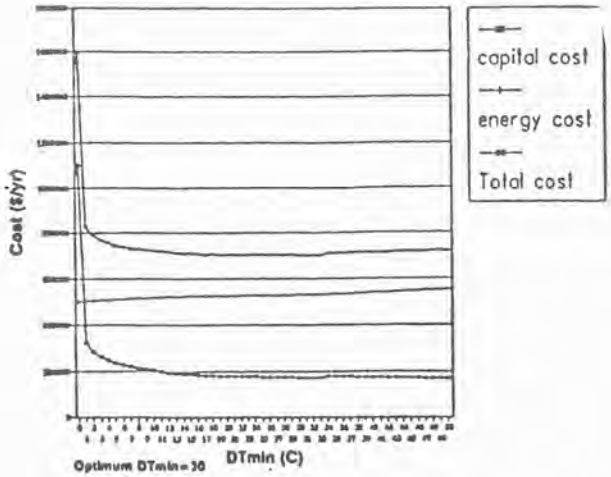
حداقل نیروی محرکهٔ دمای بهینه (۱۳):

قیمت سوخت گازی ۳ m^2/تومان می‌باشد که معادل $\frac{\$}{kw.yr,۱۳۰۰}$ ۷/۰۳۱۱۲۶ است و با در نظر گرفتن قیمت حاصل از احتراق kw.yr شعله بدست C معادل گازهای ۷/۶۶ مـی‌آید $\frac{}{\$دما}$ مشخصات بخارهای موجود در پتروشیمی بندر امام به شرح زیر می‌باشد:

($/kw.yr)

هزینه واحد بخار	دما(°C)	فشار (bar)	سطح بخار
HP	۲۶/۴۷۵	۴۴۰	۴۹
MP	۱۹/۸۵۷	۲۶۵	۲۰
LP	۹/۵۹۱	۱۷۵	۶

با استفاده از مشخصات جریان، قیمت‌ها، مشخصات منابع خارجی مورد استفاده (بخار، آب خنک کن و گازهای حاصل از احتراق کوره) و معادلهٔ پایه بدست آمده برای شبکه مبدل‌های حرارتی، می‌توان هزینهٔ سرمایه‌گذاری و هزینهٔ انرژی را برای ΔT_{min} های مختلف بدست آورد و دمایی که در آن هزینهٔ کلی شبکه حداقل مقدار خود را داشته باشد به عنوان حداقل نیروی محرکه دمایی بهینه $\Delta T_{min,opt}$=۳۰ °C انتخاب می‌شود.

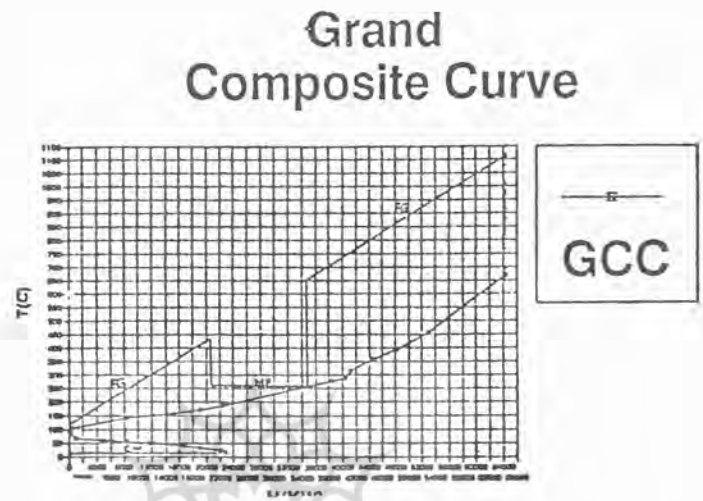


شکل ۱ـ تغییر هزینه‌های شبکه با تغییر ΔT_{min}

بدست آوردن ترکیب بهینهٔ منابع خارجی (۱۲و۵):

برای دستیابی به ترکیب بهینهٔ منابع خارجی باید ابتدا منحنی ترکیبی گراند مربوط به فرآیند را در ΔT_{min}=۳۰ °C رسم کرد، سپس دمای قطب بحرانی مربوط به هریک از سطوح بخار و گازهای حاصل از احتراق را بدست آورد و با توجه به اینکه این قطب‌های بحرانی از قطب‌های مربوط به فرآیند بیشتر هستند، برای دستیابی به حداقل هزینهٔ کلی انرژی باید مقدار استفاده از این سطوح را به حداقل رسانده و مصرف سوخت را افزایش بدهیم.

به علت زیاد بودن اختلاف دمای بین خط مربوط به گازهای حاصل از احتراق و GCC فرآیند و برای کاهش هزینه‌های انرژی، می‌توان با جایگزین کردن بخار MP به جای گازهای حاصل از احتراق از این جریان برای موازنهٔ تولید بخار HP استفاده نمود. GCC موازنه شدهٔ بدست آمده در شکل مقابل نشان داده شده است.



شکل ۲ـ منحنی ترکیبی گراند موازنه شده

طراحی شبکه مبدل‌های حرارتی توسط روش pinch (۵و۶):

طبق اصول طراحی به کمک روش pinch، باید طراحی را در دو قسمت بالا و پایین نقطهٔ pinch انجام داد. طراحی بالای pinch به دو صورت انجام گرفته است:

الف ـ مطابق با GCC موازنه شده در $\Delta T_{min,opt}=۳۰^{\circ}C$

ب ـ در صورتی که HP اضافی تولید نشود. در این طرح تنها مصرف منابع خارجی استفاده از بخار LP به مقدار ۵۴۳۸KW می‌باشد که همان مابه‌التفاوت QH_{min} و انرژی است که Fluegas می‌تواند در اختیار فرآیند قرار بدهد.

با توجه به امکان اجرای طرح ارائه شده از نظر عملیاتی، طراحی پایین نقطهٔ pinch به دو صورت انجام گرفته است:

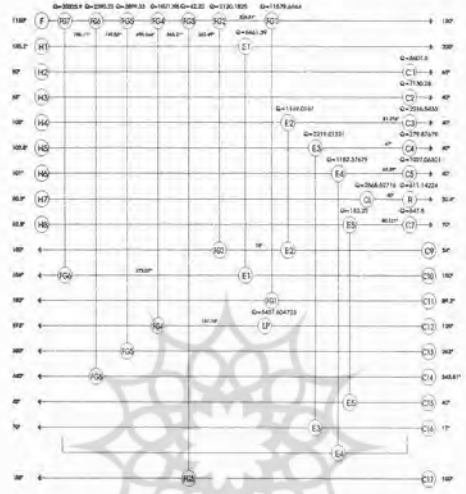
الف ـ مطابق با قواعد pinch:

در این طرح برای جلوگیری از Violation، جریان گرم خروجی از کمپرسور مرحلهٔ اول، با جریان سرد خوراک و خوراک برگشتی که مربوط به قسمت اول فرآیند می‌باشد جفت شده‌اند و این ممکن است از نظر عملیاتی به علت متفاوت بودن قسمت‌های این دو جریان اشکال ایجاد نماید که پیشنهاد قرار دادن یک heater

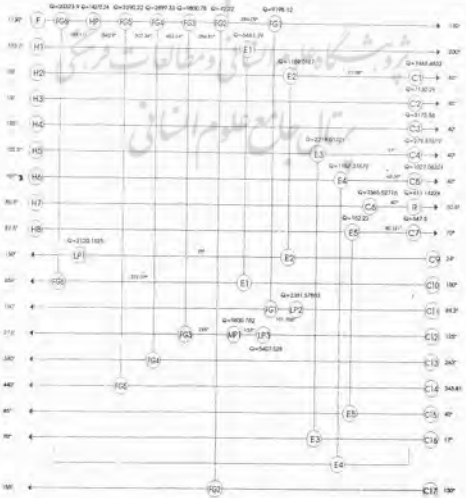
در سر راه جریان سرد خوراک داده شده است.

ب ـ مطابق با اصول عملیاتی

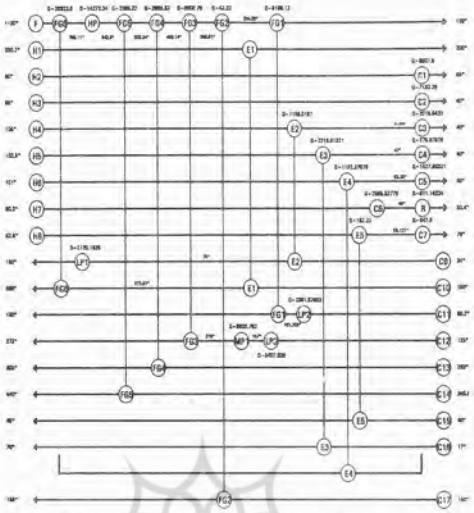
از تلفیق دو طرح ارائه شده در بالای نقطهٔ pinch و دو طرح ارائه شده در پایین نقطهٔ pinch، می‌توان چهار طرح کلی برای قسمت hot واحد الفین ارائه داد که در زیر به عنوان طرح‌های (الف)، (ب)، (ج) و (د) نشان داده شده است.



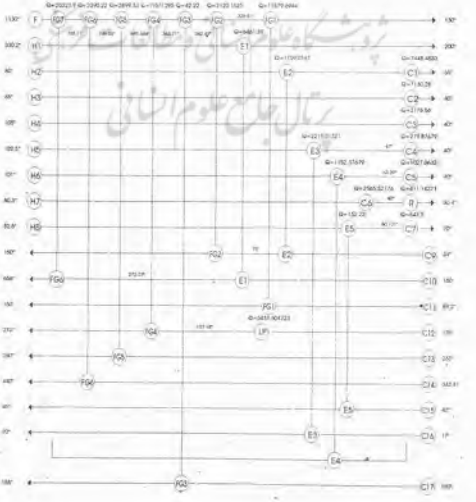
شکل ۳ـ طرح (الف)



شکل ۴ـ طرح (ب)



شکل ۵ـ طرح (ج)



شکل ۶ـ طرح (د)

طرح (الف): طراحی بالای pinch براساس GCC موازنه شدهٔ انجام گرفته و طراحی پایین pinch براساس اصول pinch می‌باشد.

طرح (ب): طراحی بالای pinch براساس GCC موزانه شده انجام گرفته و طراحی پایین pinch براساس اصول عملیاتی انجام شده است.

طرح (ج): در طراحی بالای pinch، HP اضافی تولید نشده است و طراحی پایین pinch براساس اصول pinch انجام گرفته است.

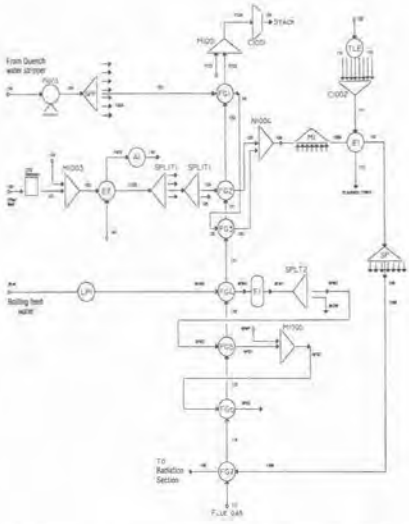
طرح (د): طراحی بالای pinch، HP اضافی تولید نشده است و طراحی پایین pinch براساس اصول عملیاتی انجام گرفته است.

انتخاب طرح مناسب

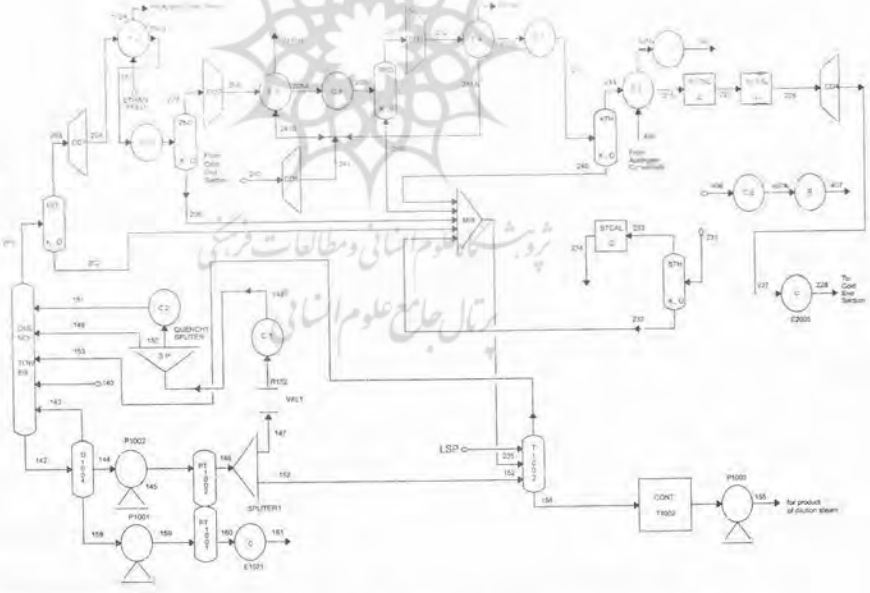
کاهش در هزینهٔ کلی طرح‌های ارائه شده نسبت به طرح اولیه ملاحظه می‌شود. طرح‌های (الف) و (ب) به علت تولید HP اضافی، هزینهٔ انرژی کمتری نسبت به طرح‌های (ج) و (د) دارند ولی برای تولید HP اضافی و جایگزین کردن بخارهای LP و MP به جای Flue gas، سطح انتقال حرارت بیشتری می‌طلبد و نیز نیاز به استفاده از مخزن بخار برای تولید بخار با فشار بالا، هزینه می‌طلبد. به همین دلیل از بین طرح‌های موجود، طرح‌های (ج) و (د) انتخاب می‌شوند و بین این دو طرح، ترجیحاً طرح (ج) که طراحی پایین نقطهٔ pinch آن براساس قوانین pinch بوده و هزینهٔ سرمایه‌گذاری کمتری دارد، انتخاب می‌گردد. در این طرح نسبت به طرح اولیه حدود $\frac{\$}{yr}$ ۶۸۳۱۰، که با در نظر گرفتن عملکرد $\frac{\text{ساعت}}{\text{سال}}$ ۸۰۰۰، معادل $\frac{\$}{\text{روز}}$ ۲۰۵ می‌باشد، سود در بر خواهد داشت.

شبیه سازی

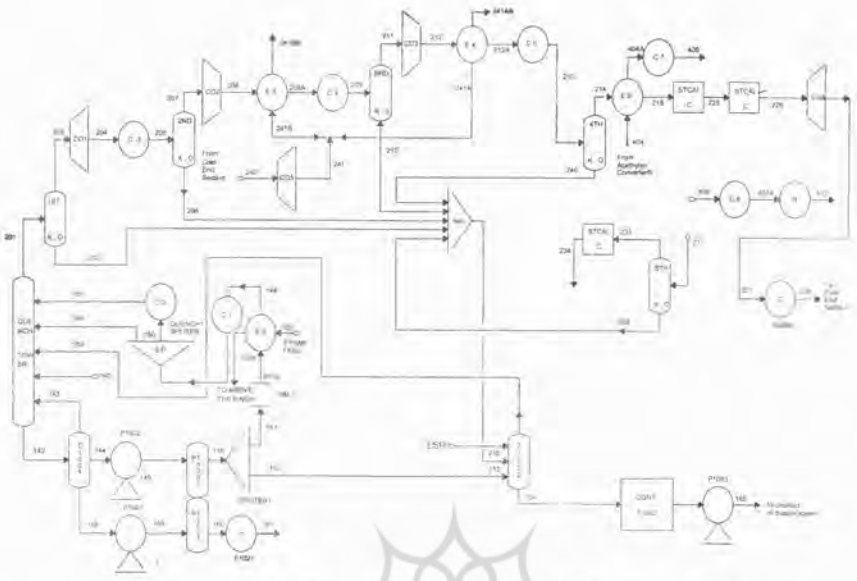
شبیه سازی قسمت hot واحد الفین توسط Version 3.01 نرم‌افزار PROII انجام گرفته است. چنانچه گفته شد، از بین طرح‌های ارائه شده طرح‌های (ج) و (د) مناسب‌تر تشخیص داده شده و شبیه‌سازی در مورد این دو طرح انجام گرفته است. این شبیه سازی در دو قسمت انجام گرفته است. قسمت اول مربوط به بالای نقطه pinch است که در هر دو طرح (ج) و (د) مشترک می‌باشد و قسمت دوم مربوط به پایین نقطه pinch می‌باشد که برای دو طرح (ج) و (د) به طور جداگانه انجام گرفته است. فلوچارت برنامهٔ این شبیه سازی‌ها، در اشکال زیر قابل مشاهده می‌باشد.



شکل ۷ـ فلوچارت برنامهٔ شبیه‌سازی بالای نقطه pinch



شکل ۸ـ فلوچارت برنامهٔ شبیه‌سازی پایین نقطه pinch براساس طرح (ج)



شکل ۹ـ فلوچارت برنامهٔ شبیه‌سازی پایین نقطه pinch براساس طرح (د)

در جریانهای پایینی نقطهٔ pinch، در شبیه‌سازی مربوط به برج خنک‌کن نکاتی رعایت شده است که لازم به توضیح می‌باشد.

طراحی برج خنک‌کن (Quench water):

طراحی برج خنک‌کن از مشکل‌ترین مراحل موجود در این واحد از نظر شبیه‌سازی کامپیوتری می‌باشد، زیرا در این برج مقادیر زیادی آب که خاصیت قطبی دارد در کنار ترکیبات نفتی غیر قطبی قرار می‌گیرد. پارامترهایی که در طراحی این برج مد نظر قرار دارند عبارتند از: ۱ـ تعیین دمای بالای برج، ۲ـ تعیین حداقل شدت جریان آب خنک‌کننده با دماهای $40^{\circ}C$ و $60^{\circ}C$، ۳ـ تعیین بهترین محل برای ورود جریان آب با دمای $60^{\circ}C$ به برج، ۴ـ تعیین حداقل سینی‌های مورد نیاز، ۵ـ تعیین فشار برج، ۶ـ بهترین روش‌های ترمودینامیکی برای شبیه‌سازی برج.

مراحل فوق در ارتباط با یکدیگر می‌باشند. لازم به یادآوری است که تاکنون از روغن خنک‌کننده (Quench water) در این برج‌ها استفاده می‌شده است و لذا محاسبات مربوط به کاربرد آب به عنوان تنها سیال خنک‌کننده در این برج انجام گرفته است.

بحث و نتیجه گیری

در یک فرآیند شیمیایی، انتخاب نوع و بار

حرارتی منابع خارجی متعددی که استفاده می‌شود از اهمیت زیادی برخوردار است و علاوه بر هزینه‌های انرژی که به بار می‌آورد، بر هزینه‌های سرمایه‌گذاری شبکه نیز تاثیر بسزایی می‌گذارد. به همین دلیل باید منابع خارجی را به گونه‌ای انتخاب کرد تا هزینه‌های سالیانهٔ واحد به حداقل مقدار ممکن کاهش پیدا نماید و باید طراحی فرآیند و سیستم منابع خارجی به صورت همزمان انجام بگیرد تا بتوان تاثیر هریک از این سیستم‌ها را بر سیستم دیگر مشاهده و بررسی نمود. با استفاده از منحنی ترکیبی گراند موازنه شده، امکان بررسی همزمان سیستم منابع خارجی و جریان‌های فرآیند در اختیار ما قرار می‌گیرد و بار حرارتی و سطح منابع خارجی تعیین می‌شود. هر کدام از جریان‌های فرآیند یا در نظر گرفتن خصوصیات آنها نیاز به مبدل‌هایی با مشخصه‌های مختلف مانند فشار طراحی، نوع و مواد بکار رفته در مبدل دارند که با توجه به تعداد جریان‌ها و مشخصات مبدل‌ها، معادلات متعددی به منظور برآورد هزینهٔ سرمایه‌گذاری شبکه استفاده شده است و سطح مبدل‌هایی که مشخصات آنها با مشخصات معادلهٔ مبنا تفاوت دارد، اصلاح می‌گردد.

رعایت اصول و محدودیت‌های کلی شبکه و افزایش انعطاف‌پذیری شبکه می‌گردد.

با استفاده از این اصول، طرح‌های مختلفی مورد بررسی قرار گرفت که در میان آنها دو طرح انتخاب شد که مشخصات آنها به صورت خلاصه در جدول زیر ذکر شده است:

پژوهشگاه علوم انسانی و مطالعات فرهنگی
پرتال جامع علوم انسانی

	هزینهٔ سرمایه‌گذاری	هزینهٔ انرژی	هزینهٔ کلی
طرح (ج)، $\Delta T_{min}=30\ ^{\circ}C$، طراحی زیر pinch مطابق قواعد pinch	۲۹۰۵۷۲/۸۸	۶۲۶۰۲۷/۲	۹۱۶۶۰۰/۰۸
طرح (د)، $\Delta T_{min}=30\ ^{\circ}C$، طراحی زیر pinch مطابق اصول عملیاتی	۲۹۵۹۵۳/۲	۶۲۶۰۲۷/۲	۹۲۱۹۸۰/۴
طرح اولیه	۲۶۵۰۷۳/۹۶	۷۱۹۸۳۶/۳۲	۹۸۴۹۱۰/۲۸

چنانچه گفته شد با انجام محاسبات مقدار $\Delta T_{min}=30\ ^{\circ}C$ به عنوان مقدار بهینه بدست آمده

با مقایسه طرح‌های ارائه شده با طرح اولیه می‌توان تفاوت‌هایی را که طراحی شبکه

مبدل‌های حرارتی حاصل شده است، بررسی نمود استفاده از اصول طراحی pinch، نه تنها موجب کاهش هزینهٔ کلی فرآیند می‌شود بلکه سبب ارائه طرح‌هائی می‌شود که از نظر عملیاتی معقول‌تر و منطقی‌تر به نظر می‌رسد (۱۴).

منابع:

1. Linnhoff,B.,S.Ahmad, "Cost Optimum Heat Exchanger Networks-1", Comp. Chem. Engng. Vol. 14 No.7, pp.729-750, (1990).
2. Ahmad,S.,B. Linnhoff, R.Smith, "Cost Optimum Heat Exchanger Networks-2, Targets and Design for Detailed Capital Cost Models, Comdels, Comp. Chem Engng, Vol. 14, No 7, pp.751-767 (1990).
3. Linnhoff B, "The Process/Utility Interface", International Meeting, "Rational Use of Energy", Liege, Belgium, (1986).
4. Linnhoff, B.,D.R. Vredeveld, "Pinch Technology Has Come of Age", Chem Eng. Progr., 80(7):33-40 (1984).
5. Linnhoff.,B,et al., "A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy", Ichem., Rugby, (1982).
6. Linnhoff, B,E. Hindmarsh, "The Pinch Design Method of Heat Exchanger Networks", Chem. Eng.Sci,38(5), 745-763, (1983).
7. Ahmad, S.,B. Linnhoff, "Overall Cost Targets for Heat Exchanger Networks", Ichem. 11th Annual Research Meeting on Heat Transfer, Bath, (1984).
8. Ahmad,S.B. "Heat Exchanger Networks: Cost Trade-off in Energy and Capital", phD thesis, UMIST, (1985).
9. Townsend.D.W.,B. Linnhoff, "Surface Area Targets for Heat Exchanger Networks", Ichem. Annual Reasearch Meeting on Heat Transfer, Bath, (1984).
10. Hall,S.G., "Capital Cost Targets for Heat Exchanger Networks, Differing Materials of Construction and Different Heat Exchanger Types". M Sc. Dissertation, UMIST, (1986).
11. Hall,S.G.,S.Ahmad,R.Smith, "Capital Cost Targets for Heat Exchanger Networks Comprising Mixed Materials of Construction, Pressure Ratings and Exchanger type", Comp. Chem. Engng. Vol. 14, No.3, pp.319-335, (1990).
12. Hall,S.G., "Targeting for Multiple Utilities in Pinch Technology", PHD. Thesis, UMIST, Manchester, (1989).
13. Estimating Department's Report of Bandar Imam Petrochemical Complex.
14. M.Tehranifar, "Design of Heat Exchanger Networks and Simulation of Quench Section in Olefin Plant of Bandar Imam Petrochemical Complex", MSc.Thesis, Tarbiat Modares University, (1998).