

اصلاح شبکه مبدل‌های حرارتی واحدهای تقطیر پالایشگاه نفت شیراز

سید محمودرضا حجتی

استادیار مهندسی شیمی، گروه مهندسی شیمی، واحد شیراز، دانشگاه آزاد اسلامی، شیراز، ایران

تاریخ دریافت: ۹۳/۰۸/۱۳ تاریخ پذیرش: ۹۴/۰۳/۲۳

پیام‌نگار: hojati_m@iaushiraz.ac.ir

چکیده

به منظور کاستن از هزینه محصولات تولیدی، کاهش مصرف انرژی یکی از اولیتهای به‌شمار می‌آید. بخش تقطیر پالایشگاه شیراز یکی از مهم‌ترین واحدهای مصرف‌کننده انرژی در پالایشگاه‌هاست. این بخش، شامل واحد تقطیر در اتمسفریک، واحد تقطیر خلاء- واحد گرانروی شکن و واحد تثبیت بنزین است که شبکه مبدل‌های حرارتی آنها به هم مرتبط‌اند. کارهای ارزشمند متعددی در این خصوص انجام شده است، اما به دلیل رویکرد انحصاری صرفه جویی در مصرف انرژی، بدون در نظر گرفتن محدودیت‌های فرایندی و اجرایی، عملاً برخی از این پیشنهادها نتوانسته است مشکلات شبکه مبدل‌های حرارتی این پالایشگاه را رفع کند. از این‌رو، پیشنهادهایی که در این مقاله برای بخش تقطیر ارائه شده، علاوه بر این‌که توانسته صرفه‌جویی قابل توجهی در مصرف انرژی بوجود آورد، به لحاظ فرایندی و اجرایی کاملاً امکان‌پذیر است. به دلیل محدودیت‌های زوج تبادل گرهای ممنوعه، تعویض پمپ و مسائل مهندسی، دو سناریو برای اصلاح شبکه مبدل‌های حرارتی مبتنی بر آنالیز پینچ و با فرض افت فشار و مقدار ثابت α برابر ۰/۹، پیشنهاد شده است. نتایج مطالعه و تحلیل شبکه نشان می‌دهد با سرمایه‌گذاری‌های ۳۱۳۰۰ و ۷۰۰۰۰ یورویی می‌توان، به ترتیب، به کاهش مصرف انرژی معادل ۱۳/۷٪ و ۱۵/۶٪، با نرخ برگشت سرمایه ۱/۰۵ و ۱/۰۶، برای هر یک دست یافت.

کلیدواژه‌ها: شبکه مبدل‌های حرارتی، اصلاح شبکه مبدل‌های حرارتی، آنالیز پینچ، واحد تقطیر در اتمسفریک.

۱. مقدمه

انجام عملیات پالایشی نفت خام از بخش تقطیر آغاز می‌شود. مصرف زیاد انرژی در کوره‌های این بخش، انگیزه پژوهشگران را در مطالعه و ارائه راهکارهای ممکن به‌منظور اصلاح شبکه مبدل‌های حرارتی و جمع‌آوری حرارتی را افزایش داده است. برای کاهش انرژی مورد نیاز بخش تقطیر، مقالات متعددی ارائه شده است که می‌توان آنها را به حوزه‌های زیر طبقه‌بندی کرد:

۱. استفاده از حرارت‌های مازاد [۱].

۲. پیش تبخیر نفت خام و برج پیش تفکیک [۲]

۳. جمع‌آوری برج تقطیر جوی که با دو راهکار انجام می‌گیرد:

- نخست طراحی و بهینه‌سازی جریان‌های گردشی برج برای بهبود وضعیت ستون برج تقطیر که بر اساس بهینه‌سازی روی یک رشته پارامترهای کلیدی برج براساس محدودیت‌های هیدرولیکی برج و عملکرد شبکه مبدل‌های

روش وارد شدن افت فشار منجر به بهبود چشمگیر در محاسبه حداقل سطح در مرحله هدفگذاری شده است [۸ و ۹]، در ادامه، الگوریتمی ارائه شد که افت فشار مجاز جریان می‌تواند متغیر و بهینه شود. در واقع، ضریب انتقال حرارتی جریان متغیر و هزینه پمپ و کمپرسور در تابع هدف محاسبه می‌شود [۱۰].

در این مقاله، پالایشگاه نفت شیراز به عنوان نمونه مطالعاتی در نظر گرفته شده است. برای این منظور پس از جمع‌آوری اطلاعات جریانی و شبیه‌سازی کامل بخش تقطیر، از نرم‌افزار Aspen Hysys و تحلیل شبکه مبدل‌های حرارتی به کمک نرم‌افزار Aspen Energy Analyzer بهره گرفته شده است. اصلاح شبکه مبدل‌های حرارتی با در نظر گرفتن کلیه محدودیت‌های عملیاتی و اقتصادی واحد مورد نظر، و براساس افت فشار و مقدار ثابت α انجام شده است. ذکر این نکته ضروری است که این دو سناریو از بین چندین راه‌حل پیشنهادی برگزیده شده‌اند که محدودیت‌های فرایندی در آن در نظر گرفته شده است. بنابراین، عملیاتی شدن هر دو سناریو امکان‌پذیر است. نتایج حاصل از این سناریو حاکی از آن است که با سرمایه‌گذاری‌های ۳۱۳۰۰۰ یورویی و ۶۹۶۷۲۵ یورویی می‌توان کاهش مصرف انرژی، به ترتیب، معادل ۱۳/۷٪ و ۱۵/۶٪ با آهنگ برگشت سرمایه ۱/۰۵ و ۱/۰۶ برای هر یک دست یافت.

۲. اطلاعات جریانی و شبکه مبدل‌های حرارتی بخش تقطیر

به منظور اصلاح شبکه مبدل‌های حرارتی لازم است قبل از انجام محاسبات، کلیه اطلاعات جریان‌های گرم و سرد بر اساس نتایج آزمایشگاهی جمع‌آوری و با استفاده از نرم‌افزار aspen hysys شبیه‌سازی شود. در جدول (۱) اطلاعات جریانی بخش تقطیر را درج کرده‌ایم.

شبکه مبدل‌های موجود واحد تقطیر پالایشگاه نشان می‌دهد که دمای نفت خام ورودی به کوره‌های H101 A & B در حدود ۱۹۰ درجه سلسیوس است که برای رسیدن این دما به ۳۴۹ درجه سلسیوس انرژی مصرفی در داخل کوره‌ها، حدود ۳۲۲۲۰۰۰۰۰ کیلوژول بر ساعت و مقدار انرژی مورد نیاز در این واحد اعم از کولرهای هوایی و آبی حدود ۳۰۳۱۰۰۰۰۰ کیلوژول بر ساعت

حرارتی انجام می‌گیرد. نتیجه به دست آمده در یک مثال مطالعاتی نشان می‌دهد که این روش می‌تواند تا حدود ۲۵ درصد از انرژی مصرفی برج تقطیر بکاهد [۳]. علاوه بر این، پیشنهادی نیز درباره بهبود وضعیت برج تقطیر جوی با به کارگیری یک کمک گرمکن^۱ میانی در برج تقطیر [۴]، و یا اضافه کردن پمپ گردشی در داخل برج [۵] ارائه شد.

- دوم تقسیم کردن برج تقطیر به یک رشته برج‌های ساده پشت سر هم. نتیجه این کار بهبود وضعیت مصرف انرژی با استفاده از کمک گرمکن در برج‌های دفع به جای بخار و جفت کردن حرارتی^۲ بخش‌هاست نتیجه استفاده از چنین روشی می‌تواند به حدود ۲۰ درصد صرفه جویی در مصرف انرژی برج تقطیر انجامد [۶].

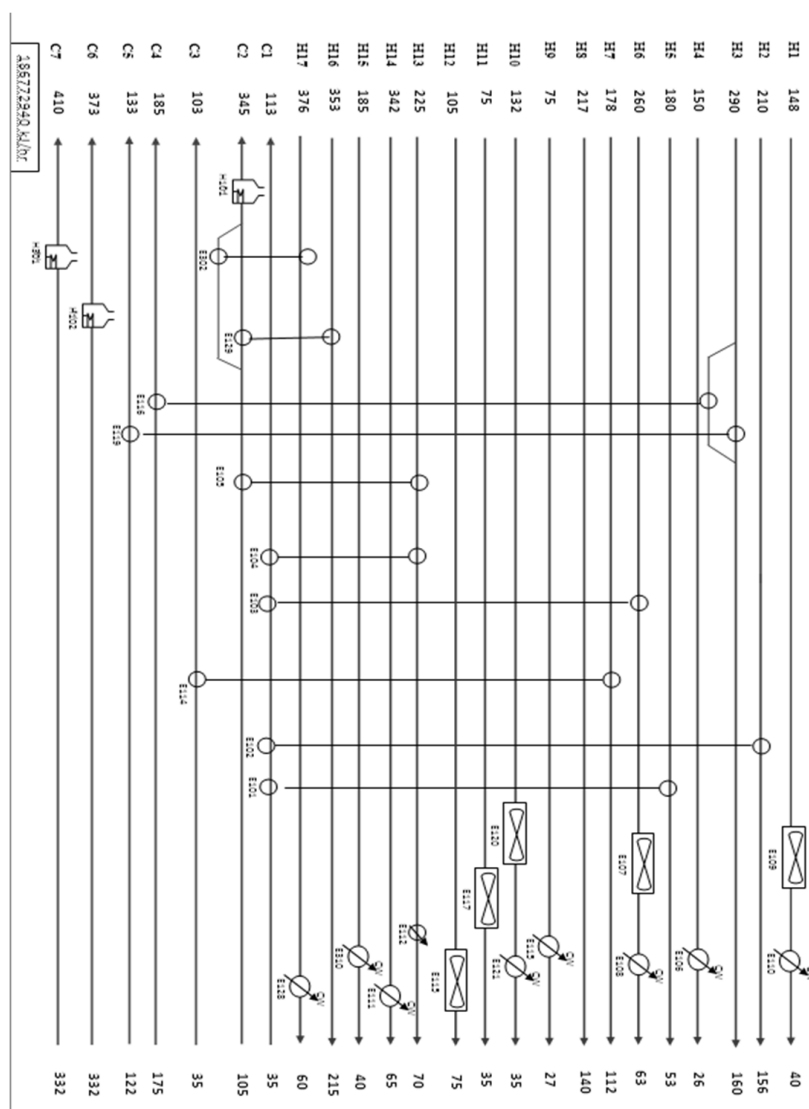
۴. اصلاح شبکه مبدل‌های حرارتی: هدف این بخش، مبتنی بر کاهش مقدار بار حرارتی مورد نیاز از سرویس‌های گرم و سرد جانبی همزمان با حداکثرسازی بازیافت حرارتی در شبکه مبدل‌های حرارتی موجود است. این عمل از طریق دو ابزار فناوری پینچ و برنامه‌ریزی ریاضی انجام می‌شود. یکی از عوامل مؤثر در ارائه یک راهکار مناسب برای اصلاح شبکه مبدل‌های حرارتی، به کارگیری مناسب‌ترین الگوریتم‌ها به منظور برآورد کردن سطح مورد نیاز در مرحله هدفگذاری است. ساده‌ترین روش در برآورد حداقل سطح مورد نیاز شبکه، استفاده از روش لینهوف و تاون سند است. در این روش، حداقل سطح مورد نیاز شبکه با فرض انتقال حرارت عمودی جریان‌ها در هر بازه دمایی روی منحنی‌های مرکب و ضرایب ثابت انتقال حرارت محاسبه می‌شود [۷]. این در حالی است که مطالعات تفصیلی شبکه، بر اساس افت فشار مجاز جریان‌ها انجام می‌شود. این مسئله باعث عدم هماهنگی بین طراحی تفصیلی و سنتز شبکه و ناصحیح بودن تقابل انرژی و سرمایه می‌شود. بر این اساس، پولی و پنجه شاهی در سال ۱۹۹۱ برای اولین بار با ارائه رابطه افت فشار با سطح مورد نیاز و ضریب انتقال حرارت هر جریان در سمت پوسته و لوله، روشی برای هدفگذاری سطح براساس افت فشار مجاز جریان‌ها پیشنهاد کردند، و در این

1. Reboiler
2. Thermal Coupling

خواهد بود. این در حالی است که در پالایشگاه‌های مدرن عدد تقریبی دمای نفت خام ورودی به کوره بین ۲۵۰ تا ۲۷۰ درجه سلسیوس است. در شکل (۱) شبکه مبدل‌های حرارتی پالایشگاه را مشاهده می‌کنید.

جدول ۱. اطلاعات جریانی واحدهای تقطیر.

جریان	دمای ورودی (°C)	دمای خروجی (°C)	Cp (kJ/kg°C)	MCp (kJ/h °C)	آهنک جریان (kg/h)	آنتالپی (kJ/h)	ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی (kJ/hm ² °C)	طغیان (h m ² °C/kCal)
۱C	۳۵	۶۸	۲/۰۴۶۵	۷۳۷۱۴۹/۳	۳۶۰۲۰۰	۲۴۵۴۷۰۷۱	۱۶۲۸/۷۶۷	۰/۰۰۶
	۶۸/۳	۱۱۱	۲/۲۱۳۹	۷۹۷۴۴۶/۷۸		۳۴۰۵۰۹۷۷	۲۱۳۱/۳۹۷	
۶H	۲۶۰	۱۶۴/۸۲	۲/۶۲۵۸۹	۱۱۲۱۰۴/۸۸	۴۲۶۹۲	۱۰۶۷۰۱۴۲	۴۸۵۶/۸۴	۰/۰۰۰۴
	۱۶۴/۸۲	۶۳	۲/۲۵۱	۹۶۱۰۶/۹۴۲		۹۷۸۵۶۰۸	۳۹۱۹/۳۲	
۱۴H	۳۴۷	۱۸۰/۵۷	۲/۶۳۸	۲۲۹۲۰/۳	۸۶۸۸	۳۸۱۴۶۲۶	۳۱۴۴/۳	۰/۰۰۲
	۱۸۰/۵۷	۶۰	۲/۱۸۲	۱۸۹۶۰/۷۹		۲۲۸۶۱۰۲	۱۹۳۹/۶۸	
۱۰H	۱۳۲	۸۸/۰۴	۲/۴۱۴	۱۰۷۸۴۱/۶۳	۴۴۶۶۵	۴۷۴۰۷۱۸	۴۳۵۸/۵۶	۰/۰۰۰۲
	۸۸/۰۴	۴۰	۲/۱۶۲	۹۶۶۰۱/۹۱۸		۴۶۴۰۷۵۶	۴۱۸۱/۰۵۸	
۲C	۱۰۵	۲۳۹	۴۶۳/۲	۴۳/۸	۳۴۶۷۰۰	۱۱۴۴۲۰۹۱۵	۶۳۵/۲۴	۰/۰۰۰۸
	۲۳۹	۳۴۵	۳/۷۲۲	۱۲۹۰۵۵۶/۰۸		۱۳۶۷۹۸۹۶۹	۲۶۴۳/۵۷۷	
۳C	۳۵	۶۹/۰۹	۲/۱۸۴	۱۵۶۲۵۷/۶۱	۷۱۵۳۰	۵۳۲۶۸۲۲	۳۷۸۷/۰۷	۰/۰۰۰۳
	۶۹/۰۹	۱۰۵/۰۵	۲/۳۴۵	۱۶۷۷۷۳/۳۴		۶۰۳۴۰۶۱	۴۰۹۳/۸۴	
۳H	۲۹۲	۲۳۴/۸۱	۲/۸۸۵	۳۰۸۰۲۱/۴۶	۱۰۶۷۴۲	۱۷۶۱۵۷۴۷	۴۷۷۸/۶۴	۰/۰۰۰۴
	۲۳۴/۸۱	۱۶۲/۲	۲/۵۸۳	۲۷۵۷۰۰۳		۲۰۰۱۸۷۹۷	۴۶۷۵/۶۱	
۵H	۱۸۰	۹۹/۸۱	۲/۴۰۸	۱۱۷۶۹۸/۳۱	۴۸۸۶۰	۹۴۳۸۲۲۷	۴۴۷۲/۱۹	۰/۰۰۰۲
	۹۹/۸۱	۵۳	۲/۱۷۸	۱۰۶۴۳۸/۲۶		۴۹۸۲۳۷۵	۴۱۵۸/۱۹	
۴H	۱۵۰	۸۲/۸۶	۲/۳۴۹	۲۲۵۴۶/۱۷۹	۹۵۹۵	۱۵۱۳۷۵۰	۴۴۳۷/۰۴۲	۰/۰۰۰۲
	۸۲/۸۶	۲۶	۲/۰۸۳	۱۹۹۹۱/۴۶۶		۱۱۳۶۷۱۴	۴۰۲۲/۸۰۷	
۱۵H	۱۸۵	۱۰۴/۵۵	۲/۲۸۹	۲۰۳۹۳/۲۹۷	۸۹۰۹	۱۶۴۰۶۴۰	۲۷۲۲/۶۲۸	۰/۰۰۲
	۱۰۴/۵۵	۴۰	۲/۰۳۴	۱۸۱۲۵/۰۲۹		۱۱۶۹۹۷۰	۲۱۷۱/۷۴۴	
۱۳H	۲۲۶	۱۷۰/۳۱	۲/۴۶۲	۲۷۴۳۲۸/۵۹	۱۱۱۴۲۱	۱۵۲۷۷۳۵۹	۴۰۳۵/۴۸	۰/۰۰۰۶
	۱۷۰/۳۱	۷۰	۲/۲۶۵	۲۵۲۴۳۳/۶۶		۲۵۳۲۱۶۲۰	۳۴۰۹/۲۴	
۱۶H	۳۵۳	۲۸۵/۵۳	۲/۸۵۶	۱۵۰۰۵۶/۴۵	۵۲۵۳۰	۱۰۱۲۴۳۰۸	۳۱۰۹/۴۷۱	۰/۰۰۲
	۲۸۵/۵۳	۲۱۵	۲/۶۴۵	۱۳۸۹۴۴/۰۷		۹۷۹۹۷۲۵	۲۸۴۶/۳۴۶	
۸H	۱۹۵	۱۴۰			۲۹۴۷۷	۳۸۸۵۶۳۴۲		۰/۰۰۲
۷H	۱۷۸	۱۴۸/۹۷	۲/۸	۱۷۸۷۴۹/۴۹	۶۳۸۱۸	۵۱۸۹۰۹۷	۴۰۸۱/۴۷۳	۰/۰۰۰۳
	۱۴۸/۹۷	۱۱۱	۲/۵۴	۱۶۲۵۳۸/۹۵		۶۱۷۱۶۰۴	۴۲۹۲/۲۰۷	
۱۷H	۳۷۶	۲۰۹/۱۶	۲/۷۸۹	۱۵۲۸۰۳/۹۳۳۴	۵۴۷۸۴	۲۵۴۹۳۸۰۸	۳۴۹۴/۹۳۸	۰/۰۰۲
	۲۰۹/۱۶	۶۰	۲/۲۳۷	۱۲۲۶۰۱/۷۴۱۵		۱۸۲۸۷۲۷۵	۲۲۲۱/۱۲	
۷C	۳۳۳	۴۱۰			۶۰۵۵۱	۱۳۸۳۲۶۷۰		۰/۰۰۲
۶C	۳۳۳	۳۶۷/۸۲	۳/۰۲۸	۳۵۵۱۶۴/۳۲	۱۱۷۲۹۲	۱۲۳۶۶۸۲۱	۳۱۳۴/۷۸	۰/۰۰۲
	۳۶۷/۸۲	۳۷۳	۲۴/۵۵	۲۸۷۹۴۷/۰۲		۱۴۹۱۵۶۵۵	۴۱۶۸/۰۳	
۱۲H	۱۰۵	۷۴			۵۱۸۵۶	۳۴۲۴۰۶۰		۰/۰۰۰۴
۲H	۲۱۰	۱۹۶/۰۳	۳/۲۴۷	۵۱۴۶۴۶/۲۱	۱۵۸۴۹۴	۷۱۸۹۶۰۷	۴۷۰۰/۵	۰/۰۰۰۲
	۱۹۶/۰۳	۱۵۶	۲/۵۱	۳۹۷۸۹۷/۰۸		۱۵۹۲۷۸۲۰	۴۴۲۲/۹۲	
۱H	۱۴۷	۱۳۸/۷۲	۱۶/۴۲	۲۵۹۹۵۶۶/۷	۱۵۸۲۵۵	۲۱۵۲۴۴۱۲	۲۴۴۷/۷۹۳	۰/۰۰۰۲
	۱۳۸/۷۲	۶۹/۶۲	۶/۲۶	۹۹۱۶۱۱/۱۳		۶۸۵۲۰۳۲۹	۴۷۸۴/۸۲۵	
	۶۹/۶۲	۴۰	۲/۲۸۴	۳۶۱۴۶۷/۴۹		۱۰۷۰۶۶۶۷	۴۷۰۸/۳۷	
۵C	۱۲۲/۲	۱۲۴/۲	۱۰/۶۳	۷۹۸۸۴۵/۸۷	۷۵۱۵۰	۱۵۹۷۶۹۱	۷۰۲۲	۰/۰۰۰۳
	۱۲۴/۲	۱۴۴/۱	۸/۳۷	۶۲۹۱۷۰/۳۹		۱۲۵۲۰۴۹۰	۵۳۴۱	
۹H	۷۵	۷۲/۷	۴۳۸/۷۴	۱۱۹۶۱۷۲۶	۲۷۲۶۳	۲۷۵۱۱۹۶۹	۱۱۰۹۸/۵۵	۰/۰۰۰۲
	۷۲/۷	۲۷	۷/۵۶۹	۲۰۶۴۵۵/۲۴		۹۴۳۰۸۹۱	۵۱۲۸/۱۱	
۱۱H	۷۵	۳۵			۲۹۷۸۲	۲۶۶۳۵۶۹		۰/۰۰۰۲
۴C	۱۷۷/۱	۱۷۸/۵	۳۶/۶	۴۷۵۸۹۰۶/۵۳	۱۳۰۰۰۰	۶۶۶۲۴۶۹	۹۷۲۰/۲	۰/۰۰۰۳
	۱۷۸/۵	۱۹۲/۶	۹/۱۸۷	۱۱۹۴۳۶۰/۳۷		۱۶۸۴۰۴۸۱	۴۸۲۴	



شکل ۱. نمودار شبکه مبدل‌های حرارتی وضعیت موجود پالایشگاه نفت شیراز.

جدول ۲. مشخصات هدفگذاری شبکه مبدل‌های حرارتی پالایشگاه شیراز.

عملکرد شبکه مبدل‌های حرارتی واحد تقطیر		
		هدفگذاری انرژی شبکه مبدل‌های حرارتی
۱۳۹۶۵۶۸۵ kJ/h	انرژی گرم مورد نیاز از سرویس خارجی	
۱۱۹۶۴۵۵۳ kJ/h	انرژی سرد مورد نیاز از سرویس خارجی	
		انرژی مورد نیاز شبکه مبدل‌های حرارتی در وضعیت عملکردی فعلی
۳۲۲۲۰۰۰۰ kJ/h	انرژی گرم مورد نیاز از سرویس خارجی	
۱۹۵۷۰۰۰۰ kJ/h	انرژی سرد مورد نیاز از سرویس خارجی	
		دمای پینچ شبکه مبدل‌های حرارتی
۱۸۵/۶	T_{p_h}	
۱۷۷/۱	T_{p_c}	

۳. اصلاح شبکه مبدل‌های حرارتی واحد تقطیر پالایشگاه شیراز

ملاک مهم اقتصادی هر طرح اصلاحی از این قرار است که طرح در یک محدوده سرمایه‌گذاری مشخص پروژه را به سمت زمان بازگشت قابل قبول سرمایه هدایت کند. روش اصلاح پینچ، طراحی را با یک مقدار ΔT_{min} مشخص شروع می‌کند و با تعیین موقعیت نسبی منحنی ترکیبی و در نظر گرفتن اهداف، هزینه‌های اصلاح را قبل از طراحی مشخص می‌کند. بعضی طراحان، مقدار ΔT_{min} را براساس تجربه مشخص می‌کنند (بین 5°C تا 10°C برای فرایندهای با دمای پایین و بین 10°C تا 50°C برای فرایندهای با دمای بالا). اما طراحان مختلف ممکن است مقادیر ΔT_{min} متفاوتی برای طرح انتخاب کنند و انتخاب ΔT_{min} براساس تجربه و دمای فرایند، روش مطمئنی برای طرح‌های اقتصادی نیست. نتایج بررسی جدول (۳) نشان می‌دهد که مناسب‌ترین مقدار ΔT_{min} ، نه درجه سلسیوس است و شبکه مبدل‌های حرارتی واحد بخش تقطیر پالایشگاه شیراز نیز براساس $\Delta T_{min} = 8/5^{\circ}\text{C}$ ، طراحی شده است. بنابراین، معیار انتخاب این ΔT_{min} قابل قبول، و با همین مقدار بخش اصلاحی شبکه مبدل‌های حرارتی انجام شده است.

از آنجا که در اصلاح شبکه مبدل‌های حرارتی، لحاظ امکان یا عدم امکان تبادل گرما باید ملاحظات را در نظر گرفت، در سناریوهای پیشنهادی جدول (۴)، کلیه این ملاحظات درج شده‌اند. چنین محدودیت‌هایی کاربرد زیادی دارند و در طراحی‌های اصلاحی ناگزیر باید مورد توجه قرار گیرند. محدودیت‌های متفاوتی می‌توانند طراح را به سمت طرح‌های اصلاحی کاملاً متفاوتی هدایت کنند. هر مرحله، کاملاً انعطاف‌پذیر است و این امر به طراح کمک می‌کند تا گزینه‌های مختلف طرح را مشخص کند و آنها را تخمین بزند و سرانجام با استفاده از روش فرایند، تجربه، و احکام مهندسی بتواند بهترین طرح را پیاده کند. به این ترتیب، طراح می‌تواند بر روند پیشرفت طراحی کنترل کاملی اعمال کند. در جدول (۴)، برخی تبادل گرما با علامت "+" و برخی دیگر با علامت "-" نشان داده شده‌اند. علامت + به امکان و علامت - به عدم امکان تبادل گرما اشاره دارد، که مهندسان پالایش شیراز آنها را انتخاب و تعیین کرده‌اند.

جدول ۴. زوج تبادل‌گرهای ممنوع شبکه مبدل‌های حرارتی بخش تقطیر پالایشگاه شیراز.

CW	Air	VC	FC	ΔC	FC	3C	2C	1C	
+	+	-	-	-	-	-	-	-	۱H
+	+	+	+	+	+	+	+	+	۲H
+	+	+	+	+	+	+	+	+	۳H
+	+	+	+	+	+	+	+	+	۴H
+	+	+	+	+	+	+	+	+	۵H
+	+	+	+	+	+	+	+	+	۶H
+	+	+	+	+	+	+	+	+	۷H
+	-	+	+	+	+	+	+	+	۸H
+	+	-	-	-	-	-	-	-	۹H
+	+	+	+	+	+	+	+	+	۱۰H
+	+	-	-	-	-	-	-	-	۱۱H
+	+	+	+	+	+	+	+	+	۱۲H
+	-	+	+	+	+	+	+	+	۱۳H
+	-	+	+	+	+	+	+	+	۱۴H
+	-	+	+	+	+	+	+	+	۱۵H
+	-	+	+	+	+	+	+	+	۱۶H
+	-	+	+	+	+	+	+	+	۱۷H
+	-	+	+	+	+	+	+	+	Steam
+	-	+	+	+	+	+	+	+	Flue Gas

جدول ۳. هدفگذاری واحدهای تقطیر.

ΔT_{min} ($^{\circ}\text{C}$)	انرژی گرم مورد نیاز از سرویس جانبی (kJ/h)	انرژی سرد مورد نیاز از سرویس جانبی (kJ/h)	مساحت (m^2)	هزینه کل سرمایه‌گذاری (\$/yr)
۲	$1/311 \times 10^4$	$1/111 \times 10^4$	$2/5028 \times 10^4$	۶۴۲۲۵۲۶
۳	$1/325 \times 10^4$	$1/125 \times 10^4$	$2/3209 \times 10^4$	۶۳۲۲۷۷۰
۴	$1/338 \times 10^4$	$1/138 \times 10^4$	$2/1979 \times 10^4$	۶۲۶۷۰۲۴
۵	$1/351 \times 10^4$	$1/151 \times 10^4$	$2/0933 \times 10^4$	۶۲۲۸۸۸۲
۶	$1/364 \times 10^4$	$1/164 \times 10^4$	$2/0126 \times 10^4$	۶۲۱۴۲۱۲
۷	$1/377 \times 10^4$	$1/177 \times 10^4$	$1/9455 \times 10^4$	۶۲۰۲۴۷۶
۸	$1/390 \times 10^4$	$1/190 \times 10^4$	$1/8809 \times 10^4$	۶۱۹۳۶۷۴
۹	$1/403 \times 10^4$	$1/203 \times 10^4$	$1/8247 \times 10^4$	۶۱۸۴۸۷۲
۱۰	$1/416 \times 10^4$	$1/216 \times 10^4$	$1/7738 \times 10^4$	۶۱۹۰۷۴۰
۱۱	$1/428 \times 10^4$	$1/228 \times 10^4$	$1/7284 \times 10^4$	۶۱۹۹۵۴۲

بر ساعت به ۱۸۳۷۰۰۰۰۰ کاهش می‌یابد. این مقدار انرژی مویید آن است که در مقدار انرژی گرم ۱۳/۷ درصد و در مقدار انرژی سرد ۹/۳ درصد کاهش پدید آمد. جمع‌بندی این مطالب در جدول (۵) درج شده است.

پس از طراحی شبکه جدید، مشخص می‌شود که این ساختار به دو مبدل جدید نیاز دارد و دمای ورودی به کوره را به حدود ۱۹۸ درجه سلسیوس می‌رساند؛ یعنی، حدود ۸ درجه سلسیوس نسبت به عملکرد فعلی افزایش نشان می‌دهد.

بهای مبدل‌های به کار گرفته شده در فرایند پس از طراحی تفصیلی معادل ۳۱۳۱۶۰ یورو است. مقدار انرژی ذخیره شده نسبت به شرایط موجود معادل ۱۳۰۵۵۵۱۷ کیلوژول بر ساعت است، با توجه به این که بازده کوره‌های حرارتی تقریباً ۵۰ درصد است، برای این مقدار صرفه‌جویی حد ۲۶۱۱۱۰۳۴ کیلوژول بر ساعت است و این مقدار معادل ارزش حرارتی سوختن ۶۸۷ مترمکعب گاز طبیعی است. بهای هر متر مکعب گاز طبیعی معادل ۷۰۰ ریال در نظر گرفته شده و با فرض ساعات کاری واحد معادل ۸۵۰۰ ساعت در سال، ارزش ذخیره‌سازی انرژی معادل ۴۰۸۸۴۳ دلار در سال خواهد بود.

مهم‌ترین معیار در انتخاب سناریوهای پیشنهادی، امکان اجرایی بودن بر اساس محدودیت‌های زوج تبادل گرهای ممنوع، عدم امکان تعویض پمپ و مسائل مهندسی در اجرای پروژه بوده است. از این رو، روی طرح‌هایی که بر اساس فناوری پینچ پیشنهاد شده‌اند، گذشته از میزان هزینه سرمایه‌گذاری ثابت و نرخ برگشت سرمایه، پس از اعلام به بخش مهندسی پالایش پالایشگاه شیراز، بررسی‌های لازم بر مبنای این محدودیت صورت گرفته است، که از بین شش سناریوی ارائه شده به این بخش، امکان اجرای دو سناریو تأیید شده است. این موضوع از این دیدگاه اهمیت دارد که چنانچه در یک طرح پیشنهادی از بین چندین جابه‌جایی و ایجاد مبدل حرارتی، تنها امکان اجرای یک بخش آن وجود نداشته باشد، به دلیل پیوستگی شبکه، کل طرح عملاً منتفی می‌شود.

۴. سناریوی اول

نتایج حاصل از این سناریو نشان می‌دهد که مقدار استفاده از بار حرارتی سرویس گرم جانبی (کوره‌ها) از مقدار ۳۲۲۲۰۰۰۰ کیلوژول بر ساعت (معادل ۸۹/۵ مگاوات) به میزان ۳۰۳۱۰۰۰۰ (۸۴/۱۹ مگاوات)، و مقدار استفاده از سرویس‌های سرد جانبی (آب سرد و هوا) از رقم ۱۹۵۷۰۰۰۰ کیلوژول

جدول ۵. مشخصات حرارتی شبکه بهینه شده در سناریوی اول.

مقدار هدفگذاری	شرایط موجود		سناریو اول		درصد ذخیره انرژی
	شرایط عملکرد موجود	درصد اختلاف از مقدار هدفگذاری	مقدار اصلاح شده	درصد اختلاف از مقدار هدفگذاری	
انرژی مورد نیاز از سرویس گرم جانبی (kJ/h)	۳۲۲۲۰۰۰۰	۲۳۰/۷	۳۰۳۱۰۰۰۰	۲۱۷	۱۳/۷
انرژی مورد نیاز از سرویس سرد جانبی (kJ/h)	۱۹۵۷۰۰۰۰	۱۶۳/۵	۱۸۳۷۰۰۰۰	۱۵۴/۲	۹/۳

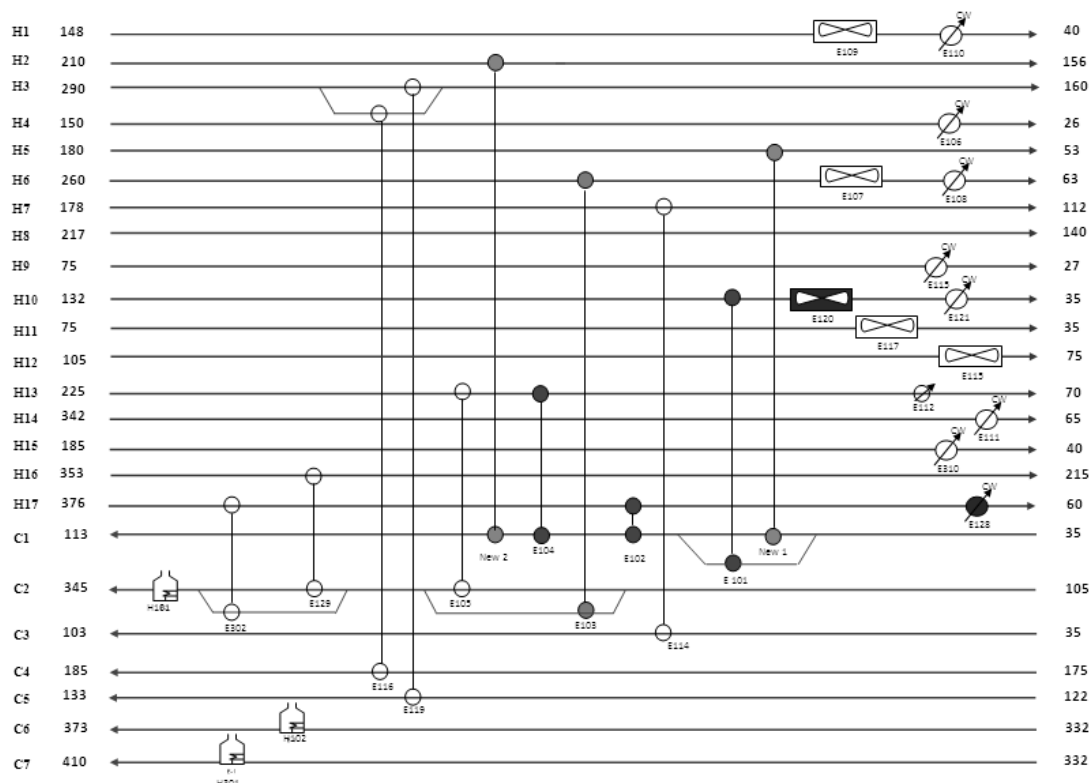
جدول ۶. مشخصات مبدل‌های جدید به‌کارگرفته شده در شبکه سناریوی اول.

مبدل	تعداد پوسته	تعداد واحد	وزن به ازای هر پوسته	کل وزن	قیمت بر حسب دلار						قیمت هر پوسته بر حسب یورو	کل قیمت بر حسب یورو	
					هزینه پوسته و بافل	هزینه لوله	جوشکاری	رنگ آمیزی	هزینه سربالا و پایین مبدل	کارگر			طراحی مهندسی و کنترل کیفیت
جدید ۱	۳	۱	۹۷۵۷	۲۹۲۷۱	۹۱۱۶	۱۵۵۹۶	۸۵۴	۸۴۷	۱۹۴	۴۸۷۸۴	۳۰۰	۷۸۳۹۱	۲۳۵۱۷۴
جدید ۲	۱	۱	۹۶۶۸	۹۶۶۸	۱۰۸۲۷	۱۲۷۶۵	۸۴۶	۶۹۴	۱۵۱۲	۴۸۳۴۲	۳۰۰	۷۷۹۸۷	۷۷۹۸۷
													۳۱۳۱۶۰

جدول ۷. مشخصات هزینه‌ها و برگشت سرمایه سناریوی اول.

سوخت	ارزش حرارتی خالص (kJ/m ³ at NTP)	قیمت سوخت Rials/Nm ³	مقدار ذخیره انرژی η بازده کوره = $\eta = 50\%$	ساعت کارکرد (h/y)	خالص ذخیره‌سازی سالیانه
گاز طبیعی	۳۸۰۰۰	۷۰۰	$\text{kJ/h}261110.34 = 0.5/130.55517$	۸۵۰۰ y/h	۴۰۸۸۴۳
	هزینه عملیاتی \$/yT				۴۰۸۸۴۳
	هزینه ثابت سرمایه‌گذاری \$				$429620 = 1.37 \times 313160$
	مدت برگشت سرمایه				۱ سال

از نتایج به‌دست‌آمده مشخص می‌شود که با به‌کارگیری سناریوی اول می‌توان به بازگشت سرمایه یک سال دست یافت.



شکل ۲. نمودار اصلاح شبکه مبدل‌های حرارتی سناریوی اول بخش تقطیر پالایشگاه شیراز.

۵. سناریوی دوم

نتایج حاصل از این سناریو نشان می‌دهند که مقدار استفاده از بار حرارتی سرویس گرم جانبی (کوره‌ها) از مقدار ۳۲۲۲۰۰۰۰ کیلوژول بر ساعت به مقدار ۲۷۹۶۰۰۰۰ کیلوژول بر ساعت و مقدار مصرف از سرویس‌های سرد جانبی (آب سرد و هوا) از رقم ۱۹۵۷۰۰۰۰ کیلوژول بر ساعت به ۱۶۶۲۰۰۰۰ کیلوژول بر ساعت کاهش می‌یابد. این مقدار انرژی گویای آن است که در مقدار انرژی گرم، به ترتیب، ۱۵/۲ و ۱۷ درصد کاهش پیش می‌آید. جمع‌بندی این مطالب در جدول (۸) درج شده است.

پس از طراحی شبکه جدید معلوم می‌شود که این ساختار به چهار مبدل جدید نیاز دارد و دمای ورودی به کوره را به حدود

۲۱۴ درجه سلسیوس می‌رساند؛ یعنی، افزایش حدود ۲۴ درجه سلسیوس نسبت به عملکرد فعلی پیش می‌آید. بهای مبدل‌های به‌کار گرفته شده در فرایند معادل ۶۹۶۷۲۵ یورو است. مقدار انرژی ذخیره شده نسبت به شرایط موجود معادل ۲۸۶۲۲۹۴۰ کیلوژول بر ساعت است که با توجه به این‌که بازده کوره‌های حرارتی تقریباً ۵۰ درصد است، به ازای این مقدار، صرفه‌جویی حدود ۵۷۲۴۵۸۸۰ کیلوژول بر ساعت است و این مقدار معادل ارزش حرارتی سوختن ۶۸۷ مترمکعب گاز طبیعی است. با در نظر گرفتن بهای هر متر مکعب گاز طبیعی معادل ۷۰۰ ریال و با فرض ساعات کاری واحد معادل ۸۵۰۰ ساعت در سال، ارزش ذخیره‌سازی انرژی بر حسب دلار در سال معادل ۴۰۸۸۴۳ است.

جدول ۸. مشخصات حرارتی شبکه بهینه شده در سناریوی دوم.

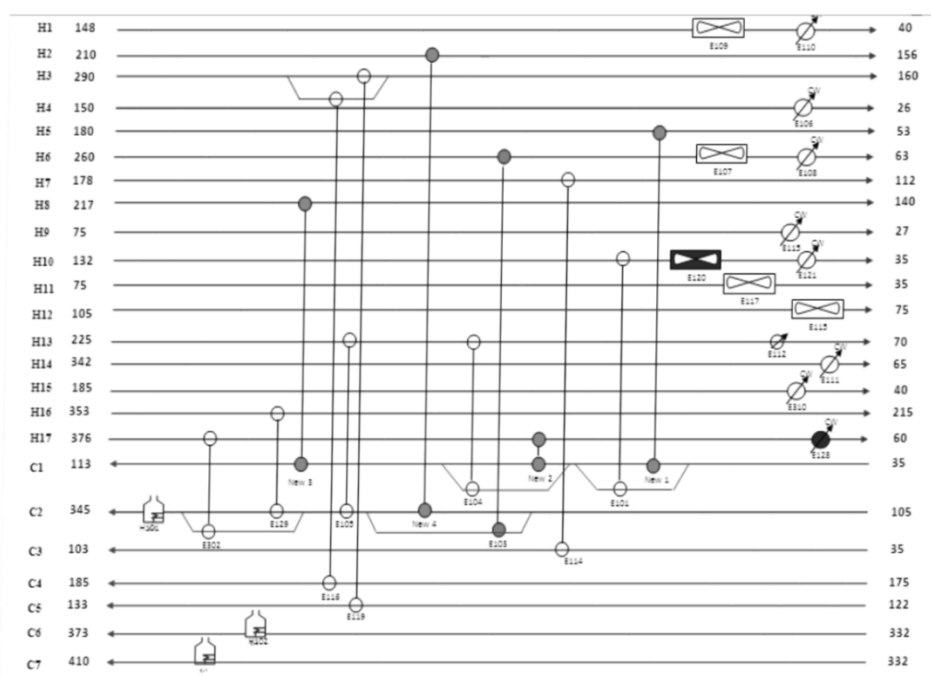
مقدار هدفگذاری	شرایط موجود		سناریوی اول		درصد ذخیره انرژی
	شرایط عملکرد موجود	درصد اختلاف از مقدار هدفگذاری	مقدار اصلاح شده	درصد اختلاف از مقدار هدفگذاری	
۱۳۹۷۰۰۰۰	۳۲۲۲۰۰۰۰	۲۳۰/۷	۲۷۹۶۰۰۰۰	۲۰۰	۱۵/۲
۱۱۹۲۰۰۰۰	۱۹۵۷۰۰۰۰	۱۶۳/۵	۱۶۶۲۰۰۰۰	۱۳۹/۵	۱۷

جدول ۹. مشخصات مبدل‌های جدید به‌کارگرفته شده در شبکه سناریوی دوم.

مبدل	تعداد پوستانه	تعداد واحد	وزن به ازای هر پوستانه	کل وزن	قیمت بر حسب دلار							قیمت هر پوستانه بر حسب یورو	کل قیمت بر حسب یورو
					هزینه پوستانه و بافل	هزینه لوله	جوشکاری	رنگ آمیزی	هزینه سربالا و پایین مبدل	کارگر	طراحی مهندسی و کنترل کیفیت		
جدید ۱	۳	۱	۱۰۲۳۹	۳۰۷۱۶	۱۱۰۹۲	۱۴۰۷۸	۸۹۶	۷۶۷	۱۹۴	۵۱۱۹۳	۳۰۰۰	۸۱۲۱۹	۲۴۳۶۵۷
جدید ۲	۴	۱	۸۳۲۳	۳۳۲۹۲	۸۷۴۲	۱۱۸۵۶	۷۲۸	۶۴۸	۱۳۰۶	۴۱۶۱۴	۳۰۰۰	۶۷۸۹۴	۲۷۱۵۷۶
جدید ۳	۱	۱	۹۲۵۸	۹۲۵۸	۱۲۵۹۱	۸۸۸۶	۸۱۰	۴۹۷	۱۳۰۸	۴۶۲۸۸	۳۰۰۰	۷۳۳۸۰	۷۳۳۸۰
جدید ۴	۲	۱	۶۵۹۸	۱۳۱۹۶	۷۰۱۲	۹۲۷۶	۵۷۷	۵۱۴	۶۸۷	۳۲۹۹۰	۳۰۰۰	۵۴۰۵۶	۱۰۸۱۱۲
													۶۹۶۷۲۵

جدول ۱۰. مشخصات هزینه‌ها و برگشت سرمایه سناریوی دوم.

خالص ذخیره‌سازی سالیانه	ساعت کارکرد Hour/Year	مقدار ذخیره انرژی η بازده کوره $\eta = 50\%$	قیمت سوخت Rials/Nm ³	ارزش حرارتی خالص (kJ/m ³ at NTP)	سوخت
۸۹۶۳۴۹	/yr۸۵۰۰	kJ/h۵۷۲۴۵۸۸۰=۰.۵/۲۸۶۲۲۹۴۰	۷۰۰	۳۸۰۰۰	گاز طبیعی
۸۹۶۳۴۹			هزینه عملیاتی \$/yr		
۹۵۴۵۱۳=۱.۳۷×۶۹۶۷۲۵			هزینه ثابت سرمایه‌گذاری \$		
year۱.۰۶			مدت برگشت سرمایه		



شکل ۳. نمودار اصلاح شبکه مبدل‌های حرارتی سناریوی دوم بخش تقطیر پالایشگاه شیراز.

۶. نتیجه‌گیری کلی

با تحلیل شبکه مبدل‌های حرارتی پالایشگاه شیراز، این نتیجه به‌دست می‌آید که با به‌کارگیری سناریوهای پیشنهادی منطبق بر عملیاتی و اجرایی بودن طرح‌ها، می‌توان راه‌حلهایی ارائه کرد که بتواند وضعیت مصرف انرژی را در واحد تقطیر بهبود بخشد.

از این رو، پیشنهادهایی که در این مقاله برای بخش تقطیر ارائه شده، علاوه بر این‌که توانسته صرفه‌جویی چشمگیری در مصرف انرژی به وجود آورد از لحاظ فرایندی و اجرایی کاملاً امکان‌پذیر است. به دلیل محدودیت‌هایی چون انتخاب

زوج تبادلهای ممنوعه، تعویض پمپ، ایمنی، سطح حرارتی مبدل‌های موجود و سایر محدودیت‌های مهندسی، راه‌حل‌های پیشنهادی برای اصلاح شبکه مبدل‌های حرارتی با فرض افت فشار و مقدار ثابت α معادل ۰/۹، در نظر گرفته شده‌اند. نتایج مطالعه و تحلیل شبکه مبدل‌های حرارتی نشان می‌دهد که با سرمایه‌گذاری‌های ۳۱۳۰۰۰ و ۷۰۰۰۰۰ یورویی، می‌توان کاهش مصرف انرژی معادل ۱۳/۷٪ و ۱۵/۶٪ با نرخ برگشت سرمایه، به ترتیب، ۱/۰۵ و ۱/۰۶ را برای هر یک دست یافت.

- [1] Tahar Benali*, Daniel Tondeur, Jean Noël Jaubert An improved crude oil atmospheric distillation process for energy integration: Part II: New approach for energy saving by use of residual heat “ applied thermal engineering journal, 40, 132-144, (2012).
 - [2] Tahar Benali*, Daniel Tondeur, Jean Noël Jaubert An improved crude oil atmospheric distillation process for energy integration: Part I: Energy and exergy analyses of the process when a flash is installed in the preheating train “applied thermal engineering journal, 32, 125-131, (2012).
 - [3] Gadalla, M., Jobson., M., Smith, R., Optimization of existing heat integrated refinery distillation systems., Trans IChemE, Vol 81, Part A, January, (2003).
 - [4] Sittig, M., Petroleum Refining Industry Energy Saving and Environmental Control (Noyes Data Corporation, New Jersey), (1978).
 - [5] Bannon, R. P., Marple, S., Chem Engng Prog, 7: 41–45, (1978).
 - [6] Liebmann, K. Dhole. V. R., Jobson, M., Integrated design of a conventional crude oil distillation tower using pinch analysis., Trans IChemE, Vol 76, Part A, March, (1998).
 - [7] Townsend, D. W., Linnhoff, B., Surface Area Targets for Heat Exchanger Networks, IChemE 11th, Annual Research Meeting on Heat Transfer, Bath, (1984).
 - [8] Polley, G. T., Panjeh Shahi, M. H., Interfacing Heat Exchanger Network Synthesis and Detailed Heat Exchanger Design, Trans. Inst. Chem. Eng., 69(Part A), 445-457, (1991).
 - [9] Polley, G. T., Panjeh Shahi, M. H., Jegede, F. O., Pressure Drop Considerations in the Retrofit of Heat Exchanger Networks, Trans. I. Chem. Eng., 68A, 211-220, (1990).
- [۱۰] فلاحی، حمیدرضا؛ «بهینه‌سازی افت فشار در انتگراسیون فرایند»؛ پایان‌نامه دکترا؛ دانشکده مهندسی شیمی؛ دانشگاه تهران؛ (۱۳۷۸).