انتشارات دانشگاه رازی
۴۰۸

آنالیز پینچ و انتگراسیون فرآیند

تألیف: ایان سی کمپ

ترجمه: دکتر ندا عظیمی
دکتر مسعود رحیمی




بسم الله الرحمن الرحیم

آنالیز پینچ

و

انتگراسیون فرایند

تألیف:

ایان سی. کمپ

ترجمه:

ندا عظیمی

(فارغ‌التحصیل دکتری دانشگاه رازی)

مسعود رحیمی

(عضو هیأت علمی دانشگاه رازی)

دانشگاه رازی

۱۴۰۱

عنوان : آنالیز پینچ و انتگراسیون فرایند/ تألیف ایان سی. کمپ، ترجمه ندا عظیمی، مسعود رحیمی
مشخصات نشر : کرمانشاه، دانشگاه رازی، ۱۴۰۱= ۲۰۲۲ م.
مشخصات ظاهری : ص. ۶۳۳ ص.: مصور
فروست : دانشگاه رازی؛ ۴۰۸ : مهندسی شیمی ؛۱۶ .
شابک : ۹۷۸-۶۰۰-۳۹۳-۰۶۰-۵
یادداشت : عنوان اصلی Pinch Analysis and Process Integration
یادداشت کتابنامه

موضوع : مواد شیمیایی – کارخانه ها – صرفه جویی در انرژی
موضوع : شیمی - فرایندها
شناسه افزوده : کمپ، ایان سی.
شناسه افزوده : رحیمی، مسعود،؛ مترجم
:
رده بندی کنگره : ۱۴۰۱ ۸ک/ ۱۶۳/۵ TJ
رده بندی دیویی : ۶۶۰/۲۸۱
:
:

دانشگاه رازی

انتشارات دانشگاه رازی ۴۰۸

عنوان کتاب: آنالیز پینچ و انتگراسیون فرایند

تألیف: ایان سی.کمپ

ترجمه: دکتر ندا عظیمی، دکتر مسعود رحیمی

ویراستار: دکتر ارسلان پرواره

ناشر: دانشگاه رازی **Razi University Press**

تاریخ و نوبت چاپ: ۱۴۰۱ـ اول **© 2022/1401**

شمارگان: ۲۰۰ **Print Run: 200**

شابک: ۹۷۸-۶۰۰-۳۹۳-۰۶۰-۵ **ISBN: 978-600-393-060-5**

قطع: وزیری **Printed in Iran**

سامانه فروش آنلاین Press.razi.ac.ir

مراکز پخش: تهران : مرکز نشر دانشگاهی ۸۸۵۵۶۱۶۸ - کتابیران ۶۶۴۹۲۲۶۶ - دانشیران ۶۶۴۱۶۱۷۶

Tehran: Ketabiran: +98 021 66492266 Daneshiran: +98 021 66416176

کرمانشاه : مرکز چاپ و نشر دانشگاه رازی - تلفن ۴۲۸۰۸۰۲- ۰۸۳۳

Kermanshah: 083- 34280802 Email:Press@razi.ac.ir

مسئولیت درستی مطالب به عهده مترجمان است.

(حق چاپ برای ناشر محفوظ است)

فهرست عنوان فصل‌ها

فصل اول: مقدمه .....

فصل دوم: مفاهیم کلیدی آنالیز پینچ .....

فصل سوم: استخراج داده‌ها و هدف‌گذاری انرژی .....

فصل چهارم: طراحی شبکه مبدل حرارتی .....

فصل پنجم: یوتیلتی‌ها، سیستم‌های حرارتی و توان .....

فصل ششم: تغییر و تکامل فرآیند .....

فصل هفتم: فرآیندهای ناپیوسته و وابسته به زمان .....

فصل هشتم: به کار گیری فناوری در عمل .....

فصل نهم: مطالعات موردی .....

فصل دهم: نتیجه‌گیری .....

فهرست مطالب

مقدمه

فصل اول: مقدمه .....

۱-۱- آنالیز پینچ چیست؟ ۱

۱-۲- تاریخچه و مهارت صنعتی ۳

۱-۳- چرا آنالیز پینچ کار می‌کند؟ ۵

۱-۴- مفهوم سنتز فرآیند ۷

۱-۵- نقش ترمودینامیک در طراحی فرآیند ۱۲

۱-۵-۱- چگونه می توان ترمودینامیک را بطور عملی به کار برد؟ ۱۲

۱-۵-۲- هزینه‌های سرمایه و انرژی ۱۳

۱-۶- یادگیری و به کارگیری اصول ۱۶

منابع ۱۷

فصل دوم: مفاهیم کلیدی آنالیز پینچ .....

۲-۱- بازیابی و تبادل حرارت ۱۹

۲-۱-۱- مفاهیم اساسی تبادل حرارت ۱۹

۲-۱-۲- نمودار دما-آنتالپی ۲۱

۲-۱-۳- منحنی‌های ترکیبی ۲۵

۲-۱-۴- یک روش هدف گذاری: «جدول مسئله» ۲۸

۲-۱-۵- منحنی ترکیبی گراند و منحنی ترکیبی شیفت یافته ۳۴

۲-۲- پینچ و اهمیت آن ۳۷

۲-۳- طراحی شبکه مبدل حرارتی ۴۱

۲-۳-۱- نمایش شبکه ۴۱

۲-۳-۲- یک «قضاوت صحیح» از طراحی شبکه ۴۲

۲-۳-۳- طراحی برای بازیابی حداکثر انرژی ۴۴

۲-۳-۴- واژه ای درباره برنامه ریزی طراحی ۵۰

۲-۴- انتخاب ΔT_{min} : هدف گذاری فوق العاده ۵۰

۲-۴-۱- مفاهیم بیشتر انتخاب ΔT_{min} ۵۰

۲-۵- روش آنالیز پینچ ۵۳

۲-۵-۱- محدوده روش‌های آنالیز پینچ ۵۳

۲-۵-۲- نحوه انجام مطالعه پینچ ۵۴

منابع ۵۶
فصل سوم: استخراج داده‌ها و هدف‌گذاری انرژی .....
۳-۱- استخراج داده‌ها ۵۹
۳-۱-۱- موازنه مواد و انرژی ۶۰
۳-۱-۲- استخراج داده‌های جریان ۶۱
۳-۱-۳- محاسبه بارهای حرارتی و ظرفیت‌های حرارتی ۶۲
۳-۱-۴- انتخاب جریان‌ها ۶۵
۳-۱-۵- اختلاط ۶۸
۳-۱-۶- تلفات حرارتی ۷۰
۳-۱-۷- دستورالعمل‌های مختصر ۷۱
۳-۲- مطالعه موردی: کارخانه تقطیر مواد آلی ۷۱
۳-۲-۱- شرح فرآیند ۷۱
۳-۲-۲- موازنه حرارت و جرم ۷۳
۳-۲-۳- استخراج داده‌های جریان ۷۵
۳-۲-۴- داده‌های هزینه ۷۶
۳-۳- هدف گذاری انرژی ۷۷
۳-۳-۱- سهم ΔT_{min} برای جریان‌های منفرد ۷۷
۳-۳-۲- مسائل آستانه ۷۹
۳-۴- یوتیلتی‌های چندگانه ۸۲
۳-۴-۱- انواع یوتیلتی ۸۲
۳-۴-۲- اصل جانمایی مناسب ۸۴
۳-۴-۳- یوتیلتی‌های دما-ثابت ۸۷
۳-۴-۴- پینچ‌های یوتیلتی ۸۹
۳-۴-۵- یوتیلتی‌های دما-متغیر ۹۰
۳-۴-۶- منحنی‌های ترکیبی متعادل و گراند ۹۵
۳-۴-۷- انتخاب سطوح چندگانه یوتیلتی ۱۰۰
۳-۵- هدف گذاری پیشرفته تر انرژی ۱۰۱
۳-۵-۱- هدف گذاری منطقه ای ۱۰۱
۳-۵-۲- هدف گذاری افت فشار ۱۰۲
۳-۶- هدف گذاری واحدهای تبادل حرارت، مساحت و پوسته‌ها ۱۰۳

۳-۶-۱- هدف گذاری برای تعداد واحدها ۱۰۳
۳-۶-۲- هدف گذاری برای حداقل تعداد واحدها ۱۰۸
۳-۶-۳- هدف گذاری مساحت ۱۱۰
۳-۶-۴- انحراف از جریان متقابل خالص ۱۱۴
۳-۶-۵- هدف گذاری تعداد پوسته‌ها ۱۱۵
۳-۶-۶- عملکرد سیستم‌های موجود ۱۱۶
۳-۶-۷- تله‌های توپولوژی ۱۱۶
۳-۷- هدف گذاری فوق العاده: هدف‌گذاری هزینه برای ΔT_{min} بهینه ۱۱۹
۳-۷-۱- تعاملات در انتخاب ΔT_{min} ۱۱۹
۳-۷-۲- شرح مثال دو جریانی ۱۲۱
۳-۷-۳- عوامل مؤثر بر ΔT_{min} بهینه ۱۲۳
۳-۷-۴- تخمین تقریبی ΔT_{min} ایده آل ۱۲۶
۳-۸- هدف گذاری مطالعه موردی کارخانه تقطیر مواد آلی ۱۲۷
۳-۸-۱- هدف گذاری انرژی ۱۲۷
۳-۸-۲- هدف گذاری مساحت ۱۳۰
۳-۸-۳- هدف گذاری هزینه ۱۳۱
۳-۸-۴- هدف گذاری منطقه ای ۱۳۴
۳-۸-۵- هدف گذاری با در نظر گرفتن جریان‌های یوتیلتی ۱۳۸
۳-۹- پیوست: الگوریتم‌های جدول مسئله و منحنی‌های ترکیبی ۱۴۲
۳-۹-۱- جدول مسئله و GCC ۱۴۲
۳-۹-۲- منحنی‌های ترکیبی ۱۴۴
منابع ۱۴۶
فصل چهارم: طراحی شبکه مبدل حرارتی .....
۴-۱- مقدمه ۱۴۹
۴-۲- تجهیزات تبادل حرارت ۱۴۹
۴-۲-۱- انواع مبدل حرارتی ۱۴۹
۴-۲-۲- مبدل‌های پوسته-لوله ۱۵۱
۴-۲-۳- مبدل‌های صفحه ای ۱۵۷
۴-۲-۴- مبدل‌های ریکوپراتور ۱۵۹
۴-۲-۵- بازیابی گرما به جامدات و از آن‌ها ۱۶۰

۴-۲-۶- مبدل‌های حرارتی چند جریانی ۱۶۱
۴-۳- تقسیم بندی جریان و جفت سازی چرخه ای ۱۶۲
۴-۳-۱- تقسیم بندی جریان ۱۶۲
۴-۳-۲- جفت سازی چرخه ای ۱۷۰
۴-۳-۳- طراحی خارج از پینچ ۱۷۳
۴-۴- تقلیل شبکه ۱۷۶
۴-۴-۱- کاربرد حلقه‌ها و مسیرها ۱۷۶
۴-۴-۲- اختلاف دمای شبکه و مبدل ۱۸۵
۴-۴-۳- طراحی شبکه جایگزین و راهبرد کاهش ۱۸۶
۴-۵- طرح‌های پیچیده تر ۱۸۸
۴-۵-۱- مسائل آستانه ۱۸۸
۴-۵-۲- محدودیت‌ها ۱۹۲
۴-۵-۲- جفت‌های ممنوع ۱۹۲
۴-۶- پینچ‌های چندگانه و پینچ‌های تقریبی ۱۹۶
۴-۶-۱- تعریف ۱۹۶
۴-۶-۲- طراحی شبکه با پینچ‌های چندگانه ۱۹۷
۴-۷- طراحی بازسازی ۲۰۰
۴-۷-۱- استراتژی‌های جایگزین برای تغییر فرآیند ۲۰۰
۴-۷-۲- بهینه سازی شبکه ۲۰۳
۴-۷-۳- پینچ شبکه ۲۰۴
۴-۷-۴- مثال طراحی شبکه بازسازی ۲۰۶
۴-۷-۵- طراحی خودکار شبکه ۲۱۸
۴-۸- عملکرد؛ طراحی حالت پایه چندگانه ۲۲۰
۴-۹- طراحی شبکه برای مطالعه موردی تقطیر مواد آلی ۲۲۴
۴-۹-۱- واحدها تفکیک می شوند ۲۲۵
۴-۹-۲- واحدهای ادغام شده ۲۳۱
۴-۹-۳- در نظر گرفتن جریان‌های یوتیلتی ۲۳۳
۴-۹-۴- یوتیلتی‌های چندگانه ۲۳۵
۴-۱۰- نتایج ۲۳۸
منابع ۲۴۰

فصل پنجم: یوتیلتی‌ها، سیستم‌های حرارتی و توان .....
۵-۱- مفاهیم ۲۴۳
۵-۱-۱- مقدمه ۲۴۳
۵-۱-۲- انواع سیستم‌های حرارت و توان ۲۴۳
۵-۱-۳- اصول اساسی موتورهای حرارتی و پمپ‌های حرارتی ۲۴۵
۵-۱-۴- جانمایی مناسب برای موتورهای حرارتی و پمپ‌های حرارتی ۲۴۸
۵-۲- سیستم‌های CHP ۲۵۲
۵-۲-۱- موتورهای حرارتی کاربردی ۲۵۲
۵-۲-۲- انتخاب یک سیستم CHP ۲۵۴
۵-۲-۳- اصلاحات سیستم‌های حرارت و توان سایت ۲۶۱
۵-۲-۴- ارزیابی اقتصادی ۲۶۹
۵-۲-۵- چرخه رنکین مواد آلی ۲۷۶
۵-۳- پمپ‌های حرارتی و سیستم‌های تبرید ۲۷۸
۵-۳-۱- چرخه‌های پمپ حرارتی ۲۷۸
۵-۳-۲- سیستم‌های تبرید ۲۸۵
۵-۳-۳- آنالیز کار شفت ۲۹۰
۵-۳-۴- سیستم‌های آب خنک کننده ۲۹۴
۵-۳-۵- خلاصه ۲۹۴
۵-۴- آنالیز کل سایت ۲۹۵
۵-۴-۱- هدف گذاری انرژی برای کل سایت ۲۹۶
۵-۴-۲- پروفایل کل سایت ۲۹۷
۵-۴-۳- بازیابی حرارت عملی از طریق سیستم بخار سایت ۲۹۹
۵-۴-۴- انتقال حرارت غیر مستقیم ۳۰۱
۵-۴-۵- تخمین اهداف تولید همزمان ۳۰۳
۵-۴-۶- هدف گذاری انتشار ۳۰۵
۵-۵- مثال کار شده: واحد تقطیر مواد آلی ۳۰۶
۵-۶- مطالعات موردی و مثال‌ها ۳۱۱
۵-۶-۱- تقطیر الکل ۳۱۱
۵-۶-۲- CHP با گرمایش ناحیه زمین حرارتی ۳۱۵
۵-۶-۳- تولید برق و نمک زدایی مناطق گرمسیری ۳۱۶

۵-۶-۴- سایت بیمارستان ۳۱۸
منابع ۳۱۹
فصل ششم: تغییر و تکامل فرآیند .....
۶-۱- مفاهیم ۳۲۳
۶-۲- اصول کلی ۳۲۶
۶-۲-۱- هدف اصلی ۳۲۶
۶-۲-۲- اصل به علاوه - منها ۳۲۷
۶-۲-۳- جانمایی مناسب اعمال شده برای عملیات واحد ۳۳۱
۶-۳- سیستم‌های راکتور ۳۳۵
۶-۴- ستون‌های تقطیر ۳۳۷
۶-۴-۱- مروری بر روش آنالیز پایه ۳۳۸
۶-۴-۲- اصلاحات برای آنالیز ۳۳۸
۶-۴-۳- ستون‌های متعدد ۳۴۱
۶-۴-۴- پروفایل‌های ستون تقطیر ۳۴۲
۶-۴-۵- ترتیب دهی ستون تقطیر ۳۴۸
۶-۵- سایر سیستم‌های جداسازی ۳۵۳
۶-۵-۱- سیستم‌های تبخیرکننده ۳۵۳
۶-۵-۲- سیستم‌های تبخیر ناگهانی ۳۶۵
۶-۵-۳- خشک کردن مواد جامد ۳۷۰
۶-۵-۴- سایر روش‌های جداسازی ۳۷۵
۶-۶- کاربرد مطالعه موردی فرآیند تقطیر مواد آلی ۳۷۵
۶-۶-۱- شناسایی تغییرات احتمالی فرآیند ۳۷۵
۶-۶-۲- حذف جریان‌های پایینی رها شده: آنالیز دقیق ۳۷۸
۶-۶-۳- ارزیابی اقتصادی ۳۸۳
۶-۷- خلاصه و نتایج ۳۸۶
منابع ۳۸۷
فصل هفتم: فرآیندهای ناپیوسته و وابسته به زمان .....
۷-۱- مقدمه ۳۸۹
۷-۲- مفاهیم ۳۹۲
۷-۳- انواع جریان‌های موجود در فرآیندهای ناپیوسته ۳۹۹
۷-۴- بازه‌های زمانی ۴۰۲

۷-۵- محاسبه اهداف انرژی ۴۰۳
۷-۵-۱- تشکیل داده‌های جریان ۴۰۳
۷-۵-۲- مدل متوسط زمانی ۴۰۴
۷-۵-۳- مدل برش زمانی ۴۰۵
۷-۵-۴- امکان ذخیره سازی حرارت ۴۱۰
۷-۶- طراحی شبکه مبدل‌های حرارتی ۴۱۴
۷-۶-۱- شبکه‌ها براساس فرآیند پیوسته یا متوسط ۴۱۴
۷-۶-۲- شبکه‌های مبتنی بر بازه‌های زمانی مجزا ۴۱۶
۷-۷- زمان بندی مجدد ۴۲۱
۷-۷-۱- تعریف ۴۲۱
۷-۷-۲- طبقه بندی انواع زمان بندی مجدد ۴۲۱
۷-۷-۳- روش شناسی ۴۲۴
۷-۸- رفع تنگناها ۴۲۸
۷-۹- سایر کاربردهای وابسته به زمان ۴۳۴
۷-۹-۱- راه اندازی و خاموش کردن ۴۳۴
۷-۹-۲- تغییرات روز/ شب ۴۳۴
۷-۱۰- نتیجه‌گیری ۴۳۵
منابع ۴۳۵
فصل هشتم: به کار گیری فناوری در عمل .....
۸-۱- مقدمه ۴۳۷
۸-۲- چگونه یک مطالعه پینچ را انجام دهیم ۴۳۷
۸-۳- موازنه حرارت و جرم ۴۳۸
۸-۴- استخراج داده‌های جریان ۴۴۱
۸-۴-۱- اختلاط و تقسیم اتصالات ۴۴۲
۸-۴-۲- دماهای مؤثر فرآیند ۴۴۴
۸-۴-۳- بخار و آب فرآیند ۴۴۷
۸-۴-۴- داده‌های نرم ۴۴۸
۸-۴-۵- واحدها ۴۵۰
۸-۴-۶- مثال کار شده ۴۵۲
۸-۵- هدف‌گذاری و طراحی شبکه ۴۵۷
۸-۵-۱- هدف‌گذاری ۴۵۷

۸-۵-۲- طراحی شبکه ۴۵۷
۸-۶- نرم افزار هدف گذاری ۴۵۸
۸-۶-۱- گزینه‌های موجود ۴۵۸
۸-۶-۲- صفحه گسترده همراه این کتاب ۴۵۹
۸-۷- تجربه صنعتی ۴۶۰
۸-۷-۱- پالایش نفت ۴۶۴
۸-۷-۲- مواد شیمیایی با حجم زیاد - پیوسته ۴۶۵
۸-۷-۳- مواد شیمیایی ویژه و ناپیوسته و دارویی ۴۶۵
۸-۷-۴- خمیر و ورق کاغذ ۴۶۶
۸-۷-۵- غذا و نوشیدنی ۴۶۷
۸-۷-۶- محصولات مصرفی و منسوجات ۴۶۸
۸-۷-۷- مواد معدنی و فلزات ۴۶۹
۸-۷-۸- یوتیلتی‌های حرارت و توان ۴۷۰
۸-۷-۹- ساختمان‌ها ۴۷۱
منابع ۴۷۲
فصل نهم: مطالعات موردی .....
۹-۱- مقدمه ۴۷۳
۹-۲- ترتیب پیش گرم کردن خوراک خام ۴۷۳
۹-۲-۱- شرح فرآیند ۴۷۴
۹-۲-۲- استخراج داده‌ها و هدف گذاری انرژی ۴۷۷
۹-۲-۳- شناسایی پینچ و طراحی شبکه ۴۸۳
۹-۲-۴- تکامل طراحی ۴۸۹
۹-۲-۵- ارزیابی طراحی ۴۹۶
۹-۲-۶- نتیجه‌گیری ۴۹۷
۹-۳- کارخانه آروماتیک ۴۹۸
۹-۳-۱- مقدمه ۴۹۸
۹-۳-۲- شرح فرآیند ۴۹۸
۹-۳-۳- استخراج داده‌های جریان ۵۰۰
۹-۳-۴- هدف گذاری انرژی ۵۰۴
۹-۳-۵- طراحی یک شبکه MER ۵۰۶

۹-۳-۶- طراحی شبکه براساس طرح موجود ۵۱۵
۹-۳-۷- ملاحظات طراحی فرآیند عملی ۵۱۷
۹-۳-۸- ملاحظات بیشتر ۵۱۹
۹-۳-۹- هدف گذاری و طراحی با داده‌های جریان جایگزین ۵۲۱
۹-۳-۱۰- نتیجه‌گیری ۵۲۴
۹-۴- کارخانه تبخیرکننده/ خشک کن ۵۲۵
۹-۴-۱- شرح فرآیند ۵۲۵
۹-۴-۲- استخراج داده‌های جریان ۵۲۷
۹-۴-۳- هدف‌گذاری انرژی ۵۳۲
۹-۴-۴- استراتژی پمپاژ گرما ۵۳۴
۹-۴-۵- آنالیز تغییر فرآیند ۵۳۶
۹-۴-۶- انتخاب طرح نهایی ۵۴۱
۹-۴-۷- نتیجه‌گیری ۵۴۶
۹-۵- سایت تولید مواد شیمیایی آلی ۵۴۶
۹-۵-۱- شرح فرآیند و هدف گذاری ۵۴۶
۹-۵-۲- اجرای عملی ۵۵۰
۹-۵-۳- نتیجه‌گیری ۵۵۱
۹-۶- سایت بیمارستان ۵۵۱
۹-۶-۱- شرح سایت و استخراج داده‌های جریان ۵۵۲
۹-۶-۲- هدف گذاری با استفاده از بازه‌های زمانی ۵۵۴
۹-۶-۳- امکان زمان بندی مجدد ۵۵۷
۹-۶-۴- امکان تغییر فرآیند ۵۵۹
۹-۶-۵- فرصت‌هایی برای حرارت و توان ترکیبی ۵۶۰
۹-۶-۶- نتیجه‌گیری ۵۶۲
۹-۷- نتیجه‌گیری ۵۶۴
منابع ۵۶۵
فصل دهم: نتیجه‌گیری .....
نشانه گذاری ۵۶۹
واژه نامه اصطلاحات ۵۷۱
ضمیمه – با استفاده از نرم افزار صفحه گسترده ۵۷۶

نمایه ۵۷۸

مقدمه مترجمان

يَرْفَعِ اللّهُ الّذِينَ آمَنُوا مِنْكُمْ وَ الّذِينَ أُوتُوا الْعِلْمَ دَرَجاتٍ (آیه ۱۱ سوره مجادله)

*** خداوند کسانی را که ایمان آورده‌اند و کسانی را که علم به آنان داده شده، درجات عظیمی می‌بخشد***

امروزه به دلیل افزایش روز افزون قیمت انرژی و کاهش منابع سوخت طبیعی و توجه بیشتر به قوانین کنترل آلودگی محیط زیست، بازیافت بهینه انرژی حرارتی و پیشگیری از اتلاف آن در صنایع مختلف حائزه اهمیت ویژه است. یکی از موثرترین و پرکاربردترین راهکارهای بهینه سازی مصرف انرژی، انتگراسیون حرارتی شبکه مبدل‌های حرارتی است. اخیرا، تحلیل و طراحی این شبکه‌ها به کمک تکنولوژی پینچ به دلیل مبنای ترمودینامیکی قوی و نیز عملی بودن و سهولت کاربرد، به عنوان کارآمدترین ابزار به منظور اصلاح شبکه‌های مبدل‌های حرارتی، بکار گرفته می‌شود.

آموزش‌های موجود در این کتاب، روشی برای به حداقل رساندن مصرف انرژی در فرایندهای شیمیایی، مبدل‌های حرارتی و سیستم‌های انرژی را ارائه می دهد. هدف از این کتاب، آشنایی با مفاهیم پایه ای مربوط به انتگراسیون فرایند است که بتوان با استفاده از این مفاهیم، میزان انرژی تامینی از طریق یوتیلتی‌ها را به حداقل رساند و شبکه ای از مبدل‌های حرارتی به صورت بهینه طراحی کرد. اهمیت این موضوع از این جهت قابل توجه است که بسیاری از واحدهای موجود، بدون در نظر گرفتن انتگراسیون انرژی، در قدیم طراحی شده اند که می توان با مفاهیم موجود در این کتاب، طراحی این واحدها را اصلاح کرد و یا واحدی را از پایه براساس همین مفاهیم به صورت بهینه طراحی کرد.

از مدت‌ها قبل در خلال تدریس، احساس می شد که متون فارسی و ترجمه شده در زمینه "آنالیز پینچ و انتگراسیون فرایند" ناکافی بوده و لازم بود مطالب جدید و مناسبی، ترجمه یا تالیف شود و در دسترس دانشجویان عزیز و علاقمندان به این بحث قرار گیرد. بنابراین، با توجه به نیاز به یک کتاب جامع در این زمینه، برای مقاطع تحصیلات تکمیلی رشته‌های مهندسی شیمی-طراحی فرایندها، مهندسی مکانیک-تبدیل انرژی و مهندسی سیستم‌های انرژی، و همچنین اساتید و علاقمندان، این کتاب ترجمه گردید.

با وجود کوشش فراوان و صرف وقت قابل ملاحظه در زمینه ترجمه، صفحه پردازی و ویرایش، متن ترجمه شده خالی از اشکال نمی باشد. لذا از استادان، دانشجویان و صاحبنظران محترم تقاضا می‌شود، با عنایت خاص، ما را از اشکالات نگارشی و نارسائی‌های موجود در چاپ اول که ممکن است دور از ذهن مانده باشد، مطلع نمایند.

در پایان لازم می دانیم از کلیه کسانی که در ارتباط با انجام این امر مهم ما را یاری نمودند قدردانی نماییم. همچنین، از دست اندرکاران انتشارات دانشگاه رازی کرمانشاه به ویژه خانم ندا بهرامی، که در امر چاپ این کتاب کوشیده اند قدردانی می‌شود.

مسعود رحیمی-ندا عظیمی
بهمن ۱۴۰۰

مقدمه مولف

هنگامی که اولین نسخه راهنمای کاربر در مورد انتگراسیون فرآیند در سال ۱۹۸۲ نوشته شد، بلافاصله به عنوان یک کلاسیک به دلیل ذکر جزئیات و سادگی مفاهیم آن و وضوح بیان آن به رسمیت شناخته شد. به جای استفاده از معادلات یا مدل‌های پیچیده رایانه‌ای، در اینجا تکنیک‌های ساده‌ای وجود داشت که بینش اساسی جدیدی را در مورد استفاده از انرژی فرآیندها ارائه می‌دهد. اهداف دقیق مبتنی بر ترمودینامیک، مهندسان را قادر می‌سازد تا به روشنی ببینند که در کجا و چرا فرآیندهای آن‌ها انرژی را هدر می‌دهند و چگونه آن‌ها را درست کنند. بینش کلیدی وجود دمای «پینچ» بود که منجر به توصیف اصطلاح «آنالیز پینچ» شد.

از آن زمان، آنالیز پینچ به روش‌های مختلف تکامل یافته و عمیق تر شده است و اکنون می توان آن را به عنوان یک فناوری بالغ در نظر گرفت. تحقیقات زیادی انجام شده و بسیاری از تکنیک‌های جدید توسعه یافته است. هدف این کتاب پیروی از رهنمودهای اصلی کاربر و به روزرسانی آن با پیشرفت‌های عمده‌ای است که از آن زمان تاکنون انجام شده است، و به این ترتیب این روش‌ها تقریباً در هر شرایط مصرف انرژی به کار می‌روند.

این کتاب سعی ندارد که مقالات تحقیقاتی و متون مفصلی راجع به موضوعی که در ۲۵ سال گذشته ظاهر شده است را تکثیر یا جایگزین کند، اما در صورت لزوم به آن‌ها اشاره می‌کند. فصل ۱ چشم‌انداز را تنظیم می‌کند و فصل ۲ مفاهیم کلیدی را توصیف می‌کند-هدف قرار دادن انرژی، نمایش گرافیکی از طریق منحنی‌های ترکیبی و ترکیبی گراند، و ایده پینچ، نشان می هد که این امر برای یافتن یک شبکه مبدل حرارتی که اهداف را برآورده می‌کند، یک مرکز است. امیدوارم که این امر اشتیاق خواننده را برای بحث دقیق تر در مورد هدف‌گذاری برای انرژی، مساحت و هزینه (فصل ۳)، و طراحی و بهینه‌سازی شبکه (فصل ۴) افزایش دهد. در فصل ۵ تعامل با سیستم‌های گرما و توان ، از جمله CHP، پمپ‌های حرارتی و برودتی، و تجزیه و آنالیز کل سایت‌ها شرح داده شده است. همانطور که در فصل ۶ توضیح داده شده است، می‌توان تغییرات مفید در شرایط عملیاتی را شناسایی کرد، به ویژه برای تقطیر، تبخیر و سایر فرآیندهای جداسازی، در حالی که فصل ۷ توصیف برنامه برای فرآیندهای ناپیوسته، راه‌اندازی و خاموش کردن و سایر شرایط وابسته به زمان است. فصل ۸ نگاه دقیق‌تری به کاربرد روش در عمل واقعی صنعتی دارد، از جمله موضوع حیاتی اما اغلب نادیده گرفته شده استخراج داده‌های جریان. دو مطالعه موردی مانند رشته‌های ثابت، داخل کتاب اجرا می‌شوند و به صورت اختصاصی برای نشان دادن تکنیک‌های مختلف در عمل، استفاده می‌شوند. پنج مطالعه موردی کامل دیگر در فصل ۹ آورده شده است، و موارد دیگر در متن ذکر شده است.

این افسانه است که آنالیز پینچ فقط در فرآیندهای پیچیده بزرگ، مانند پالایشگاه‌های نفت و کارخانه‌های مواد شیمیایی فله، قابل استفاده است. حتی در مواردی که شبکه‌های مبدل حرارتی پیچیده غیرضروری و نامناسب هستند، تکنیک‌های آنالیز پینچ کلید درک جریان انرژی و اطمینان از بهترین طراحی و عملکرد ممکن را فراهم می‌کنند. بنابراین، همانطور که در متن و به ویژه مطالعات موردی مشاهده خواهد شد، این آنالیز مربوط به فرآیندهای شیمیایی در مقیاس کوچک‌تر، مواد غذایی و نوشیدنی، محصولات مصرفی، فرآیندهای ناپیوسته و حتی شرایط غیر فرآیندی مانند ساختمان‌ها است. اغلب، کارخانه‌های کوچک و ساده هنوز هم ذخیره‌های صرف وقت را نشان می-دهند، زیرا هیچ‌کس در گذشته به‌طور سیستماتیک به دنبال فرصت نبوده است.

کاهش مصرف انرژی به نفع شرکت (هر پوند، دلار یا یورو پس‌انداز شده، هزینه‌های مستقیم را کاهش می‌دهد و با افزایش سود میزان هزینه مستقیم پایین می‌رود) و محیط زیست (هر دو از کاهش مصرف سوخت‌های فسیلی و انتشار کمتر) است. و حتی اگر هیچ پروژه بزرگ سرمایه‌ای به نتیجه نرسد، مهندس درک و «احساس» کارخانه خود را به‌طور قابل ملاحظه‌ای بدست می‌آورد. در چندین مورد، یک مطالعه پینچ منجر به بهبود روش‌های عملیاتی با صرفه‌جویی قابل توجه می‌شود - با هزینه صفر.

یکی از موانع پذیرش گسترده‌تر آنالیز پینچ، فقدان نرم‌افزار مقرون‌به‌صرفه است. برای رفع این مشکل، مؤسسه مهندسین شیمی مسابقه‌ای را برای اعضای جوان برگزار کرد تا صفحه‌گسترده‌ای برای آنالیز پینچ تهیه کنند. شرکت کنندگان نبوغ زیادی از خود نشان دادند و به طور قطعی نشان دادند که محاسبات و نمودارهای هدف گیری کلیدی را می توان به این روش تولید کرد، حتی بدون استفاده گسترده از تکنیک‌های برنامه نویسی مانند ماکروها. تبریک ویژه به گابریل نوروود، که اثر برنده را تهیه کرده بود که این کتاب، به صورت رایگان در دسترس است.

بنابراین، امروزه دلیلی وجود ندارد که هر کارخانه، آنالیز پینچ و همچنین موازنه حرارت و جرم، طرح‌واره جریان فرآیند و نمودار لوله کشی و یوتیلتی دقیق نداشته باشد. (گفته شد، جای تأسف است که ببینیم تعدای از شرکت‌ها، موازنه مواد و انرژی به روز و تأیید شده ندارند؛ این اغلب یکی از با ارزش ترین نتایج جانبی مطالعه پینچ است!) امید من این است که این تجدید نظر یک جانشین شایسته برای راهنمای کاربر اصلی خواهد بود، و این الهام‌بخش نسل جدیدی از مهندسان، دانشمندان و فن‌آوران می‌شود که مفاهیم را در فرایندها و شرایط بسیار فراتر از نواحی که در ابتدا استفاده شده است، به کار گیرند.

ایان سی کمپ
ابینگدون، آکسفوردشایر

فصل اول

مقدمه

۱-۱- آنالیز پینچ[1] چیست؟

شکل (۱-۱) (الف) یک طرح‌واره کلی را نشان می‌دهد که بیانگر یک طرح سنتی برای قسمت ابتدایی یک فرآیند شیمیایی تخصصی است. شش واحد انتقال حرارت (یعنی هیتر، کولر و مبدل) مورد استفاده قرار می گیرد و انرژی مورد نیاز برای گرمایش برابر ۱۷۲۲ kW و ۶۵۴ kW برای سرمایش است. شکل (۱-۱) (ب) یک طرح جایگزین را نشان می‌دهد که توسط لینهوف[2] و همکاران (۱۹۷۹) با استفاده از اصول آنالیز پینچ (که به تازگی توسعه یافته)، به هدف قرار دادن انرژی و ادغام شبکه، ایجاد شده است. طرح‌واره جایگزین، تنها از چهار واحد انتقال حرارت استفاده می‌کند و بار گرمایشی مطلوب حدود ۴۰٪ کاهش می‌یابد و دیگر نیازی به خنک‌کننده نیست. این طرح به همان نسبت طرح سنتی، ایمن و کارآمد است. این طرح از جهت سادگی بهتر است.

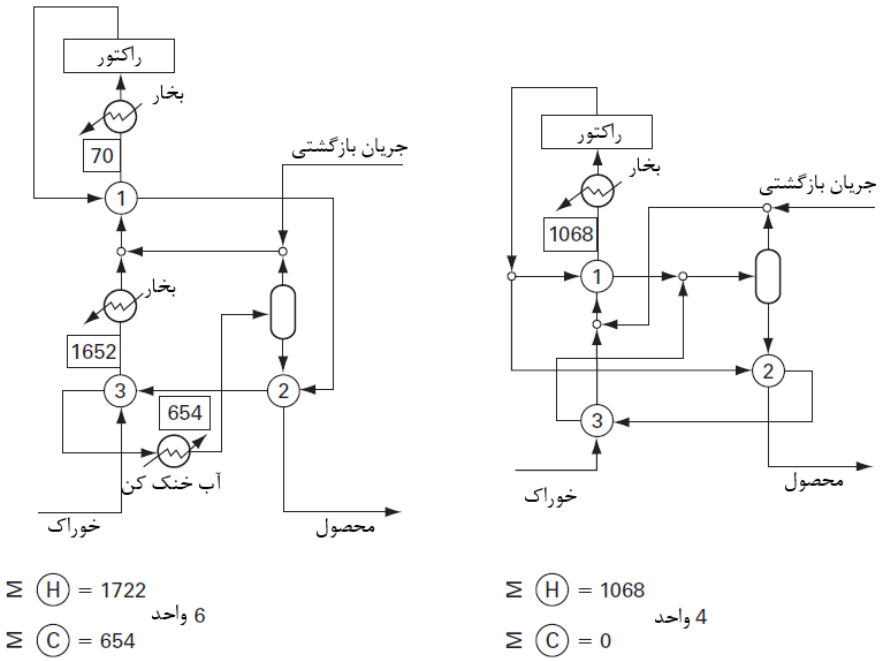
نتایجی مانند این، آنالیز پینچ را خیلی زود پس از ارائه، به یک «موضوع داغ» تبدیل کرد. از مزایای بهبود انتگراسیون فرایندها این است که شبکه‌های بازیافت حرارتی ظریف‌تر هستند و بدون نیاز به عملیات واحد پیشرفته، اغلب ساده‌تر توسعه می‌یابند.

دو مشکل طراحی مهندسی در فرایندهای شیمیایی وجود دارد. اولین مشکل، طراحی عملیات واحد و مشکل دوم، طراحی کل سیستم‌ها است. این کتاب به بررسی مشکل سیستم، به ویژه طراحی طرح‌واره فرآیند برای به حداقل رساندن مصرف انرژی می‌پردازد.

---

[1] Pinch
[2] Linnhoff

اولین مفهوم کلیدی آنالیز پینچ، **تعیین اهداف انرژی**[1] است. «اهداف» برای کاهش انرژی، سال‌هاست که بخش کلیدی طرح‌های پایش انرژی بوده است. به طور معمول، کاهش مصرف انرژی کارخانه به میزان ۱۰٪ در سال مورد نیاز است. با این حال، مانند «اهداف بهره وری» در صنعت و مدیریت، این یک رقم دلخواه است. کاهش ۱۰٪ ممکن است در یک کارخانه بد طراحی و بهره برداری که در آن فرصت‌های زیادی برای صرفه جویی در انرژی وجود دارد بسیار آسان باشد و هدف بسیار بالاتر مناسب است. با این حال، در یک کارخانه "خوب"، که در آن بهبود مستمر در طول سال‌ها اتفاق افتاده است، ممکن است ۱۰٪ بیشتر غیرممکن باشد. با این حال، از قضا این مدیر کارخانه کارآمد است (نه مدیر ناکارآمد) که ممکن است به دلیل عدم دستیابی به اهداف بهبود مورد سرزنش قرار گیرد!



شکل ۱-۱: طرح‌واره‌های کلی برای قسمت اولیه یک فرآیند تخصصی شیمیایی.

[1] Setting energy targets

اهداف به دست آمده توسط آنالیز پینچ متفاوت است. آن‌ها اهداف مطلق ترمودینامیکی هستند و نشان می‌دهند که اگر سیستم‌های بازیابی گرما، گرمایش و سرمایش به درستی طراحی شده باشند، فرآیند ذاتاً قادر به دستیابی است. در مورد طرح‌واره شکل (۱-۱)، فرآیند هدف‌گذاری نشان می‌دهد که فقط به ۱۰۶۸ kW گرمایش خارجی نیاز است و به هیچ وجه خنک کننده خارجی لازم نیست. این موجب انگیزه جهت یافتن یک شبکه مبدل حرارتی برای دستیابی به این اهداف می‌شود.

۱-۲- تاریخچه و مهارت صنعتی

سؤال بعدی این است که آیا این اهداف در عمل صنعتی واقعی قابل دست یابی هستند یا محدود به مطالعات نظری هستند؟

اصول آنالیز پینچ برای طراحی شبکه یکپارچه ارائه شده در این راهنما، در ابتدا از دهه ۱۹۷۰ به بعد در دانشگاه زوریخ ETH و لیدز توسعه یافته بود (لینهوف و فلاور ۱۹۷۸؛ لینهوف ۱۹۷۹). ICI plc به این اصول امیدوارکننده توجه کرد و تیم‌های تحقیقاتی و برنامه-های کاربردی را برای کشف و توسعه آن‌ها تشکیل داد.

در آن زمان، ICI در واحد تقطیر نفت خام یک پالایشگاه نفت، با چالش روبرو شد. توسعه ۲۰٪ مورد نیاز بود، اما این توسعه باعث افزایش متناظر در تقاضای انرژی شد. یک کوره گرمایش اضافی، تنها جواب به نظر می‌رسید، اما نه تنها این کوره بسیار پرهزینه بود، بلکه محلی برای آن در کارخانه وجود نداشت. این کوره باید در طرف دیگر یک مسیر اصلی شلوغ قرار می گرفت و از طریق خط لوله متصل می شد - یک مشکل عملیاتی واضح و خطرات ایمنی. تیم‌های انتگراسیون فرایند فراخوانده شدند تا ببینند آیا می‌توانند راه حلی بهتر ارائه دهند.

در مدت زمان کوتاهی، تیم، اهدافی را محاسبه کرد که نشان می داد این فرایند می‌تواند انرژی بسیار کمتری مصرف کند - حتی با وجود گسترش، اهداف کمتر از انرژی مصرفی فعلی بودند! علاوه بر این، آن‌ها به سرعت طرح‌های عملی را برای یک شبکه مبدل حرارتی تهیه کردند تا به این هدف دست یابند. در نتیجه، بیش از یک میلیون پوند در سال صرفه‌جویی در انرژی حاصل شد و از هزینه اولیه کوره جدید با مشکلات مرتبط به آن جلوگیری شد. اگرچه مبدل‌های حرارتی جدید مورد نیاز بودند، اما در واقع هزینه اولیه در مقایسه با طرح

اصلی کم‌تر بود، به‌طوری که هزینه اولیه و عملیاتی کاهش یافته بود! جزئیات کامل پروژه به عنوان اولین مطالعات موردی در فصل ۹ (بخش ۲-۹) آورده شده است.

تعجب‌آور نیست که بعد از این، ICI استفاده از آنالیز پینچ را در سراسر شرکت گسترش داد و بسیاری از پروژه‌های جدید را در طیف گسترده‌ای از فرآیندها، از کارخانه‌های شیمیایی در مقیاس بزرگ تا واحدهای تخصصی با اندازه متوسط شناسایی کرد. برای فرآیندهایی که قبلاً تصور می‌شد بهینه‌سازی شده‌اند، به‌طور متوسط ۳۰٪ صرفه‌جویی در انرژی مشخص شد (لینهوف و ترنر ۱۹۸۱). همکاری نزدیک بین تیم‌های تحقیق و برنامه‌های کاربردی منجر به توسعه سریع شد. یافته‌های تحقیق جدید به سرعت در عمل مورد آزمایش قرار گرفت، در حالی که چالش‌های جدید که کارخانه واقعی با آن‌ها روبرو است، نیاز به توسعه روش‌های آنالیز جدید داشتند. طی چند سال، مقالات مهم بیشتری که توصیف‌کننده بسیاری از روش-های اصلی است، منتشر شدند (لینهوف و هیندمارش ۱۹۸۳؛ لینهوف و همکاران ۱۹۸۳؛ تاونسند و لینهوف ۱۹۸۳). از این تحقیقات صورت گرفته، به ویژه ابتدا ایجاد یک مرکز و سپس نخستین بخش اختصاصی جهان برای انتگراسیون فرایند درUMIST، منچستر (اکنون بخشی از دانشکده جدید مهندسی شیمی و علوم آنالیزی در دانشگاه منچستر است).

این روش‌ها از طریق نشریات مختلف، از جمله چاپ اول این راهنمای کاربر (لینهوف و همکاران ۱۹۸۳)، سه مورد داده ESDU (۱۹۹۰-۱۹۸۷) و از طریق دوره‌های آموزشی در UMIST منتشر شد. برنامه‌های کاربردی در صنعت نیز پیشرفت کرده‌اند؛ اتحادیه کاربید، ایالات متحده، عمدتاً به دلیل پیشرفت در درک چگونگی تأثیر تغییرات فرآیند، نتایج را حتی بهتر از ICI گزارش داد (لینهوف و وردولد ۱۹۸۴). BASF، آلمان، اتمام بیش از ۱۵۰ پروژه و دستیابی به صرفه‌جویی در مصرف انرژی کل سایت به میزان بیش از ۲۵٪ در مقاوم‌سازی را درون کارخانه اصلی خود در لودویگ شافن (کرنر ۱۹۸۸) گزارش کرد. آن‌ها همچنین از پیشرفت‌های چشمگیر محیط‌زیستی خبر دادند. طی سال‌ها مقالات زیادی از طرف شرکت-های عامل و پیمانکاران درباره وسعت این فناوری، کاربردها و نتایج به دست آمده گزارش شده است. در کل، پروژه‌ها در بیش از ۳۰ کشور جهان گزارش شده است. مطالعاتی که بخشی از آن توسط دولت انگلستان تأمین شده است، نشان داد که این روش‌ها می‌توانند به‌طور مؤثر در طیف گسترده‌ای از صنایع در انواع مختلفی از فرآیندها به کار روند (براون ۱۹۸۹)؛ این موارد در فصل ۸ بیشتر توضیح داده شده است. آنالیز نوع پینچ همچنین در مواردی فراتر از

مصرف انرژی، به ویژه به حداقل رساندن فاضلاب (وانگ و اسمیت ۱۹۹۴، ۱۹۹۵؛ اسمیت ۲۰۰۵) و پینچ هیدروژن گسترش یافته است (آلوس ۱۹۹۹؛ هلاله و لیو ۲۰۰۱)؛ این‌ها به خودی خود موضوعات گسترده‌ای هستند و در این کتاب پوشش داده نمی‌شوند.

آنالیز پینچ در سال‌های اولیه خود تا حدودی بحث برانگیز بود. استفاده آن از مفاهیم ساده به جای روش‌های پیچیده ریاضی و صرفه جویی در مصرف انرژی و پیشرفت‌های طراحی که در مطالعات اولیه گزارش شده، باعث ایجاد برخی از شک و تردیدها شده است. علاوه بر این، آنالیز پینچ در اوایل توسعه آن، زمانی که دانش کمی از کاربرد عملی آن وجود داشت، تجاری شد که منجر به چندین شکست تجاری شد. نظرات به چند دسته تقسیم شدند. مورگان (۱۹۹۲) گزارش داد که آنالیز پینچ «هم طراحی فرآیند و هم فرآیند طراحی» را به‌طور قابل ملاحظه‌ای بهبود می‌بخشد، در حالی که استین مایر (۱۹۹۲) نگران آن بود که آنالیز پینچ فرصت‌های مهمی را برای پیشرفت از دست دهد. با این وجود، این روش‌ها اکنون به طور گسترده در دوره‌های درسی در مقطع کارشناسی، پژوهش‌های گسترده علمی و کاربردهای عملی در صنعت پذیرفته شده‌اند (اگرچه در بعضی از کشورها بیشتر پذیرفته شده است). آنالیز پینچ به یک فناوری کامل تبدیل شده است.

۱-۳- چرا آنالیز پینچ کار می‌کند؟

افراد شکاک ممکن است بپرسند؛ چرا باید این روش‌ها طی سال‌ها طراحی دقیق و یادگیری توسط نسل‌های مهندسین بسیار ماهر، یک تغییر گام به گام نشان داده باشند؟ دلیل آن این است که در بسیاری از موارد برای رسیدن به حالت بهینه، بینش خاصی مورد نیاز است که نه به طور شهودی آشکار هستند و نه با قضاوت صحیح ارائه می‌شوند. بگذارید ابتدا سؤال خود را برای تولید یک چیدمان بازیابی گرما که تا حد ممکن گرما را بازیابی می‌کند و گرمایش و سرمایش خارجی (یوتیلتی) را به حداقل می‌رساند، ساده کنیم.

در نگاه اول، در مسئله‌ای که تنها چهار جریان فرآیند را شامل می‌شود، این ممکن است کار آسانی به نظر برسد. بنابراین، ممکن است خواننده به تلاش برای حل یک مسئله ساده که شامل چهار جریان فرآیند (دو جریان گرم و دو جریان سرد) مشابه نمونه فرآیند شکل (۱-۱) است و داده‌های آن در جدول (۱-۱) آورده شده است، علاقه‌مند باشد. مبدل‌ها ممکن است اختلاف دمای کمتر از $10\ ^{\circ}C$ بین جریان‌های گرم و سرد (ΔT_{min}) نداشته باشند. برای

هرگونه گرمایش و سرمایش که نیاز باشد، بخار که به اندازه کافی گرم و آب خنک‌کننده که به اندازه کافی سرد است، در دسترس است. بعد از امتحان این مسئله، احتمالاً خواننده قبول خواهد کرد که این کار بی‌اهمیتی نیست. مسلماً تولید برخی از انواع سیستم‌های بازیابی اولیه گرما نسبتاً آسان است، اما از کجا می‌دانید که بهینه است؟ آیا همچنان به دنبال راه‌حل‌های بهتر هستید و اگر چنین است، چگونه؟ با این حال، اگر قبل از شروع اهداف انرژی برای این مشکل و حداقل تعداد مبدل حرارتی مورد انتظار و مورد نیاز را بدانید، این یک محرک بزرگ برای بهبود در اولین تلاش‌ها است. سپس، اگر در مورد محدودترین نقطه در شبکه، جایی که باید طراحی را شروع کنید، اطلاعات کلیدی به شما داده شود، این به شما نشان می‌دهد که چگونه می‌توانید به این اهداف برسید.

ما به این مجموعه داده‌ها به عنوان مثال، در فصل ۲ و در سراسر راهنما برمی گردیم. ارزش رویکرد مبتنی بر پینچ با این واقعیت نشان داده می‌شود که یک سیستم بازیابی گرما که با «منطق معقول» قابل قبول است و در فصل ۲ مفصل‌تر آمده است، بیش از ۱۰٪ کمتر از تبادل حرارتی عملی است و کمتر از ۲/۵ برابر هدف محاسبه شده، آب گرم استفاده نمی‌کند! این چگونه با موقعیت‌های عملی واقعی زندگی مرتبط است؟ یک کارخانه فرآیندی بزرگ و پیچیده را تصور کنید. با گذشت سال‌ها، ایده‌های جدیدی برای راه‌های کاهش انرژی اندیشیده شده است.

جدول ۱-۱- داده‌های مسئله شامل چهار جریانی

شماره و نوع جریان فرآیند	نرخ جریان ظرفیت حرارتی (kW/C)	دمای اولیه (°C)	دمای نهایی (°C)	بار جریان حرارتی (kW)(مثبت برای آزادسازی حرارتی)
(۱) سرد	۲	۲۰	۱۳۵	۲× (۱۳۵-۲۰)= -۲۳۰
(۲) گرم	۳	۱۷۰	۶۰	۳× (۶۰-۱۷۰)=۳۳۰
(۳) سرد	۴	۸۰	۱۴۰	۴× (۱۴۰-۸۰)= -۲۴۰
(۴) گرم	۱/۵	۱۵۰	۳۰	۱/۵× (۳۰-۱۵۰)=۱۸۰
				ΔT_{min}=۱۰°C

با این حال، «بهسازی» - تغییر در یک کارخانه موجود- دشوارتر و گران‌تر از تغییر طراحی کارخانه جدید است. بسیاری از این ایده‌ها تا زمانی که کارخانه «نسل دوم» طراحی شود، باید منتظر اجرا شوند. پس از آن، تجربه بیشتر منجر به ایده‌های بیشتر می‌شود و طی سال‌ها یا دهه‌ها، طراحی‌های متوالی هر یک نسبت به گذشته به لحاظ انرژی کارآمدتر هستند.

بولاند و لینهوف (۱۹۷۹) نمونه ای از این مورد را از یکی از اولین مطالعات پینچ آورده‌اند. شکل (۱-۲) بهبود مصرف انرژی را نشان می‌دهد که با استفاده از طراحی‌های متوالی برای یک محصول معین به دست آمده است. طراحی‌های متوالی براساس «منحنی یادگیری» می‌باشد. با این حال، محاسبه اهداف انرژی همان‌طور که بعداً توضیح داده می‌شود، نشان داد که عملکرد نهایی، با توجه به ادغام صحیح، کاملاً کمی پایین‌تر از «منحنی یادگیری» قرار دارد. این اطلاعات برای تیم طراحی به عنوان یک محرک بزرگ عمل کرد. آن‌ها در یک دوره کوتاه یک طرح‌واره را طراحی کردند که عملاً به هدف نهایی «اصابت» می‌کرد.

بدیهی است اگر یک فرآیند کاملاً جدید طراحی شود، آنالیز پینچ به فرد اجازه می‌دهد تا با کارخانه نسل اول به هدف برسد و کاملاً از منحنی یادگیری اجتناب شود.

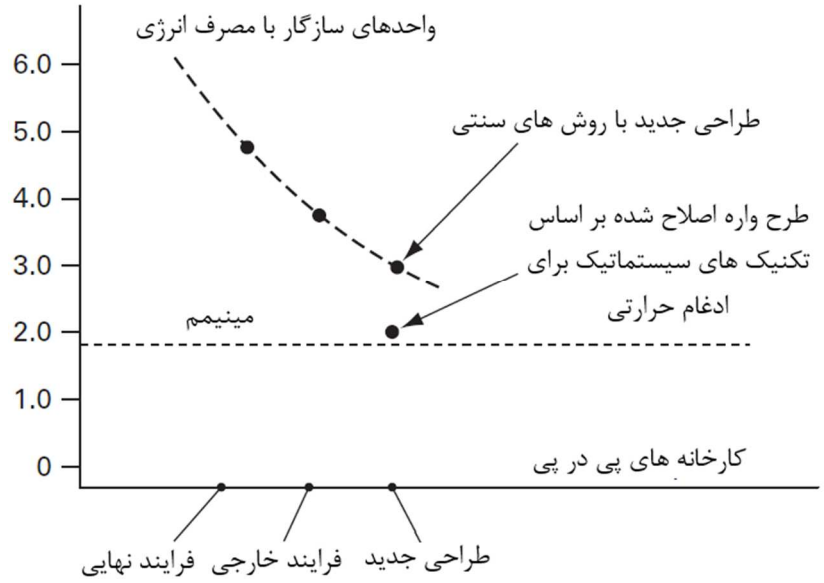
اگرچه اهداف بهبود را می توان براساس منحنی‌های یادگیری بیان کرد (به عنوان مثال هدف کاهش ۱۰٪ی در کارخانه نسل بعدی)، اما می‌بینیم که این‌ها صرفاً براساس برون‌یابی از گذشته است، در حالی که آنالیز پینچ، اهداف را براساس یک آنالیز عینی تنظیم می‌کند.

۱-۴- مفهوم سنتز فرآیند

« آنالیز پینچ فقط مربوط به شبکه‌های مبدل حرارتی است، اینطور نیست؟» این یک پاسخ متداول از طرف افرادی است که در گذشته در مورد فناوری‌ها شنیده‌اند. سؤال ضمنی این است؛ آیا آنالیز پینچ برای پالایشگاه‌های نفتی و کارخانه‌های شیمیایی بزرگ و شاید برای فرآیند من، قابل اجرا نیست؟

در حقیقت، تجربه نشان داده است که آنالیز پینچ می‌تواند مزایایی را در طیف وسیعی از کارخانه‌ها و فرآیندهای بزرگ و کوچک، چه در داخل و چه در خارج از صنایع فرآیند «سنتی» به ارمغان آورد. این امر توسط برنامه‌ها و مطالعات موردی شرح داده شده در فصل‌های ۸ و ۹ تأیید می‌شود. پیشرفت‌ها، نه تنها در پروژه‌های بازیابی گرما بلکه در تغییر شرایط فرآیند، بهبود عملکرد و ارتباط متقابل مؤثرتر با سیستم‌های کاربردی حاصل می‌شود که همه در

درک بهتر فرآیند پشتیبانی می‌شوند. آنالیز پینچ یک راه طولانی فراتر از مطالعات اصلی را گسترش داد. اکنون این یک بخش جدایی‌ناپذیر از استراتژی کلی برای توسعه و طراحی فرآیند است که اغلب به عنوان سنتز فرآیند و بهینه‌سازی کارخانه -های موجود شناخته می‌شود.

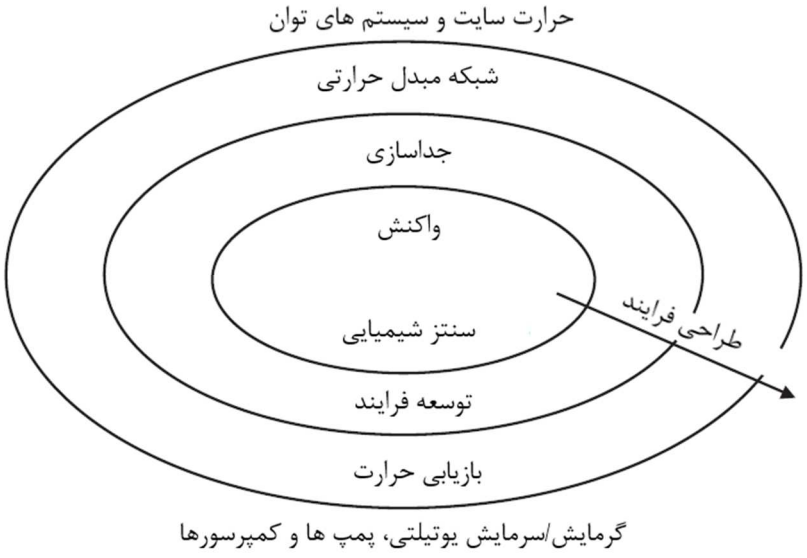


شکل ۱-۲ شکست منحنی یادگیری

فرآیند کلی طراحی به‌طور مؤثر توسط نمودار پیازی[1]، شکل (۱-۳)، نشان داده شده است. سنتز فرآیند از نظر ماهیت سلسله مراتبی است (داگلاس ۱۹۸۸). مرحله واکنش شیمیایی، هسته فرآیند است و ترکیب محصول و نیازهای خوراک راکتور، وظایف جداسازی (از جمله جریان‌های بازگشتی) را تعیین می‌کند. سپس و تنها پس از آن، طراح می‌تواند وظایف مختلف گرمایش و سرمایش برای جریان‌ها، شبکه مبدل حرارتی و الزامات گرمایش و سرمایش را تعیین کند. طراحی اساساً از داخل به بیرون "پیاز" ادامه می یابد.

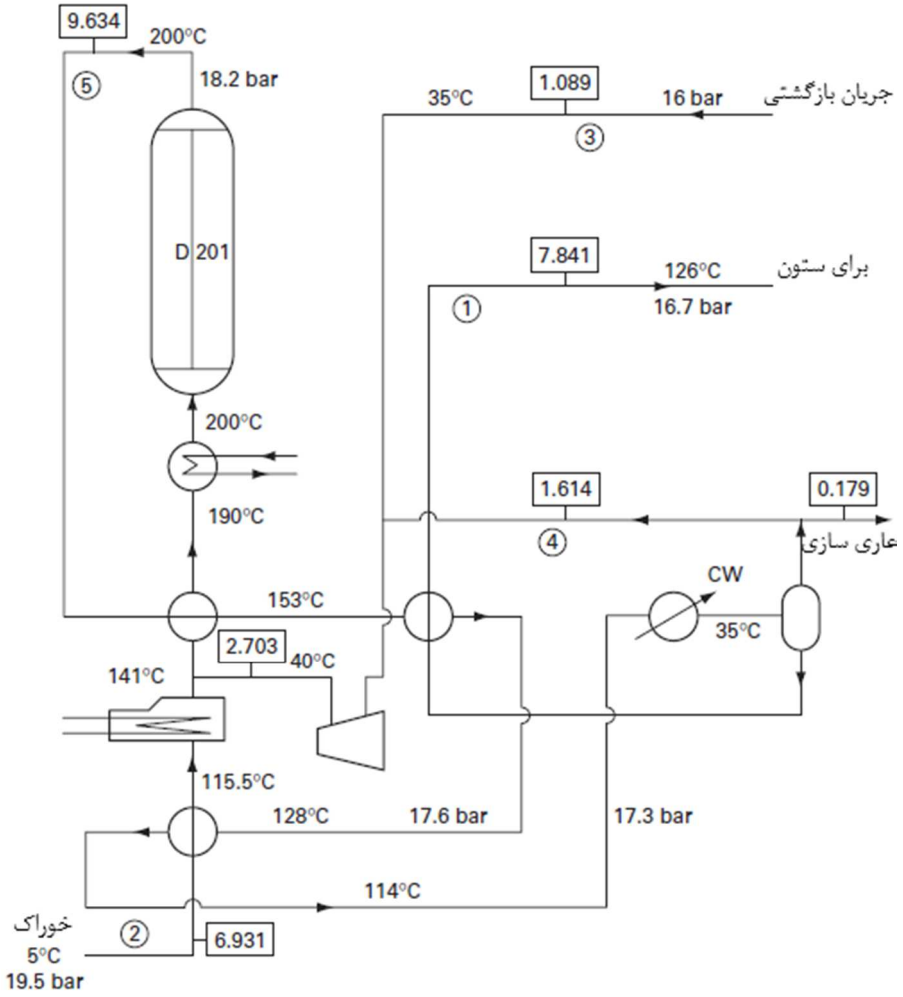
[1] Onion diagram

شکل (۱-۴) یک طرح‌واره جزیی‌تر برای قسمت جلوی فرآیند مواد شیمیایی ویژه را نشان می‌دهد که در شکل (۱-۱) نشان داده شده است. چهار وظیفه در لایه‌های پیاز انجام می‌شود؛ یعنی واکنش، جداسازی، تبادل حرارت و گرمایش/سرمایش خارجی.



شکل ۱-۳ نمودار پیازی شکل برای سنتز فرآیند

طراحی راکتور بر اساس ملاحظات بازده و تبدیل انجام می‌شود، و طراحی جداکننده بر اساس نیاز به فلاش کردن تا حد امکان خوراک بدون واکنش، انجام می‌شود. اگر شرایط عملکرد این واحدها پذیرفته شود، مشکلی که برای طراحی باقی می ماند بدست آوردن عملکرد اقتصادی بهینه از سیستم مبدل‌های حرارتی، هیترها و کولرها است. طراحی سیستم تبادل حرارتی یا "شبکه" همانطور که در شکل (۱-۴) قابل مشاهده است، ممکن است بهترین نباشد و بنابراین لازم است به داده‌های اساسی که مشکل را مشخص می کنند، بازگردیم.

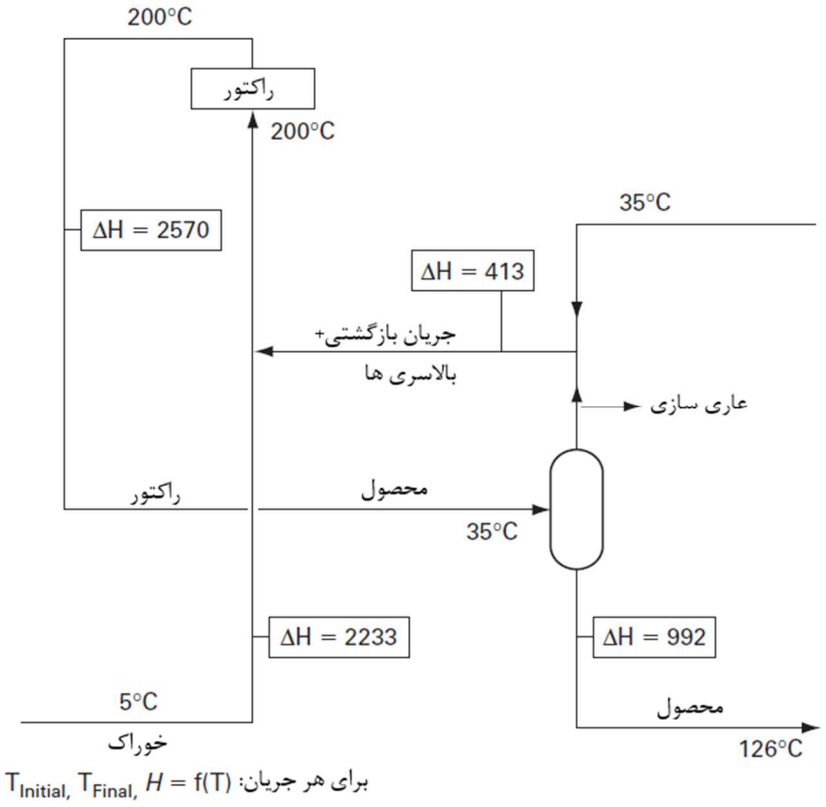


شکل ۱-۴: طرحواره فرآیند شیمیایی

عناصر اصلی مسئله بازیابی حرارت در شکل (۱-۵) نشان داده شده است. کلیه مبدل‌ها، هیترها و کولرها از طرحواره خارج شده‌اند و از این رو آنچه باقی مانده است، تعریف وظایف مختلف گرمایش و سرمایش است.

بنابراین یک جریان، محصول راکتور، نیاز به خنک شدن از دمای خروجی راکتور تا دمای جداکننده دارد. سه جریان نیاز به گرمایش دارند، اینها عبارتند از خوراک راکتور (از دمای ذخیره‌سازی خوراک تازه تا دمای ورودی راکتور)، جریان برگشتی(از دمای جریان برگشتی تا

دمای ورودی راکتور) و اولین محصول تولیدی (از دمای جداکننده تا دمای مورد نیاز برای فرایند پایین دست). بنابراین داده‌های مسئله شامل مجموعه‌ای از چهار جریان است، یکی نیاز به خنک‌کردن و سه جریان نیاز به گرمایش دارند، دمای نقطه پایانی آن‌ها و تغییرات کل آنتالپی آن‌ها (از موازنه جرم و خواص فیزیکی طرح‌واره) مشخص است. وظیفه طراحی، یافتن بهترین شبکه مبدل‌ها، بخاری‌ها و خنک‌کننده‌ها است که این چهار جریان را با حداقل هزینه عملیاتی و سرمایه سالانه، مطابق با سایر اهداف طراحی مانند قابلیت بهره برداری، مدیریت می‌کند. این، هدف آنالیز پینچ در اولین برنامه‌های کاربردی آن بود که نمونه آن توسط اصول طراحی شبکه در فصل ۴ آورده شده است.



شکل ۱-۵: وظایف تبادل حرارت برای فرآیندهای شیمیایی تخصصی

با این حال، فرآیند را می توان با فراتر رفتن از "مسیر یک طرفه" توضیح داده شده در بالا، بهینه کرد. برای مثال، پیکربندی و شرایط عملیاتی سیستم جداسازی (و به ندرت، راکتور) را می توان تغییر داد تا با بقیه وظایف گرمایش و سرمایش در فرآیند مطابقت بیشتری داشته باشد، همانطور که در فصل ۶ توضیح داده شد. فشار، دما و تعادل فاز در فرآیند، نیاز به پمپ‌ها، کمپرسورها و منبسط کننده‌ها را تعیین می‌کند، اما این نیز تحت تأثیر پیکربندی شبکه، به ویژه افت فشار از طریق مبدل‌ها و لوله‌های طولانی است. نیازهای کلی حرارت و توان سایت ارزیابی می‌شوند و می‌توان یک سیستم ترکیبی حرارت و توان (CHP) را برای برآوردن این موارد در نظر گرفت (فصل ۵). این ممکن است هزینه‌های نسبی سطوح مختلف شهری را تغییر دهد و در نتیجه انگیزه بازیابی گرما را تغییر دهد. تجزیه و تحلیل کل سایت مهم می‌شود و طیف وسیع تری از تکنیک‌های هدف گذاری (فصل ۳) به ما کمک می‌کند تا تعاملات پیچیده را درک کنیم. فرآیندهای ناپیوسته نیاز به اصلاحات در تجزیه و تحلیل دارند، و همچنین می توانند در موقعیت‌های دیگر وابسته به زمان، مانند راه اندازی و خاموش شدن، همانطور که در فصل ۷ توضیح داده شد، اعمال شوند. بنابراین، آنالیز پینچ و انتگراسیون فرآیند از یک روش برای مشکل بازیابی حرارت، به یک آنالیز کلی نگر از کل فرآیند توسعه پیدا کرده است. عملکرد کاربردی این امر در فصل ۸ و در محدوده مطالعات موردی در فصل ۹ شرح داده شده است.

۱-۵- نقش ترمودینامیک در طراحی فرآیند

۱-۵-۱- چگونه می توان ترمودینامیک را بطور عملی به کار برد؟

بسیاری از ما که در طراحی مهندسی شرکت می کنیم، خاطرات ناخوشایندی داریم که به ترمودینامیک در روزهای دانشگاه فکر می کنیم. یا نفهمیدیم، امیدمان را از دست دادیم، و وحشتی را که در روز امتحان رخ داد را با وحشت به یاد آوردیم. از طرف دیگر، ما جزو معدود افراد برگزیده ای بودیم که حافظه تصویری به ما اجازه می داد تا تعاریف آنتروپی، انرژی آزاد گیبس و تمام آن معادلات دیفرانسیل را بدون نقص، اما بدون درک واقعی، تکرار کنیم. پس از آن، هرگز نتوانستیم از خود بپرسیم: همه اینها برای چیست؟ با آن چه کنم؟

در بهترین حالت، ترمودینامیک علمی جذاب و بدون کاربرد واقعی به نظر می رسید. آنالیز پینچ بر اساس ترمودینامیک ساده است و از آن به روشی عملی، استفاده می‌کند. با این حال،

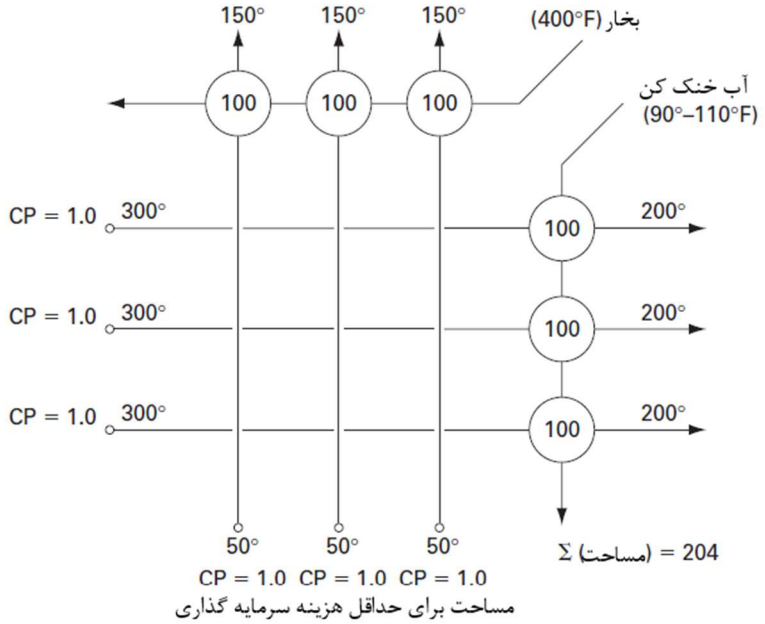
رویکرد تا حد زیادی غیر ریاضی است. اگرچه ترمودینامیک (کلاسیک) خود ممکن است یک موضوع کاملاً توسعه یافته باشد، ما باید آن را در زمینه طراحی و عملیات عملی به کار ببریم. این هدف از فصل‌های بعدی است. ما بین تلفات ترمودینامیکی "اجتناب ناپذیر" و "اجتناب‌ناپذیر" و اهداف عملکرد "عملی" یا "ایده‌آل" تمایز قائل می‌شویم تا هم به صرفه‌جویی در انرژی و هم سایر مزایای فرآیند دست یابیم.

۱-۵-۲- هزینه‌های سرمایه و انرژی

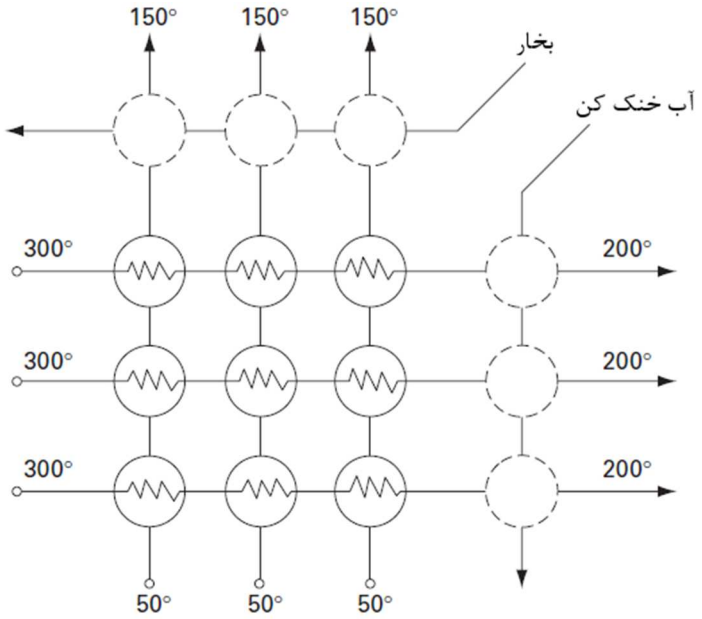
بعضی اوقات، اعتقاد بر این است که بازیابی انرژی تنها درصورتی مهم است که هزینه‌های انرژی بالا و هزینه‌های سرمایه کم باشد. به عنوان مثال، شکل (۱-۶) را در نظر بگیرید که یک شبکه مبدل حرارتی را نشان می‌دهد که در صورت ارزان بودن انرژی و گران بودن سرمایه، برای بیشتر آن‌ها مناسب به نظر می‌رسد. هیچ بازیابی حرارتی فرآیندی وجود ندارد - فقط استفاده از یوتیلتی[1]. در مقابل، شکل (۱-۷) شبکه‌ای را نشان می‌دهد که ممکن است در صورت گران بودن انرژی، مناسب به نظر برسد.

بازیابی گرمای فرآیند تا حد امکان نسبت به استفاده از یوتیلتی در اولویت است. فرض ضمنی این است که بازیابی حرارت (به جای استفاده از یوتیلتی) موجب صرفه‌جویی در مصرف انرژی می‌شود اما برای سرمایه نیز هزینه دارد.

[1] Utility



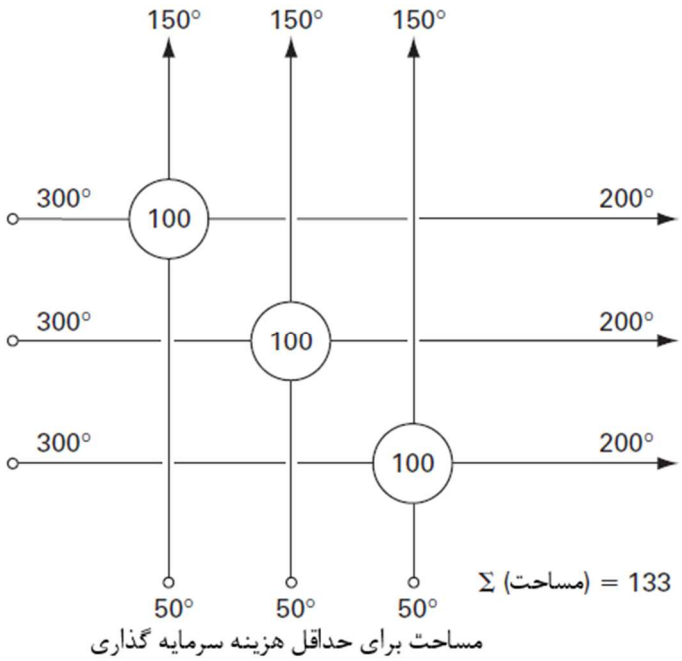
شکل ۱-۶: طرح کلی شبکه مبدل حرارتی برای "حداقل هزینه سرمایه گذاری"



شکل ۱-۷: طرح کلی شبکه برای «حداقل هزینه انرژی»

اکنون شکل (۱-۸) را در نظر بگیرید. این شکل، یک شبکه ساده‌تر را نشان می‌دهد که باز هم به حداکثر بازیابی انرژی دست می‌یابد. براساس یک ضریب انتقال حرارت یکنواخت و دماهای محسوس بخار و دمای آب خنک‌کننده، مساحت کل هر دو طراحی مورد بررسی قرار گرفته است. در کمال تعجب، «شبکه برای حداقل هزینه‌های سرمایه گذاری» مساحت کل بالاتری را نشان می‌دهد و در هزینه‌های سرمایه‌گذاری و همچنین هزینه عملیاتی (انرژی) گران‌تر است! از این مثال متوجه می‌شویم که در شبکه‌ها دو اثر ترمودینامیکی اساسی وجود دارد که بر هزینه‌های سرمایه گذاری تأثیر می‌گذارد. یکی تأثیر نیروهای محرکه و دیگری تأثیر بارهای گرما. بدیهی است، هنگامی که ما به سمت طرح‌های فشرده‌تر (یعنی کاهش نیروهای محرکه) می‌رویم، به یوتیلتی کمتری نیاز داریم و بار حرارتی کل کاهش می‌یابد.

سپس هزینه‌های سرمایه گذاری با کاهش نیروهای محرکه، افزایش (همه ما این را می‌دانیم)، اما با کاهش بار گرما، کاهش می‌یابد (به ندرت این نکته را در نظر می‌گیریم). طراحی بدون بازیابی گرمای فرآیند در شکل (۱-۶)، دو برابر گرمای لازم را به کار می‌برد. در نتیجه، هزینه‌های سرمایه‌گذاری افزایش می‌یابد، حتی اگر نیروهای محرکه بزرگ باشند!



شکل ۱-۸: شبکه بهینه برای حداقل هزینه انرژی

اگرچه بدیهی است که این یک مثال ساختگی است، اما به شما نشان می دهد که لزوماً بین انرژی و هزینه‌های سرمایه گذاری، هیچگونه مبادله ای وجود ندارد و به تبیین صرفه‌جویی مکرر سرمایه (و همچنین انرژی) که در مطالعات موردی کاربردی مشاهده می‌شود، کمک می‌کند.

اصول مبتنی بر ترمودینامیک می‌توانند از بسیاری جهات دیگر کمک کنند. به عنوان مثال، آنالیز نیروهای محرکه ممکن است مورد استفاده قرار گیرد، نه به منظور کاهش آن‌ها بلکه برای توزیع متفاوت آن‌ها. این امر می‌تواند به تبیین گزینه‌ها در طراحی، به عنوان مثال، برای عملکرد بهتر و یا کاهش هزینه‌های سرمایه گذاری در یک سطح ثابت بازیابی انرژی کمک کند.

۱-۶- یادگیری و به کارگیری اصول

این کتاب مانند راهنمای اولیه کاربر، قصد دارد که یک سند خودآموز باشد. مطالعه فصل-های ۷-۲، حل مسائل نمونه و خواندن طرح‌های موردی مطالعاتی، ۲-۱ هفته تلاش متمرکز کاربر را نیاز دارد. پس از آن، او باید بتواند با ایجاد شبکه‌های بازیابی بهتر انرژی، مشکلات خود را برطرف کند.

با این حال، یک کلمه هشداردهنده مناسب به نظر می‌رسد. مانند اکثر اصول مبتنی بر مفاهیم و نه قوانین، این اصول به درک خوب و مقداری انعطاف‌پذیری خلاقانه از طرف کاربر نیاز دارند. بدون این دارایی‌ها کاربر قادر نخواهد بود از کلیت و انعطاف‌پذیری ارائه شده توسط اصول، نهایت استفاده را ببرد. هم تفکر سیستماتیک و هم تفکر جانبی مورد نیاز است. از فصل‌های ۸ تا ۹ که کاربرد عملی و مطالعات موردی را توصیف می کنند، می توان به نوعی از استدلال‌های موردی لازم هنگام به کارگیری تکنیک‌ها در پروژه‌های خاص اشاره کرد.

هدف این کتاب این است که خلاصه‌ای از مفیدترین تکنیک‌ها برای کاربرد عملی توسط کاربر باشد و طبیعتا نمی‌تواند تمام اصلاحات و نکات ظریف که در ۳۰ سال گذشته کشف شده را پوشش دهد. به خوانندگانی که مایل به گسترش دانش خود در مورد روش‌ها هستند، توصیه می‌شود که به مقالات تحقیقاتی مفصل در فهرست منابع در هر فصل مراجعه کنند. علاوه بر این، دوره‌های کوتاه مدت (مانند دوره‌های طولانی مدت توسط دانشگاه منچستر و

UMIST) کمک آشکاری برای درک عمیق ترفندها و نکات ظریف موجود در کاربردهای عملی است.

منابع

1. Alves, J. (1999). *Design and Analysis of Refinery Hydrogen Distribution Systems*, PhD Thesis, UMIST, Manchester, UK.
2. Boland, D. and Linnhoff, B. (1979). The preliminary design of networks for heat exchange by systematic methods, *Chem Eng*, 9–15, April.
3. Brown, K. J. (1989). Process Integration Initiative. A Review of the Process Integration Initiatives Funded under the Energy Efficiency R&D Programme. (Energy Technology Support Unit (ETSU), Harwell Laboratory, Oxfordshire, UK.)
4. Douglas, J. M. (1988). *Conceptual Design of Chemical Processes*. McGraw-Hill, New York.
5. ESDU Data Item 87001 (1987). Process Integration. Available by subscription from ESDU International Ltd, London. (Engineering Sciences Data Unit.)
6. ESDU Data Item 89030 (1989). Application of process integration to utilities, combined heat and power and heat pumps. ESDU International.
7. ESDU Data Item 90017 (1987–1990). Process integration; process change and batch processes. ESDU International.
8. Hallale, N. and Liu, P. (2001). Refinery hydrogen management for clean fuel production, *Adv Environ Res*, 6: 81–98.
9. Korner, H. (1988). Optimal use of energy in the chemical industry, *Chem Ing Tech*, 60(7): 511–518.
10. Linnhoff, B. (1979). *Thermodynamic Analysis in the Design of Process Networks*, PhD Thesis, University of Leeds.
11. Linnhoff, B., Dunford, H. and Smith, R. (1983). Heat integration of distillation columns into overall processes, *Chem Eng Sci*, 38(8): 1175–1188.
12. Linnhoff, B. and Flower, J. R. (1978). Synthesis of heat exchanger networks. Part I: Systematic generation of energy optimal networks, *AIChE J*, 24(4): 633–642. Part II: Evolutionary generation of networks with various criteria of optimality, *AIChE J*, 24(4): 642–654.
13. Linnhoff, B. and Hindmarsh, E. (1983). The pinch design method of heat exchanger networks, *Chem Eng Sci*, 38(5): 745–763.

14. Linnhoff, B., Mason, D. R. and Wardle, I. (1979). Understanding heat exchanger networks, *Comp Chem Eng*, 3: 295.
15. Linnhoff, B., Townsend, D. W., Boland, D., Hewitt, G. F., Thomas, B. E. A., Guy, A. R. and Marsland, R. H. (1982). *User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy*, 1st edition. IChemE, Rugby, UK. Revised 1st edition 1994.
16. Linnhoff, B. and Turner, J. A. (1981). Heat-recovery networks: new insights yield big savings, *Chem Eng*, 56–70, November 2.
17. Linnhoff, B. and Vredeveld, D. R. (1984). Pinch technology has come of age, *Chem Eng Prog*, 33–40, July.
18. Morgan, S. (1992). Use process integration to improve process designs and the design process, *Chem Eng Prog*, 62–68, September.
19. Polley, G. T. and Heggs, P. J. (1999). Don't Let the "Pinch" Pinch You, Chemical Engineering Progress, AIChE, Vol. 95, No. 12, pp 27–36, December.
20. Smith, R. (2005). *Chemical Process Design and Integration.* John Wiley, Chichester and New York.
21. Steinmeyer, D. (1992). Save energy, without entropy, *HydroCarb Process*, 71: 55–95, October.
22. Townsend, D. W. and Linnhoff, B. (1983). Heat and power networks in process design. Part 1: Criteria for placement of heat engines and heat pumps in process networks, *AIChE J*, 29(5): 742–748. Part II: Design procedure for equipment selection and process matching, *AIChE J*, 29(5): 748–771.
23. Wang, Y. P. and Smith, R. (1994). Wastewater minimisation, *Chem Eng Sci*, 49: 981.
24. Wang, Y. P. and Smith, R. (1995). Wastewater minimisation with flowrate constraints, *Trans I ChemE Part A*, 79: 889–904.
25. Linnhoff, B., Tainsh, R. and Wasilewski, M. (1999). Hydrogen network management. A systems approach from using paper presented at: *The European Refining Technology Conference*, Paris, November.

فصل دوم

مفاهیم کلیدی آنالیز پینچ

در این بخش، مفاهیم کلیدی آنالیز پینچ را ارائه خواهیم کرد، که نشان می دهد چگونه می توان اهداف انرژی را تعیین کرد و از طریق آن‌ها به شبکه مبدل‌های حرارتی دست یافت. سپس این مفاهیم برای طیف گسترده‌ای از موقعیت‌های عملی در فصل‌های بعدی گسترش خواهند یافت.

۲-۱- بازیابی و تبادل حرارت

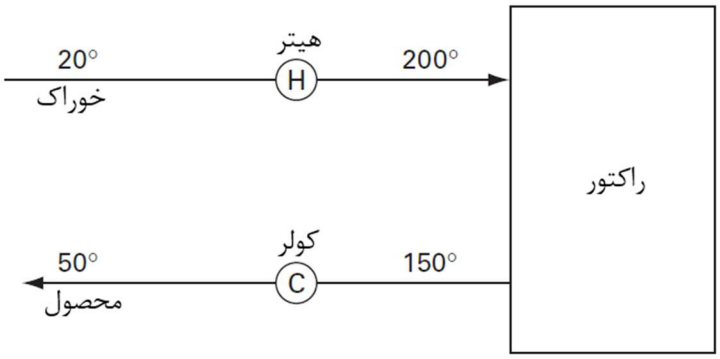
۲-۱-۱- مفاهیم اساسی تبادل حرارت

فرآیند ساده‌ای که در شکل (۲-۱) نشان داده شده است را در نظر بگیرید. یک راکتور شیمیایی وجود دارد که در حال حاضر با آن به عنوان یک «جعبه سیاه» رفتار خواهد شد. مایع به داخل رآکتور وارد می‌شود و باید از دمای نزدیک به محیط تا دمای عملیاتی راکتور، گرم شود. در مقابل، یک محصول مایع گرم به دست آمده از سیستم جداکننده باید تا دمای کمتری خنک شود. همچنین یک جریان گرم ترکیب نشده اضافی در راکتور وجود دارد.

هر جریان که نیاز به گرم شدن یا خنک شدن داشته باشد، اما در ترکیب آن تغییر ایجاد نشود، به عنوان یک **جریان**[1] تعریف می‌شود. خوراکی که به صورت سرد وارد می‌شود و نیاز به گرم شدن دارد، به عنوان یک **جریان سرد**[2] شناخته می‌شود. در مقابل، محصول گرم که باید خنک شود، یک **جریان گرم**[3] نام دارد. از طرف دیگر، فرایند واکنش، یک جریان نیست،

[1] Stream
[2] Cold stream
[3] Hot stream

زیرا شامل یک تغییر در ترکیب شیمیایی می‌شود و جریان ترکیبی[1] نیز یک جریان نیست، زیرا گرم یا سرد نمی‌شود.



شکل ۲-۱: طرح‌واره فرآیند ساده

برای انجام گرمایش و سرمایش، می‌توان یک هیتر بخار را بر روی جریان سرد و یک کولر آبی را روی جریان گرم قرار داد. جریان‌ها در جدول (۲-۱) آورده شده‌اند. بدیهی است که برای راه اندازی این فرآیند، به ۱۸۰ kW انرژی برای گرم کردن بخار و ۱۸۰ kW انرژی جهت خنک کردن آب نیاز داریم.

آیا می‌توانیم مصرف انرژی را کاهش دهیم؟ بله؛ اگر بتوانیم مقداری گرما را از جریان گرم بازیابی کنیم و از آن برای گرم کردن جریان سرد در یک مبدل حرارتی استفاده کنیم، برای تأمین کارهای باقی مانده به بخار و آب کمتری نیاز خواهیم داشت. در آن صورت، طرح‌واره مانند شکل (۲-۲) خواهد بود.

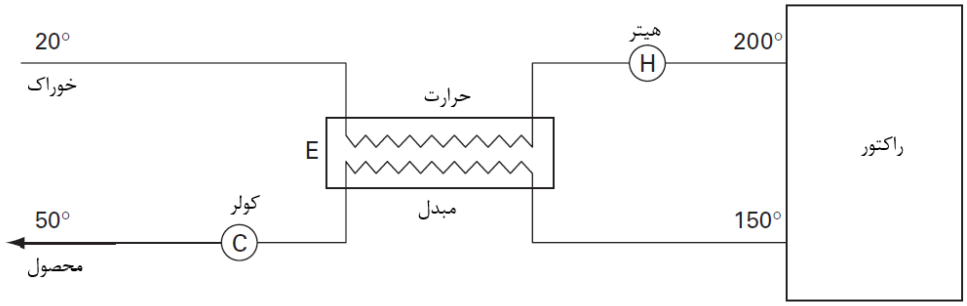
البته در حالت ایده‌آل، ما می‌خواهیم تمام ۱۸۰ kW موجود در جریان گرم را برای گرم کردن جریان سرد، بازیابی کنیم. با این حال، این امر به دلیل محدودیت‌های دما، امکان‌پذیر نیست. طبق قانون دوم ترمودینامیک، ما نمی‌توانیم از یک جریان گرم در دمای ۱۵۰°C استفاده کنیم تا یک جریان سرد را در ۲۰۰°C گرم کنیم! (همان‌طور که در بیانیه غیررسمی قانون دوم ترمودینامیک آمده است، «شما نمی‌توانید یک کتری را روی یخ بجوشانید»).

[1] Make-up flow

بنابراین سؤال اینجاست که واقعاً چقدر گرما می‌توانیم بازیابی کنیم، مبدل چقدر باید بزرگ باشد و دمای اطراف آن چه خواهد بود؟

جدول ۲-۱- داده‌های مثال ساده دو جریانی

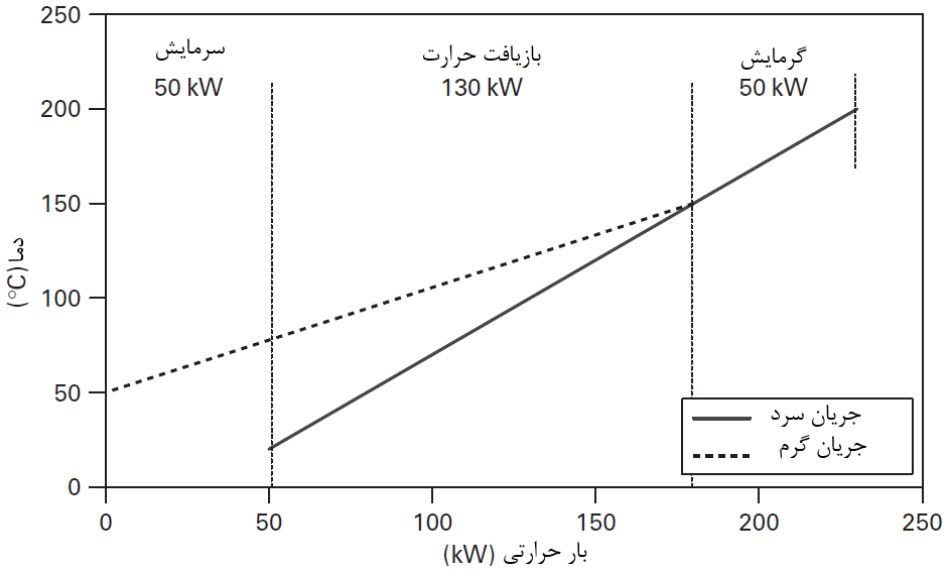
	نرخ جریان جرمی W (kg/s)	ظرفیت حرارتی ویژه C_p (kJ/kg.K)	نرخ جریان ظرفیت حرارتی ویژه CP (kW/K)	دمای اولیه T_s(°C)	دمای نهایی T_T(°C)	بار حرارتی H (kW)
جریان سرد	۰/۲۵	۴	۱	۲۰	۲۰۰	-۱۸۰
جریان گرم	۰/۴	۴/۵	۱/۸	۱۵۰	۵۰	+۱۸۰



شکل ۲-۲: طرح‌واره فرآیند ساده با تبادل حرارت

۲-۱-۲- نمودار دما-آنتالپی

همان‌طور که در شکل (۲-۳) نشان داده شده است، یک روش مفید برای تجسم، نمودار دما-بار حرارتی است. مقدار گرمای H یک جریان (kW) اغلب آنتالپی آن نامیده می‌شود. این را نباید با اصطلاح ترمودینامیکی آنتالپی ویژه (kJ/kg) اشتباه گرفت.



شکل ۲-۳: جریان‌های رسم شده روی نمودار دما/آنتالپی (T/H) با ΔT_{min} = ۰

جریان دیفرانسیلی گرما، dQ، هنگامی که به یک جریان فرآیند اضافه می‌شود، آنتالپی آن (H) را به وسیله ترم CP dT افزایش می‌دهد، که در آن:

CP = «ظرفیت حرارتی» (kW/K) = دبی جرمی W(kg/s) × گرمای ویژه (kJ/kgK) C_P

dT = تغییر درجه حرارت دیفرانسیلی

از این رو، با فرض ثابت بودن CP، برای جریانی که از «دمای ورودی (T_S)» تا «دمای هدف (T_T)» نیاز به گرمایش داشته باشد (جریان «سرد»)، کل گرمای اضافه شده برابر با تغییر آنتالپی جریان خواهد بود. یعنی:

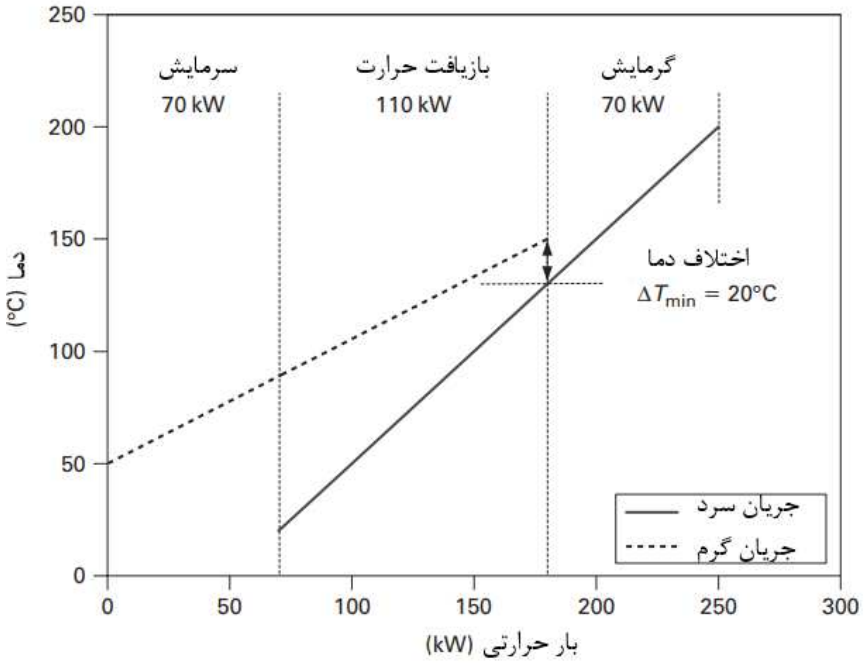
$$Q=\int_{T_s}^{T_T} CPdT=CP(T_T-T_s)=\Delta H \qquad ۱-۲$$

و شیب خط نشان‌دهنده جریان، برابر است با:

$$\frac{dT}{dQ}=\frac{1}{CP} \qquad ۲-۲$$

نمودار T/H به دلیل یک ویژگی بسیار مفید می‌تواند برای نشان دادن تبادل گرما استفاده شود. یعنی، از آنجایی که ما فقط به تغییرات آنتالپی جریان‌ها علاقه مند هستیم، یک جریان معین را می توان در هر نقطه از محور آنتالپی ترسیم کرد. به شرطی که شیب یکسانی داشته باشد و بین دمای منبع و هدف یکسان باشد، هر جا که روی محور H کشیده شود، همان جریان را نشان می‌دهد. شکل (۲-۳) جریان‌های گرم و سرد برای مثال ما را نشان می دهد که بر روی نمودار T/H رسم شده است. توجه داشته باشید که جریان داغ با خطی که نوک پیکان آن به سمت چپ است و جریان سرد بالعکس نشان داده می‌شود. برای تبادل حرارتی امکان پذیر بین این دو، جریان گرم باید در همه نقاط داغ تر از جریان سرد باشد، بنابراین باید در بالای جریان سرد رسم شود. شکل (۲-۳) یک مورد محدود کننده را نشان می دهد. جریان گرم را نمی توان بیشتر به سمت راست حرکت داد تا بازیابی گرمای بیشتری داشته باشد، زیرا اختلاف دما بین جریان گرم و سرد در انتهای سرد مبدل صفر است. این بدان معناست که در این مثال، موازنه حرارت مورد نیاز جریان سرد، بالاتر از ۱۵۰°C (یعنی ۵۰kW)، باید از گرمایش بخار فراهم شود. در مقابل، اگرچه می‌توان ۱۳۰kW را برای تبادل حرارت استفاده کرد، اما ۵۰kW گرمای موجود در جریان گرم باید به خنک کننده آب برگردانده شود. با این حال، با این حال، این وضعیت عملاً قابل دستیابی نیست، زیرا اختلاف دمای صفر به یک مبدل حرارتی بی نهایت بزرگ نیاز دارد.

در شکل (۲-۴) جریان سرد نشان داده شده است که بر روی محور H نسبت به جریان گرم جابجا شده است. به طوری که حداقل اختلاف دما، ΔT_{min}، دیگر صفر نیست، بلکه مثبت و متناهی است (در این حالت ۲۰°C). اثر این جابجایی، افزایش گرمایش و سرمایش یوتیلتی به مقدار مساوی و به همان میزان، کاهش بار روی مبدل (در اینجا ۲۰kW) است به‌طوری که ۷۰kW گرمایش و سرمایش خارجی مورد نیاز است. اکنون این آرایش، عملی است؛ زیرا ΔT_{min} دیگر صفر نیست. بدیهی است، جابجایی بیشتر مستلزم مقادیر بزرگ تر ΔT_{min} و مصرف یوتیلتی بیشتر است.



شکل ۲-۴: نمودار دما/آنتالپی (T/H) با ۲۰= ΔT_{min}

از این تحلیل، دو واقعیت اساسی پدیدار می‌شود. اولاً، بین مقدار ΔT_{min} در مبدل و کل بار یوتیلتی در سیستم، ارتباط وجود دارد. این بدان معناست که در صورت طراحی صحیح مبدل حرارتی خود، اگر یک مقدار برای ΔT_{min} انتخاب کنیم، ما یک **هدف انرژی**[1] داریم برای این‌که باید چه مقدار گرمایش و سرمایش استفاده کنیم.

ثانیاً، اگر بار یوتیلتی گرم با هر مقدار α افزایش یابد، یوتیلتی سرد نیز به همان میزان α افزایش می‌یابد. از آن‌جایی که بارهای حرارتی جریان ثابت هستند، این همچنین بدان معنی است که گرمای رد و بدل شده، توسط α کاهش می‌یابد.

خواننده به درستی به این نکته اشاره خواهد کرد که روش محدود به یک جریان گرم و سرد تنها کاربرد عملی کمی دارد. آنچه مورد نیاز است یک روش برای اعمال این روش در فرآیندهای چند جریانی واقعی است. منحنی‌های ترکیبی راهی برای انجام این کار به ما می دهند.

[1] Energy target

۲-۱-۳- منحنی‌های ترکیبی

برای به کار گرفتن جریان‌های چندگانه[1]، بارهای گرمایی یا ظرفیت گرمایی تمامی جریان‌های موجود در هر محدوده دمایی معین را با هم جمع می کنیم. بنابراین، یک ترکیب منفرد از همه جریان‌های گرم و یک ترکیب منفرد از همه جریان‌های سرد را می‌توان در نمودار T/H تولید کرد و دقیقاً همانند مسئله دو جریانی مورد بررسی قرار گیرد

در شکل (۲-۵) قسمت (الف) سه جریان گرم به طور جداگانه ترسیم شده اند که دماهای ورودی و دمای هدف، مجموعه دماهای «بازه» T_1-T_5 را تعریف می‌کند. بین T_1 و T_2، فقط جریان B وجود دارد و بنابراین گرمای موجود در این فاصله توسط CP_B (T_1-T_2) داده می‌شود. اما بین T_2 و T_3 هر سه جریان وجود دارد و بنابراین گرمای موجود در این بازه (T_2-T_1) $(CP_A+CP_B+CP_C)$ است. با استفاده از این روش مجموعه‌ای از مقادیر ΔH برای هر بازه بدست می‌آید، و نتیجه آن در برابر دماهای بازه ترسیم می‌شود، همان‌طور که در شکل (۲-۵) قسمت (ب) نشان داده شده است.

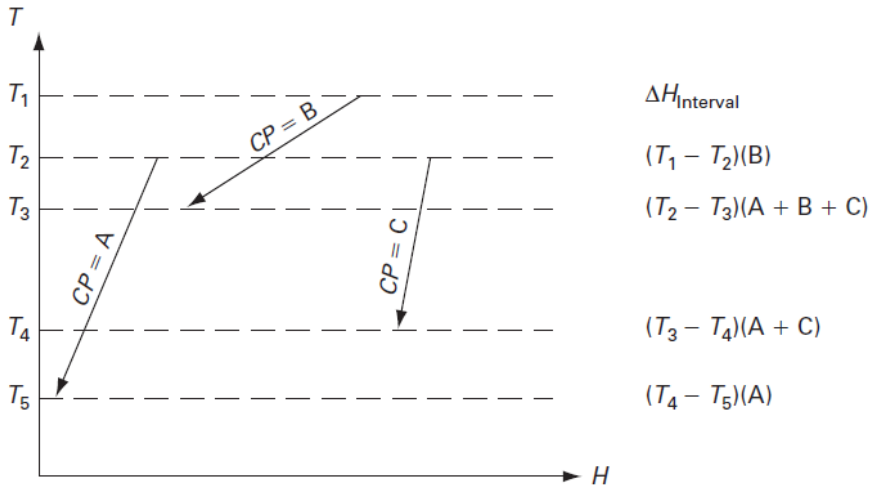
نمودار T/H حاصل یک منحنی منفرد است که تمام جریان‌های گرم را نشان می‌دهد و به عنوان **منحنی ترکیبی گرم**[2] شناخته می‌شود. به‌طور مشابه، برای تمام جریان‌های سرد در یک مسئله، یک **منحنی ترکیبی سرد**[3] به دست می‌آید. همپوشانی بین منحنی‌های ترکیبی، حداکثر مقدار امکان بازیابی گرمای داخل فرآیند را نشان می‌دهد. «خارج شدن از حد مجاز[4]» در پایین‌ترین نقطه ترکیبی گرم، نشان‌دهنده حداقل مقدار سرمایش خارجی مورد نیاز و «خارج شدن از حد مجاز» در بالاترین نقطه ترکیبی سرد، نشانگر حداقل میزان گرمایش خارجی است (هوهمن ۱۹۷۱).

شکل (۲-۶) یک جفت نمونه از منحنی‌های ترکیبی را نشان می‌دهد - در واقع، برای مسئله چهار جریانی داده شده در جدول (۱-۱) که به عنوان جدول (۲-۲) تکرار شده است. شیفت دادن منحنی‌ها به رفتاری شبیه به آن‌چه در مسئله دو جریانی نشان داده شده است، منجر می‌شود. اکنون، با این وجود، ماهیت «پیچیده» منحنی‌های ترکیبی بدان معنی است که ΔT_{min} در هر نقطه از ناحیه تبادل و نه فقط در یک انتها، می‌تواند اتفاق بیفتد. برای مقدار

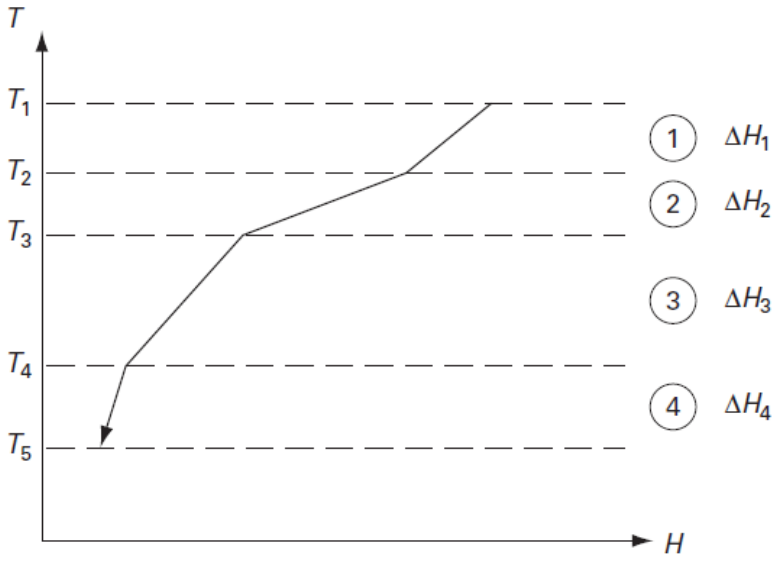
[1] Multiple streams
[2] Hot composite curve
[3] Cold composite curve
[4] Overshoot

معینی ΔT_{min}، مقادیر یوتیلتی پیش‌بینی شده، حداقل مقادیر لازم برای حل مشکل بازیابی گرما هستند.

توجه داشته باشید که گرچه جریان‌های زیادی در این مسئله وجود دارند، اما به‌طور کلی ΔT_{min}فقط در یک نقطه از نزدیک‌ترین رویکرد رخ می دهد، که اصطلاحاً آن را **پینچ** می‌نامند (لینهوف و همکاران، ۱۹۷۹). این بدان معناست که می‌توان شبکه‌ای طراحی کرد که از حداقل یوتیلتی‌های مورد نیاز استفاده کند، که در آن فقط مبدل‌های حرارتی در نقطه پینچ و باید در مقادیر ΔT تا ΔT_{min} کار کنند. تولید چنین طرحی در بخش (۲-۳) توضیح داده خواهد شد. بعداً مشاهده می‌شود که دمای پینچ نه تنها در طراحی شبکه بلکه در تمام جنبه‌های مربوط به انرژی، در بهینه‌سازی فرآیند، از اهمیت عملی زیادی برخوردار است.

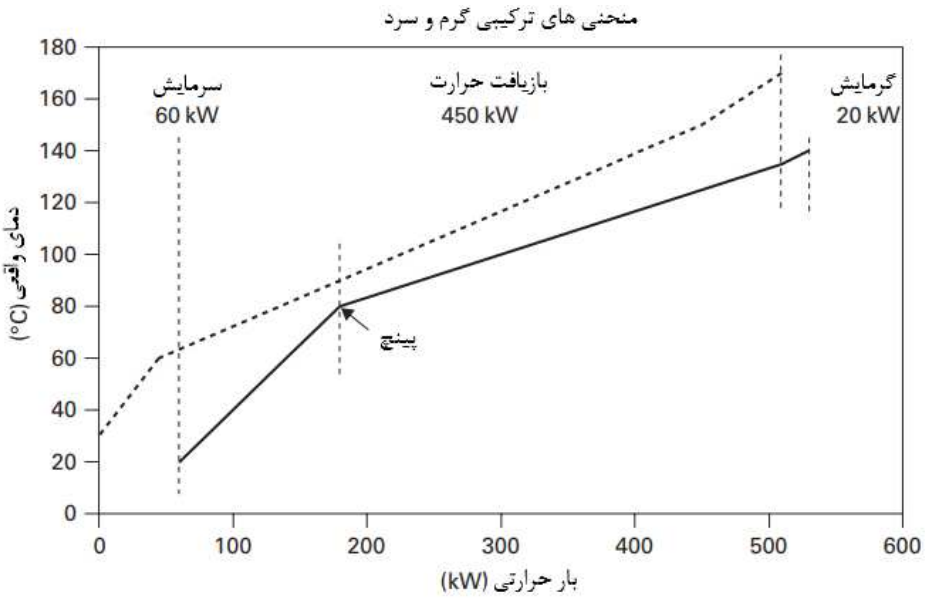


الف)



ب)

شکل ۲-۵: تشکیل منحنی ترکیبی گرم



شکل ۲-۶: منحنی‌های ترکیبی برای مسئله چهار جریانی

جدول ۲-۲- داده‌های مسئله چهار جریانی فصل ۱

شماره و نوع جریان فرآیند	C_P(kW/K)	دماهای واقعی		دماهای شیفت داده شده	
		T_s(°C)	T_T(°C)	S_s(°C)	S_T(°C)
(۱) سرد	۲	۲۰	۱۳۵	۲۵	۱۴۰
(۲) گرم	۳	۱۷۰	۶۰	۱۶۵	۵۵
(۳) سرد	۴	۸۰	۱۴۰	۸۵	۱۴۵
(۴) گرم	۱/۵	۱۵۰	۳۰	۱۴۵	۲۵

ΔT_{min}=۱۰C

۲-۱-۴- یک روش هدف گذاری: «جدول مسئله»

در اصل، «منحنی‌های ترکیبی» که در قسمت قبلی توضیح داده شد، می‌تواند برای به دست آوردن اهداف انرژی در مقادیر معینی از ΔT_{min} مورد استفاده قرار گیرد. با این وجود، این امر به یک روش «کاغذ گراف و قیچی[1]» (برای تنزل نمودارها نسبت به یکدیگر) نیاز دارد که نامنظم و غیر دقیق است. در عوض، ما برای تعیین اهداف به صورت جبری، از یک الگوریتم، یعنی روش «جدول مسئله» استفاده می‌کنیم (لینهوف و فلاور ۱۹۷۸).

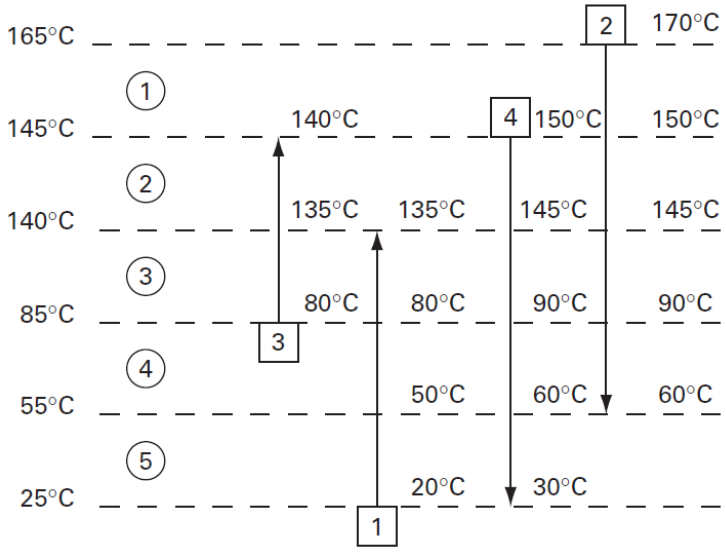
در توضیح ساخت منحنی‌های ترکیبی (شکل ۲-۶) نشان داده شد که چگونه فواصل تعادل آنتالپی بر اساس تامین جریان و دمای هدف تنظیم شده است. همین کار را می‌توان برای جریان‌های گرم و سرد با هم انجام داد تا حداکثر مقدار ممکن تبادل گرما در هر بازه دما امکان‌پذیر باشد. تنها اصلاح مورد نیاز این است که اطمینان حاصل شود که در هر بازه ای، جریان‌های گرم و جریان‌های سرد حداقل ΔT_{min} از هم فاصله دارند. این کار با استفاده از **دماهای شیفت یافته**[2] انجام می‌شود که در دمای $\frac{1}{2}\Delta T_{min}$ (۵°C در این مثال) پایین‌تر از دمای جریان گرم و $\frac{1}{2}\Delta T_{min}$ بالاتر از دمای جریان سرد تنظیم شده اند. جدول (۲-۲) داده‌های مربوط به مسئله چهار جریانی شامل دماهای شیفت یافته را نشان می‌دهد. شکل (۲-۷) جریان‌ها را در یک نمای کلی با مقیاس عمودی دما نشان می‌دهد که مرزهای بازه (به عنوان دماهای شیفت یافته) بر روی آن قرار گرفته است. به عنوان مثال در بازه شماره ۲، بین

[1] Graph paper and scissors
[2] Shifted temperatures

دماهای شیفت یافته ۱۴۵ °C و ۱۴۰ °C، جریان‌های ۲ و ۴ (جریان‌های گرم) از ۱۵۰ °C به ۱۴۵ °C و جریان ۳ (جریان سرد) از ۱۳۵ °C تا ۱۴۰ °C تغییر می‌کنند. تنظیم بازه‌ها با این روش، تضمین می‌کند که تبادل کامل حرارت در هر بازه‌ای امکان‌پذیر است. از این‌رو، با موازنه آنتالپی تعیین شده، هر بازه یا مازاد خالص گرما یا کمبود آن را خواهد داشت، اما هر دو امکان‌پذیر نیست. با دانستن تعداد جریان در هر بازه (از شکل ۲-۷)، موازنه آنتالپی به راحتی می‌تواند برای هر یک براساس معادله زیر محاسبه شود:

$$\Delta H_i=(S_i-S_{i+1})(\Sigma CP_H-\Sigma CP_C)_i \qquad ۳-۲$$

که در آن i ، شماره هر بازه است.



شکل ۲-۷: جریان‌ها و بازه‌های دما

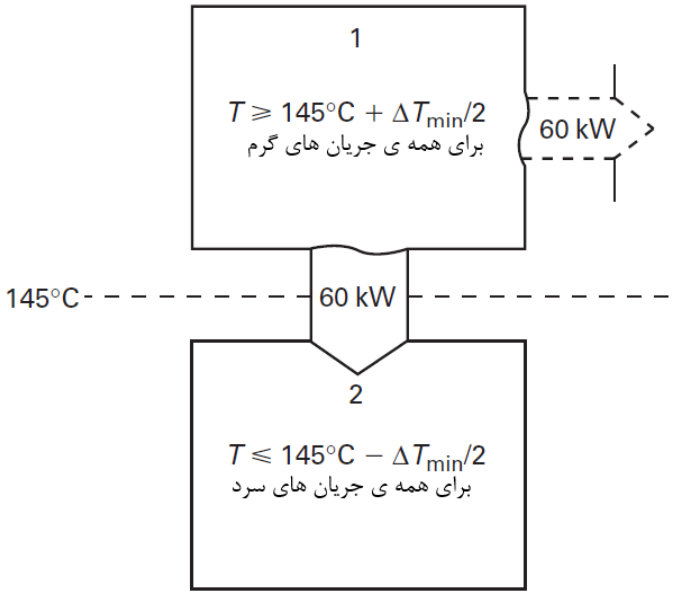
نتایج در جدول (۲-۳) نشان داده شده است و ستون آخر نشان می‌دهد که چه بازه‌ای در مازاد گرما یا کمبود گرما قرار دارد. بنابراین، تولید طراحی شبکه عملی بر اساس این فرض امکان‌پذیر خواهد بود که تمام بازه‌های «مازاد»، گرما را به سمت یوتیلتی سرد دفع می‌کنند

و تمام بازه‌های «کمبود»، گرما را از یوتیلتی گرم می‌گیرند. با این حال، این موضوع خیلی معقول نخواهد بود، زیرا مستلزم رد و پذیرش گرما در دماهای نامناسب است.

جدول ۲-۳- بازه‌های دمایی و بارهای حرارتی برای مسئله چهار جریانی

	تعداد گام i	S_i- S_{i+1}(°C)	$\sum CP_{HOT} - \sum CP_{COLD}$ $(kW/^\circ C)$	ΔH_i(kW)	افزایش/کاهش
S_1=۱۶۵°C					
	۱	۲۰	+۳	+۶۰	افزایش
S_2=۱۴۵°C					
	۲	۵	+۰/۵	+۲/۵	افزایش
S_3=۱۴۰°C					
	۳	۵۵	-۱/۵	-۸۲/۵	کاهش
S_4=۸۵°C					
	۴	۳۰	+۲/۵	+۷۵	افزایش
S_5=۵۵°C					
	۵	۳۰	-۰/۵	-۱۵	کاهش
S_6 =۲۵°C					

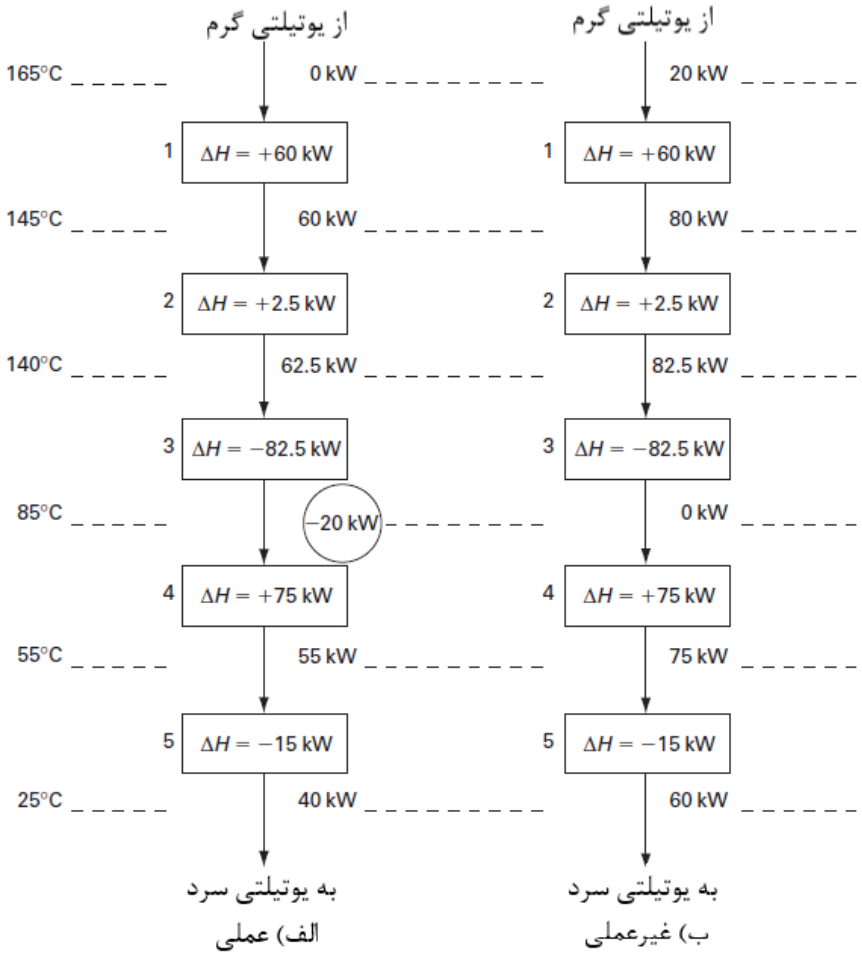
اما اکنون ما از یک ویژگی اصلی فواصل دما بهره می‌بریم. یعنی، گرمای موجود در بازه i، به اندازه کافی گرم است تا بتواند وظیفه خود را در بازه i+1 انجام بدهد. این در شکل (۲-۸) نشان داده شده است که در آن بازه‌های ۱ و ۲ به عنوان یک تصویر به کار می‌روند.



شکل ۲-۸: استفاده از گرمای مازاد از یک بازه

به جای ارسال ۶۰ kW گرمای اضافی از بازه ۱ به یوتیلتی سرد، می‌توان آن را به بازه ۲ ارسال کرد. بنابراین می‌توان یک «آبشار» گرما را تنظیم کرد، همان‌طور که در شکل (۲-۹) قسمت (الف) نشان داده شده است. با فرض این‌که هیچ حرارتی از یوتیلتی گرم به گرم‌ترین قسمت بازه ۱ رسانده نمی‌شود، مازاد ۶۰ kW از بازه ۱ به بازه ۲ سرازیر می‌شود. در آن‌جا، به مازاد ۲/۵ kW از بازه ۲ می‌پیوندد و ۶۲/۵ kW آبشار را به بازه ۳ تبدیل می‌کند. بازه ۳ دارای کمبود ۸۲/۵ kW است، از این‌رو، پس از پذیرش ۶۲/۵ kW، می‌توان آن را به عنوان انتقال کمبود ۲۰ kW به بازه ۴ در نظر گرفت. بازه ۴ از مازاد ۷۵ kW برخوردار است و بنابراین، مازاد ۵۵ Kw را به بازه ۵ منتقل می‌کند. سرانجام، کمبود ۱۵ kW در بازه ۵ بدین معنی است که ۴۰ kW، انرژی نهایی است که به یوتیلتی سرد سرازیر می‌شود. این در حقیقت، تعادل خالص آنتالپی برای کل مسئله است (یعنی یوتیلتی سرد، مقدار فردی آن‌ها هر چه قدر باشد، همیشه ۴۰ kW از یوتیلتی گرم فراتر می‌رود). با نگاهی به جریان گرما بین بازه‌های موجود در شکل (۲-۹) قسمت (الف)، واضح است که جریان منفی ۲۰ kW بین بازه‌های ۳ و ۴ از نظر ترمودینامیکی غیرعملی است. برای عملی شدن این کار (یعنی جریان منفی، برابر با صفر شود)، همان‌طور که در شکل (۲-۹) قسمت (ب) نشان داده شده است، باید ۲۰ kW

گرما از یوتیلتی گرم اضافه شود و درست از طریق سیستم سرازیر شود. با موازنه آنتالپی، این بدان معنی است که تمام جریان‌ها با ۲۰ kW افزایش می‌یابند. نتیجه اصلی این عملیات این است که حداقل یوتیلتی مورد نیاز پیش‌بینی می‌شود (یعنی ۲۰ kW گرما و ۶۰ kW سرما). علاوه بر این، موقعیت پینچ تعیین که در مرز بازه‌ای با دمای تغییر یافته ۸۵ °C (یعنی جریان‌های گرم در ۹۰ °C و سرد در ۸۰ °C) است و در آن جریان گرما صفر است.



شکل ۲-۹: آبشارهای حرارتی ممکن و غیرممکن

نتایج حاصل از این روش را با نتایج حاصل از منحنی‌های ترکیبی، همان‌طور که در شکل (۲-۶) نشان داده شده است، مقایسه کنید. همان اطلاعات به دست می‌آید، اما جدول مسئله یک چارچوب ساده برای آنالیز عددی ارائه می‌دهد. برای مسائل ساده می‌توان به سرعت آن را با دست ارزیابی کرد. برای مسائل پیچیده‌تر، به راحتی به عنوان یک صفحه گسترده یا سایر نرم‌افزارهای رایانه‌ای اجرا می‌شود. همچنین می‌تواند برای موردی متناسب باشد که در آن مقدار ΔT_{min} مجاز به جریان‌هایی بستگی دارد که با هم مطابقت داشته باشند و صرفاً یک مقدار «جهانی» نیست (به بخش ۳-۳-۱ مراجعه کنید). سرانجام می‌توان آن را سازگار کرد تا موارد دیگری را که در آن ساده بودن فرضیات (به عنوان مثال ثابت بودن CP) نامعتبر است، پوشش دهد (بخش ۳-۱-۳).

با افزودن بارهای گرما برای همه جریان‌های گرم و کلیه جریان‌های سرد- به ترتیب ۵۱۰ و ۴۷۰ kWh، کل گرمای بازیابی شده از تبادل حرارت حاصل می‌شود. کم کردن اهداف یوتیلتی سرد و گرم (۶۰ و ۲۰ kWh) از این مقادیر، بازیابی حرارت کل، یعنی ۴۵۰ kWh، را از طریق دو مسیر جداگانه فراهم می‌آورد. هدف یوتیلتی سرد منهای هدف یوتیلتی گرم، باید با خط پایین آبشار گرمای غیر ممکن، که ۴۰ kWh است، برابر باشد. این محاسبات بررسی‌های مفیدی را ارائه می‌دهد که داده‌های جریان و آبشارهای حرارتی به درستی ارزیابی شده‌اند.

با استفاده از الگوریتم جدول مسئله، یک مهندس اصول هدف‌گذاری قدرتمندی را در نوک انگشتان خود دارد. داده‌ها را می‌توان به سرعت از طرح‌واره استخراج و تجزیه و تحلیل کرد تا ببیند آیا فرآیند نزدیک به بهینه است یا اینکه آیا حوزه قابل توجهی برای صرفه‌جویی در انرژی وجود دارد یا خیر. اهداف به راحتی حاصل می‌شوند و محرک عظیمی برای جدا شدن از «منحنی یادگیری» فراهم می‌کنند (شکل ۱-۲). یک الگوریتم گام به گام برای محاسبه جدول مسئله در بخش (۳-۱۱) آورده شده است.

نکته ۱: در مقالات اولیه و ویرایش اول این راهنمای کاربر، معادله (۲-۳) برعکس شد. بازه‌های دمایی با یک تقاضای خالص، به صورت مثبت و با یک مازاد خالص، به صورت منفی نشان داده شدند. با این حال، این کار برخلاف انتظار است و همان‌طور که در این‌جا نشان داده شده است، عمل اخیر برای مثبت بودن مازاد گرما بوده است.

نکته ۲: در واقع سه روش ممکن برای نزدیک‌تر کردن منحنی‌های ترکیبی گرم و سرد توسط ΔT_{min}وجود دارد، به طوری که آن‌ها در پینچ با یکدیگر تماس داشته باشند، این می‌تواند از سه طریق زیر حاصل شود:

- تمام دماها را بر حسب دمای جریان گرم بیان کنید و دماهای تمام جریان‌های سرد را توسط ΔT_{min} افزایش دهید.
- تمام دماها را بر حسب دمای جریان سرد بیان کنید و دماهای تمام جریان‌های گرم را توسط ΔT_{min} کاهش دهید.
- از دماهای شیفت یافته استفاده کنید که یک مقدار متوسط هستند. دماهای تمام جریان‌های گرم توسط $\Delta T_{min}/2$ کاهش می‌یابد و دماهایی تمام جریان‌های سرد توسط $\Delta T_{min}/2$ افزایش می‌یابد.

روش ۳، متداول‌ترین مورد اتخاذ شده است، اگرچه روش ۱ نیز بطور قابل توجهی استفاده شده است. از این پس، در این کتاب از دمای شیفت یافته روش ۳ بدون توضیح بیشتر استفاده خواهد شد. بعضی اوقات، مقالات اولیه آن‌ها را «دمای بازه ای» می‌نامیدند.

۲-۱-۵- منحنی ترکیبی گراند[1] و منحنی ترکیبی شیفت یافته[2]

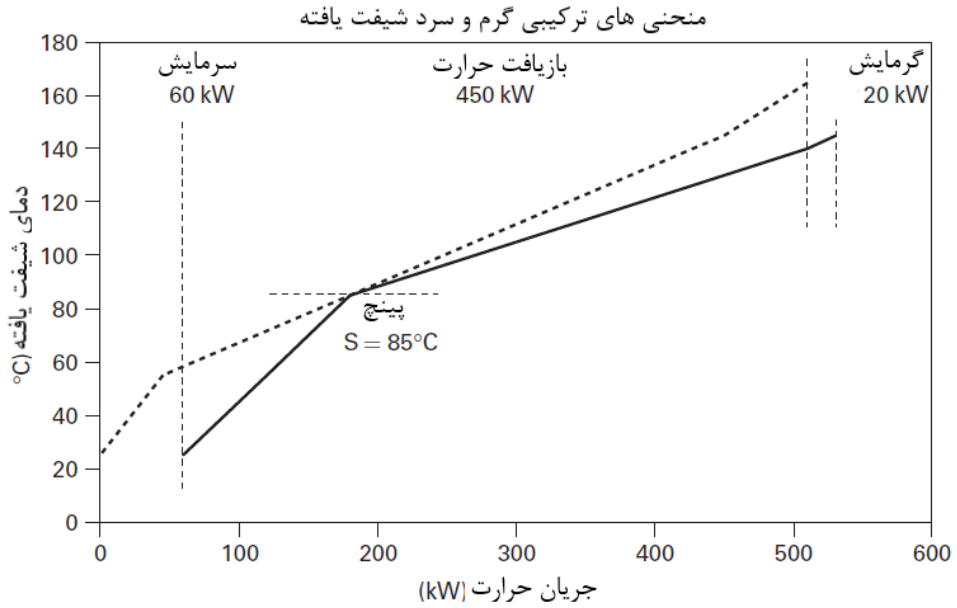
اگر منحنی‌های ترکیبی در محورهای دمای شیفت یافته مجدداً ترسیم شوند، **منحنی-های ترکیبی شیفت یافته،** شکل (۲-۱۰)، را به دست می‌آوریم. منحنی‌های شیفت یافته فقط در دمای پینچ محسوس هستند و حتی واضح‌تر از منحنی‌های ترکیبی، نشان می‌دهند که پینچ، فرآیند را به دو قسمت تقسیم می‌کند. حال آنچه را در هر دمای شیفت یافته، S، اتفاق می‌افتد، در نظر بگیرید. جریان حرارتی تمام جریان‌های گرم Q_H، نسبت به آنچه در Q_{HP}پینچ است (ثابت)، ΔQ_H است. به همین ترتیب، جریان حرارتی تمامی جریان‌های سرد نسبت به آنچه در پینچ است، ΔQ_C است. یک عدم تعادل وجود دارد که باید توسط یوتیلتی تأمین شود - گرمایش و سرمایش خارجی. بالای پینچ، $\Delta Q_C > \Delta Q_H$ و این تفاوت باید توسط یوتیلتی گرم تأمین شود. به همین ترتیب، پایین پینچ $\Delta Q_H > \Delta Q_C$ و گرمای اضافی توسط یوتیلتی سرد حذف شود.

---

[1] Grand composite curve
[2] Shifted composite curves

از این‌رو، با شناخت منحنی‌های ترکیبی شیفت یافته، می‌توانیم حداقل میزان گرمایش یا سرمایش را پیدا کنیم که در هر دمای معین لازم است تأمین شود. سپس، نمودار جریان حرارتی خالص (لازمه یوتیلتی) در برابر دمای شیفت یافته می‌تواند به راحتی ترسیم شود.

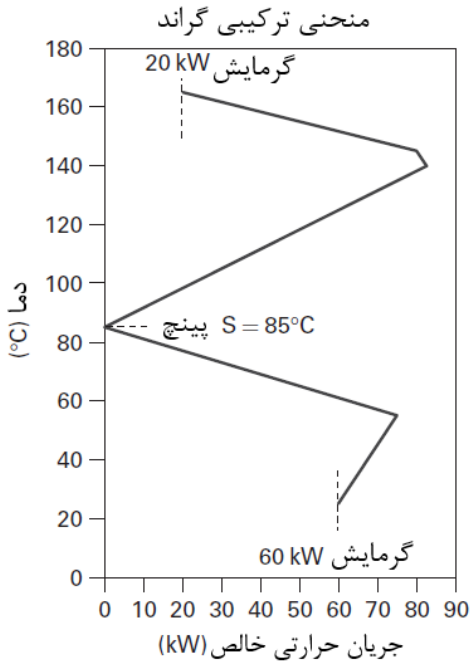
این به عنوان **منحنی ترکیبی گراند** شناخته شده است (از این پس به اختصار GCC) که تفاوت بین گرمای موجود از جریان‌های گرم و گرمای موردنیاز به وسیله جریان‌های سرد، نسبت به پینچ، را در یک دمای شیفت یافته معین نشان می‌دهد. بنابراین،GCC نموداری از جریان حرارتی خالص در برابر دمای (فاصله) شیفت یافته است، که صرفاً یک نمودار گرافیکی از جدول مسئله (آبشار حرارتی) است.



شکل ۲-۱۰: منحنی ترکیبی شیفت یافته

GCC برای مثال چهار جریانی از فصل ۲، در شکل (۲-۱۱) نشان داده شده است. مقادیر جریان حرارتی خالص در انتهای بالا و پایین، گرمای به دست آمده و دفع شده از آبشار است و از این‌رو اهداف یوتیلتی گرم و سرد را برای ما بازگو می‌کند. GCC نه تنها به ما می‌گوید که چقدر گرمایش و سرمایش خالص موردنیاز است، بلکه به ما می‌گوید که این در چه دمایی

موردنیاز است. دیگر نیازی به تأمین تمام تجهیزات گرمایش در بالاترین فاصله دمایی نیست؛ در صورت تمایل، قسمت اعظم آن در دماهای پایین‌تر تأمین می‌شود. پینچ نیز به راحتی قابل مشاهده است، جایی که جریان حرارتی خالص، صفر است و GCC با محور برخورد می‌کند. علاوه بر این، می‌توانیم ببینیم که آیا پینچ در میانه محدوده دما یا در یک انتها (یک مسئله «آستانه[1]») رخ می‌دهد و مناطق دیگر جریان حرارتی خالص کم، یا حتی پینچ‌های دو یا چند برابر را شناسایی می‌کند.



شکل ۲-۱۱: GCC برای مثال اصلی

همچنین می توان از هدف گیری انرژی برای حل و فصل سریع اختلافات در امتداد خطوط «ادغام کردن[2]، یا ادغام نکردن[3]» استفاده کرد. فرآیندها اغلب به دلیل ملاحظات طرح بندی یا عملکرد به بخش‌های مجزای ("A" و "B") تقسیم می شوند. غالباً سؤال این است که «آیا

[1] Threshold
[2] Integrate
[3] Not to integrate

با ادغام متقابل می‌توان صرفه‌جویی قابل توجهی ایجاد کرد؟» الگوریتم جدول مسئله می‌تواند در مناطق A و B بطور جداگانه و سپس در تمام جریان‌های A و B با هم به کار برود. نتایج تجزیه و آنالیز به سرعت سؤال را حل می‌کند. به عنوان مثال، اگر جواب این است:

A به تنهایی: ۱۰٪ صرفه جویی در کل صورتحساب سوخت ممکن است

B به تنهایی: ۵٪ صرفه جویی در کل صورتحساب سوخت ممکن است

A و B با هم: ۳۰٪ صرفه جویی ممکن است

بنابراین، یک محرک انرژی ۱۵ درصدی برای ادغام متقابل مناطق A و B وجود دارد. این **هدف‌گذاری منطقه‌ای**[1] است که در بخش (۳-۵-۱) بیشتر توضیح داده شده است.

برای خلاصه کردن این بخش در مورد هدف‌گذاری انرژی:

منحنی‌های ترکیبی درک مفهومی از چگونگی دستیابی به اهداف انرژی ارائه می‌دهند.

جدول مسئله و نمایش گرافیکی آن، GCC، نتایج مشابه (از جمله موقعیت مکانی پینچ) را ساده‌تر ارائه می‌دهد.

هدف‌گذاری انرژی یک طراحی قدرتمند و کمک به «انتگراسیون فرایند» است.

۲-۲- پینچ و اهمیت آن

شکل (۲-۱۲) (الف) منحنی‌های ترکیبی برای یک مسئله چند جریانی که در پینچ به دقت بررسی شده است را نشان می دهد. «قسمت بالای» پینچ (یعنی در آن منطقه به سمت راست) منحنی ترکیبی گرم تمام گرمای خود را به منحنی ترکیبی سرد منتقل می‌کند و تنها خروج از یوتیلتی گرم‌کننده موردنیاز است. از این‌رو، ناحیه بالای پینچ یک چاه حرارتی خالص است که گرما داخل آن جریان دارد، اما هیچ حرارتی از آن بیرون نمی‌رود. این امر، شامل تبادل حرارت و یوتیلتی گرم است، اما هیچ نوع یوتیلتی سردی وجود ندارد. برعکس، قسمت پایین پینچ، فقط سرمایش مورد نیاز است و بنابراین این ناحیه به عنوان چشمه حرارتی خالص است، نیاز به تبادل حرارت و یوتیلتی سرد دارد اما هیچ یوتیلتی گرمی وجود ندارد. بنابراین همان‌طور که در پوشش تعادل آنتالپی در شکل (۲-۱۲) (ب) نشان داده شده است، مسئله در دو ناحیه ترمودینامیکی مجزا قرار می‌گیرد. گرمای Q_{Hmin} داخل مسئله قسمت بالای پینچ و Q_{Cmin} خارج از مسئله پایین پینچ جریان می‌یابد، اما جریان گرما از طریق پینچ

[1] Zonal targeting

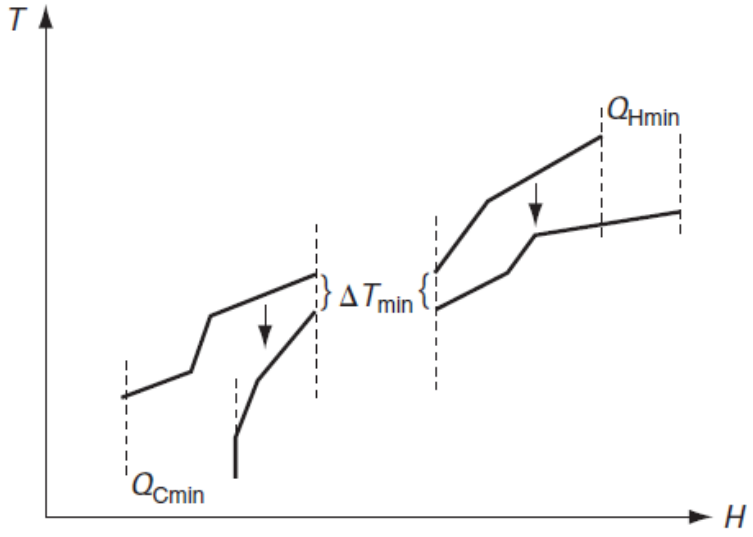
صفر است. این نتیجه در شرح الگوریتم جدول مسئله در بخش (۲-۱-۴) مشاهده شده است. روشی که در آن، پینچ، فرآیند را به دو قسمت تقسیم می‌کند، حتی از منحنی‌های ترکیبی شیفت یافته نیز واضح‌تر دیده می‌شود (شکل ۲-۱۰).

نتیجه می‌گیریم همان‌طور که در شکل (۲-۱۲) قسمت (ج) نشان داده شده است، هرگونه طراحی شبکه‌ای که گرمای α را توسط تعادل آنتالپی کلی در سرتاسر پینچ منتقل می‌کند، گرمای α بیشتری نسبت به حداقل تجهیزات گرم و سرد نیاز دارد. به عنوان یک نتیجه، هر نوع یوتیلتی سرمایش برای α در بالای پینچ، باید دارای یوتیلتی گرم اضافی α و برعکس آن در قسمت پایین پینچ باشد. این امر برای طراحانی که مایل به تولید طرحی هستند که به حداقل اهداف یوتیلتی برسند، سه **قانون طلایی**[1] را ارائه می‌دهد:

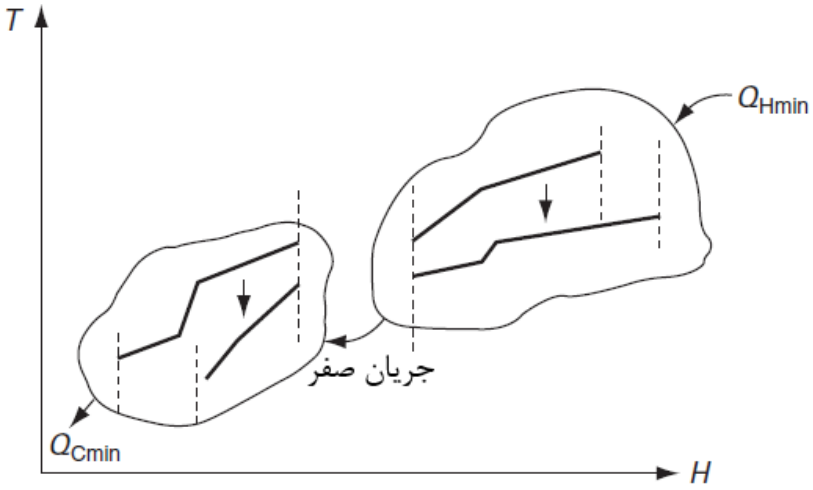
- گرما را از طریق پینچ منتقل نکنید.
- از یوتیلتی‌های سرد در قسمت بالای پینچ استفاده نکنید.
- از یوتیلتی‌های گرم در قسمت پایین پینچ استفاده نکنید.

برعکس، اگر فرآیندی انرژی بیشتری نسبت به اهداف ترمودینامیکی خود مصرف می‌کند، باید به دلیل شکسته شدن یک یا چند قانون طلایی باشد. همان‌طور که مشاهده می‌شود، این امر ممکن است یک مبادله آگاهانه باشد، اما دانستن اینکه این اتفاق می‌افتد، مهم است. هنگامی که صحبت از طراحی شبکه به میان می آید، تجزیه مسئله در پینچ بسیار مفید است(لینهوف و هیندمارش ۱۹۸۳) .

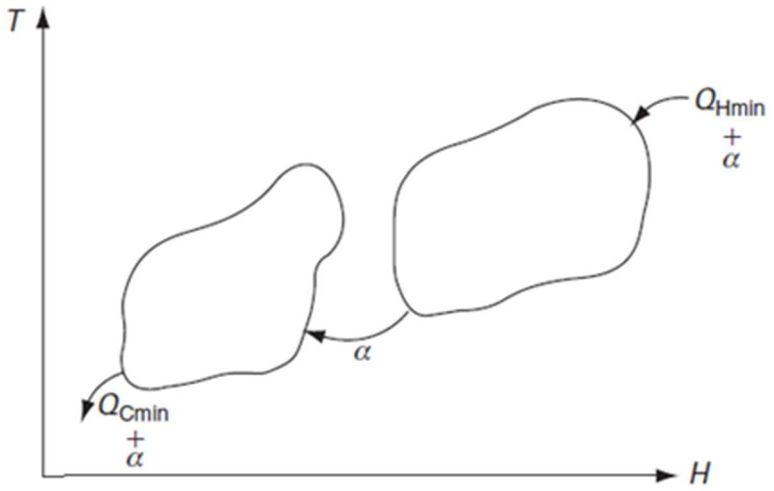
[1] Golden rules



الف)



ب)



ج)

شکل ۲-۱۲: تحلیل و بررسی یک مسئله در پینچ

این بینش‌ها پنج مفهوم ساده و مؤثر را به ما ارائه می‌دهند:

اهداف: هنگامی که منحنی‌های ترکیبی و جدول مسئله شناخته شد، دقیقا می‌دانیم که چه مقدار گرمایش خارجی به طور اجتناب‌ناپذیری مورد نیاز است. فرآیندهای تقریباً بهینه به این ترتیب تأیید می شوند و فرآیندهای غیربهینه با سرعت و اطمینان زیادی شناسایی می شوند.

پینچ: در قسمت بالای پینچ، فرآیند نیاز به گرمایش خارجی دارد و در قسمت پایین آن، سرمایش خارجی لازم است. این به ما می‌گوید که کجا باید کوره‌ها، گرم‌کننده بخار، کولرها و غیره را قرار دهیم. همچنین به ما می‌گوید از کدام سرویس‌های بخار در سایت باید استفاده شود و چگونه می‌توان گرما را از اگزوز توربین‌های بخار و گاز بازیابی کرد.

بیشتر به داخل، بیشتر خارج: یک فرآیند خارج از هدف، به بیش از حداقل گرمایش خارجی و در نتیجه به بیش از حداقل سرمایش خارجی نیاز دارد؛ شکل (۲-۱۲) (ج) را ببینید. ما عبارت گیج‌کننده «بیشتر به داخل، بیشتر خارج» را به کار می بریم و خاطر نشان می‌کنیم که برای هر واحد گرمای خارجی اضافی در یک فرآیند، باید دو بار تجهیزات انتقال حرارت را فراهم کنیم. در بعضی موارد، این ممکن است به ما کمک کند تا هم انرژی و هم هزینه سرمایه را بهبود ببخشیم.

آزادی انتخاب: «چاه حرارتی» و «چشمه حرارتی» در شکل (۲-۱۲) (ب) جدا از هم هستند. تا زمانی که طراح تسلیم این محدودیت باشد، او می‌تواند در انتخاب چیدمان‌های واحد، تنظیمات کنترل و غیره، از خوشحالی درونی خود پیروی کند. اگر مجبور باشد این محدودیت را نقض کند، می‌تواند جریان حرارتی متقابل پینچ را ارزیابی کند و سپس پیش‌بینی کند که شامل چه جریمه‌های کلی خواهد شد.

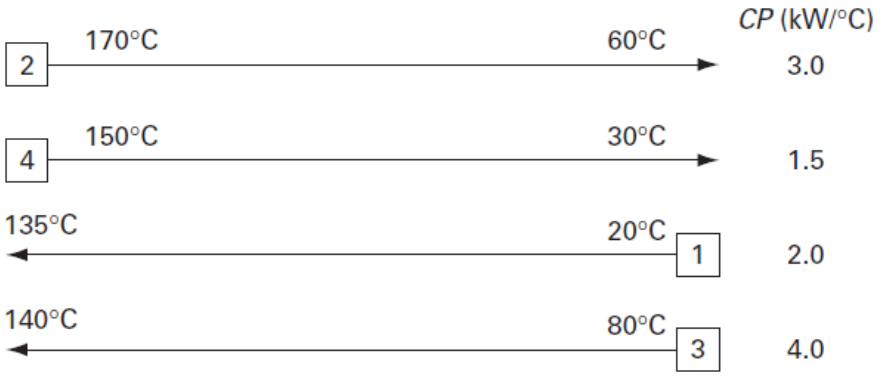
معاوضه‌ها: رابطه‌ای ساده بین تعداد جریان‌ها (جریان‌های فرآیند به علاوه یوتیلتی) در یک مسئله و حداقل تعداد «واحدهای» تبادل حرارت (یعنی هیتر، کولر و مبدل) وجود دارد. بخش (۳-۶) را ببینید. شبکه‌ای با بخش‌های «چشمه حرارتی» و «چاه حرارتی» جدا از هم که به حداقل اهداف انرژی دست یابد، نسبت به زمانی که تقسیم پینچ نادیده گرفته شود، به واحدهای بیشتری نیاز دارد. این نوع تعادل، بین بازیابی انرژی و تعداد واحدها، به مفهوم سنتی تعادل بین انرژی و مساحت سطح می‌افزاید (بخش ۲-۴).

بنابراین، ما لزوماً به قدرت محاسباتی «جعبه سیاه» نیاز نداریم، بلکه در حال توسعه مفاهیم کلیدی هستیم که طراح می‌تواند با بینش و مهارت خود از فن‌آوری فرآیند منحصر به فرد، ترکیب کند. این ترکیب است که در نهایت طراحی بهتری ارائه می‌دهد.

۲-۳- طراحی شبکه مبدل حرارتی

۲-۳-۱- نمایش شبکه

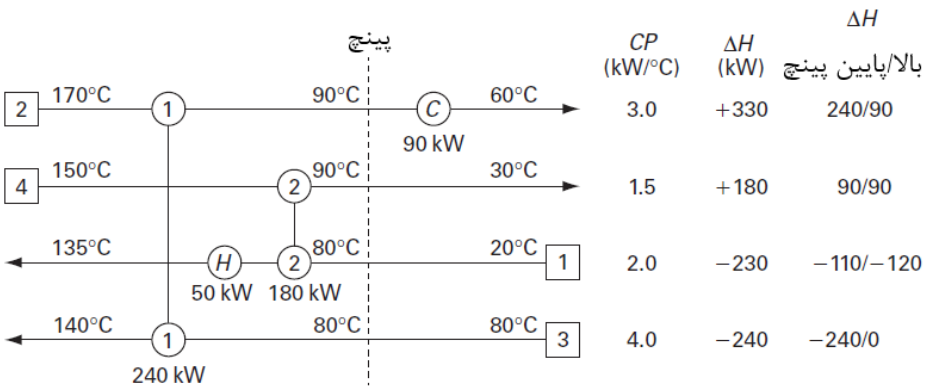
برای طراحی شبکه مبدل‌های حرارتی، مفیدترین نمایش «نمودار شبکه» است که توسط لینهوف و فلاور (۱۹۷۸) معرفی شده است (شکل ۲-۱۳). جریان‌ها به صورت خطوط افقی و دماهای بالا در سمت چپ و جریان‌های گرم در بالا ترسیم شده اند. جفت‌های تبادل حرارت توسط دو دایره که توسط یک خط عمودی به هم وصل شده‌اند، نشان داده شده است. ترسیم این شبکه بسیار راحت‌تر از طرح‌واره است، به خصوص که مبدل‌های حرارتی می‌توانند به هر ترتیب بدون تغییر مجدد سیستم جریان قرار گیرند. همچنین، شبکه نمایانگر ماهیت متضاد تبادل حرارت است و بررسی امکان‌سنجی دمای مبدل را آسان‌تر می‌کند. درنهایت، پینچ به راحتی در شبکه نمایش داده می‌شود (همان‌طور که در زیر بخش بعدی نشان داده خواهد شد)، در حالی که آن را نمی‌توان در طرح‌واره نمایش داد.



شکل ۲-۱۳: نمودار شبکه اولیه برای مسئله چهار جریانی

۲-۳-۲- یک «قضاوت صحیح» از طراحی شبکه

اکنون یک شبکه مبدل حرارتی ساده برای مسئله چهار جریانی ارائه خواهیم کرد و آن را در نمودار شبکه نشان می‌دهیم. شکل (۲-۱۳) وضعیت اولیه را نشان می‌دهد. ما می‌خواهیم بین جریان‌های گرم و سرد تبادل حرارت انجام دهیم و به طور منطقی، باید از یک انتهای محدوده دما شروع کنیم. جفت کردن گرم‌ترین جریان گرم ۲ با گرم‌ترین جریان سرد ۳، باید بهترین نیروی محرکه دما را داشته و امکان سنجی را تضمین کند. اگر کل بار گرمای جریان ۴ (۲۴۰kW) را تطبیق بدهیم، می‌توانیم محاسبه کنیم که جریان ۲ به ۹۰ °C رسیده است که فقط برای ΔT_{min} معین ۱۰°C قابل قبول است. سپس جریان ۴ را با جریان ۱ جفت می‌کنیم؛ می‌بینیم که می‌توانیم از کل ۱۸۰ kW در جریان ۴ استفاده کنیم و در عین حال دوباره در انتهای پایین به معیار ΔT_{min} برابر ۱۰ °C دست یابیم. این امر، جریان ۱ را تا ۱۱۰ °C بالا می‌برد، بنابراین برای افزایش آن به دمای نهایی مورد نیاز یعنی ۱۳۵ °C، به ۵۰ kW دیگر یوتیلتی گرم نیاز دارد. در آخر، یک کولر را به جریان ۲ اضافه می‌کنیم تا دلیلی برای ۹۰ kW باقیمانده مورد نیاز برای پایین آوردن دمای آن به ۶۰ °C باشد. طرح بدست آمده به عنوان شبکه در شکل (۲-۱۴) نشان داده شده است. ما به ۴۲۰ kW تبادل حرارت دست یافتیم، به این ترتیب تنها ۵۰ kW گرمایش خارجی با دو مبدل لازم است و هر دلیلی برای احساس رضایت از خودمان داریم.



شکل ۲-۱۴: یک «قضاوت صحیح» از طراحی شبکه برای مسئله چهار جریانی

با این حال، هنگامی که ما اهداف انرژی را می‌بینیم، به شدت تا زمین پایین آورده می‌شویم. ما باید بتوانیم فقط از ۲۰ kW گرمایش و ۶۰ kW سرمایش استفاده کنیم، اما طراحی ما به ترتیب به ۵۰ و ۹۰ kW نیاز دارد. چه اشتباهی کرده‌ایم؟ ما می‌توانیم با آزمایش و خطا سعی کنیم شبکه بهتری تولید کنیم. با این حال، خواننده خواهد فهمید که حتی با آگاهی از اهداف، طراحی یک شبکه برای دستیابی به آن‌ها با وسایل معمولی، کار ساده‌ای نیست.

در عوض، بهتر است از بینش‌های ارائه شده توسط مفهوم پینچ استفاده کنیم تا دریابیم چرا هدف را گم کرده‌ایم. پینچ در دمای شیفت یافته ۸۵ °C، مطابق با ۹۰ °C برای جریان‌های گرم و ۸۰ °C برای جریان‌های سرد است. ما می‌دانیم برای این‌که یک فرآیند خارج از هدف باشد، سه و تنها سه دلیل وجود دارد. با نگاهی به نمودار شبکه (و با کمک گرفتن از پینچ وارد شده) می‌توانیم ببینیم که هیچ هیتری در قسمت پایین پینچ و همچنین هیچ کولری در قسمت بالای آن وجود ندارد. بنابراین، ما باید انتقال حرارت را از طریق پینچ داشته باشیم، و عامل آن، مبدل حرارتی ۲ باشد. اگرچه این مبدل، پینچ را در هر دو جریان در بر می‌گیرد، اما می‌توانیم محاسبه کنیم که جریان ۲، ۹۰ kW در دمای بالاتر از ۹۰ °C و در دمای پایین‌تر از آن، ۹۰ kW آزاد می‌کند، در حالی که جریان ۳، فقط ۶۰ kW در دمای بالاتر از ۸۰ °C و ۱۲۰ kW در دمای پایین‌تر از آن را دریافت می‌کند. بنابراین، دقیقاً مطابق با ۳۰ kW اضافی تجهیزات گرم و سرد بالغ بر اهداف، از طریق پینچ ۳۰ kW در حال انتقال است.

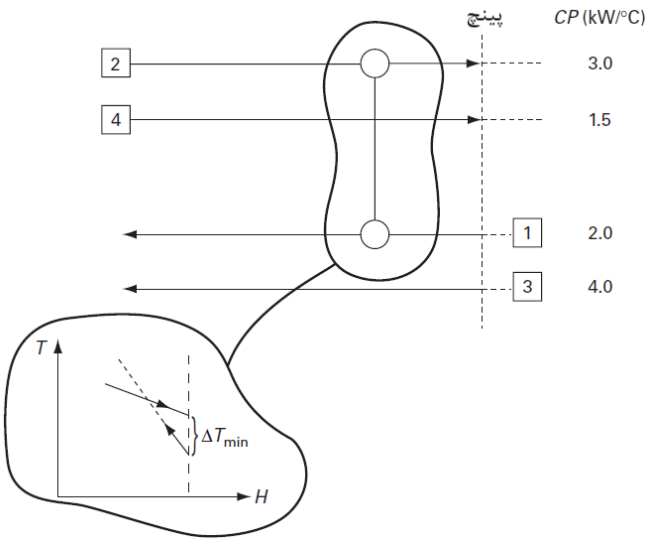
چگونه می‌توانیم بدون نقض سه قانون طلایی، تحقق اهداف را تضمین کنیم؟ پاسخ: فقط با شروع طراحی در محدودترین نقطه - خود پینچ - و کار به سمت خارج. این به خودی خود

توضیح می‌دهد که چرا طراحی شبکه مبدل حرارتی «سنتی» تقریباً همیشه خارج از هدف است؛ طراح باید از یک نقطه میانی در محدوده دما شروع کند و چگونه او بدون هیچ‌گونه بینشی درباره پینچ، می‌تواند بداند که پینچ چیست؟

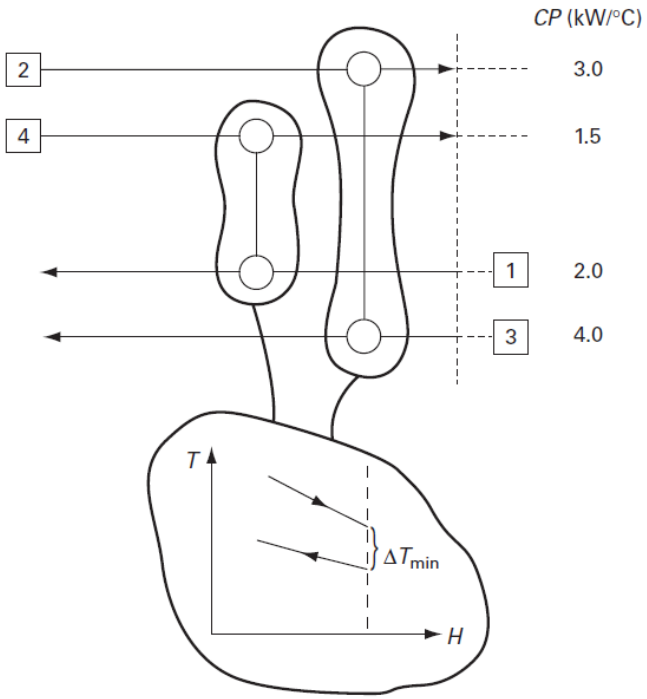
۲-۳-۳- طراحی برای بازیابی حداکثر انرژی

اجازه دهید به نمودار شبکه خود برگردیم و شروع به ساخت شبکه جدید کنیم. توجه داشته باشید که جریان شماره ۳ از پینچ شروع می‌شود. در حقیقت در مسائلی که جریان‌ها همگی دارای CP ثابت هستند، پینچ همیشه به دلیل ورود یک جریان، گرم یا سرد ایجاد می‌شود.

می‌دانیم که در قسمت بالای پینچ، هیچ‌گونه یوتیلتی سرمایشی نباید استفاده شود. این بدان معناست که در بالای پینچ، تمام جریان‌های گرم باید با مبادله گرما با جریان‌های سرد، به دمای پینچ برسند. بنابراین، با یافتن جفت‌هایی که این شرایط را عملی می‌کنند، باید طراحی را از پینچ شروع کنیم. در این مثال، در بالای پینچ دو جریان گرم در دمای پینچ وجود دارند، بنابراین دو «جفت پینچ» نیاز است. در شکل (۲-۱۵) (الف) یک جفت بین جریان‌های ۲ و ۱ به همراه یک نمودار T/H نظیر در الحاق آن نشان داده شده است. (توجه داشته باشید که جهت جریان معکوس شده است تا جهت‌ها را در نمایش شبکه منعکس کند.) از آنجا کهCP جریان ۲ از جریان ۱ بیشتر است، به محض این‌که هر بار روی جفت قرار گیرد،ΔT در مبدل کمتر ازΔT_{min} در انتهای گرم خود می‌شود. بدیهی است که این مبدل غیرعملی است و بنابراین باید به دنبال یک جفت دیگر باشیم. در شکل (۲-۱۵) (ب) جریان-های ۲ و ۳ جفت هستند و اکنون شیب نسبی نمودار T/H بدین معنی است که قرار دادن بار روی مبدل، ΔT به دست می‌آید.



الف)



ب)

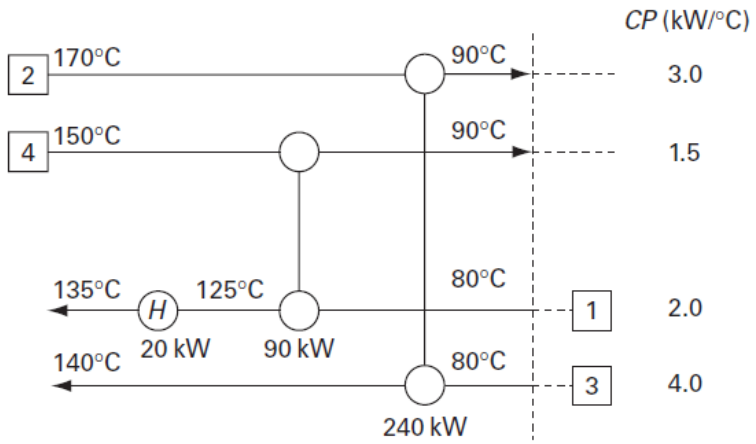
شکل ۲-۱۵: نتایج جفت کردن جریان‌های با CP مختلف

بنابراین این جفت قابل قبول است. اگر آن را به عنوان یک تصمیم طراحی محکم در نظر بگیریم، باید جریان ۴ با جفت شدن با جریان ۱ به دمای پینچ برسد (یعنی این تنها گزینه باقیمانده برای جریان ۴ است). با نگاهی به اندازه‌های مربوط به CP های جریان ۴ و ۱، جفت شدن آن‌ها امکان‌پذیر است ($CP_4 < CP_1$). هیچ جریان دیگری وجود ندارد که برای رسیدن به دمای پینچ نیاز به سرمایش داشته باشد، بنابراین، ما یک طراحی عملی در پینچ پیدا کرده‌ایم. این تنها طراحی عملی پینچ است، زیرا فقط دو جفت پینچ موردنیاز است.

به طور خلاصه، در طراحی درست بالای پینچ، باید این شرط را برآورده کنیم:

$$CP_{HOT} \leq CP_{COLD} \qquad ۴-۲$$

پس از یافتن یک طرح قابل اجرا برای پینچ، لازم است در مورد جفت بارهای حرارتی تصمیم گیری شود. توصیه این است که «بار حرارتی را به حداکثر برسانید، به‌طوری‌که بتواند یکی از جریان‌ها را به طور کامل تأمین کند». این تضمین می‌کند که حداقل تعداد واحدهای تبادل حرارتی به کار رفته است. بنابراین، از آنجا که جریان ۲ و ۳ در قسمت بالای پینچ به ترتیب به ۲۴۰ kW سرمایش و ۲۴۰ kW گرمایش نیاز دارند، اتفاقاً جفت ۲-۳ قادر به تأمین هر دو جریان است. با این حال، جفت ۴-۱ با داشتن بارحرارتی ۹۰ kW و سپس، گرمایش جریان ۱ فقط تا ۱۲۵ °C، تنها می‌تواند جریان ۴ را تأمین کند. همان‌طور که در شکل (۲-۱۶) نشان داده شده است، اکنون از آنجایی که هر دو جریان گرم توسط این دو مرحله طراحی کاملاً به پایان رسیده‌اند، جریان ۱ باید با استفاده از یوتیلتی گرم خارجی، از ۱۲۵ °C تا دمای هدف آن، یعنی ۱۳۵ °C گرم شود. همان‌طور که توسط آنالیز جدول مسئله پیش‌بینی شده است، این مقدار به ۲۰ kW می‌رسد. این تصادفی نیست! این طراحی با رعایت هر دو محدودیت عدم انتقال حرارت از طریق پینچ (قسمت «بالای پینچ» کاملاً مستقل از قسمت «پایین پینچ» طراحی شده است) و عدم استفاده از یوتیلتی سرمایشی در بالای پینچ، ارائه شده است.



شکل ۲-۱۶: طراحی شبکه بخش بالای پینچ برای مسئله چهار جریانی

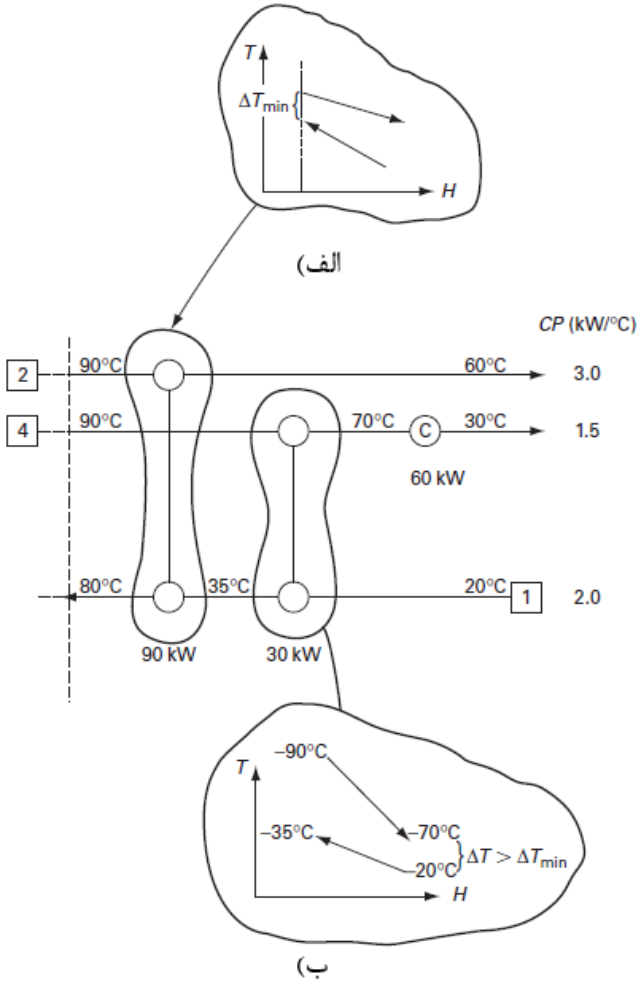
در قسمت پایین پینچ، مراحل طراحی از همان فلسفه پیروی می کنند، فقط با معیارهای طراحی که منعکس کننده معیارهای طراحی «بالاتر از پینچ» است. حال لازم است جریان‌های سرد را با مبادله حرارت با جریان‌های گرم به دمای پینچ برسانیم، زیرا نمی‌خواهیم از یوتیلتی گرمایشی در پایین پینچ استفاده کنیم. در این مثال، فقط یک جریان سرد ۱ در پایین پینچ وجود دارد که باید با یکی از دو جریان گرم موجود ۲ و ۴ جفت شود. از آنجایی‌که CP جریان گرم بیشتر از CP جریان سرد است و با دور شدن از پینچ به سمت دماهای کمتر، اختلاف دما افزایش می‌یابد، جفت شدن بین جریان ۱ و ۲ امکان‌پذیر است. جفت مناسب دیگری (جریان ۱ با جریان ۴) عملی نیست. درست در پایین پینچ، شرط لازم این است:

$$CP_{HOT} \geq CP_{COLD} \qquad ۵-۲$$

که معکوس معیار طراحی است که درست در بالای پینچ است.

به حداکثر رساندن بار روی این جفت، جریان ۲ را تأمین می‌کند، که مقدار این بار، kW ۹۰ است. گرمایش مورد نیاز توسط جریان ۱، kW ۱۲۰ است و بنابراین، برای گرفتن جریان ۱ از دمای ورودی ۲۰-۳۵°C آن، kW ۲۰ گرمایش باقیمانده لازم است. باز هم این میزان باید از مبادله با یک جریان گرم (نه یوتیلتی گرم) فراهم شود و تنها موردی که اکنون موجود است، جریان ۴ است. اگرچه نابرابری CP برای این جفت برقرار نیست، اما این جفت امکان‌پذیر

است؛ زیرا از پینچ دور است. یعنی این جفتی نیست که مجبور باشد دمای جریان سرد را تا دمای پینچ، بالا ببرد. بنابراین، این جفت غیرعملی نمی‌شود (اگرچه برای اطمینان از این امر، باید یک بررسی دما انجام شود). قرار دادن بار ۳۰ kW بر روی این جفت، سرمایش باقیمانده ۶۰ kW را به جریان ۴ می‌دهد که باید توسط یوتیلتی سرمایشی گرفته شود. باز هم، این امر همان‌طوری است که توسط آنالیز جدول مسئله پیش بینی شده است. طراحی پایین پینچ که شامل محدودیت CP است، در شکل (۲-۱۷) نشان داده شده است.



شکل ۲-۱۷: طراحی شبکه بخش پایین پینچ برای مسئله چهار جریانی

قراردادن طرح‌های «انتهای گرم» و «انتهای سرد» در کنار هم، طراحی کاملی را به دست می دهد که در شکل (۲-۱۸) نشان داده شده است. این طراحی به بهترین عملکرد انرژی ممکن برای ΔT_{min} برابر ۱۰ °C دست می‌یابد که شامل چهار مبدل، یک هیتر و یک کولر است. به عبارت دیگر، به‌طور کلی شامل شش واحد تجهیزات انتقال حرارت است. این طراحی، به عنوان یک شبکه **MER**[1] شناخته می‌شود (زیرا به **حداقل نیاز انرژی**[2] و **حداکثر بازیابی انرژی**[3] دست می‌یابد).

به‌طور خلاصه، این طراحی توسط موارد زیر تولید می‌شود:

- تقسیم مسئله در پینچ و طراحی هر قسمت به طور جداگانه.
- شروع طراحی در پینچ و جابه‌جا شدن.

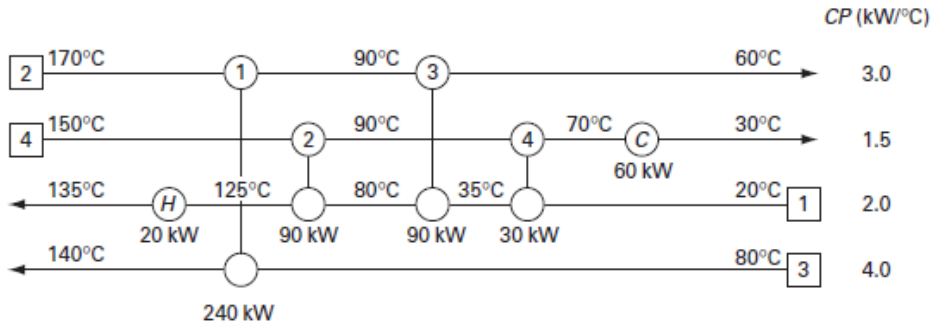
درست در مجاورت پینچ، پیروی از محدودیت‌های زیر:

- $CP_{HOT} \leq CP_{COLD}$ (در بالا) برای همه جریان‌های گرم
- $CP_{HOT} \geq CP_{COLD}$ (در پایین) برای همه جریان‌های سرد
- به حداکثر رساندن بارهای مبدل.

تأمین گرمایش خارجی فقط در قسمت بالای پینچ و سرمایش خارجی فقط در قسمت پایین پینچ.

این‌ها عناصر اصلی «روش طراحی پینچ» لینهوف و هیندمارش (۱۹۸۳) هستند. طراحی شبکه همیشه به این آسانی نیست - برای مثال، ممکن است لازم باشد که جریان‌ها برای برآورده شدن محدودیت‌های CP، در پینچ تقسیم شوند. معمولاً تعادلات تجاری معروف به «تقلیل» شبکه برای کاهش تعداد مبدل‌ها، به قیمت برخی افزایش‌ها در بارهای یوتیلتی انجام می‌شوند. همه این‌ها در فصل ۴ بیشتر توضیح داده خواهد شد.

[1] Minimum Energy Requirement and Maximum Energy Recovery
[2] Minimum energy requirement
[3] Maximum energy recovery



شکل ۲-۱۸: طراحی شبکه برای دستیابی به اهداف انرژی

۲-۳-۴- واژه ای درباره برنامه ریزی طراحی

روش ذکر شده از روش بصری سنتی برای طراحی شبکه مبدل‌های حرارتی پیروی نمی-کند. مهندس که به حال خود رها می‌شود، معمولاً از انتهای گرم شروع به طراحی می‌کند و کار خود را به سمت انتهای سرد پیش می‌برد. با این حال، «روش طراحی پینچ» طراحی را در جایی شروع می‌کند که مسئله بیشترین محدودیت را داشته باشد. یعنی، در پینچ. طراح از محدودیت ترمودینامیکی پینچ برای کمک به خود استفاده می‌کند تا جفت‌هایی که باید به منظور ارائه طراحی‌های کارآمد انجام شود را شناسایی کند که در آن، امکان شناسایی گزینه-های موجود در پینچ وجود دارد (و این مورد بعداً مورد بحث قرار خواهد گرفت)، طراح ممکن است شخصی را که برای کنترل، چیدمان، ایمنی و یا موارد دیگر دوست دارد، انتخاب کند و هنوز مطمئن باشد که یک طراحی کارآمد در مصرف انرژی حاصل خواهد شد. به همین ترتیب، خارج از پینچ، طراحی، محدودیت کمتری دارد و طراح می‌داند که او آزادی عمل بیشتری دارد.

۲-۴- انتخاب ΔT_{min} : هدف گذاری فوق العاده

۲-۴-۱- مفاهیم بیشتر انتخاب ΔT_{min}

تاکنون، ما دیده‌ایم که برای مقادیر بالاتر ΔT_{min} یوتیلتی گرم و سرد بیشتری نیاز داریم، بنابراین به نظر می‌رسد که یک ΔT_{min} با کمترین مقدار ممکن می‌خواهیم که با آن، به حداکثر راندمان انرژی برسیم. با این حال، یک اشکال وجود دارد. مقادیر ΔT_{min} پایین‌تر،

مبدل‌های حرارتی بزرگ تر و پرهزینه‌تری نیاز دارد. در یک دستگاه انتقال حرارت، مساحت سطح A مورد نیاز برای تبادل حرارت توسط معادله زیر محاسبه می‌شود:

$$A=\frac{Q}{U\Delta T_{LM}} \qquad ۶-۲$$

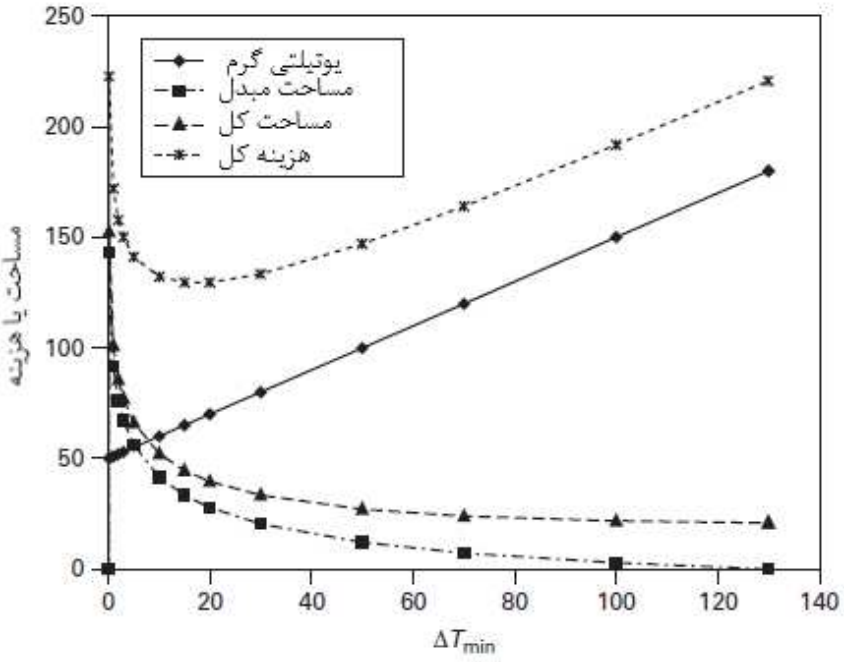
که در آن، A بر حسب m^2، Q گرمای منتقل شده در مبدل (kW)، U ضریب انتقال حرارت کلی (kW / m^2K) و ΔT_{LM} میانگین اختلاف دمای لگاریتمی (K) است. اگر یک مبدل حرارتی ناهمسوی خالص داشته باشیم که در آن، جریان گرم با دمای T_{h1} وارد و با دمای T_{h2} خارج می‌شود، و جریان سرد با دمای T_{c1} وارد و با دمای T_{c2} خارج می‌شود، به‌طوری که T_{c1} و T_{h2} در «انتهای سرد» C و T_{h1} و T_{c2} در «انتهای گرم» H مبدل قرار دارند، در این صورت ΔT_{LM} توسط معادله زیر محاسبه می‌شود:

$$\Delta T_{LM}=\frac{\Delta T_H-\Delta T_C}{In\frac{\Delta T_H}{\Delta T_C}}=\frac{T_{h1}-T_{h2}+T_{c1}-T_{c2}}{In\left(\frac{T_{h1}-T_{c2}}{T_{h2}-T_{c1}}\right)} \qquad ۷-۲$$

اگر $\Delta T_C = \Delta T_H$ باشد، ΔT_{LM} تعریف نشده است و در معادله (۲-۴) از ΔT استفاده می‌شود. در اصل، مساحت مبدل حرارتی تقریباً به طور معکوس با اختلاف دما متناسب است. از این‌رو، مقادیر پایین ΔT_{min} می‌تواند به مبدل‌های بسیار بزرگ و پرهزینه منجر شود، زیرا هزینه سرمایه به مساحت بسیار مرتبط است. حتی اگر یک انتهای مبدل اختلاف دمای زیادی داشته باشد، شکل عبارت برای ΔT_{LM} بدین معنی است که آن، تحت تسلط برخورد دمای کوچک‌تر است. بدیهی است که مقدار ΔT_{min} کم، منجر به ΔT_{LM} پایین می‌شود؛ رابطه دقیق بین آن‌ها توسط هگز (۱۹۸۹) مورد بحث قرار گرفته است.

برای مثال دو جریانی ما، شکل (۲-۱۹) کاربرد یوتیلتی‌ها و مساحت سطح مبدل‌های حرارتی (با فرض مقدار kW/m^2K ۰/۱ برای ضریب انتقال حرارت) را ترسیم می‌کند و همچنین اثر حضور هیتر و کولر را نشان می‌دهد (با فرض سطوح محسوس دما). در اینجا، کاربرد یوتیلتی‌ها به صورت خطی با ΔT_{min} افزایش می‌یابد، در حالی که مساحت مبدل برای مقادیر کم ΔT_{min} ، به شدت (به صورت مجانبی) افزایش می‌یابد.

حال اگر فرض کنیم هزینه انرژی متناسب با مصرف انرژی است و هزینه مبدل حرارتی (به عنوان اولین تقریب) متناسب با مساحت سطح است، می‌توانیم هزینه عملیاتی و سرمایه را جمع کنیم. از آنجا که هزینه انرژی به ازای هر ساعت و هزینه سرمایه یک هزینه دیگر است، یا باید هزینه انرژی را طی یک دوره (مثلاً ۲-۱ سال) محاسبه کنیم یا سالانه هزینه سرمایه را در یک دوره مشابه محاسبه کنیم. بازه زمانی انتخاب شده به عنوان **زمان بازپرداخت**[1] شناخته می‌شود. در این صورت، نمودار ترکیبی هزینه کل از جمله هزینه یوتیلتی، مبدل، هیتر و کولر را در بالای شکل (۲-۱۹) به ما ارائه می‌دهد. ما می‌توانیم ببینیم که یک مقدار بهینه برای ΔT_{min} وجود دارد - در این حالت، در حدود ۲۰ °C-۱۵.



شکل ۲-۱۹: تغییرات کاربرد یوتیلتی، مساحت مبدل و هزینه با ΔT_{min}

[1] Payback

واضح است، انتخاب مقدار صحیح ΔT_{min} برای هدف‌گذاری و طراحی شبکه مهم است. این امر را می‌توان با هدف‌گذاری مساحت و هزینه یا **هدف‌گذاری فوق‌العاده**[1] براساس مفهوم بالا و آن‌چه در بخش (۳-۷) به طور کامل توضیح داده می‌شود، انجام داد. هدف‌گذاری فوق-العاده نسبت به هدف‌گذاری انرژی، دقت کمتری دارد، زیرا عدم قطعیت‌های بسیاری وجود دارد - ضرایب انتقال حرارت، مساحت کل شبکه مبدل‌ها و هزینه‌ها همه در معرض تغییر هستند. با این حال، ما خاطر نشان می‌کنیم که منحنی هزینه کل از یک مقدار بهینه نسبتاً یکنواخت برخوردار است، بنابراین مقدار فرصت خوبی وجود دارد. تا زمانی که ΔT_{min} انتخابی بیش از حد کوچک یا بزرگ نباشد، حداقل باید در مراحل اولیه، یک طراحی معقول با استفاده از یک «مقدار آزمایشی» مناسب برای ΔT_{min} به دست آورد. اغلب مقدار ۱۰ °C یا ۲۰ °C بهترین است، اما در برخی از یوتیلتی‌ها، مقدار بسیار پایین‌تر یا بالاتر بسیار مناسب است.

به‌طور خلاصه، نکات کلیدی هدف‌گذاری مساحت و هزینه‌ها عبارتند از:

- معمولاً یک مقدار بهینه برای ΔT_{min} در این بازه معقول وجود دارد.
- مقدار بهینه دقیق نیست و معمولاً یک خطای قابل توجه در ابتدا قابل تحمل است.
- مقدار بهینه ΔT_{min} با هزینه‌هایانرژی بیشتر، هزینه‌های سرمایه کمتر یا دوره بازپرداخت طولانی‌تر کاهش می‌یابد.

۲-۵- روش آنالیز پینچ

۲-۵-۱- محدوده روش‌های آنالیز پینچ

این بخش بینشی از مفاهیم کلیدی که بلوک‌های ساختاری آنالیز پینچ هستند، به ما ارائه کرده است. با این حال، تجزیه و آنالیز بسیار دقیق‌تری برای کاربرد در عملیات صنعتی واقعی مورد نیاز است و این در فصل‌های بعدی ارائه خواهد شد. علاوه بر اصلاح روش‌هایی که قبلاً توضیح داده شد، تکنیک‌های اصلی دیگری که پوشش داده خواهند شد عبارتند از:

- استخراج داده‌ها - چگونگی استفاده از یک طرح‌واره فرآیند، تشکیل یک توازن حرارتی و جرمی پایدار و استخراج داده‌های جریان مورد نیاز برای آنالیز پینچ (بخش‌های ۳-۱ و ۳-۲).

[1] Supertargeting

- اصل آرایش مناسب - چه نوع یوتیلتی گرم و سرد، سیستم‌های جداسازی و سایر موارد فرآیندی باید به پینچ وGCC مربوط باشند (بخش ۳-۳-۲).
- سطوح یوتیلتی گرم و سرد چندگانه- ادغام سیستم‌های گرمایشی و سرمایشی بهینه با فرآیند (بخش ۳-۴).
- کاهش و بهینه‌سازی شبکه- اصلاح یک شبکه برای حذف مبدل‌های کوچک که مقرون به‌صرفه نیستند یا ویژگی‌های نامطلوب دیگری دارند (بخش ۴-۴).
- بازسازی واحدهای موجود- تطابق دادن تکنیک‌ها برای توزیع کردن مبدل‌های موجود و چیدمان کارخانه (بخش۴-۷).
- سیستم‌های گرما و توان، پمپ‌های حرارتی و سیستم‌های برودتی (بخش‌های ۵-۲ و ۵-۳).
- تغییر فرآیند- تغییر شرایط عملیاتی واحد و سایر جریان‌ها برای به حداکثر رساندن یکپارچه‌سازی گرما (بخش۶-۲).
- رسیدگی به فرآیندهای ناپیوسته (بخش ۷-۱ تا ۷-۷) و سایر شرایط وابسته به زمان مانند راه اندازی و خاموش کردن (بخش ۷-۹).

۲-۵-۲- نحوه انجام مطالعه پینچ

در عمل برای استفاده از اصول ذکر شده در بالا، یک روش مطالعه منظم مورد نیاز است. مراحل آنالیز یکپارچه سازی فرآیند (پینچ) در یک کارخانه یا سایت فرآیندی واقعی به شرح زیر است:

- یک نسخه از طرح‌واره کارخانه شامل داده‌های مربوط به دما، جریان و ظرفیت حرارتی را تهیه یا تولید کنید و یک موازنه حرارتی و جرمی پایدار ایجاد کنید (بخش‌های ۳-۱ و ۸-۲).
- داده‌های جریان را از موازنه حرارت و جرم استخراج کنید (بخش‌های ۳-۱ و ۸-۳).
- ΔT_{min} را انتخاب کنید، اهداف انرژی و دمای پینچ را محاسبه کنید (فصل ۳ برای فرآیندهای پیوسته، فصل ۷ برای فرآیندهای ناپیوسته).
- موقعیت‌های تغییر فرآیند را بررسی کنید، داده‌های جریان را بر این اساس اصلاح کنید و اهداف را مجدداً محاسبه کنید (فصل ۶).

- امکاناتی را برای ادغام با کارخانه‌های دیگر در سایت یا محدود کردن تبادل حرارت به زیر مجموعه جریان‌ها در نظر بگیرید. اهداف جدید را با هدف اصلی مقایسه کنید (بخش ۳-۵).
- نیازهای نیروی محل را تجزیه و آنالیز کنید و موقعیت‌هایی را برای ترکیب گرما و توان (CHP) یا پمپاژ حرارتی شناسایی کنید (فصل ۵).
- پس از تصمیم‌گیری در مورد اجرای تغییرات فرآیند و این‌که چه سطوحی از یوتیلتی باید استفاده شود، یک شبکه مبدل حرارتی طراحی کنید تا گرما را در درون فرآیند بازیابی کند (فصل‌های ۴ و ۸).
- سیستم‌های یوتیلتی را برای تأمین نیازهای گرمایشی و سرمایشی باقیمانده طراحی کرده و در صورت لزوم شبکه مبدل حرارتی را اصلاح کنید (فصل‌های ۳، ۴ و ۵).

به دو نکته خاص باید توجه شود. اولاً، ترتیب عملیات به ترتیب فصل‌های این کتاب نیست! به طور خاص، در مرحله هدف‌گذاری اولیه و قبل از طراحی شبکه، باید گزینه‌هایی برای تغییر پیکربندی فرآیند و شرایط در نظر گرفته شود که به عنوان مثال در بخش (۶-۶) مشاهده می‌شود. ثانیاً، قبل از انجام آنالیز هدف‌گذاری، مقادیر قابل توجهی کار مقدماتی لازم است تا موازنه حرارت و جرم تشکیل شود، جریان‌های ما شناسایی شده و داده‌های جریان را به دست آوریم. استخراج داده‌های جریان از طرح‌واره فرآیند بسیار مهم و در عین حال پر از مشکلات است. این یکی از دشوارترین و وقت‌گیرترین بخش‌های یک مطالعه عملی است، اما در متون منتشر شده تا حد زیادی نادیده گرفته شده است.

تمرین

منحنی‌های ترکیبی گرم و سرد، جدول مسئله، GCC، اهداف یوتیلتی گرم و سرد و دمای پینچ را برای مسئله زیر در ΔT_{min} کلی یعنی، ۱۰ °C، با استفاده از یک ماشین حساب، صفحه گسترده[1] خود یا صفحه گسترده تهیه شده توسط این کتاب محاسبه کنید (جدول ۲-۴).

[1] Spreadsheet

جدول ۲-۴- داده‌های جریان برای مسئله پنج جریانی

شماره جریان	نوع جریان	دمای مورد استفاده (ºC)	دمای هدف (ºC)	نرخ جریان ظرفیت حرارتی(kW/K)	بار حرارتی (kW)
۱	گرم	۲۰۰	۵۰	۳	۴۵۰
۲	گرم	۲۴۰	۱۰۰	۱/۵	۲۱۰
۳	گرم	۱۲۰	۱۱۹	۳۰۰	۳۰۰
۴	سرد	۳۰	۲۰۰	۴	-۶۸۰
۵	سرد	۵۰	۲۵۰	۲	-۴۰۰

منابع

1. Heggs, P. J. (1989). Minimum temperature difference approach concept in heat exchanger networks, *J Heat Recov Syst CHP*, 9(4): 367–375.
2. Hohmann, E. C. (1971). *Optimum networks for heat exchangers*, PhD. Thesis, University of S. California, USA.
3. Linnhoff, B. and Flower, J. R. (1978). Synthesis of heat exchanger networks: Part I: ystematic generation of energy optimal networks, *AIChE J*, 24(4): 633–642. Part II: Evolutionary generation of networks with various criteria of optimality, *AIChE J*, 24(4): 642–654.
4. Linnhoff, B. and Hindmarsh, E. (1983). The pinch design method of heat exchanger networks, *Chem Eng Sci*, 38(5): 745–763.
5. Linnhoff, B., Mason, D. R. and Wardle, I. (1979), Understanding heat exchanger networks, *Comp Chem Eng*, 3: 295–302.

فصل سوم

استخراج داده‌ها و هدف‌گذاری انرژی

در این فصل، جنبه‌های عملی فرآیند هدف‌یابی در عمق قابل توجه‌تری از خلاصه‌های مطرح شده در بخش (۳-۲)، با زیربخش‌های زیر ارائه شده است:

- تشکیل موازنه حرارت و جرم و استخراج داده‌های جریان (بخش ۳-۱).
- سهم جریان فردی و مسائل آستانه (بخش ۳-۳).
- یوتیلتی‌های چندگانه، منحنی‌های ترکیبی گراند و ترکیبی متعادل (بخش ۳-۴)
- هدف‌گذاری منطقه‌ای و هدف‌گذاری افت فشار (بخش ۳-۵).
- هدف‌گذاری تعداد واحدهای تجهیزات (مبدل، هیتر و کولر)، مساحت مبدل حرارتی و پوسته و تله‌های توپولوژی (بخش ۳-۶).
- هدف‌گذاری فوق‌العاده برای تغییر هزینه سرمایه، عملیات و هزینه کل با ΔT_{min} (بخش ۳-۷).

ما همچنین یک مطالعه موردی جدید را برای یک واحد تقطیر مواد آلی معرفی می‌کنیم. استخراج داده‌های جریان در بخش (۳-۲) و هدف‌گذاری در بخش (۳-۸) پوشش داده شده است.

۳-۱- استخراج داده‌ها

استخراج داده‌های جریان از طرح‌واره فرآیند یک بخش غیرقابل تصور و ناشناخته، اما بسیار حیاتی برای آنالیز پینچ است. این امر همیشه روشن و صریح نیست و گاهی اوقات رویکردهای جایگزین خود را نشان می‌دهد. اگر روش نادرست انتخاب شود، شخصی ممکن است به اهداف غیرممکنی برسد که با تجهیزات واقعی قابل دستیابی نباشند، یا برعکس با

سیستمی که چنان محدود شده باشد که تنها شبکه ممکن، همان شبکه‌ای باشد که تاکنون داشتید!

در این مرحله ما به سادگی جنبه‌های کلیدی را پوشش می‌دهیم که به شما امکان می‌دهد استخراج داده‌های جریان اصلی را انجام دهید. فصل ۸ در مورد بسیاری از مشکلات عملی که در موقعیت‌های پیچیده‌تر با آن‌ها روبه‌رو می‌شوید، به تفصیل بیشتر می‌پردازد. همچنین می‌توان جزئیات را در ESDU (۱۹۸۷) یافت.

۳-۱-۱- موازنه مواد و انرژی

اولین مرحله لازم، ایجاد موازنه حرارت و جرم برای کارخانه است. این امر معمولاً یک چالش مهم است؛ در کارخانه فرآیند واقعی، مشکل موازنه حرارت و جرم این است که تقریباً همیشه تعادل برقرار نمی‌شود! بنابراین، باید داده‌های مهم اصلاح شوند. مهم‌ترین نیاز، سازگاری داده‌ها با یکدیگر است تا صحت دقیق آن‌ها. استفاده از «تعادل» با ناسازگاری‌های جدی تنها زمانی مشکل ایجاد می‌کند که ما سعی کنیم اهداف را به پروژه‌های طراحی عملی تبدیل کنیم.

در مورد یک شکل جدید، موازنه حرارت و جرم می‌تواند از داده‌های طراحی در مورد دبی و ترکیبات و داده‌های کتاب‌ها درباره ظرفیت حرارتی ویژه و غیره تشکیل شود. برای یک کارخانه موجود، حتی اگر داده‌های طراحی موجود باشد، اغلب، تفاوت قابل توجهی با عملکرد واقعی خواهد داشت. طراحی فرآیند علم دقیقی نیست؛ معمولاً برای به دست آوردن رفتار پایدار و خروجی مورد نظر، تنظیمات و جریان‌ها در طول راه‌اندازی تغییر می‌کنند. علاوه بر این، ترکیب مواد اولیه از زمان راه‌اندازی اولیه ممکن است تغییر کرده باشد، یا ممکن است در طول زمان تغییر کند، در حالی که مبدل‌های حرارتی کثیف می‌شوند و عملکرد آن‌ها افت می‌کند. از این‌رو، با انعکاس عملکرد فعلی و احتمالاً با گستره‌ای از طرح‌هایی برای خوراک‌های مختلف قبل یا بعد از تمیز کردن، باید موازنه حرارت و جرم جدیدی تشکیل شود (موارد اصلی چندگانه، بخش ۴-۸).

موازنه جرم باید بر مبنای دبی جرمی باشد. تعداد کمی از کارخانه‌ها در تمام جریان‌ها دارای جریان سنج هستند و می‌توانند خطاهای قابل توجهی را نشان دهند؛ جریان سنج‌ها برای بخار (یا سایر سیالات قابل میعان) به ویژه مستعد خطا هستند، ارقام ۳۰٪ یا بیشتر

غیرمعمول نیستند. همیشه ارزشمند است که با توجه به تفاوت بین چندین خوراک، برای تولید سالانه اجزای مختلف (در اینجا، اجزای مختلف نفت و مقدار خوراک خام حاصل از ذخیره‌سازی) یک بررسی انجام دهید. سپس، موازنه جرم را می‌توان سازگار کرد، هر چند که اغلب با برخی مشکلات همراه است. ممکن است لازم باشد تا دبی‌های فرضی را که سال‌ها به عنوان «یک حقیقت مسلم» در نظر گرفته شده‌اند، اصلاح کنید.

موازنه حرارت پیچیده‌تر است. داده‌های اولیه شامل دما، بارهای گرمایی و دبی‌های بدست آمده از موازنه جرم هستند. در مقابل موازنه‌های جرمی که تلفات ناشی از نشتی‌ها معمولاً ناچیز است، باید اتلاف حرارت به حساب آورده شود (به جز زمانی که فرآیند شامل جریان‌های بزرگی از هوا یا گاز باشد). اگرچه تأثیرات رسوب‌گذاری یا محل قرار گیری در «نقاط مرده» باید بررسی شود، معمولاً دما دقیق‌ترین پارامتر اندازه‌گیری شده در یک کارخانه است که اغلب تا ۱°C می‌باشد. اغلب، در جایی که هیچ نوع یوتیلتی دائمی در یک موقعیت وجود ندارد، یک نقطه نمونه برداری وجود دارد که می‌توان یک ترموکوپل را در آن قرار داد، یا ممکن است دمای لوله خارجی اندازه‌گیری شود (بدیهی است که دقت اندازه‌گیری کمتر است). بارهای حرارتی مشکل‌تر هستند. ظرفیت حرارتی ویژه و گرمای نهان را می‌توان از کتب، داده‌های تولیدکنندگان یا اندازه‌گیری (در صورت لزوم) به دست آورد. بارهای سرمایشی را می‌توان از دبی و افت دمای آب خنک کننده و بارهای گرم‌کننده را از جریان بخار فراهم کرد (اغلب فاقد دقت لازم؛ اندازه‌گیری جریان میعان ممکن است ارجح باشد). اندازه‌گیری دقیق انتقال حرارت از کوره‌ها به دلیل اتلاف گرما از طریق دودکش بسیار دشوار است. نزدیک شدن به موازنه حرارت معمولاً یک چالش است و در بعضی موارد ممکن است برای به دست آوردن ارقام واقعی، لازم باشد که تعادل جرم را اصلاح کنیم.

نکته کلیدی که باید به کلی به خاطر بسپاریم این است که هدف ما ایجاد تعادل قابل اطمینان است که می‌توان از آن، داده‌های دما و بار گرما را برای جریان‌ها استخراج کرد.

۳-۱-۲- استخراج داده‌های جریان

با به دست آوردن موازنه حرارت و جرم قابل اطمینان، مرحله بعدی استخراج جریان‌های گرم و سرد به شکل مورد نیاز برای آنالیز پینچ است.

یک معیار معقول برای یک جریان این است که باید **بار گرما تغییر کند اما ترکیب آن ثابت بماند**. از این‌رو، یک جریان مایع داخل مبدل حرارتی، یا یک مایع تک جزیی در حال تبخیر، یا مخلوطی که بدون جداسازی اجزای آن خنک می‌شود، همه می‌توانند به عنوان جریان معرفی شوند. در مقابل، یک جریان مایع داخل برج جذب یا برج شستشو یا مخلوطی که در حال واکنش است، یا یک جریان داخل برج تقطیری که با یک جزء فرار حذف شده، پدید می‌آید، نباید به عنوان یک جریان واحد در نظر گرفته شود. روش‌های بهتری در فصل ششم مشاهده می‌شود.

داده‌های مورد نیاز جریان شامل محدوده دما $(T_1 \rightarrow T_2)$ ، نوع جریان (گرم یا سرد) و یا ظرفیت حرارتی $CP\ (kW/K)$ یا بار حرارتی جریان $\Delta H\ (kW)$ خواهد بود. آخرین مورد را می‌توان به چند روش به دست آورد:

- از دبی‌های جرمی جریان و ظرفیت‌های حرارتی ویژه منتشر شده (یا اندازه‌گیری شده)،
- از دبی جرمی و داده‌های آنتالپی ویژه،
- از بارهای حرارتی اندازه‌گیری شده در مبدل‌های حرارتی،
- با محاسبه دوباره سایر بارهای حرارتی جریان در موازنه گرما.

پارامترهای مختلف با معادله زیر به راحتی با یکدیگر مرتبط می‌شوند:

$$\Delta H = CP.(T_2 - T_1) = C_p\dot{m}(T_2 - T_1) = \dot{m}(h_2 - h_1) \qquad ۱-۳$$

که در آن $\dot{m}$ دبی جرمی (kg/s)، C_p ظرفیت حرارتی ویژه (kJ/kgK)، h آنتالپی ویژه (kJ/kg) است.

سایر مجموعه واحدها قابل قبول هستند، اما یا باید با یکدیگر هماهنگ باشند یا باید ضرایب تبدیل صحیح آن‌ها را به کار برد (به بخش ۸-۴-۵ مراجعه کنید).

۳-۱-۳- محاسبه بارهای حرارتی و ظرفیت‌های حرارتی

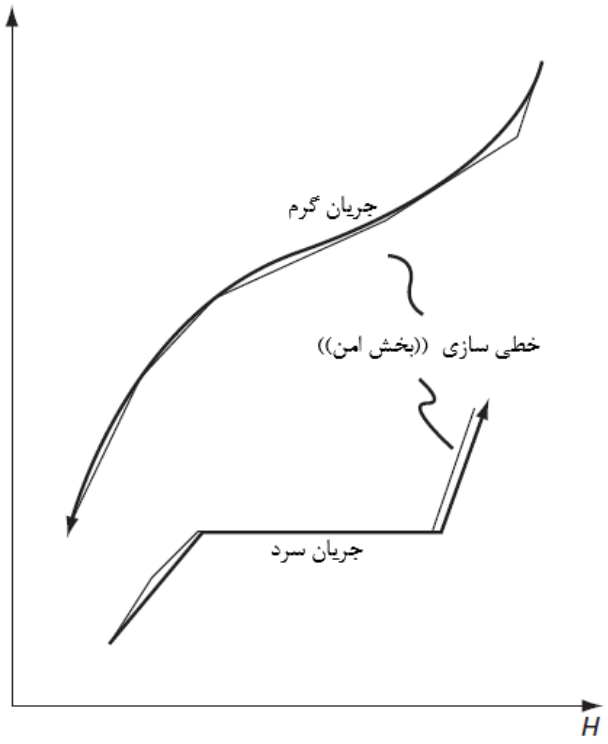
در اصل، الگوریتم‌های آنالیز پینچ برحسب ظرفیت حرارتی CP بیان شده‌اند. با این حال، در بیشتر موارد عملی، کار کردن با بارهای حرارتی بر حسب kW راحت‌تر از ظرفیت حرارتی بر حسب kW/k است. (در مورد مجموعه واحدهای جایگزین، به بخش ۸-۴-۵ مراجعه کنید).

برای یک جریان مخلوط مایع در کارخانه موجود، ظرفیت حرارتی ویژه ممکن است مشخص نباشد، در حالی که با استفاده از بارهای معلوم در مبدل‌های حرارتی موجود در دماهای مشخص، به راحتی می‌توان بار حرارتی را به دست آورد. در آن صورت، محاسبه دوباره CP از این داده‌ها آسان است. با این حال دو مشکل احتمالی وجود دارد. اولاً، بارهای تجهیزات ذکر شده ممکن است بار طراحی باشند تا بارهای عملیاتی. ثانیاً، CP با دما تغییر می‌کند و اگر فقط چند نقطه داده در یک محدوده دمایی وسیع گرفته شود، این وابستگی ممکن است اشتباه محاسبه شود. از همه مهم‌تر، تغییرات گرمای نهان داخلی (به عنوان مثال تبخیر یا میعان جزئی)، که موجب تغییر موضعی بسیار بزرگی در CP می‌شود، ممکن است آشکار نشود. این امر اغلب منجر به خطاهای جدی هدف‌گیری می‌شود. هنگامی که تغییرات گرمای نهان رخ می‌دهد، نقاط شبنم و حباب باید از ابتدا به عنوان نقاط خطی سازی ثابت شوند. این به این دلیل است که محل پینچ اغلب با چنین نقاطی مشخص می‌شود.

هنگام وارد کردن داده‌ها، بارهای گرمای نهان دوباره به مقداری توجه نیاز دارند. از لحاظ تئوری، می‌توان آن‌ها را جریان‌هایی با بار حرارتی محدود در دمای ثابت در نظر گرفت، به گونه‌ای که ظرفیت حرارتیCP، نامحدود باشد. در عمل، برخی از نرم‌افزارهای هدف‌گذاری نمی‌توانند این امر را کنترل کنند و دمای هدف باید با دمای ورودی، کمی متفاوت باشد – مثلاً ۰/۱ °C. در چنین مواردی، دمای ورودی را در مقدار اصلی خود نگه دارید و دمای هدف را تغییر دهید - برای یک جریان سرد (تبخیر) به سمت بالا و برای یک جریان گرم (میعان) به سمت پایین. دلیل این امر این است که پینچ همیشه با شروع جریان ایجاد می‌شود، بنابراین با این کار اطمینان حاصل می‌شود که دمای پینچ هنوز دقیقاً درست است.

در روش جدول مسئله اصلی، همه جریان‌ها دارای CP مستقل از دما فرض شدند. در مسائل واقعی، ظرفیت حرارتی همیشه تا حدی به دما وابسته است و همه نرم افزارهای هدف گیری نمی توانند این کار را انجام دهند. بنابراین مهم است که بدانیم تقریب خطی چه زمانی معتبر است و چه زمانی نیست. به یاد داشته باشید که اهداف بیش از هر چیز به این که چگونه تا این اندازه روش منحنی‌های ترکیبی گرم و سرد به پینچ نزدیک می‌شوند و نیز به شکل آن‌ها در این ناحیه بستگی دارد، واضح است که خطاهای داده بیشترین اهمیت را در پینچ دارند. بنابراین در مجاورت پینچ است که باید بیشترین دقت را در مورد تقریب CP داشته باشیم.

اگر فرض ثابت بودن CP قابل قبول نباشد، جریان‌ها باید در بخش‌ها خطی شوند. این عملیات اعتبار الگوریتم جدول مسئله را حفظ می‌کند (بخش‌های خطی باید درست به همان شیوه‌ای کنترل شوند که تمام جریان‌های خطی کنترل می‌شوند)، در حالی که در صورت لزوم، دقت را بهبود می‌بخشد. در مورد CP متغیر، خطی سازی «بخش امن» باید در صورت امکان انجام شود، یعنی خطی سازی جریان گرم همیشه باید در «سمت سرد» در دماهای کمی پایین‌تر از داده‌های واقعی باشد و برعکس آن برای جریان سرد، همان‌طور که در شکل (۳-۱) آمده است. این تضمین می‌کند که اهداف انرژی پیش بینی شده همیشه می‌توانند در عمل برآورده شوند.



شکل ۳-۱: خطی سازی «بخش امن»

در یک وضعیت نمونه، ظرفیت حرارتی یک یا چند جریان به صورت یک چند جمله‌ای دما، T، داده می‌شود، به گونه‌ای که:

$$\text{ظرفیت حرارتی} \ldots \quad CP = c_0 + c_1T + c_2T^2 + c_3T^3$$

$$H = c_0T + c_1T^2/2 + c_2T^3/3 + c_3T^4/4 \ldots$$ بار حرارتی

اگر این تغییرات با دما زیاد نباشد، جریان‌ها ممکن است به دو یا چند بخش تقسیم شوند یا صرفاً به عنوان یک جریان واحد باقی بمانند. هنگامی که هدف‌گذاری اولیه انجام شده است، جریان‌های مربوطه باید در پینچ به دو قسمت تقسیم شوند و سپس، اهداف با داده‌های بهبود یافته دوباره ارزیابی شوند. این به‌طور معمول باعث تغییر در اهداف انرژی می‌شود، اما تقریباً هرگز دمای پینچ تغییر نمی‌کند (زیرا، پینچ همیشه با شروع جریان یا متحمل شدن یک افزایش بزرگ در CP ایجاد می‌شود). از این‌رو، نیازی به تکرار بیشتر نیست. این روش را می‌توان در گزارش مطالعه موردی موجود در بخش (۳-۸-۱) مشاهده کرد.

اگر تغییر قابل توجهی در CP ایجاد شود، به عنوان مثال هنگامی که یک جریان شروع به تبخیر یا چگالش می‌کند و بار گرمای نهان بزرگی به آن اضافه می‌شود، معقول‌تر است که جریان‌ها را به چند بخش تقسیم کنید یا اگر نرم‌افزار هدف‌گذاری اجازه این کار را نمی‌دهد، آن بخش‌ها را به صورت جریان‌های مجزا فرض کنید.

به‌طور خلاصه، استراتژی استفاده از داده‌ها باید به صورت زیر باشد:

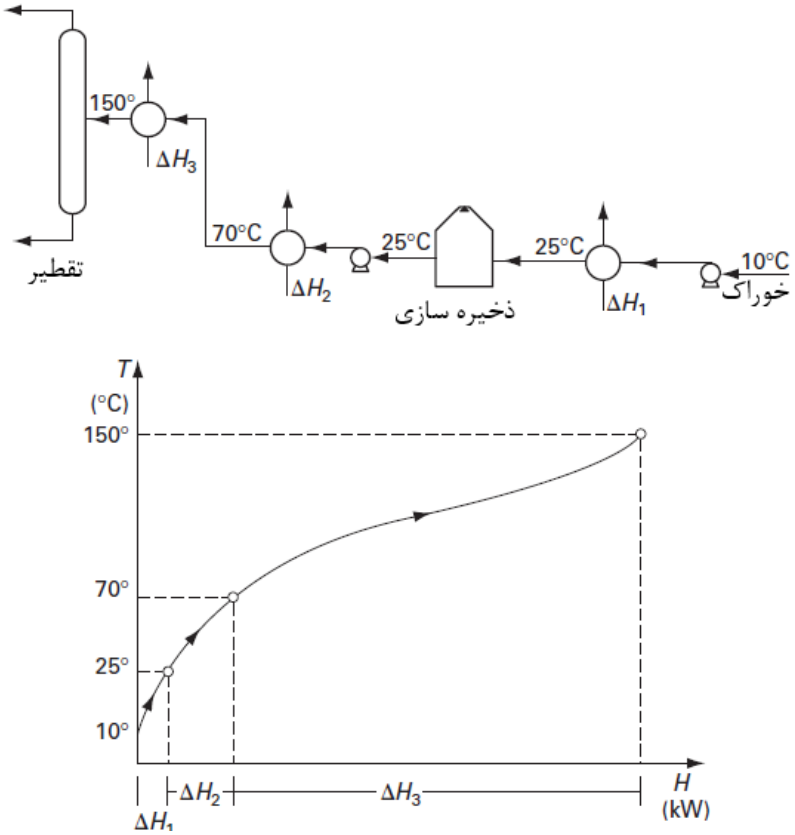
- ابتدا از داده‌های حدسی استفاده کنید.
- منطقه پینچ را با هدف‌گذاری جدول مسئله مشخص کنید.
- در مجاورت پینچ، از داده‌های بهتری استفاده کنید.

۳-۱-۴- انتخاب جریان‌ها

هنگامی که جریان‌ها از مخازن فرآیند میانی مانند مخازن ذخیره سازی و پمپ‌ها عبور می کنند، چقدر باید تقسیم بندی کنیم؟

یک جریان را در نظر بگیرید که در حال حاضر از ۱۰ °C تا ۳۰ °C گرم می‌شود، از یک مخزن ذخیره سازی عبور می‌کند، سپس در یک مبدل حرارتی تا ۸۰ °C و پس از آن در یک هیتر تا ۱۲۰ °C گرم می‌شود (شکل ۳-۲). این را می‌توان در داده‌های جریان به عنوان سه جریان جداگانه نشان داد. این امر می‌تواند اهداف صحیحی را ارائه دهد، اما در مرحله طراحی شبکه، ما دمای بخش‌های جریان را بسیار شدید محدود کرده‌ایم به طوری‌که می-توانیم هر بخش را «کاملاً» با جفت اصلی خود مطابقت دهیم، یعنی به احتمال زیاد طرح‌واره اصلی را ایجاد می‌کنیم! به جای آن، فرض کنید دو جریان تعریف شود، یکی از ۱۰ °C تا

دمای ذخیره، ۳۰ °C و دیگری از ۳۰ °C تا دمای نهایی ۱۲۰ °C اکنون ما شانس بهتری برای پیدا کردن جفت‌های مختلف و بهبود طراحی داریم. با این حال، احتمالاً دمای ذخیره سازی ۳۰ °C، قطعی نیست. اگر خوراک توسط یک جریان مستقیم از ۱۰ °C تا ۱۲۰ °C نشان داده شود، احتمال یافتن یک طراحی بهبود یافته هنوز زیاد است. می‌توان دمای ذخیره‌سازی را در نقطه شکست «طبیعی» بین دو جفت، ثابت کرد. به عبارت دیگر، اگر شما جریان‌های فرآیند را به جریان‌های بیش از حد مجزا تقسیم کنید، پیچیدگی ظاهری شبکه (جریان‌های بیشتر) و محدودیت‌های غیرضروری را افزایش می‌دهید و احتمالاً فرصت‌های بازیابی گرما را از دست می‌دهید (زیرا یک مبدل جدید می‌تواند طوری به نظر برسد که گویی به جای یک جفت واحد، به دو یا سه جفت جداگانه در جریان‌های جدا از هم نیاز دارد).



شکل ۳-۲: استخراج داده‌ها از یک جریان فرآیند موجود

به طور کلی، طراح باید در وهله اول تصمیم بگیرد که کدام منبع و دماهای هدف را به عنوان "سخت" (غیر متغیر) و کدام "نرم" (با مقداری آزادی عمل) تعریف کند. او سپس یک طرح شبکه مبدل حرارتی موردی پایه را تولید خواهد کرد، پس از آن ممکن است آشکار شود که با ایجاد تغییرات در دماهایی که در ابتدا به عنوان سخت طبقه بندی می شدند، می توان بهبودهای بیشتری را انجام داد. این تصمیمات به وضوح کاملاً به فناوری فرآیند و تا حدی به تجربه طراح بستگی دارد. با این حال، طراح باید همیشه مراقب فرصت‌هایی برای بهبود شبکه‌های خود با اصلاح داده‌های پایه باشد. بنابراین او باید بداند کدام یک از محدودیت‌های موجود در کارخانه وی واقعی است و کدام مناطق قابل تغییر هستند و اگر قابل تغییر هستند، میزان آن چه مقدار می‌باشد.

به عنوان مثال، در زنجیره تقطیر نفت خام مانند آنچه در مطالعه موردی بخش (۹-۲) توضیح داده شده است، معمولاً یک مخزن نمک‌زدایی در جریان خوراک نفت خام وجود دارد. جرم نمک حذف شده تأثیر ناچیزی بر موازنه حرارت دارد و در نظر گرفتن خوراک به عنوان یک جریان واحد قبل و بعد از نمک‌زدایی، جالب به نظر می‌رسد. با این حال، به طور کلی محدودیت دمایی شدیدی بر روی نمک‌زدایی وجود دارد - این که تنها در دمای بین، به عنوان مثال،°C ۱۲۵ و °C ۱۳۰ به طور مؤثر عمل می‌کند. اگر خوراک نفت خام به عنوان یک جریان واحد تلقی شود، یک جفت ممکن است در دمای صحیح تمام نشود تا عملیات نمک زدایی مؤثر را امکان‌پذیر سازد. بنابراین، بهتر است در این مورد دو جریان جداگانه وجود داشته باشد. اما توجه داشته باشید که در صورت لزوم انعطاف‌پذیری کوچکی در دمای نقطه شکست وجود دارد.

باز هم، ما می‌بینیم که آنالیز پینچ جانشین یا جایگزینی برای مهارت و تجربه طراح نیست، بلکه یک مکمل است که او را قادر می‌سازد که دانش خود را به بهترین وجه به کار ببرد.

همچنین می‌توانید جریان‌های «اختیاری» داشته باشید. به‌طور معمول، این محصولات گرم یا جریان‌های زائد هستند که می‌توان اجازه داد تا به‌طور طبیعی خنک شوند (یا در هنگام گرم شدن به جو تخلیه شوند - به اصطلاح یک «کولر همگانی») یا از میان یک مبدل حرارتی عبور کرده، به طوری که گرما بازیابی شود. اهداف مختلف با و بدون این جریان‌ها به دست می‌آیند. این به طراح بستگی دارد که آیا آن‌ها را در «مورد پایه» اصلی بگنجاند یا خیر. گزینه

دیگر می‌تواند به عنوان یک مورد جایگزین در نظر گرفته شود. آنالیز تغییر فرآیند (فصل ۶)، به ویژه اصل مثبت - منفی، مفید است.

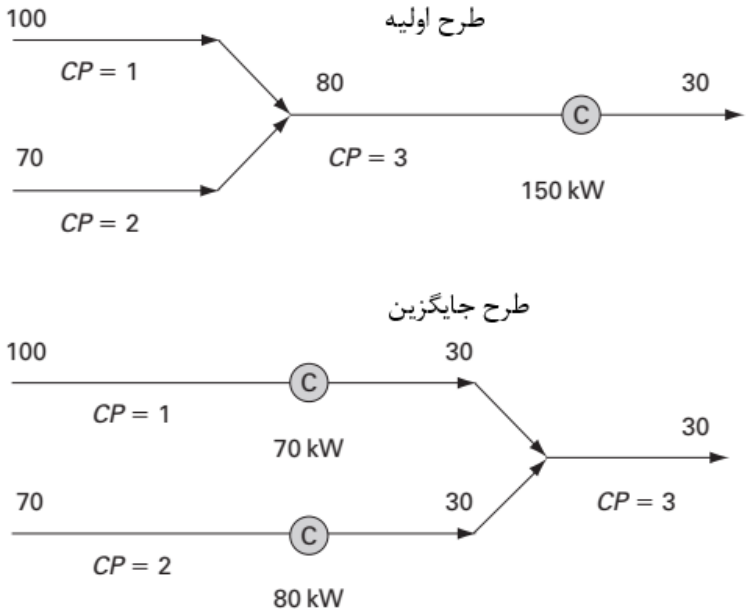
همچنین ضروری است که برای مخزنی که در آن تغییر قابل توجهی در ترکیب رخ می‌دهد - به عنوان مثال، یک ستون تقطیر، تبخیر یا راکتور - جریان‌های ورودی و خروجی جداگانه نگه داشته شوند، ترکیب نشوند. باز هم می‌توان دمای عملیات واحد را با روش‌های ذکر شده در فصل ۶ بهینه کرد، اما نمی‌توان نادیده گرفت - این یک مرحله پردازش حیاتی است.

۳-۱-۵- اختلاط

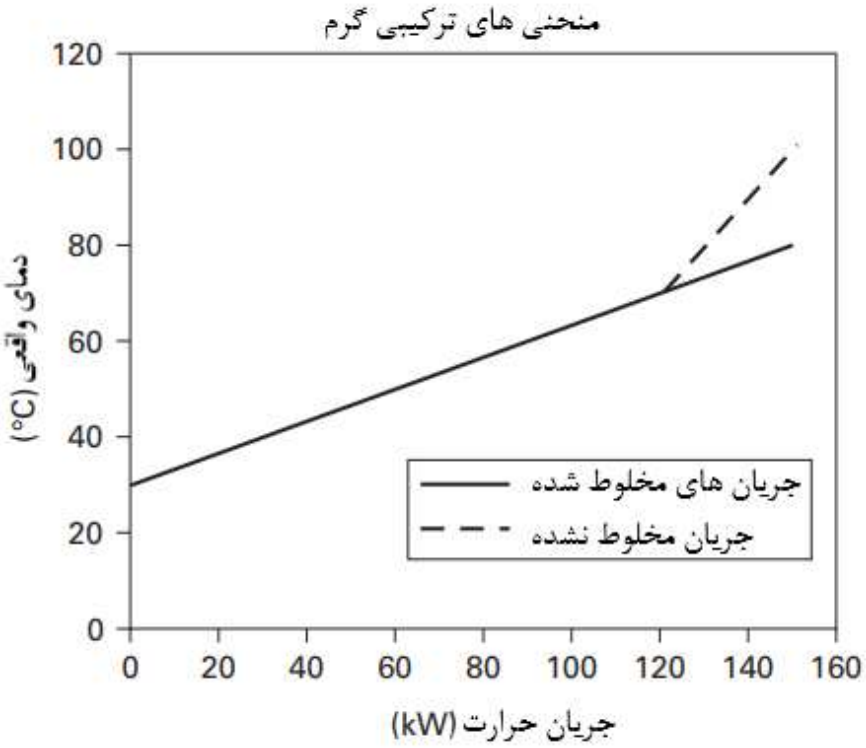
اختلاط و تقسیم اتصالات همچنین می‌تواند مشکلاتی را در استخراج داده‌های جریان ایجاد کند. دو جریان فرآیند را با ترکیب یکسان در نظر بگیرید که واحدهای جداگانه را در دماهای مختلف ترک کرده، مخلوط می‌شوند و سپس تا دمای نهایی مشترک نیاز به گرمایش دارند. این می‌تواند به عنوان یک جریان درنظر گرفته شود و کار گرمایش می‌تواند توسط یک مبدل حرارتی واحد انجام شود. با این حال، اختلاط باعث کاهش دما می‌شود. در نظر بگیرید اگر سیستم تنها به عنوان یک جریان برای هدف‌گذاری انرژی در نظر گرفته شود، چه اتفاقی می‌افتد. اگر دمای اختلاط کمتر از دمای پینچ باشد، «قابلیت خنک کنندگی» جریان سرد زیر پینچ کاهش می‌یابد. بنابراین، گرمای بیشتری باید به سرمایش یوتیلتی داده شود، و با تعادل آنتالپی، گرما باید در سرتاسر پینچ انتقال داده شود و مصرف آب گرم افزایش یابد. برای اطمینان از بهترین عملکرد انرژی در مرحله هدف‌گیری، اختلاط باید همدما فرض شود. از این رو، هر جریان را به طور جداگانه تا دمای نهایی خود گرم کنید، یا یک جریان را به دمای دیگری گرم یا سرد کنید، سپس مخلوط کنید، و سپس مخلوط حاصل را تا دمای نهایی گرم یا خنک کنید.

شکل (۳-۳) یک نمونه عددی را این بار برای دو جریان گرم نشان می‌دهد. روش صحیح این است که فرض کنید جریان‌ها به صورت همدما، در اینجا در دمای هدف ۳۰ °C مخلوط می‌شوند. اگر طرح اولیه حفظ شود و پینچ با دمای جریان گرم بین ۷۰ °C تا ۱۰۰ °C مطابقت داشته باشد، انرژی تلف می‌شود. با این حال، دمای پینچ هر مقداری باشد، اختلاط جریان‌ها باعث کاهش دما و کاهش نیروی محرکه در مبدل‌های حرارتی می‌شود و هزینه سرمایه را افزایش می‌دهد. این مورد توسط منحنی‌های ترکیبی گرم در شکل (۳-۴) نشان داده شده

است؛ خط ممتد برای اختلاط و خط شکسته برای وضعیتی است که جریان‌ها را جدا از هم نگه داشته و تا دمای نهایی کاهش می‌یابند.



شکل ۳-۳: استخراج داده‌ها برای اختلاط جریان‌ها



شکل ۳-۴: منحنی ترکیبی گرم برای جریان‌های مخلوط شده و مخلوط نشده

۳-۱-۶- تلفات حرارتی

تلفات حرارتی، مانند مالیات‌ها، یک واقعیت آزاردهنده و غیرقابل اجتناب زندگی است. در آنالیز پینچ، آن‌ها با ایجاد عدم تطابق بین ظرفیت‌های حرارتی ذاتی جریان‌ها و میزان واقعی حرارتی که باید تأمین شود یا استخراج شوند، استخراج داده‌های جریان را پیچیده‌تر می‌کنند.

یک مبدل حرارتی که ۱۰۰ kW حرارت را بین جریان‌های گرم و سرد تبادل می‌کند، یک مثال گویا است، با این حال، ۱۰ kW حرارت نیز از سطح خارجی پوسته تلف می‌شود. اگر جریان گرم در یک سمت پوسته باشد، آنتالپی خالص آن به جای ۱۰۰ kW، با ۱۱۰ kW کاهش می‌یابد و افت دما بیشتر از حد انتظار خواهد بود. یک بار گرمای جریان که از داده‌های ظرفیت حرارتی ویژه محاسبه شده است، دبی جرمی و افت دمای کلی، در عمل قابلیت بازیابی گرما را از جریان بیش از اندازه برآورد می‌کند. منبع بارز دیگر تلفات گرما، از خط لوله‌های طولانی است.

مطالعه موردی در بخش (۳-۲)، تلفات حرارتی را که در عمل مجاز هستند، نشان می‌دهد.

۳-۱-۷- دستورالعمل‌های مختصر

برخی از دستورالعمل‌های کلی مفید که باید هنگام استخراج داده‌ها در نظر داشته باشید، عبارتند از:

- جریان‌های گرم خود را گرم و جریان‌های سرد خود را سرد نگه دارید،
- از بیان بیش از حد مسئله خودداری کنید. بی جهت جریان‌ها را قطع نکنید،
- از اختلاط غیر همدما در مرحله هدف‌گذاری انرژی خودداری کنید،
- داده‌ها را در اطراف پینچ (یا مناطق دیگر با جریان حرارتی خالص کم) بررسی و اصلاح کنید،
- محدودیت‌های احتمالی فرآیند را شناسایی کرده و با آن‌ها یا بدون آن‌ها اهداف را پیدا کنید تا ببینید آن‌ها چه جریمه انرژی را تحمیل می‌کنند (روش یکسانی برای هدف‌گذاری دو کارخانه به طور جداگانه یا زمانی که به لحاظ حرارتی به یکدیگر متصل شده‌اند، استفاده می‌شود).

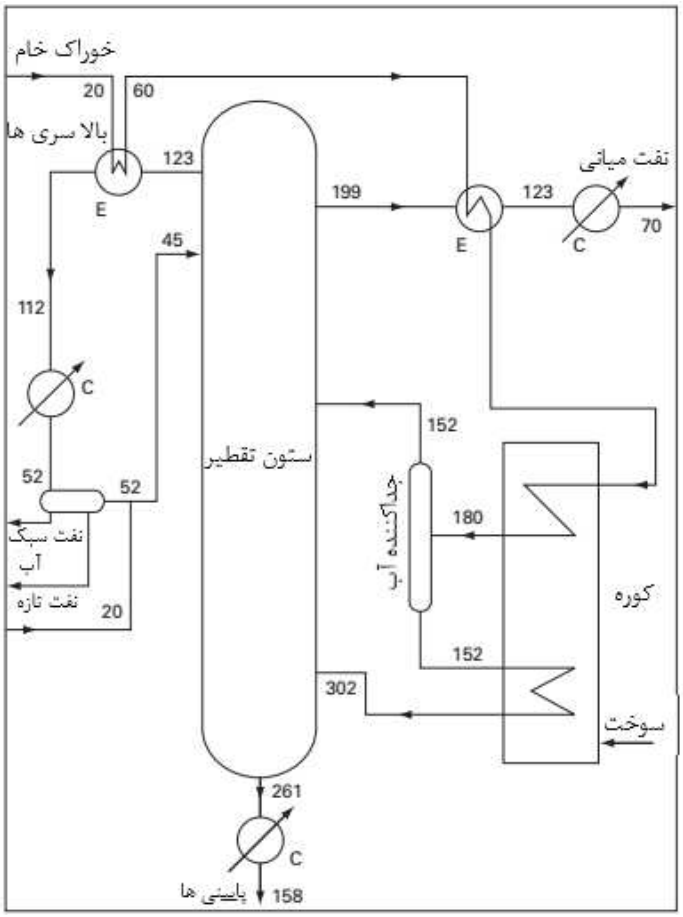
۳-۲- مطالعه موردی: کارخانه تقطیر مواد آلی

۳-۲-۱- شرح فرآیند

مثال‌های دو و چهار جریانی که تاکنون مورد استفاده قرار گرفته‌اند، شرایط نسبتاً ساده‌ای داشته‌اند. اکنون مثال سومی را معرفی می‌کنیم که دقیقاً مبتنی بر یک فرآیند واقعی است- یک تقطیر جزئی در مقیاس کوچک از یک ترکیب آلی- و به جای یک طرح جدید، یک کارخانه موجود است. از بعضی جهات، این مثال شبیه نسخه مقیاس کوچکتر واحد تقطیر نفت خام است که در بخش (۹-۲) توضیح داده شده است. این امر به ما امکان می‌دهد که استخراج داده‌های جریان را در یک موقعیت عملی مؤثر ببینیم.

خوراک خام در دمای محیط تامین می‌شود و به یک ستون تقطیر در فشار اتمسفر تغذیه می‌شود، جایی که به سه بخش تقسیم می‌شود: نفت سبک، نفت میانی و پسماند. به‌طور طبیعی، خوراک باید تا دمای عملیاتی ستون، گرم شود و در این حالت نیز باید تا حدی تبخیر شود، زیرا هیچ نوع ریبویلر جداگانه‌ای وجود ندارد؛ هنگام ورود مایع گرم به ستون، مقداری

تبخیر آنی نیز رخ می‌دهد. نفت سبک به صورت بخار (بالاسری) از بالای ستون جدا می‌شود، متراکم می‌شود و بیشتر آن بازیابی می‌شود تا جریان برگشتی بالایی را فراهم کند؛ پسماند خنک می‌شود و مقدار کمی آب به جداکننده گرانش منتقل می‌شود. وابسته به ویسکوزیته، محصولات مختلف تا درجات مختلفی خنک می‌شوند. خوراک نفت خام از میان دو مبدل حرارتی عبور می‌کند و قبل از ورود به کوره‌ای که آن را تا دمای نهایی خوراک خود می‌برد، توسط بالاسری‌ها و نفت میانی گرم می‌شود. سایر کارهای گرمایش و سرمایش توسط یوتیلتی انجام می‌شود. طرحواره کلی در شکل (۳-۵) نشان داده شده است.



شکل ۳-۵: طرحواره موجود برای واحد تقطیر نفت خام

۳-۲-۲- موازنه حرارت و جرم

اطلاعاتی در مورد میزان تولید اجزای مختلف و ظرفیت‌های حرارتی ویژه آن‌ها در دسترس است و همان‌طور که در طرح‌واره فرآیند نشان داده شده است، چندین دما توسط ترموکوپل ثبت می‌شود.

از این‌رو، همان‌طور که در جدول (۳-۱) نشان داده شده است، می‌توان موازنه اولیه حرارت و جرم را تشکیل داد. با این حال، برخی از اطلاعات ناشناخته است، از جمله تعدادی دما و نسبت جریان برگشتی دقیق (تصور می‌شود این نسبت تقریباً ۵:۱ باشد). برای داشتن یک مجموعه سازگار، تبدیل برخی واحدها ضروری است. ظرفیت حرارتی ویژه برای خوراک خام به طور قابل توجهی وابسته به دما است، طبق این رابطه $kJ/kgK\ (۰/۰۰۵T+۲)$؛ از آنجا که دبی جرمی ۱۰ kg/s است، $CP = (۲۰ + ۰/۰۵T)\ kJ/K$ و با انتگرال‌گیری، آنتالپی (نسبت به یک داده ۰ °C) برابر $(۲۰T + ۰/۰۲۵T^2)\ kJ/s\ (kW)$ است.

جدول ۳-۱- موازنه حرارت و جرم برای فرآیند مواد آلی

جریان	نرخ تولید (te/h)	جریان جرمی (kg/s)	گرمای ویژه (kJ/kgK)	C_P (kW/K)	دمای اولیه (ºC)	دمای نهایی (ºC)	نرخ جریان حرارتی (kW)
خوراک خام	۳۶	۱۰	۰/۰۰۵T+۲	۲۵	۲۰	۱۸۰	۴۰۰۰
دی هیدرات	؟	(۹/۶۷)	۳/۱	۳۰	۱۵۲	۳۰۲	۴۵۰۰
پایینی‌ها	۱۴/۴	۴	۲/۵	۱۰	۲۶۱	۱۵۸	۱۰۳۰
نفت میانی	۱۸	۵	۲	۱۰	۱۹۹	۷۰	۱۲۹۰
نفت سبک	۹/۶	۲/۶۷	۲	۵/۳۳	۵۲	۵۲	۰
سرریزها	؟	؟	؟	؟	۱۱۲	۴۵	؟
نفت تازه	۷/۲	۲	۲	۴	۲۰	۴۵	۱۰۰
آب	۱/۲	۰/۳۳	۴/۱۹	۱/۴	۵۲	۵۲	۰

توجه: علامت سؤال حاکی از ناشناخته‌ها است، مقادیر موجود در پرانتز با مهندسی معکوس پیدا شدند.

هیچ اطلاعاتی در مورد ضرایب انتقال حرارت در دسترس نیست. با این حال، اندازه دو مبدل حرارتی موجود شناخته شده است و می توان از آن‌ها اطلاعاتی برای به دست آوردن HTC و همچنین ارائه اطلاعات بیشتر در مورد تعادل حرارتی بدست آورد. بار حرارتی در مبدل خوراک نفت خام بالاسری را می‌توان از دماهای شناخته شده و ظرفیت حرارتی خوراک نفت خام محاسبه کرد. به همین ترتیب، برای مبدل خوراک نفت خام میانی می‌توان از جزئیات نفت میانی استفاده کرد و سپس دمای خروج خوراک نفت خام را می‌توان دوباره به صورت C-۹۲ محاسبه کرد. پس از آن، ضریب انتقال حرارت کلی U برای مبدل‌ها به ترتیب ۰/۲ و ۰/۱۲۵ kW/m^2K محاسبه می‌شود. ما به یاد داریم که رابطه اصلی U برای ضرایب انتقال حرارت فیلمی h (با نادیده گرفتن مقاومت‌های رسوب و دیواره) به صورت زیر است:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_1} + \frac{1}{h_2} \qquad ۲-۳$$

با فرض این‌که تمام مایعات آلی دارای فیلم HTC یکسانی باشند، با تنظیم $h_2=h_1$ برای مبدل خوراک نفت خام/ نفت میانی، مقدار h برابر ۰/۲۵ kW/m^2K می‌باشد. محاسبه معکوس برای مبدل خوراک نفت خام/ بالاسری، فیلم HTC را برای بالاسری‌ها ۱/۰ kW/m^2K نشان می‌دهد که برای یک جریان تغلیظ مناسب است (جدول ۳-۲).

جدول ۳-۲- داده‌های مبدل‌های حرارتی موجود

جریان	مساحت مبدل (m^2)	دماهای جریان گرم (°C)	دماهای جریان سرد (°C)	اختلاف دمای میانگین لگاریتمی (°C)	بار حرارتی محاسبه شده (kW)	HTC کلی محاسبه شده (kW/m^2K)
CF/Ohds	۵۷/۵	۱۱۲-۱۲۳	۶۰-۲۰	۷۷	۸۸۰	۰/۲۰
CF/MO	۷۳/۲	۱۲۳-۱۹۹	۹۲-۶۰	۸۳	۷۶۰	۰/۱۲۵

CP برای جریان‌های بالاسری تقطیر در این محدوده ۸۰ kW/K محاسبه می‌شود. با این وجود، این موضوع برای سایر جریان‌ها کاربرد ندارد. اندازه‌گیری جریان آب خنک‌کننده و افت دما، نشان می‌دهد که بار حرارتی در کولر بالاسری اشاره شده در زیر ۱/۸ مگاوات است و از آنجا که افت دما ۶۰ °C است، مقدار CP را ۳۰ kW/K نشان می‌دهد. سطح فعلی بازیابی حرارت در این دو مبدل ۱۶۴۰ kW است.

۳-۲-۳- استخراج داده‌های جریان

با داشتن یک موازنه حرارت و جرم پایدار، می‌توان داده‌های جریان را استنباط کرد. فقط جریان‌هایی که نیاز به گرم کردن یا آزاد کردن گرما دارند باید در نظر گرفته شوند، بنابراین نفت سبک و آب جداکننده را می‌توان نادیده گرفت. جریان بالاسری خارج شده از جداکننده مستقیماً با نفت تازه مخلوط می‌شود و تبادل حرارتی مستقیم ۱۰۰ kW صورت می‌گیرد. از لحاظ تئوری، این دو جریان را باید به آنالیز اضافه کرد؛ در عمل، مقدار گرمای درگیر آنقدر کم و دماها آنقدر پایین است که می توان با خیال راحت از آن‌ها چشم پوشی کرد. این پنج جریان واقعی باقی می ماند که ویژگی‌های آن‌ها در جدول (۳-۳) فهرست شده است. توجه داشته باشید که بار حرارتی کل برای جریان‌های سرد ۸۵۰۰ kW و برای جریان‌های گرم ۵۰۰۰ kW است. از آنجا که سطح فعلی بازیابی گرما ۱۶۴۰ kW است، این بدان معناست که ضروریات فعلی یوتیلتی گرم و سرد به ترتیب برابر ۶۸۶۰ kW و ۳۳۶۰ kW است.

جدول ۳-۳- داده‌های جریان فرآیند

نام جریان	نوع جریان	دمای اولیه (^oC)	دمای هدف (^oC)	فیلم HTC (kW/m^2K)	نرخ جریان ظرفیت حرارتی (kW/K)	نرخ جریان حرارتی (kW)
پایینی‌ها	گرم ۱	۲۶۱	۱۵۸	۰/۲۵	۱۰	۱۰۳۰
نفت میانی	گرم ۲	۱۹۹	۷۰	۰/۲۵	۱۰	۱۲۹۰
سرریزها	گرم ۳A	۱۲۳	۱۱۲	۱	۸۰	۸۸۰
	گرم ۳B	۱۱۲	۵۲	۱	۳۰	۱۸۰۰
خوراک خام	سرد ۱	۲۰	۱۸۰	۰/۲۵	+۰/۰۵T ۲۰	-۴۰۰۰
دی هیدرات	سرد ۲	۱۵۲	۳۰۲	۰/۲۵	۳۰	-۴۵۰۰

۳-۲-۴- داده‌های هزینه

اطلاعات نهایی که باید جمع آوری شود، هزینه گرمایش و سرمایش و هزینه سرمایه گذاری مبدل‌های حرارتی جدید است. ساعات کار در سال نیز موردنیاز است. در اینجا این رقم، ۵۰۰۰ است.

گرمایش در کوره ذغال سنگ فراهم می‌شود که میانگین دمای آن تقریباً ۴۰۰ °C است. هزینه سوخت ۷۲ پوند به ازای هر تن، یک مقدار کالری چشمگیر ۲۸/۸ گیگا ژول/ تن دارد و کوره دارای بازده ناخالص ۷۵٪ است. این مقدار برابر با هزینه ۳/۳۳ پوند به ازای هر گیگاژول از گرمای مفید به دست آمده، یا ۱۲ پوند/ مگاوات-ساعت است.

در این حالت سرمایش بسیار ارزان‌تر است. آب خنک‌کننده در یک برج خنک‌کننده دوباره به گردش در می‌آید که در محدوده ۳۵-۲۵ °C کار می‌کند. هزینه مواد افزودنی، نگهداری، آب جبرانی و تصفیه مقدار کمی پساب به طور میانگین به میزان ۰/۵ پوند/مگاوات-ساعت می‌رسد.

تخمین دقیق هزینه‌های مبدل بسیار دشوار است، اما در این حالت می‌توانیم هزینه پوند استرلینگ را £ ($10000 + 300A^{0.95}$) فرض کنیم. تنها استثنا این است که کولرها می‌توانند برای ساخت ارزان‌تر باشند و اولین ثابت را می‌توان به رقم ۵۰۰۰ کاهش داد. همه این موارد در هر صورت فقط ارقام «تخمینی» هستند و در صورت پیشنهاد هر مبدلی برای نصب، باید یک بودجه مناسب از یک تولید کننده به دست آورد.

اکنون می‌توان هدف‌گذاری را انجام داد که در بخش (۳-۸) توضیح داده شده است.

۳-۳- هدف گذاری انرژی

هدف‌گذاری انرژی اصلی در فصل ۲ تشریح شده است. محاسبه جدول مسئله، الزامات یوتیلتی گرم و سرد، دمای پینچ و رابطه بین جریان حرارتی خالص و دما را برای یک مقدار ΔT_{min} انتخاب شده پیدا می‌کند. اکنون ما این موضوع را بیشتر مورد بررسی قرار می‌دهیم تا به جزئیات بیشتر و انواع موارد خاص بپردازیم.

الگوریتم‌های مرحله به مرحله برای محاسبه جدول مسئله و منحنی‌های ترکیبی در پیوست این فصل، بخش (۳-۱۱) آورده شده است.

۳-۳-۱- سهم ΔT_{min} برای جریان‌های منفرد

می‌توانیم از معادله ساده برای تبادل حرارت ناهمسو ($Q = UA\ \Delta T_{LM}$) ببینیم که مساحت مبدل حرارتی مورد نیاز A به طور معکوس با ضریب انتقال حرارت کلی U و اختلاف دما $T\Delta$ در یک جفت متناسب است. تا کنون، ما فرض کرده‌ایم که هر جریانی با دمای معین را می‌توان بدون در نظر گرفتن ویژگی‌هایشان مطابقت داد. با این حال، برخی از جریان‌ها ممکن است گازها یا مایعات چسبناک با ضریب انتقال حرارت ضعیف باشند یا ممکن است مستعد رسوب‌کردن سطوح مبدل‌های حرارتی باشند. روغن‌های سنگین و موم‌ها در هر دو زمینه مقصر خاص هستند. مقدار U در جفت‌هایی که این جریان‌ها را شامل می‌شود پایین خواهد بود، و از این رو ناحیه مربوط به جفت شامل این جریان‌ها، به طرز نگران‌کننده‌ای بالا خواهد بود.

بعداً، هنگامی که هدف‌گذاری مساحت را در نظر می‌گیریم (بخش ۳-۶-۳)، خواهیم دید که چگونه می‌توان صریحاً این کار را مجاز دانست، اما آیا می‌توانیم هنگام محاسبه اهداف اصلی انرژی، آن را به حساب بیاوریم؟

یک روش ساده وجود دارد، که شامل تخصیص یک **سهم ΔT_{min}** فردی به هر جریان است. به طور معمول، این همانند سایر جریان‌های گرم و سرد، $\Delta T_{min}/2$ است. با این حال، برای یک جریان «نامناسب»، می‌توانیم مقدار بالاتری را با عنوان ΔT_{cont} اختصاص دهیم. در این صورت، دمای شیفت یافته برای آن جریان توسط رابطه $S = T \pm \Delta T_{cont}$ محاسبه می‌شود. اکنون محاسبه جدول مسئله با استفاده از دماهای شیفت یافته می‌تواند دقیقاً مانند گذشته پیش رود، اما اکنون ΔT در هر جفت مربوط به این جریان می‌تواند بالاتر باشد. این مورد، مقدار کم U را جبران می‌کند، به‌طوری که اکنون مساحت جفت جدید قابل قبول خواهد بود. به عنوان نمونه، فرض کنید جریان‌های مایع سهم ۵ °C و جریان‌های گازی °C ۱۰ دارند. در آن صورت، یک جفت مایع/مایع دارای ΔT_{min} برابر $5 + 5 = 10°C$ ، یک جفت مایع/گاز دارای ΔT_{min} برابر $10 + 5 = 15°C$ و یک جفت گاز/گاز دارای ΔT_{min} برابر $10 + 10 = 20°C$ است.

محاسبه آسان است و تمام نرم‌افزارهای هدف‌گذاری تجاری امکان ΔT_{cont} را در جریان-های جداگانه فراهم می‌سازد.

به همین روش، ΔT_{cont} را می‌توان اختصاص داد که پایین تر از $\Delta T_{min}/2$ باشد، در مواقعی مانند:

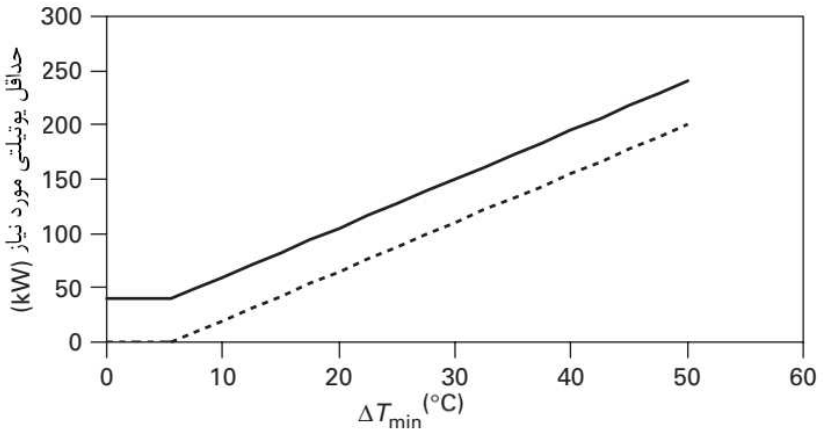
یک جریان در حال جوش یا میعان با ضرایب بالای انتقال حرارت،

یک جریان سرمازا زیر دمای محیط که در آن اقتصاد، حداکثر بازیابی گرما را برای کاهش هزینه‌های سنگین تبرید میسر می‌سازد،

جریانی که احتمالاً تحت تبادل حرارت مستقیم قرار می‌گیرد (که در مورد آن ΔT_{cont} می‌تواند روی صفر یا حتی منفی تنظیم شود، اگر جریان دیگری دارای ΔT_{cont} مثبت باشد).

۳-۳-۲- مسائل آستانه[1]

در بسیاری از فرآیندها، هر دو یوتیلتی گرم و سرد همیشه مورد نیاز است. مثلاً، در مثال دو جریانی ما، حتی اگر ΔT_{min} به صفر کاهش یابد و از این رو هزینه سرمایه تا بی‌نهایت افزایش یابد، همچنان نیاز به یوتیلتی گرم و سرد وجود دارد. با این حال، این موضوع در مورد همه مسائل صحیح نیست. در مثال چهار جریانی، شکل (۳-۶) نشان می‌دهد که با کاهش ΔT_{min} به نقطه‌ای می‌رسیم (در ۵/۵۵ °C) که در آن هیچ یوتیلتی گرمی مورد نیاز نیست. در تمام مقادیر پایین‌تر ΔT_{min}، تنها یوتیلتی مورد نیاز، ۴۰ kW یوتیلتی سرد است. مقدار ΔT_{min} که در آن یک هدف یوتیلتی به صفر می‌رسد، "$\Delta T_{threshold}$" نامیده می‌شود و به وضعیتی که فقط یک یوتیلتی مورد نیاز است، یک مسئله آستانه می‌گوییم. اگر منحنی‌های ترکیبی بیشتر با یکدیگر جابجا شوند، ΔT_{min} را بیشتر کاهش می‌دهد، این امر باعث تغییر بیشتر در نیازمندی‌های یوتیلتی نمی‌شود، اگرچه این بدان معنی است که در صورت تمایل می‌توان بخشی از یوتیلتی گرم را در انتهای دما پایین مسئله، یا هر مقدار میانی تأمین کرد.

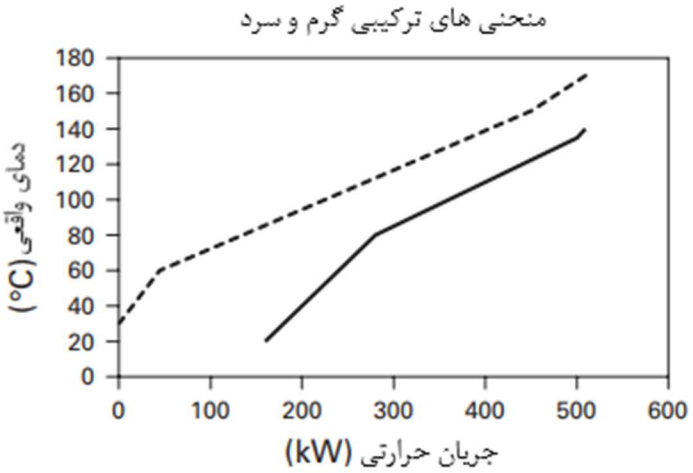


شکل ۳-۶: نمودار انرژی- ΔT_{min} برای مثال چهار جریانی

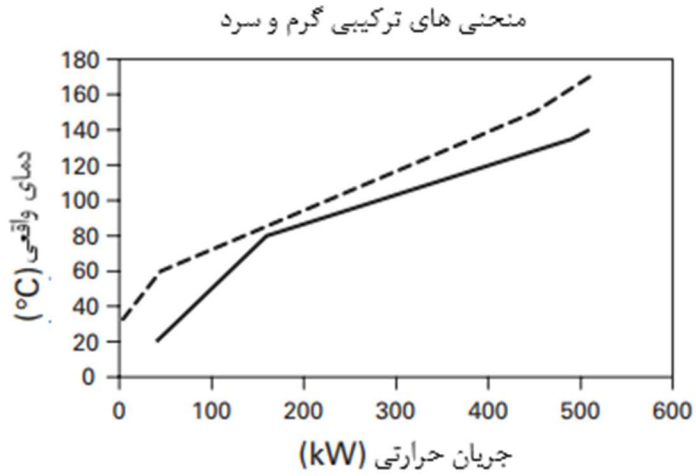
مسائل آستانه در دو دسته گسترده قرار می‌گیرند که با نگاه به منحنی ترکیبی و ترکیبی گراند (GCC) به راحتی می‌توان آن‌ها را تشخیص داد. در یک دسته، نزدیک‌ترین برخورد

[1] Threshold problems

دما بین ترکیبی‌های گرم و سرد در انتهای «بدون یوتیلتی» است و همان‌طور که در شکل (۳-۷) قسمت الف نشان داده شده است، منحنی‌ها از این نقطه دور می‌شوند. در این حالت، با استفاده از قوانین طراحی پینچ، می‌توان طراحی را از انتهای بدون یوتیلتی آغاز کرد.



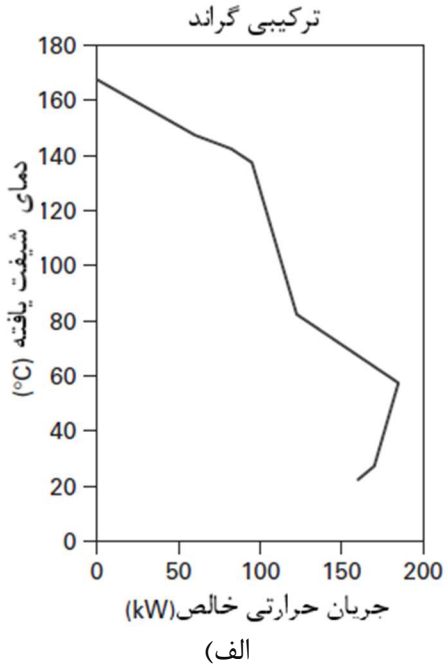
الف)



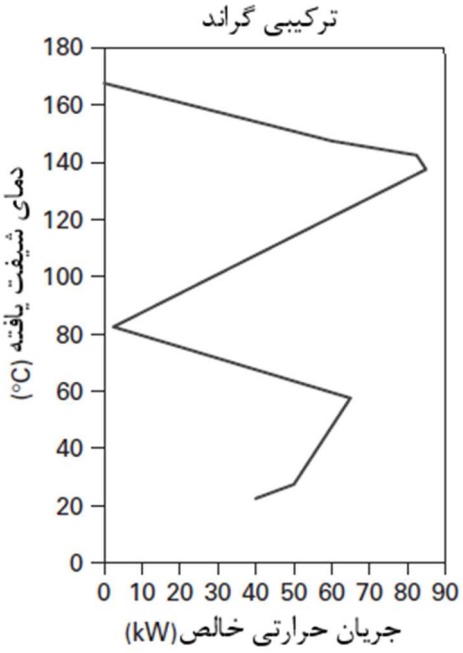
ب)

شکل ۳-۷: الف/ ب- منحنی‌های ترکیبی برای انواع مختلف مسائل آستانه

GCC در شکل (۳-۸) قسمت الف، شباهت به یک پینچ واقعی را با جریان حرارتی صفر نشان می‌دهد. در دسته دیگر، یک تقریباً پینچ میانی وجود دارد که می‌تواند از طریق منحنی-های ترکیبی به عنوان ناحیه برخورد دمای نزدیک و همین‌طور از طریق ترکیبی گراند به عنوان ناحیه‌ای از جریان حرارتی خالص کم شناسایی شود. همان‌طور که در شکل (۳-۷) قسمت ب نشان داده شده است، این مورد برای مثال چهار جریانی ما با ΔT_{min} برابر ۵ °C است. یک تقریباً پینچ برای جریان‌های گرم در دمای ۸۵ °C و برای جریان‌های سرد در ۸۰ °C وجود دارد و GCC (شکل (۳-۸-ب)) نشان می‌دهد که جریان حرارتی خالص در این نقطه، فقط ۲/۵ kW است. در اینجا اغلب توصیه می‌شود که با مسئله مانند «پینچ مضاعف» رفتار کرده و طراحی را دور از تقریباً پینچ و نیز انتهای بدون یوتیلتی انجام دهید. طراحی شبکه برای مسائل آستانه با جزئیات بیشتر در بخش (۴-۵-۱) ارائه شده است.



الف)



ب)

شکل ۳-۸: الف/ ب-GCC برای مسائل آستانه

۳-۴- یوتیلتی‌های چندگانه

تاکنون فقط فرض کرده‌ایم که نیازهای گرمایش و سرمایش خارجی به عنوان یک یوتیلتی گرم منفرد و یک یوتیلتی سرد منفرد، در دمای نامشخص و کافی برای انجام وظیفه تأمین می‌شود. در عمل، بیش از یک یوتیلتی ممکن است در دسترس باشد و اغلب اختلاف قیمت بین آن‌ها وجود دارد. در مقابل، نیازهای این فرآیند ممکن است به ما در انتخاب سطح یوتیلتی کمک کند. GCC سلاح اصلی ما در این زمینه است.

۳-۴-۱- انواع یوتیلتی

یوتیلتی‌های گرم که گرما را برای یک فرآیند تأمین می‌کنند، ممکن است شامل موارد زیر باشند:

۱. کوره‌ها،
۲. هیترهای بخار،

۳. گاز دودکش،
۴. گرمای دفع شده از موتورهای حرارتی،
۵. سیستم‌های سیال حرارتی یا نفت داغ،
۶. گرمای خروجی از سیستم‌های تبرید و کندانسورهای پمپ حرارتی
۷. گرمایش الکتریکی.

به همین ترتیب سیستم‌های یوتیلتی سرد گرما را از فرآیند دفع می‌کنند. آن‌ها شامل موارد زیر هستند:

۱. سیستم‌های خنک کننده آب،
۲. کولرهای هوا،
۳. گرمایش آب تغذیه دیگ بخار،
۴. سیستم‌های آب سرد،
۵. سیستم‌های تبرید و تبخیر کننده‌های پمپ حرارتی،
۶. موتورهای حرارتی واقع در پایین پینچ.

همچنین تمایز بین یوتیلتی‌های دما-ثابت و دما-متغیر مفید است. به عنوان مثال، بخار در حال چگالش (که گرمای نهان را در یک دمای واحد تأمین می‌کند) یک **یوتیلتی دما-ثابت**[1] است، در حالی که گاز داغ دودکش (که گرمای محسوسی را به یک محدوده دمایی اختصاص می‌دهد) یک **یوتیلتی دما-متغیر**[2] است. برخی از یوتیلتی‌ها ترکیبی از هر دو نوع هستند؛ به عنوان مثال، یک محفظه کوره گرمای تابشی را به طور موثر در دمای بالای ثابت می دهد، در حالی که گازهای خروجی می‌توانند گرمای بیشتری را به عنوان یک یوتیلتی با دمای متغیر آزاد کنند. همان‌طور که در فصل ۵ توضیح داده شده است، نیازهای یوتیلتی گرم و سرد همچنین ممکن است با نیازمندی‌های برق برای سایت ادغام شوند.

اغلب می توان از طیف گسترده ای از یوتیلتی‌های سرد و گرم استفاده کرد و برخی از آن‌ها راحت تر از سایرین خواهند بود. به ویژه، گرمایش در دمای پایین ممکن است ارزان تر از گرمایش با دمای بالا باشد؛ به عنوان مثال، بخار کم فشار (LP) می‌تواند ارزان تر از بخار فشار بالا (HP) باشد، به خصوص در سیستم ترکیبی گرما و توان. بارهای گرمایی در دمای

[1] Constant-temperature utility
[2] Variable-temperature utility

بالا ممکن است نیاز داشته باشد که توسط یک کوره اختصاصی تامین شود. به همین ترتیب، مقداری از گرمای آزاد شده در زیر پینچ را می توان در دمای نسبتاً بالا برای بالا بردن بخار یا پیش گرم کردن آب تغذیه دیگ بخار استفاده کرد، نه اینکه در آب خنک کننده دور ریخته شود. بیشترین تأثیر دما بر هزینه یوتیلتی در سیستم‌های تبرید رخ می دهد: خنک کننده زیر دمای محیط به پمپاژ گرما تا دمای محیط نیاز دارد و با کاهش دمای مورد نیاز، کار مورد نیاز و هزینه به شدت افزایش می یابد (به بخش ۵-۳-۲، جدول ۵-۴ مراجعه کنید).

۳-۴-۲- اصل جانمایی مناسب

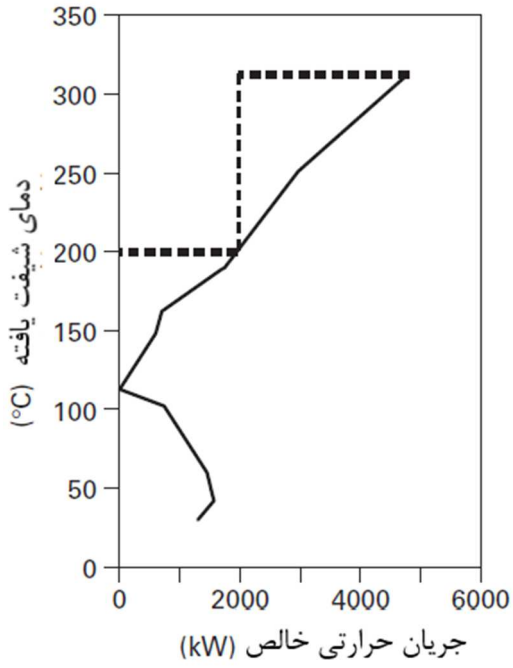
اجازه دهید تصور کنیم که ما یک منبع حرارتی داریم که می‌تواند مقدار ثابتی از گرما را بر حسب kW در هر دمایی که ما انتخاب کنیم، تأمین کند. باید آن را کجا قرار دهیم تا گرما برای فرآیند فراهم شود؟ واضح است که نباید در پایین پینچ قرار بگیرد، زیرا یکی از قوانین طلایی ما را زیر پا می‌گذارد: پایین پینچ را گرم نکنید. بنابراین باید بالای پینچ قرار گیرد. علاوه بر این، فرآیند باید بتواند گرمای تأمین شده توسط منبع را در آن دما جذب کند - در غیر این صورت، دوباره بخشی از آن هدر می‌رود. جریان حرارتی خالص در هر دمای شیفت یافته‌ای توسط جدول مسئله یا GCC ارائه شده است و هر مقدار گرمای خارجی تا این مقدار را می‌توان در آن دما تأمین کرد. بنابراین منبع نه تنها باید در **بالای پینچ**، بلکه در **بالای GCC** قرار گیرد.

به همین روش، یک چاه حرارتی که گرما را از فرآیند خارج می‌کند، باید این کار را در **پایین پینچ و پایین GCC** انجام دهد. اگر این شرایط برآورده نشود، تمام گرمای جذب شده توسط چاه حرارتی نمی‌تواند از فرآیند خارج شود، و باید یوتیلتی گرم اضافی تأمین شود که قطعا بی فایده است.

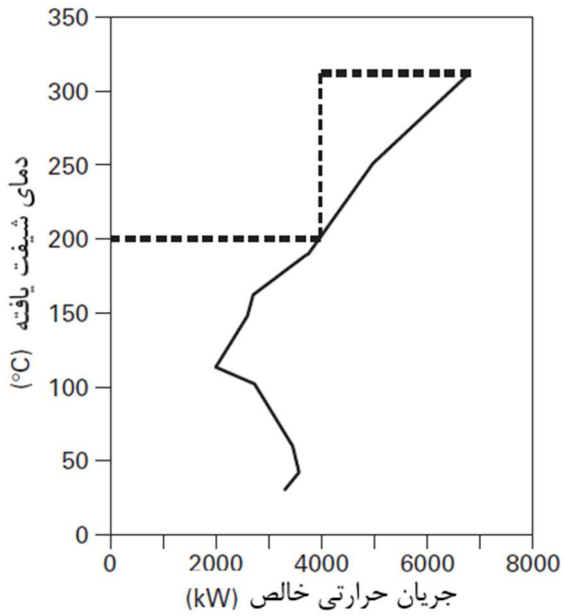
اساساً، این یک اصل جانمایی مناسب است که در ابتدا توسط تاونزند و لینهوف (۱۹۸۳) معرفی شده است. بدیهی است که این امر، کلید انتخاب سطوح و بارهای صحیح را برای انواع یوتیلتی‌های گرم و سرد فراهم می‌کند. با وضوح کمتر، این امر برای سایر بخش‌های فرآیند مانند راکتورها و سیستم‌های جداسازی نیز صادق است و این موضوع در فصل ۶ مورد بحث قرار خواهد گرفت.

جریمه نقض اصل جانمایی مناسب یا یکی از سه قانون طلایی طراحی شبکه در فصل ۲، یکسان است؛ گرما از طریق پینچ منتقل می‌شود و الزامات یوتیلتی گرم و سرد هر دو افزایش می‌یابند. این مورد قبلاً گفته شد، اما GCC نمایشی دقیق را ارائه می‌دهد.

شکل (۳-۹) GCC واحد تقطیر مواد آلی را نشان می‌دهد. فرض کنید که ما یک چشمه حرارتی در دمای شیفت یافته ۲۰۰°C در دسترس داریم (به عنوان مثال بخار فشار متوسط). با توجه به منحنی، می‌بینیم که برای فرآیند در این سطح، تنها کمتر از ۲ مگاوات می‌تواند فراهم شود. ۲/۸ مگاوات باقیمانده هنوز هم می‌تواند در حداکثر دمای فرآیند ۳۳۰°C یا بالاتر از آن فراهم شود (مثلاً با استفاده از یک کوره).



الف)



ب)

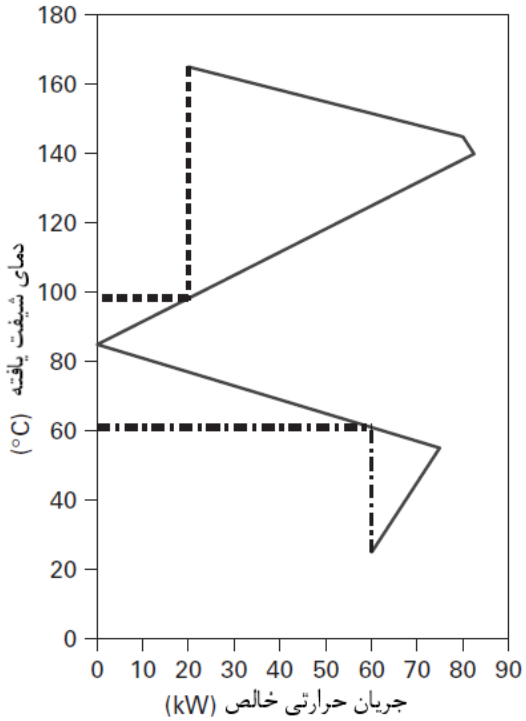
شکل ۳-۹: GCC فرآیند با تأمین گرمای میانی: (الف) دستیابی به هدف، (ب) خارج از هدف

اکنون فرض کنید ما سعی کردیم گرمای بیشتری را در دمای ۲۰۰ °C تأمین کنیم - به طور مثال ۴ مگاوات. ۲ مگاوات می‌تواند با موفقیت توسط فرآیند جذب شوند. با این حال، گرمای باقیمانده نمی‌تواند برای گرم کردن جریان‌های سرد بالاتر از ۲۰۰ °C استفاده شود. این مقدار می‌تواند جریان‌های سرد را کمتر از ۲۰۰ °C گرم کند، اما می‌تواند جایگزین جریان‌های گرم شود که می‌توانستند این کار را انجام دهند. بنابراین نتیجه اصلی این است که از ۲ مگاوات اضافی نمی‌توان به‌طور مؤثر استفاده کرد. این گرما از طریق پینچ منتقل می‌شود و سرانجام به عنوان یوتیلتی سرد اضافی در می‌آید. در نتیجه، ترکیبی گراند به سمت راست رانده می‌شود. اکنون واضح است که انتقال حرارت از طریق پینچ و جانمایی نامناسب یوتیلتی (یا هر منبع یا چاه حرارتی دیگر) همان تأثیر را دارد؛ یوتیلتی‌های گرم و سرد هر دو با مقدار نقض قوانین افزایش می‌یابند و فرآیند، دیگر به اهداف انرژی خود نمی‌رسد.

۳-۴-۳- یوتیلتی‌های دما-ثابت

اگر بخواهیم برخی از نیازمندی‌های یوتیلتی خود را در دمای کمتری تأمین کنیم، می‌توانیم پاسخ این مورد را به راحتی در GCC یا جدول مسئله پیدا کنیم. بنابراین، برای واحد تقطیر مواد آلی، از شکل (۳-۹) مشاهده می‌کنیم که اگر ما یک یوتیلتی در ۲۰۰ °C در دسترس داشته باشیم، می‌توانیم از آن برای تهیه تنها کمتر از ۲۰۰۰ kW بدون متحمل شدن جریمه انرژی استفاده کنیم (ما می‌توانیم با درون‌یابی در جدول مسئله یک مقدار دقیق‌تر به دست آوریم). توجه داشته باشید که ۲۰۰ °C، یک دمای تغییر یافته است - از آنجا که ΔT_{min} برای این مسئله ۲۰ °C است، دمای واقعی یوتیلتی ۲۱۰°C است (یا ΔT_{cont} + ۲۰۰ اگر به یوتیلتی سهم متفاوتی از ΔT_{min} در جریان‌های فرآیند داده شود).

اغلب، حتی تأمین یوتیلتی در بالاترین دمای جریان فرآیند لازم نیست. مسئله چهار جریانی از فصل ۲ را در نظر بگیرید که GCC آن در شکل (۳-۱۰) نشان داده شده است. بالاترین دمای شیفت یافته که با یک جریان فرآیند به دست آمده است، ۱۶۵ °C است و کلیه نیازهای گرما در صورت تمایل می‌توانند در این دما تأمین شوند. با این حال، این جریان، جریان گرم ۲ است و بازه‌های دمایی بالاتر به جای کمبود گرما، دارای مازاد گرما هستند و از این گرما می‌توان برای گرم کردن جریان‌های فرآیند در دماهای پایین‌تر استفاده کرد. گرچه جریان سرد ۳ نیاز به گرم شدن تا ۱۴۰ °C = T دارد (دمای شیفت یافته ۱۴۵ °C =S)، ما حتی نیازی به تأمین گرمایش یوتیلتی در این سطح نداریم. نه تا زمانی که دما تنها کمتر از ۱۰۰ °C باشد، در واقع با کسری خالصی روبه‌رو هستیم و ۲۰ kW از یوتیلتی گرم در این دما قابل تهیه است. به همین ترتیب، در قسمت پایین پینچ، ۶۰ kW سرمایش را در ۶۱ °C می‌توان به جای کمترین دمای تغییر یافته، یعنی ۲۵ °C (مطابق با دمای واقعی یوتیلتی، یعنی ۵۶ °C) منتقل کرد. اگر در خواندن دماهای مربوطه از نمودار مشکلی پیش آمد، می‌توانید آن‌ها را به راحتی با درون‌یابی از جدول مسئله پیدا کنید.



شکل ۳-۱۰: برازش یوتیلتی‌های دما-ثابت با GCC برای مثال چهار جریانی

در نواحی که GCC به سمت خود خم می‌شود و گرمای خالص می‌تواند بین بازه‌های دمایی مختلف تبادل شود، به عنوان فرورفتگی یا دوباره وارد شونده شناخته می‌شوند. توجه داشته باشید که آن‌ها تمام تبادل حرارتی را که بین جریان‌های گرم و سرد اتفاق می‌افتد، نشان نمی‌دهند که تنها توسط منحنی‌های ترکیبی نشان داده می‌شود. برای مثال چهار جریانی، کل تبادل حرارت در این فرآیند ۴۵۰ kW است، اما فقط ۷۷/۵ kW در فرورفتگی‌ها اتفاق می‌افتد (۶۲/۵ kW در بالا و ۱۵ kW در پایین پنچ). یافتن چنین فرورفتگی‌های بزرگی، به ویژه در انتهای بالایی محدوده دما، تقریباً غیرمعمول است. بسیاری از کارخانه‌ها شبیه واحد تقطیر مواد آلی در شکل (۳-۹) هستند که در بالای پینچ جریان حرارتی خالص به صورت یکنواخت با دما افزایش می‌یابد، اگرچه یک فرورفتگی‌کوچک در پایین پینچ وجود دارد. با این حال، فرصت‌های خوبی برای استفاده از سطوح چندگانه یوتیلتی حتی بدون فرورفتگی‌ها وجود دارد.

۳-۴-۴- پینچ‌های یوتیلتی

اگر تصمیم گرفته شود از یک یوتیلتی در دمای مشخص استفاده شود، این یک محدودیت اضافی را در مسئله طراحی ایجاد می‌کند. در واقع، هر زمان که یک پروفایل یوتیلتی بر GCC مماس شود، یک پینچ جدید ایجاد می‌شود. ما می‌توانیم این موارد را به عنوان **پینچ‌های یوتیلتی** برای متمایز کردن آن‌ها از **پینچ فرآیند گراند** متمایز کنیم. با این که انتقال حرارت از طریق یک پینچ یوتیلتی به طور خودکار منجر به جریمه انرژی نمی‌شود، در واقع یوتیلتی‌های با دما بالا را به جای یوتیلتی‌های با دما پایین جایگزین می‌کند. آیا این یک مشکل جدی است که بستگی به هزینه نسبی یوتیلتی دارد. به عنوان مثال، اگر هر دو بخار HP و LP در مجموعه دیگ‌های بخار تولید شوند، تفاوت چندانی در نیاز سوخت یا هزینه برای تولید ۱ تن از هرکدام وجود ندارد. این امر همچنین در صورتی است که تمام بخارها در یک دیگ بخار HP تولید شده و بخار LP با کاهش فشار ساده به دست می‌آید. اما اگر سیستم ترکیبی گرما و توان مورد استفاده قرار گیرد و بخار LP با عبور بخار HP از میان یک توربین به دست آید و توان مفیدی تولید کند، جایگزینی بخار LP به جای بخار HP منفعت بزرگی دارد. در حقیقت در بعضی موارد، هزینه ظاهری بخار LP می‌تواند عملاً صفر باشد (اگر هزینه سوخت با مقدار توان تولید شده قابل مقایسه باشد). این امر می‌تواند به این تناقض منجر شود که کاهش انتقال حرارت از طریق پینچ واقعی فرآیند بسیار ارزشمند است، اما اجتناب از هرگونه نقض پینچ یوتیلتی بسیار مهم است. با این حال، این شرایط نادر است.

همان‌طور که در بخش (۳-۶-۱) توضیح داده شده است، وجود یک پینچ، تعداد واحدهای مورد نیاز برای حل مسئله طراحی شبکه را در بالای u_{min} افزایش می‌دهد. از این رو افزودن پینچ‌های یوتیلتی در سراسر و بالای پینچ فرآیند می‌تواند باعث افزایش قابل توجه تعداد واحدهای مورد نیاز شود (همان‌طور که در بخش (۴-۶-۲) مشاهده خواهد شد). برای ساده سازی شبکه، بهتر است بار یا سطح یوتیلتی میانی را «کم» کنید، با در نظر گرفتن این که هیچ جریمه فوری انرژی برای انتقال حرارت در سراسر یک پینچ یوتیلتی وجود ندارد و در بیشتر مواقع، جریمه هزینه برای انتقال حرارت از طریق پینچ یوتیلتی، بسیار کمتر از نقض‌های پینچ فرآیند است.

۳-۴-۵- یوتیلتی‌های دما-متغیر

یوتیلتی‌های با دمای متغیر، گرمای محسوسی را به دست می‌آورند یا از دست می‌دهند و بنابراین با انجام این کار، تغییر دما می‌کند. جریان‌های نفت داغ، گازهای خروجی از دیگ‌های بخار، گازهای خروجی سیستم‌های CHP، آب تغذیه دیگ بخار که پیش گرم شده و آب خنک‌کننده نمونه‌هایی از این یوتیلتی‌ها هستند. اصل جانمایی مناسب هنوز هم اعمال می‌شود - یوتیلتی‌های گرم باید قسمت بالای پینچ و GCC و یوتیلتی‌های سرد در قسمت پایین آن‌ها باشند - اما خود این یوتیلتی به جای خط افقی، به صورت خط شیب‌دار ترسیم می‌شود. (اگرچه در مورد آب خنک‌کننده، محدوده دما معمولاً آنقدر کوچک و شیب آنقدر صاف است که اغلب می‌توان آن را به عنوان یک یوتیلتی دما-ثابت در نظر گرفت).

باز هم، ممکن است انتخاب دما وجود داشته باشد و تعادلات دیگری نیز وجود دارد که باید مورد بررسی قرار گیرند. یک سؤال مهم این است که آیا جریان یوتیلتی فقط یک بار استفاده می‌شود (به عنوان مثال، گاز دودکش که پس از آن در جو رها می‌شود) یا دوباره به چرخش در می‌آید (مثل جریان‌های نفت داغ که در آن نفت به کوره برمی‌گردد، سیستم‌های آب خنک‌کننده که در آن گرما در یک برج خنک کننده دفع می‌شود). همچنین، از آنجایی که بسیاری از یوتیلتی‌های دما- متغیر جریان گازهای داغ هستند، معمولاً برای ΔT_{min} در این جفت‌ها مقادیر بالاتر – معمولاً ۵۰ °C ارائه می‌شود.

۳-۴-۵-۱- جریان‌های یک بار گذر

به واحد تقطیر مواد آلی باز می‌گردیم، یک جریان گاز گرم اگزوز یا دودکش را در نظر بگیرید که همان‌طور که در شکل (۳-۱۱) نشان داده شده است، گرمای محسوسی را در بالای پینچ تولید می‌کند. جریان دبی جرمی، CP، دماهای ورودی و هدف مخصوص به خود را دارد. ما در این جفت‌ها از ΔT_{min} برابر ۵۰ °C استفاده می‌کنیم؛ از آنجا که ΔT_{min} جهانی ۲۰ °C است و جریان‌های فرآیند دارای ΔT_{cont} برابر ۱۰ °C هستند، ΔT_{cont} برای یوتیلتی باید °C ۴۰ باشد. اگر ما یک دمای ورودی ۴۰۰ °C (S = 360°C) و CP به میزان ۲۴ kW/K را انتخاب کنیم، ما جریانی را ایجاد کرده‌ایم که به راحتی قادر به تأمین کل نیاز یوتیلتی گرم، یعنی، ۴۷۹۵ kW است، زیرا ۴۸۰۰ kW را در محدوده دما تا ۲۰۰°C (S = 160°C) آزاد می‌کند. با این حال، جریان در بالای سطح داده ۰ °C حاوی ۴۸۰۰ kW دیگر است و این

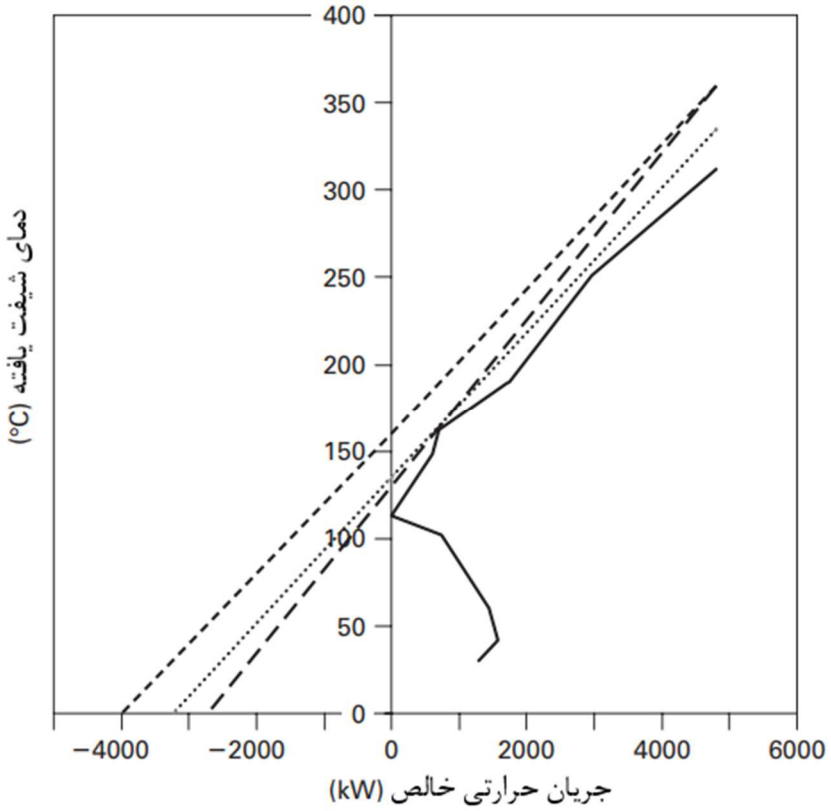
گرما هدر می‌رود. آیا می‌توانیم این مقدار را کاهش دهیم؟ دو امکان وجود دارد: (الف) کاهش دمای ورودی یا (ب) کاهش CP (با کاهش دبی جرمی جریان). با انجام این کار، مکان هندسی جریان یوتیلتی پایین می‌رود و هنگامی که بر GCC مماس می‌شود، به حد مجاز می‌رسد. با توجه به شکل (۳-۱۱)، ما می‌بینیم که اگر دمای ورودی تا حدود ۲۵ °C کاهش یابد، این امر اتفاق می‌افتد که: (الف) در آن حدود ۶۰۰ kW ذخیره می‌کند و پینچ یوتیلتی جدید در S = 162°C رخ می‌دهد. برای (ب) پینچ یوتیلتی در همان مکان قرار دارد و از جدول مسئله می‌توان جریان حرارتی خالص را در این دما ۶۹۷ kW خواند. بنابراین ما می‌توانیم CP جدید را به صورت (۳۶۰–۱۶۲)/ (۶۹۷ ۴۷۹۵) یا ۲۰/۰۷ kW/K محاسبه کنیم و مقدار گرما در ۰ °C برابر ۳۴۸۵ kW یا ۱۳۱۰ kW کمتر از قبل است.

در این حالت، همان‌طور که از منحنی ترکیبی گراند متعادل مشاهده می‌شود (بخش ۳-۴-۶، شکل ۳-۱۵)، نه تنها یک پینچ یوتیلتی جدید داریم، بلکه پینچ فرآیند کاملاً از بین رفته است . با این حال، این معیار همچنان به کار می‌رود که پینچ باید در جایی اتفاق بیفتد که یک جریان (یا فرآیند یا یوتیلتی) شروع می‌شود یا CP افزایش می‌یابد. در خصوص یوتیلتی دما-ثابت، جریان یوتیلتی، خود، پینچ را ایجاد می‌کند. اما در اینجا، پینچ توسط آب زدایی کردن (جریان فرآیند سرد) که در دمای ۱۵۲ °C شروع می‌شود، ایجاد می‌شود. همچنین می‌توان دیگر همسایگی نزدیک پینچ را در S =۲۵۱°C مشاهده کرد که به وسیله انتهای جریان که در ۲۶۱ °C شروع می‌شود، ایجاد می‌شود. این امر همان‌طور که در بخش ۴-۹-۴ نشان داده می‌شود، طراحی شبکه کاملاً متفاوتی را ارائه می‌دهد.

مصرف سوخت واقعی کوره Q_{fuel} به دمای ورودی جریان ورودی هوا (به‌طور معمول محیطی) و تلفات گرما بستگی دارد:

$$Q_{fuel} = m_{fuel}\Delta H_{com} = \frac{C_{PG}\, m_{air}\, (T_{final} - T_{ambient})}{\eta_{furnace}} \qquad ۱-۳$$

در اینجا $\eta_{furnace}$ راندمان کوره (جزئی) شامل تلفات گرما است.



شکل ۳-۱۱: برازش یوتیلتی‌های یک بار گذر دما- متغیر با GCC

نیاز کوره به طور قابل توجهی بیشتر از گرمای آزاد شده از گاز گرم دودکش به فرآیند است که مقدار آن برابر $C_{PG}m_{air}\,(T_{final}-T_{outlet})$ است. هوا باید از دمای محیط تا دمای خروجی کوره گرم شود؛ این امر گرما را برای فرآیند بالای پینچ آزاد می‌کند، اما اگر پس از آن، گاز دودکش در جو تخلیه شود، گرمای باقیمانده در این جریان تلف می‌شود. از این رو، اگر دمای نهایی گاز دودکش بسیار بالاتر از پینچ باشد و دبی بزرگی از هوا استفاده شود، انرژی تلف می‌شود و بار گرما در کوره افزایش می‌یابد. به دلیل این جریمه اضافی، معمولاً مطلوب است که دبی گازهای خروجی را از یک کوره اختصاصی یا یک مشعل با شعله مستقیم به حداقل برسانید و نمایی مماس بر پینچ ایجاد کنید. با این حال، اگر واقعاً گاز خروجی یک محصول جانبی زائد از کوره‌ای است که برای مقاصد دیگری استفاده می‌شود (به عنوان مثال،

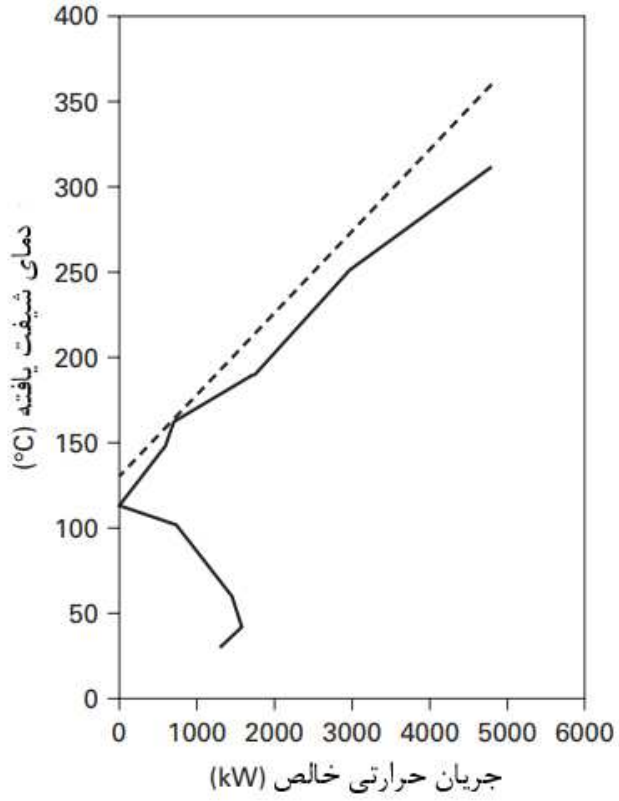
یک دیگ بخار افزایش دهنده بخار یا توربین گازی که تولیدکننده برق است)، این محدودیت همیشه اعمال نمی‌شود.

در صورت استفاده از گاز دودکش در پایین پینچ برای پیش گرم کردن هوای ورودی به کوره، ممکن است جریمه انرژی نیز کاهش یابد. همان‌طور که در بخش (۳-۴-۶) توضیح داده شده است، این بهترین بررسی انجام شده با در نظر گرفتن جریان‌های یوتیلتی(هوا و گاز دودکش) در آنالیز پینچ است.

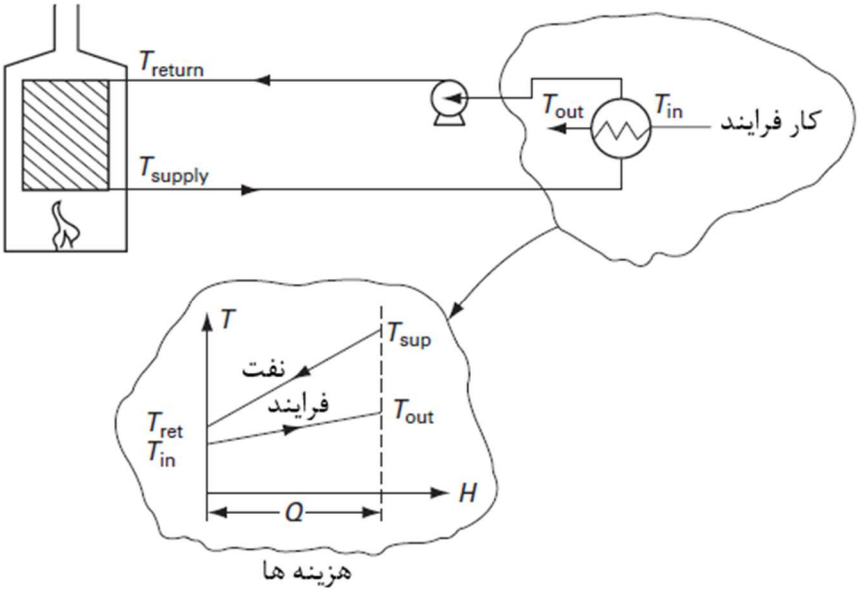
۳-۴-۵-۲- سیستم‌های گردش مجدد

حالا یک جریان نفت داغ را در نظر بگیرید که همان‌طور که در شکل (۳-۱۲) نشان داده شده است، گرما را در بالای پینچ تولید می‌کند. نفت خنک به کوره برگشته و مجدداً گرم می‌شود. شکل (۳-۱۳) طرح اولیه سیستم را نشان می‌دهد. در این حالت، هیچ حرارتی از گازهای خروجی پایین پینچ هدر نمی‌رود. وظیفه گرما در کوره همانند گرمای آزاد شده در فرآیند است و مستقل از نرخ گردش مجدد نفت است. نفت گرم به سادگی به صورت یک خط مستقیم در GCC بین دمای ورودی آن و دمای هدف نشان داده می‌شود.

هزینه‌های سرمایه ای پمپ‌ها و لوله‌کشی در جریان نفت گرم (به استثنای مبدل‌های فرآیند) با به حداقل رساندن دبی نفت، به حداقل می‌رسد. این به معنای به حداکثر رساندن دمای ورودی نفت و به حداقل رساندن دمای بازگشت نفت است. هزینه‌ها در مبدل‌های فرآیند با به حداکثر رساندن نیروی محرکه به حداقل می‌رسند (به عنوان مثال با به حداکثر رساندن هر دو دمای ورودی و برگشت نفت). بنابراین برای سیستم بهینه کل، ما دمای ورودی نفت (که معمولاً با پایداری نفت مشخص می‌شود) را به حداکثر می‌رسانیم و دمای برگشت نفت را بهینه می‌کنیم. همان‌طور که در شکل (۳-۱۲) نشان داده شده است، هنگامی که نمودار خنک‌کننده نفت تنها بر نمودار چاه فرآیند مماس می‌شود، حداقل جریان برای دمای ورودی معین پیش‌بینی می‌شود. در این صورت، تعادل بین هزینه جریان و هزینه مبدل را می‌توان با افزایش این دبی بررسی کرد.



شکل ۳-۱۲: برازش یوتیلتی‌های دارای گردش مجدد دما-متغیر با GCC



شکل ۳-۱۳: نمودار کلی سیستم گرم کننده نفت داغ

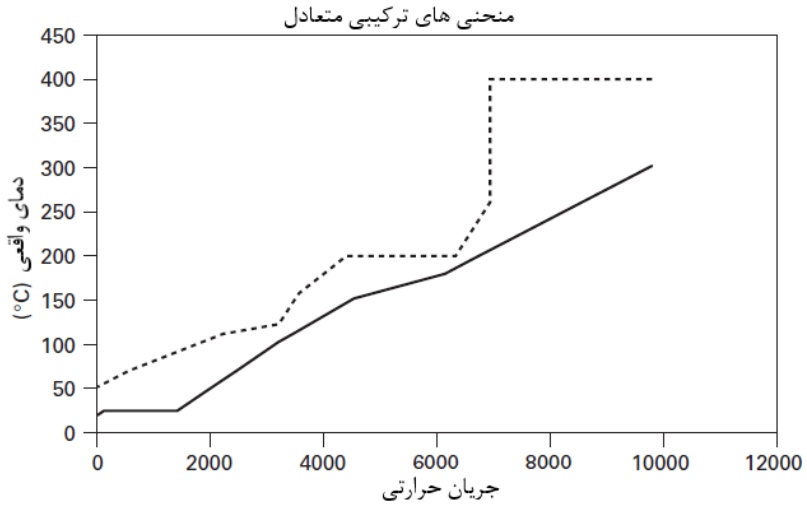
۳-۴-۶- منحنی‌های ترکیبی متعادل و گراند

برای به دست آوردن یک تصویر کلی واضح‌تر، اغلب گنجاندن جریان‌های مرتبط با یوتیلتی مانند هوای سرد که در کوره گرم می‌شود، در مجموعه داده‌های جریان سودمند است. سپس می‌توان سیستم یوتیلتی و فرآیند را به عنوان یک کل و نیز جداگانه بررسی کرد. بنابراین، ممکن است ارزیابی امکانات پیش گرم کردن هوا یا آب تغذیه به دیگ‌های بخار با گرمای تلف شده در فرآیند پایین پینچ آن، آسان‌تر شود.

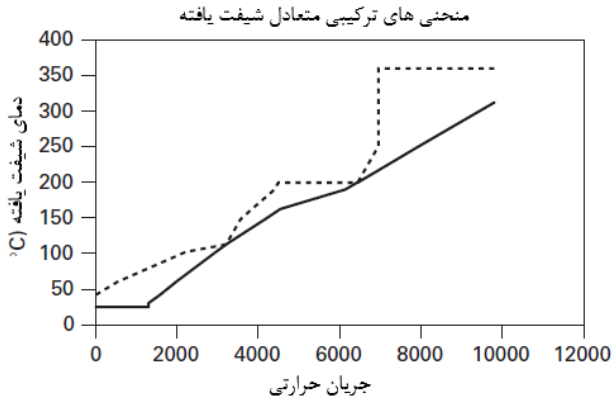
منحنی‌های ترکیبی و GCC را می‌توان با در نظر گرفتن جریان‌های یوتیلتی (در بارهای حرارتی هدف آن‌ها) دوباره ترسیم کرد. منحنی‌های به دست آمده نباید در هر دو انتها دارای «اضافه جهش» نامتعادل باشند، زیرا یوتیلتی‌ها باید دقیقاً بارهای حرارتی خالص فرآیند را متعادل کنند. در نتیجه، آن‌ها به عنوان منحنی ترکیبی متعادل (BCC) و منحنی ترکیبی گراند متعادل (BGCC) شناخته می‌شوند. آن‌ها به ویژه برای نشان دادن تأثیر یوتیلتی‌های چندگانه، پینچ‌های چندگانه و یوتیلتی‌های دما-متغیر بر نیروهای محرکه دما در شبکه مفید هستند، بنابراین به وضوح محدودیت‌هایی را در طراحی شبکه آشکار می‌کنند.

BCC و BGCC تصویری واضح را برای یوتیلتی‌های دما-ثابت ارائه می‌دهد که در آن، جریان‌های یوتیلتی به خوبی قابل شناسایی و جدا از هم هستند. با این حال، برای یوتیلتی‌های دما-متغیر، جریان‌های فرآیند و جریان‌های یوتیلتی را در شرایطی که در محدوده دمایی یکسانی هستند، نمی‌توان از لحاظ ظاهری تشخیص داد. این را می‌توان با مقایسه شکل‌های (۳-۱۴) و (۳-۱۵) مشاهده کرد. شکل (۳-۱۴)، BCC و BGCC را برای واحد تقطیر مواد آلی با گرمایش تأمین شده توسط سوخت (ظاهراً در $S = ۳۶۰°C$)، بخار متوسط در ۲۰۰ °C و آب خنک‌کننده با دمای ۲۵ °C نشان می‌دهد. جریان‌های یوتیلتی به راحتی قابل شناسایی هستند و پینچ یوتیلتی اضافی و تأثیر آن بر نیروهای محرکه محلی به وضوح دیده می‌شود.

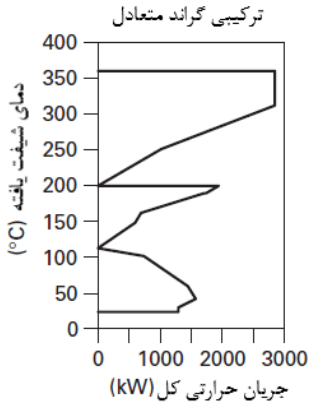
در مقابل، شکل (۳-۱۵)، BCC و BGCC را با گرمایش از گاز دودکش در بالای پینچ (تهیه شده در ۴۰۰ °C ($S = ۳۶۰°C$) - گزینه (ب) در بخش ۳-۴-۵-۱) و آب خنک‌کننده با دمای ۲۵-۳۵ °C نشان می‌دهد. جریان آب خنک‌کننده کاملاً مشخص است، زیرا هیچ‌گونه همپوشانی دما وجود ندارد، اما گاز دودکش با جریان‌های یوتیلتی ترکیب می‌شود. با این حال، تغییر عمده‌ای در نیروهای محرکه و «فشار» در سراسر ناحیه پینچ به وضوح دیده می‌شود.



الف)

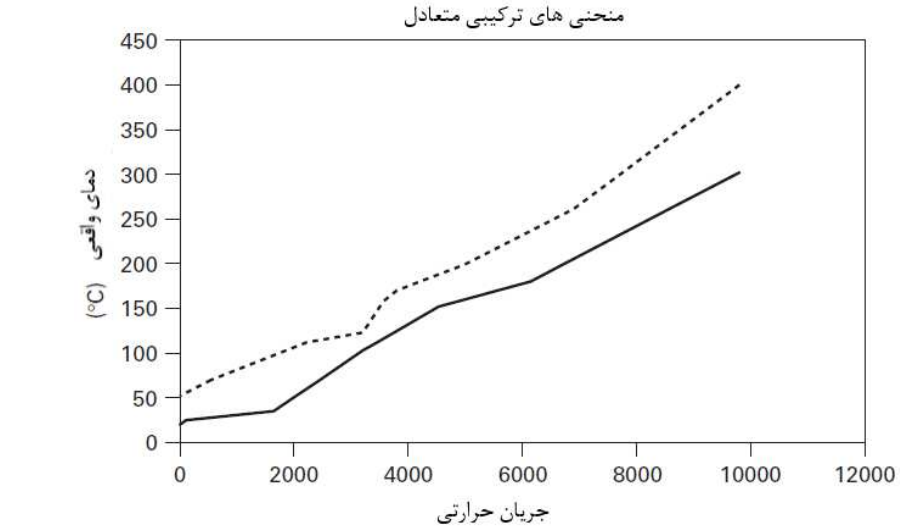


ب)

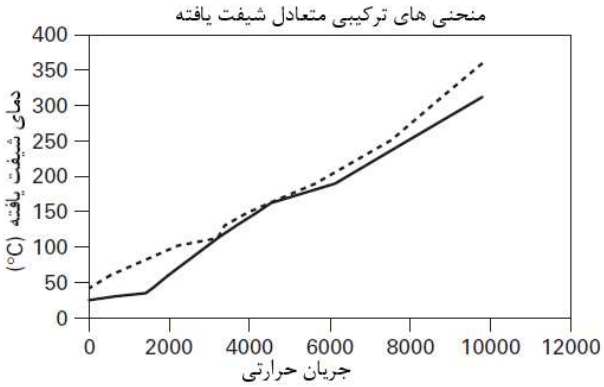


ج)

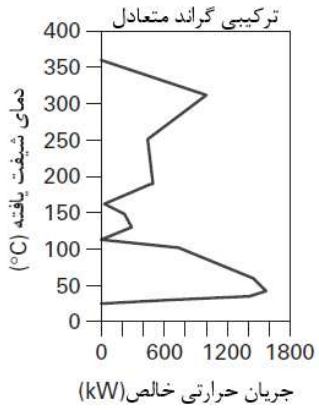
شکل ۳-۱۴: منحنی‌های ترکیبی گراند و ترکیبی متعادل برای واحد مواد آلی با بخار متوسط



الف)



ب)



ج)

شکل ۳-۱۵: BCC و BGCC برای واحد مواد آلی با گرمایش گاز دودکش

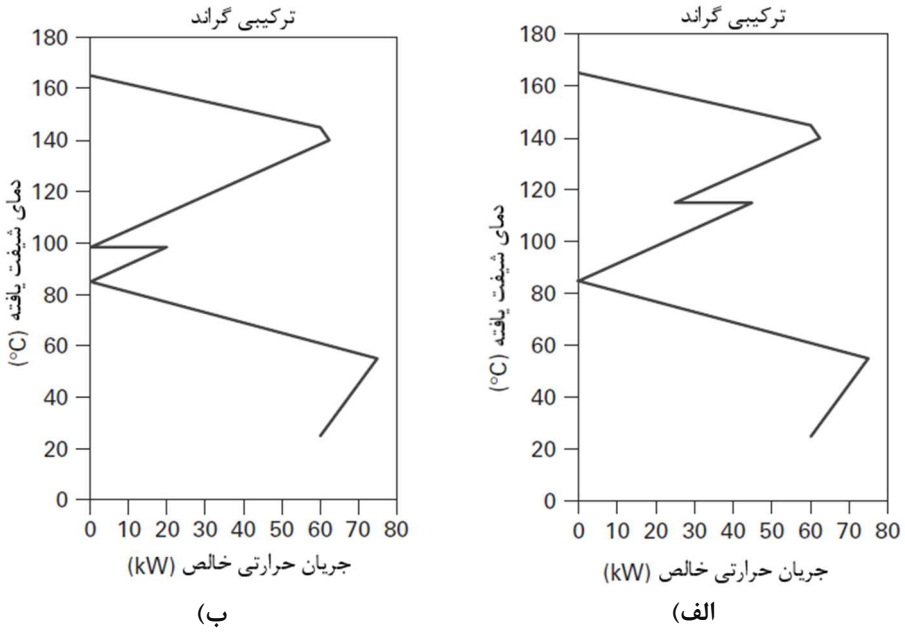
گنجاندن جریان‌های یوتیلتی در آنالیز، اساساً ممکن است ارزیابی کلی را تغییر دهد. به عنوان مثال، فرض کنید ما یک جریان گاز دودکش از یک دیگ بخار پیشرفته پربازده داریم که دمای آن با پیش گرم کردن هوای ورودی، تا دمای ۱۲۰ °C کاهش یافته است. اگر جریان در دمای ۲۰۰ °C موجود باشد، برای نیازهای فرآیند مفیدتر خواهد بود، اما در این صورت

هوایی که پیش گرم می‌شود، از بین می‌رود و نیاز سوخت کوره بالا می‌رود، بنابراین به نظر می‌رسد که شما تغییراتی که در قسمت‌های اطراف به دست می‌آورید، از دست می‌دهید. با این حال، اگر هوای پیش گرم در داده‌های جریان گنجانده شود، به خوبی می‌توان دریافت که به جای آن می‌توان آن را با گرمای زائد پایین پینچ «آزاد» از فرآیند گرم کرد! در واقع، مطالعه موردی واحد تقطیر مواد آلی دقیقاً این اتفاق را نشان می‌دهد
(در بخش ۳-۸-۵).

لینهوف (۱۹۹۳) اظهار داشت که شایع‌ترین اشتباهی که حتی توسط کاربران با تجربه به گونه‌ای دیگر در آنالیز پینچ انجام می‌شود، عدم نگاه به BCC و BGCC است که اغلب پس از طراحی اولیه شبکه، منجر به بررسی انتخاب‌های یوتیلتی می‌شود. طراحی باید براساس ترکیبی‌های متعادل و با استفاده از یک شبکه متعادل انجام شود (بخش ۴-۶). این تضمین می‌کند که این کار پس از هدف‌گذاری مناسب یوتیلتی، بررسی تغییرات فرآیند و بهینه‌سازی انجام می‌شود. در غیر این صورت، ممکن است تکرار غیرضروری در طراحی فرآیند مورد نیاز باشد، هنگامی که معلوم شود شبکه اصلی که به صورت جداگانه طراحی شده است، هنگامی که شامل یوتیلتی می‌شود، بهینه نیست.

همچنین BCC و BGCC صریحاً محل پینچ‌های یوتیلتی را نشان می‌دهند. مثال چهار جریانی ما را در نظر بگیرید. ما می‌دانیم که پینچ فرآیند کجاست، اما اگر بخار را در یک سطح میانی، داخل فرورفتگی تأمین کنیم، به صرافت آشکار نیست که پینچ یوتیلتی در کجا قرار دارد. برای یک سطح بخار در $S = 120$، BGCC در شکل (۳-۱۶) (الف) نشان می‌دهد که در واقع پینچ یوتیلتی در بالاترین دمای جریان فرآیند است، نه دمای یوتیلتی (گرچه دمای یوتیلتی باعث ایجاد ناحیه‌ای از جریان حرارتی خالص کم می‌شود). با این حال، اگر بخار در حداقل حد ممکن تأمین شود که در آن سطح یوتیلتی بر پینچ فقط مماس شود، از شکل (۳-۱۶) (ب) می‌بینیم که اکنون ما دو پینچ یوتیلتی داریم، یکی در بالاترین دما و دیگری در دمای یوتیلتی. از آنجایی که ما ۲۰ kW یوتیلتی داریم و از روش جدول مسئله می‌دانیم که یک CP خالص با مقدار ۱/۵ در ناحیه بالای پینچ با دمای ۸۵ °C وجود دارد، می‌توانیم محاسبه کنیم که حداقل دمای تغییر یافته مجاز برای بخار ۹۸/۳°C است.

نکته مهم آخر این است که بارهای حرارتی جریان‌های یوتیلتی با مصرف انرژی مرتبط هستند. به عنوان مثال، اگر استفاده از بخار کاهش یابد، باید جریان جرمی بخار را نیز بالا ببرد و در نتیجه، کار گرمایش آب تغذیه دیگ بخار نیز کاهش می‌یابد.



شکل ۳-۱۶: BGCC برای مثال چهار جریانی با سطوح متفاوت تأمین بخار

۳-۴-۷- انتخاب سطوح چندگانه یوتیلتی

به طور معمول، اگر تفاوت بین هزینه‌های یوتیلتی وجود داشته باشد، ما طبیعتاً می‌خواهیم استفاده از ارزان‌ترین‌ها را به حداکثر برسانیم. این معمولاً بدان معنی است که ما می‌خواهیم استفاده از سردترین یوتیلتی گرم و گرم‌ترین یوتیلتی سرد را به حداکثر برسانیم. شکل ترکیبی گراند غالباً مناسب‌ترین انتخاب سطوح و بارها را تعیین می‌کند، اما در بسیاری از فرآیندها، مانند ناحیه بالای پینچ در واحد تقطیر مواد آلی، هیچ انتخاب «طبیعی» برای سطوح و بارهای یوتیلتی وجود ندارد (شکل ۳-۲۹). چندین انتخاب امکان‌پذیر است؛ طراح می‌تواند از یک یوتیلتی واحد برای تأمین ۴۷۹۵ kW در دمای شیفت یافته ۳۱۱°C یا بالاتر و یک سطح

متوسط تأمین‌کننده ۲۰۰۰ kW در دمای بالاتر از ۲۰۰ °C استفاده کند (همان‌طور که در بخش (۳-۴-۲) آمده است) یا استفاده از دو سطح اضافی مثلاً در دمای ۲۵۰ °C و ۲۰۰ °C یا هر دمای بالاتری. تعاملات ناشی از استفاده از یوتیلتی‌های چندگانه به شرح زیر است:

۱. بخار اغلب می‌تواند با یک سطح پایین‌تر دما، به‌طور مؤثرتری بالا برود، زیرا گرمای بیشتری را می‌توان از گازهای دودکش دیگ بخار بازیابی کرد.
۲. اگر بخار از طریق توربین بخار از یک فشار بالاتر، پایین آورده شود، برق تولید می‌شود (بخش ۵-۲-۱ را ببینید).
۳. بخار با دمای پایین‌تر در فشار کمتری است و از این‌رو، هزینه سرمایه سیستم، کمتر است.
۴. نیروهای محرکه بین یوتیلتی و فرآیند کاهش می‌یابد، به طوری که مساحت سطح و هزینه سرمایه هیترها/کولرها افزایش می‌یابد.
۵. هر سطح اضافی پیچیدگی طراحی را افزایش می دهد و هزینه سرمایه اضافی را برای دیگ‌های بخار و لوله کشی متحمل می‌شود.

طراح باید در کاهش هزینه جاری (هر چه باشد) با هزینه سرمایه افزایش یافته که با افزایش تعداد سطوح ایجاد می‌شود، تعادل برقرار کند.

۳-۵- هدف گذاری پیشرفته تر انرژی

۳-۵-۱- هدف گذاری منطقه ای

۱. تا کنون، ما فرض کرده‌ایم که همه جریان‌ها به یک اندازه آزاد هستند تا گرما را مبادله کنند و هیچ ترجیحی برای جفت شدن وجود ندارد، مگر در زمینه دما. اغلب، این مورد نیست. دو موقعیت خاص عبارتند از:
۲. دو قسمت یک کارخانه از نظر فیزیکی جدا شده و تبادل حرارت بین این دو، خط لوله‌های طولانی با هزینه بالای سرمایه، تلفات گرما و افت فشار را شامل می‌شود.
۳. بخشی از کارخانه، یک «زیرمجموعه» طبیعی را تشکیل می‌دهد که به تنهایی قابل اجرا است، به عنوان مثال زمانی که بقیه کارخانه برای تعمیرات، تعطیل باشد.

در چنین شرایطی می‌توانیم از **هدف‌گذاری منطقه‌ای** استفاده کنیم. جریان‌های مختلف به زیر مجموعه‌ها یا مناطق اختصاص داده می شوند و اهداف برای هر یک از آن‌ها به طور

جداگانه به دست می آیند. سپس با ترکیب مجموعه‌های مربوطه از داده‌های جریان، می‌توان اهداف ترکیب‌های مختلف مناطق را به‌دست آورد و تفاوت در اهداف بین داده‌های جداگانه و ترکیبی را یافت. اگر اختلاف اندک باشد، مناطق را می‌توان به عنوان واحدهای مستقل تلقی کرد. اگر این تفاوت زیاد باشد و نسبت بالایی از کل صرفه جویی انرژی موجود باشد، این انگیزه روشنی برای تبادل حرارت بین مناطق را به دست می دهد، که پس از آن باید در مقابل هزینه اضافی و مشکلات عملیاتی معاوضه شود.

این روش از روزهای آغازین آنالیز پینچ استفاده شده است، اما توسط احمد و هوی (۱۹۹۱) به یک مفهوم منطقه بندی رسمی تبدیل شد و توسط عمیدپور و پولی اصلاح شد (۱۹۹۷). این آنالیز ارتباط نزدیکی با آنالیز مجموعه کل سایت دارد (بخش ۵-۴) که شامل ارزیابی مزایای تبادل حرارت با روش‌های مختلف بین فرآیندهای مختلف در سایت است. نمونه‌های خوبی از هدف‌گذاری منطقه‌ای در واحد تقطیر مواد آلی (بخش ۳-۸-۴) و مطالعه موردی در بخش (۹-۵) نشان داده شده است.

۳-۵-۲- هدف گذاری افت فشار

مبدل‌های حرارتی اضافی و لوله کشی در یک جریان تمایل به افزایش افت فشار آن دارند. در بهترین حالت، این امر مصرف برق پمپ را افزایش می‌دهد. از این مهم‌تر، افت فشار بالاتر ممکن است فراتر از قابلیت‌های پمپ‌های موجود باشد، به طوری که به پمپ‌های اضافی نیاز باشد یا ممکن است پروژه کاملاً غیرعملی شود. به عنوان مثال، کوره‌ها و پمپ‌ها اغلب در ایجاد تغییرات یا رفع تنگناهای زنجیره‌های پیش گرمایش ناخالص محدود هستند. چالش این است که و با اضافه کردن و پیکربندی مجدد مساحت سطح و در عین حال جلوگیری از نصب پمپ‌های جدید، واحد از نظر سوختی، کارآمدتر شود و تنگناهای کوره رفع شود. به عبارت دیگر، اهداف ایجاد تغییرات یا رفع تنگناها با محدودیت‌های افت فشار باید متناسب باشد که توسط پمپ‌های موجود تعیین شده است. این یک مسئله طراحی پیچیده است.

روش‌های اولیه آنالیز پینچ، افت فشار را نادیده گرفته‌اند. مبدل‌های حرارتی در زمینه ملاحظات دما و بار حرارتی طراحی شده‌اند. افت فشار به عنوان یک فکر ثانویه در نظر گرفته شد. در اولین برنامه‌های کاربردی آنالیز پینچ آشکار شد که در این روش نمی‌توان به افت فشار پرداخت. یک شبکه بهینه، مبدل‌های حرارتی را در اندازه‌های مشخص قرار می‌دهد. پس

از آن، بهینه‌سازی مساحت سطح مبدل حرارتی در برابر افت فشار ممکن است از نظر اندازه برخی مبدل‌ها را دو برابر کند، در حالی که بقیه بسیار کوچک‌تر شوند. این امر به وضوح هرگونه بهینه‌سازی را که در طول طراحی اولیه اتفاق افتاده، بی اعتبار می‌کند. بدتر این که در بازسازی طراحی اولیه اغلب از حد افت فشار موجود بیشتر می‌شود و اجرای طراحی را غیرعملی می‌کند. بلافاصله نتیجه گرفته شد که بهینه‌سازی مساحت سطح مبدل حرارتی در مقابل انرژی حرارتی به‌طور جدا نشدنی با بهینه‌سازی مساحت سطح مبدل‌های حرارتی در مقابل افت فشار در ارتباط است. یک تعامل سه جانبه وجود دارد.

این مسئله پس از چندین سال کار، به مفهوم «هدف‌گذاری افت فشار» و «هدف‌گذاری فوق‌العاده سه بعدی[1]» منجر شد (پولی و همکاران ۱۹۹۰). هدف‌گذاری فوق‌العاده سه بعدی افت فشار برد مربوط به هزینه‌ها یا محدودیت افت فشار را برای جریان‌های گرم و سرد به عهده می‌گیرد. سپس هدف‌گذاری مطابق با هزینه (یا محدودیت‌های) افت فشار، هزینه سوخت و هزینه مساحت سطح مبدل حرارتی انجام می‌شود. قبل از طراحی، جریان‌ها در افت فشار بهینه یا در حد افت فشار موجود واقع شده و یوتیلتی‌ها در سطح بهینه بازیابی حرارتی تنظیم می‌شوند. مبدل‌های حرارتی در این فضا قرار داده شده‌اند. اگر تلاشی برای بهینه‌سازی یک طراحی انجام شود که در ابتدا برای سوخت، هزینه سرمایه یا افت فشار به کار رفته است، سود کمی دریافت می‌شود. هدف‌گذاری افت فشار و هدف‌گذاری فوق‌العاده سه بعدی سهم مهمی در عملی‌تر کردن آنالیز پینچ، به ویژه در زمینه کاربردهای پالایشگاه نفت ایجاد کرده است. آن‌ها به طور مؤثر به هدف‌گذاری منطقه‌ای در به حساب آوردن محدودیت‌های عملی زندگی واقعی می‌پیوندند (پولی و هگز[2] ۱۹۹۹).

۳-۶- هدف گذاری واحدهای تبادل حرارت، مساحت و پوسته‌ها

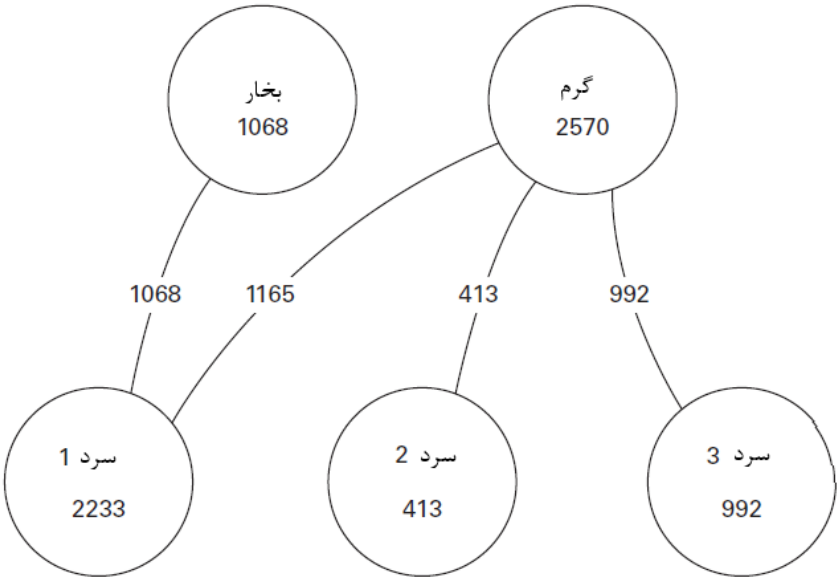
۳-۶-۱- هدف گذاری برای تعداد واحدها

هزینه سرمایه فرآیندهای شیمیایی بیشتر تحت شعاع تعداد اقلام موجود در طرح‌واره است. این مطمئناً در مورد شبکه‌های مبدل حرارتی صادق است و انگیزه قوی برای کاهش تعداد جفت‌های بین جریان‌های گرم و سرد وجود دارد. با مراجعه به طرح‌واره در شکل (۴-

[1] Three-dimensional supertargeting
[2] Polley and Heggs

۱)، سه مبدل، دو بخاری و یک خنک کننده در طراحی استفاده شده است که در مجموع شش واحد را تشکیل می دهند. آیا این حداقل تعداد است یا طراح می توانست با واحدهای کمتری مدیریت کند؟ اگر چنین است، آیا می توانیم راهی سریع برای شناسایی این موضوع پیدا کنیم؟

همان‌طور که قبلاً توضیح داده شد، نمودار جریانی ساده در شکل (۱-۵) نشان می‌دهد که چهار جریان فرآیند جداگانه در نظر گرفته شده است. عملکرد انرژی هدف برای این سیستم همان‌طور که از روش جدول مسئله محاسبه شده است، نشان می‌دهد که فقط نیاز به گرمایش دارد و به سرمایش نیازی نیست. پس بلافاصله، ما می‌دانیم که کولر مازاد بر نیاز است! شکل (۳-۱۷) بارهای حرارتی را در یک جریان گرم و سه جریان سرد نشان می‌دهد که داخل دایره‌هایی که نشان دهنده جریان‌ها هستند، نوشته شده‌اند. بار یوتیلتی گرم پیش‌بینی شده به طور مشابه نشان داده شده است. توجه داشته باشید که کل سیستم در تعادل آنتالپی قرار دارد (یعنی کل یوتیلتی گرم برابر با کل سرما است). اگر فرض کنیم محدودیت دما باعث می‌شود هر جفتی ایجاد شود، می‌توانیم کل جریان‌های سرد ۲ و ۳ (کلاً ۱۴۰۵ واحد) را با جریان گرم ۱ جفت کنیم و بار حرارتی باقیمانده به میزان ۱۱۶۵ واحد را در گرم ۱ قرار دهیم. جفت کردن سرد ۱ با گرم و به حداکثر رساندن بار در این جفت به گونه‌ای که ۱۱۶۵ مقدار مورد نیاز باقیمانده را در گرم ۱ علامت زند تا سرد ۱ را که نیازمند ۱۰۶۸ واحد است، باقی بگذارد که می‌تواند دقیقاً توسط بخار تأمین شود. بنابراین، پیروی از اصل به حداکثر رساندن بارها، یعنی «علامت زدن» جریان یا بارهای یوتیلتی یا باقیمانده‌ها، منجر به طراحی با چهار جفت می‌شود. در واقع این، حداقل تعداد برای این مسئله است. توجه کنید که این تعداد، یکی کمتر از تعداد کل جریان‌ها به علاوه یوتیلتی موجود در مسئله است.



شکل ۳-۱۷: طرح کلی واحدهای تبادل حرارت برای فرآیند شیمیایی خاص

بنابراین:

$$u_{min} = N - 1 \qquad ۲-۳$$

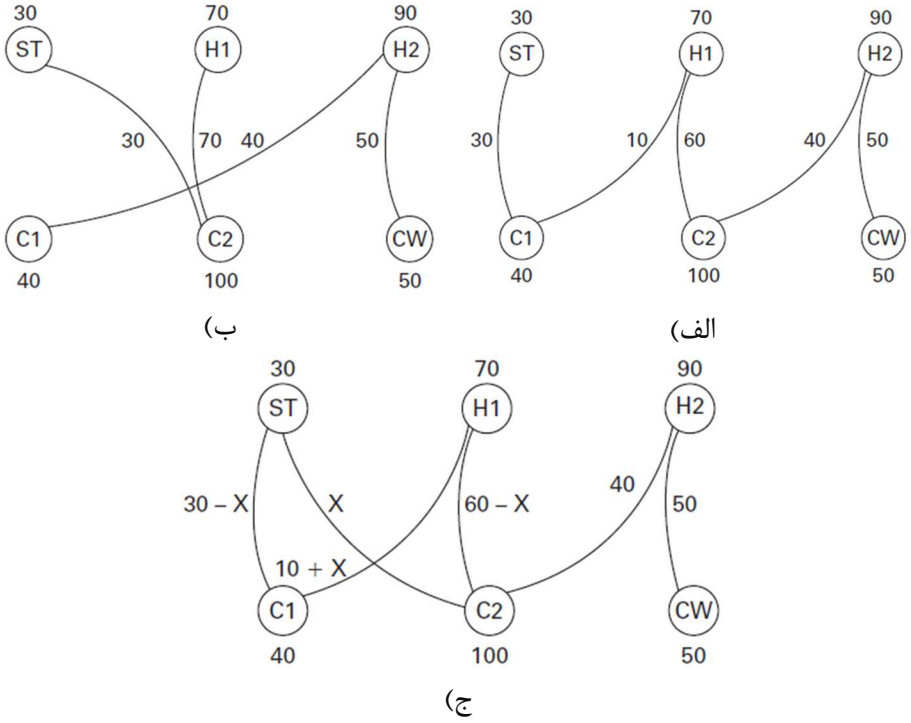
که در آن، u_{min} حداقل تعداد واحدها (از جمله هیتر و کولر) و N تعداد کل جریان (از جمله یوتیلتی) است (هولمن ۱۹۷۱).

همان‌طور که در شکل (۱-۱-ب) در مقدمه نشان داده شده است، می‌توان طرحی را برای این سیستم با چهار واحد تهیه کرد. در واقع، به طور معمول در طراحی شبکه مبدل‌های حرارتی یافتن یک جواب u_{min} امکان‌پذیر است، همان‌طور که نشان داده خواهد شد. با این وجود اصلاحات خاصی در این فرمول لازم است. در شکل (۳-۱۸) (الف)، مسئله‌ای که دو جریان گرم و دو جریان سرد دارد، نشان داده شده است. در این مورد، هر دو یوتیلتی گرمایشی و سرمایشی مورد نیاز است. قرار دادن جفت‌ها مانند گذشته با علامت زدن بارها یا باقیمانده‌ها منجر به طرحی با $N - 1$ واحد می‌شود. با این حال، در شکل (۳-۱۸) (ب) یک طرح با یک واحد کمتر نشان داده شده است. فهمیدن دلیل این که تعداد کمتر از حداقل ظاهر می‌شود،

کار سختی نیست. در حالی که به‌طور کلی مسئله در تعادل آنتالپی است، زیر مجموعه جریان‌های H2، C1 و CW به تنهایی در تعادل آنتالپی است. به طور مشابه، جریان‌های ST، H1 و C2 در تعادل آنتالپی قرار دارند (که اگر کل مسئله در تعادل باشد، باید آنها نیز در تعادل باشند). این بدان معنی است که می‌توانیم برای مجموعه داده‌های ارائه شده، دو شبکه کاملاً مجزا با فرمول $u_{min} = N-1$ طراحی کنیم که به صورت جداگانه برای هر کدام به کار می‌رود. بنابراین u_{min} کل برای سیستم کلی، ۴ = (۱-۳) + (۱-۳) واحد یا یکی کمتر از شکل (۳-۱۸) (الف) است. این وضعیت «برابری زیر مجموعه[1]» نامیده می‌شود، یعنی برای مجموعه داده‌های ارائه شده، می‌توان دو زیر مجموعه را شناسایی کرد که با تعادل آنتالپی می‌توانند شبکه‌های جداگانه تشکیل دهند. گفته می‌شود که مجموعه داده‌ها شامل دو «جزء» است. از آنجایی که طراح طرح‌واره، اندازه بارهای حرارتی را در کارخانه خود کنترل می‌کند، گاهی اوقات ممکن است که به‌طور عمدی بارها را تغییر دهد تا مجبور به برابری زیر مجموعه‌ها شود و در نتیجه یک واحد را ذخیره کند.

سرانجام، در شکل (۳-۱۸) (ج) طرحی با یک واحد بیشتر از طرح شکل (۳-۱۸) (الف) نشان داده شده است، واحد جدید جفت بین ST و C2 است. واحد اضافی آنچه را که به عنوان یک حلقه درون سیستم شناخته می‌شود، نشان می‌دهد. یعنی امکان ردیابی یک مسیر بسته از طریق شبکه وجود دارد. با شروع در یوتیلتی گرم ST، حلقه را از طریق اتصال به C1، از C1 به H1، از H1 به C2 و از C2 به ST می‌توان ترسیم کرد. وجود حلقه عنصر انعطاف پذیری را در طراحی به همراه دارد. فرض کنید جفت جدید که بین ST و C2 است، از یک بار X واحدی ارائه می‌شود. سپس با تعادل آنتالپی، بار جفت بین ST و C1 باید X - ۳۰، بین C1 و H1، X + ۱۰ و بین H1 و C2، ۶۰ – X باشد. بدیهی است، وقتی جفت بین ST و C1 از بین می‌رود، X می‌تواند هر مقداری تا حدود ۳۰ باشد. انعطاف‌پذیری در طراحی ارائه شده توسط حلقه‌ها، گاهی اوقات به ویژه در بررسی‌های «ایجاد تغییرات» مفید است.

[1] Subset equality



شکل ۳-۱۸: اصول زیرمجموعه‌ها و حلقه‌ها

ویژگی‌های مورد بحث در شکل (۳-۱۸) توسط یک قضیه از تئوری نمودار در ریاضیات، معروف به تئوری شبکه عمومی اویلر[1] توضیح داده شده است. این قضیه، هنگامی که برای شبکه‌های مبدل حرارتی اعمال می‌شود (لینهوف و همکاران ۱۹۷۹) ، اظهار می‌دارد:

$$u = N + L - s \qquad ۳-۳$$

که در آن:

u تعداد واحدها (از جمله هیتر و کولر)؛

N تعداد جریان‌ها (از جمله یوتیلتی‌ها)؛

L تعداد حلقه‌ها و

s تعداد اجزای جداگانه.

[1] Euler's General Network Theorem

طبیعتاً می‌خواهیم از واحدهای اضافی اجتناب کنیم و بنابراین برای $L = 0$ طراحی را انجام می‌دهیم. همچنین، اگر خوش شانس نباشیم، هیچ برابری زیر مجموعه‌ای در مجموعه داده‌ها وجود نخواهد داشت و از این‌رو $s = 1$ خواهد شد. این امر به معادله هدف‌گذاری منجر می‌شود:

$$u_{min} = N - 1 \qquad ۴-۳$$

که قبلاً معرفی شده است.

۳-۶-۲- هدف گذاری برای حداقل تعداد واحدها

شکل (۳-۱۹) (الف) نشان می‌دهد که چگونه معادله هدف‌گذاری برای طراحی «حداکثر بازیابی انرژی» (MER) به کار می‌رود. پینچ، مسئله را به دو ناحیه مستقل از نظر ترمودینامیکی تقسیم می‌کند. از آنجا که ناحیه‌ها مستقل هستند، همان‌طوری که نشان داده شده است، فرمول هدف‌گذاری باید به‌طور جداگانه برای هر یک به کار رود (لینهوف و هیندمارش ۱۹۸۳).

حاصل جمع برای کل مسئله، "$u_{min,MER}$"، مجموع u_{min}های هر کدام از ناحیه‌ها است. با این حال فرض کنید که همان‌طور که در شکل (۳-۱۹) (ب) نشان داده شده است، α واحد گرما به سراسر پینچ منتقل می‌شوند، بنابراین به وسیله α یوتیلتی‌های گرم و سرد را افزایش می‌دهد. اکنون دیگر نواحی از نظر ترمودینامیکی مستقل نیستند و ما یک مسئله واحد داریم. با استفاده مجدد از فرمول هدف‌گذاری، یعنی نادیده گرفتن پینچ، به این نتیجه می‌رسیم که:

$$u_{min} \leq u_{min\ MER} \qquad ۵-۳$$

دلیل آن این است که در هدف‌گذاری طراحی MER، جریان‌هایی که از پینچ عبور می‌کنند، دو بار شمارش می‌شوند. نتیجه این است که بین بازیابی انرژی و تعداد واحدهای به کار گرفته شده، یک تعامل برقرار است.

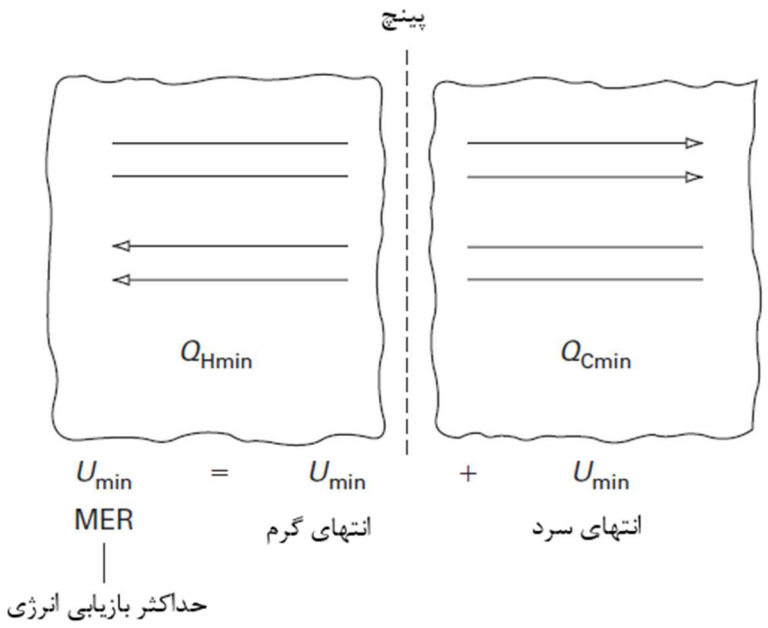
با مراجعه به مسئله مثال چهار جریانی نشان داده شده در شکل (۲-۱۳) و استفاده از فرمول هدف‌گذاری در انتهای گرم و سرد، با سه جریان فرآیند و یوتیلتی گرم در بالای پینچ و چهار جریان فرآیند و یوتیلتی سرد در زیر پینچ، مقدار $u_{min,MER}$ را به دست می‌آوریم:

$$u_{min\ MER} = (4 - 1) + (5 - 1) = 7 \qquad ۶-۳$$

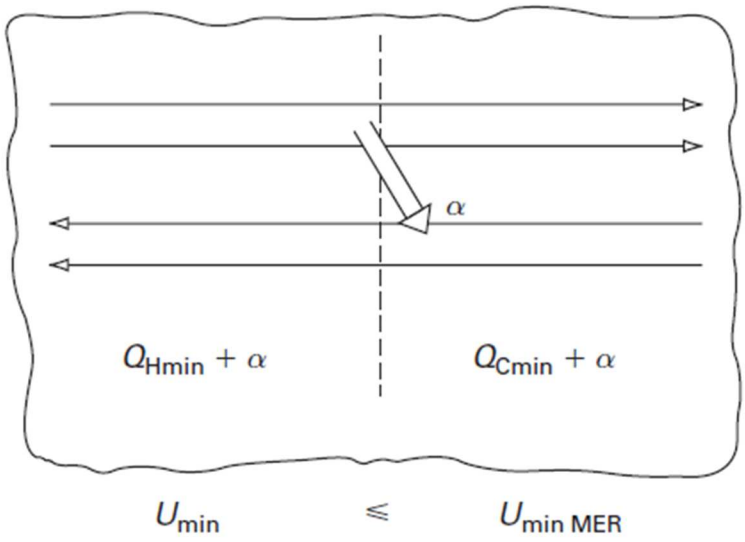
با این حال، طراحی نهایی نشان داده شده در شکل (۲-۱۸) فقط شش واحد دارد. دلیل آن سازگاری داده‌های ذکر شده در توصیف طراحی انتهای گرم است. همان‌طور که در شکل (۲-۲۰) (ج) نشان داده شده است، جریان‌های ۲ و ۳ یک زیر مجموعه در بالای پینچ تشکیل می‌دهند که اجازه می‌دهد تا انتهای گرم با سه واحد طراحی شود و نه چهار تا (در معادله اویلر ۲ = s). برعکس، استفاده از فرمول هدف‌گذاری برای کل مسئله که پینچ را نادیده می‌گیرد، مقدار u_{min} را به صورت زیر ارائه می‌کند:

$$u_{min} = (6 - 1) = 5 \quad (۴ \text{ جریان} + ۲ \text{ یوتیلتی}) \qquad ۷-۳$$

از این رو با انتقال انرژی از طریق پینچ، محدوده کاهش تعداد واحدها، ۱ است. این امر را می‌توان در طراحی شبکه «منطقی» در شکل (۲-۱۴) مشاهده کرد که از ۵ واحد استفاده می‌کند - دو مبدل، دو هیتر و یک کولر.



الف)



ب)

شکل ۳-۱۹: هدف گذاری واحدها با و بدون تقسیم مجدد در پینچ

برای کاهش تعداد مبدل‌های حرارتی می‌توان روش‌های مشابهی به کار برد تا جریمه انرژی کمی را در نقاط مختلف شبکه منظور کند، بنابراین انرژی را در مقابل هزینه سرمایه متعادل می‌کند. این موضوع به عنوان **تقلیل شبکه**[1] شناخته شده است و در بخش (۴-۴) با جزئیات توضیح داده شده است.

۳-۶-۳- هدف گذاری مساحت

مساحت یک مبدل حرارتی جریان ناهمسوی منفرد با استفاده از معادله (۲-۴) تعریف شده است:

$$A=\frac{Q}{A\ \Delta T_{LM}} \qquad ۸-۳$$

اختلاف دمای میانگین لگاریتمی با معادله (۲-۵) تعریف شده است. حاصل ضرب (UA) نیز اغلب مفید است.

[1] Network relaxation

برای یک مسئله چند جریانی با چندین مبدل، می‌توان کل مساحت مبدل حرارتی را به روشی مشابه تخمین زد. ما منحنی‌های ترکیبی را بر اساس بار حرارتی به بخش‌هایی تقسیم می‌کنیم، مقدار مساحت را برای هر بخش k محاسبه می‌کنیم و آن‌ها را با هم جمع می‌کنیم تا مساحت کل را برای مبدل‌های حرارتی در شبکه به دست آوریم. بخش‌ها باید برای شروع و پایان دادن به بارهای حرارتی مطابق با تغییرات شیب در منحنی‌های ترکیبی گرم و سرد انتخاب شوند (که در آن، جریان‌ها شروع می‌شوند، به پایان می‌رسند یا CP تغییر می‌کند، مانند بازه‌های دما هنگام محاسبه جدول مسئله). با استفاده از BCC، شامل یوتیلتی‌های گرم و سرد (بخش ۳-۴-۶) می‌توان مساحت هیترها و کولرها را نیز به حساب آورد؛ منحنی‌های متعادل همیشه باید در جایی استفاده شوند که شامل یوتیلتی‌های چندگانه و پینچ‌های یوتیلتی باشد. کل مساحت شبکه با جمع بندی در تمام بخش‌ها (K) طبق معادله زیر ارائه می‌شود:

$$A_{total} = \frac{1}{U} \sum_{k=1\ldots K}^{Interval} \frac{\Delta H_k}{\Delta H_{LM.k}} \qquad ۹-۳$$

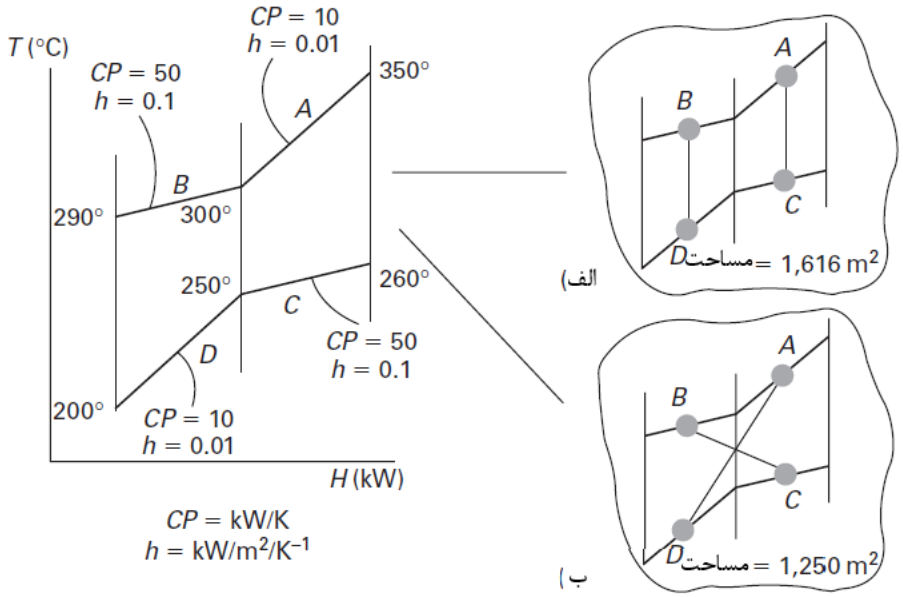
در صورت تحقق اهداف انرژی، این معادله، مساحت (یا UA) کل را برای انتقال حرارت «عمودی» ارائه می‌دهد، همان‌طور که در شکل (۳-۲۰) (الف) نشان داده شده است. این سودمندی عمومی است، همان‌طور که هوهمن (۱۹۷۱) مشاهده کرد که تمام شبکه‌های دارای MER، الزامات مساحت سطح مشابهی را نشان می‌دهند و این مساحت تقریباً برابر با «حداقل مساحت کل» است که از منحنی‌های ترکیبی محاسبه شده است. با این حال، باید به دو محدودیت توجه داشت. در مرحله اول، فرض شده است که ضرایب انتقال حرارت U برای همه جریان‌ها یکسان است، که اغلب اینگونه نیست. برای حل این مسئله، معادله (۳-۲) را می‌توان گسترش داد تا ضرایب انتقال حرارت فیلمی منحصر به فرد h در هر جریان فراهم شود (تاونسند و لینهوف ۱۹۸۴؛ لینهوف و احمد ۱۹۹۰):

$$Atotal = \sum_{k=1\ldots K}^{Interval} \frac{1}{\Delta H_{LM.k}} \left(\sum_{i=1\ldots I}^{Hotstreams} \frac{q_{i,k}}{h_{i,k}} + \sum_{j=1\ldots J}^{Coldstreams} \frac{q_{j,k}}{h_{j,k}} \right) \qquad ۱۰-۳$$

در اینجا $q_{i,k}$ و $q_{j,k}$ بارهای حرارتی فردی در جریان گرم i یا جریان سرد j در بخش k هستند. به همین ترتیب $h_{i,k}$ و $h_{j,k}$، ضرایب انتقال حرارت فیلمی فردی هستند.

ثانیاً، برای دستیابی به جفت‌سازی کاملاً «عمودی»، CPهای جریان‌های گرم و سرد باید به نسبت دقیق در کل بخش جفت شوند. این در واقع بدان معنی است که الگوی متفاوتی از جفت‌ها برای هر بخش موردنیاز است و معمولاً این‌ها مستلزم تقسیم قابل ملاحظه جریان هستند، به طوری که یک شبکه کلی که به این امر دست می‌یابد، معمولاً غیر عملی و پیچیده است. وضعیت عملی معمول این است که نسبت CP_H به CP_C برای جفت‌های مختلف در یک بخش، متفاوت خواهد بود، بنابراین تغییرات دمای جریان‌های مختلف دقیقاً مطابقت ندارد و مقداری «حالت ضربدری» از تبادل حرارت وجود دارد، همان‌طور که در شکل (۳-۲۰) (ب) نشان داده شده است. اگر همه ضرایب انتقال حرارت یکسان باشند، این امر یک جریمه مساحت (معمولاً کوچک) خواهد داشت، زیرا A اضافی به دلیل ΔT کاهش یافته در بعضی از جفت‌ها، از کاهش A در جفت‌های با ΔT بالاتر بیشتر است. با این وجود، اگر ضرایب انتقال حرارت متفاوت باشند، استفاده از آن ضرورتی ندارد. در حقیقت، اگر از ΔTهای بزرگ تر در جفت‌های با U کم استفاده شود و برعکس، در واقع هدف مساحت از طریق «حالت ضربدری» می‌تواند کمتر از هدف مساحت از جفت سازی «عمودی» باشد! یک الگوریتم برنامه‌نویسی خطی می‌تواند به منظور محاسبه حداقل مساحت واقعی برای این کار استفاده شود (سابو و همکاران ۱۹۸۶؛ احمد و همکاران ۱۹۹۰). با این حال، در عمل، معادله (۳-۳) صحت مساحت را در حدود ۱۰٪ ارائه می‌دهد، مگر این‌که ضرایب انتقال حرارت فیلمی بیش از یک مقدار از نظر اندازه متفاوت باشد.

همه این روش‌ها به دانش ضرایب انتقال حرارت فیلمی نیاز دارند. این موارد در عمل بسیار به ندرت وجود دارد. آن‌ها ممکن است در جایی که مبدل‌های حرارتی موجود هستند، محاسبه شده و یا از محاسبات تقریبی تخمین زده شوند، یا همان‌طور که پولی و همکاران (۱۹۹۰) توضیح داده‌اند، از افت فشار جریان ناشی شوند.

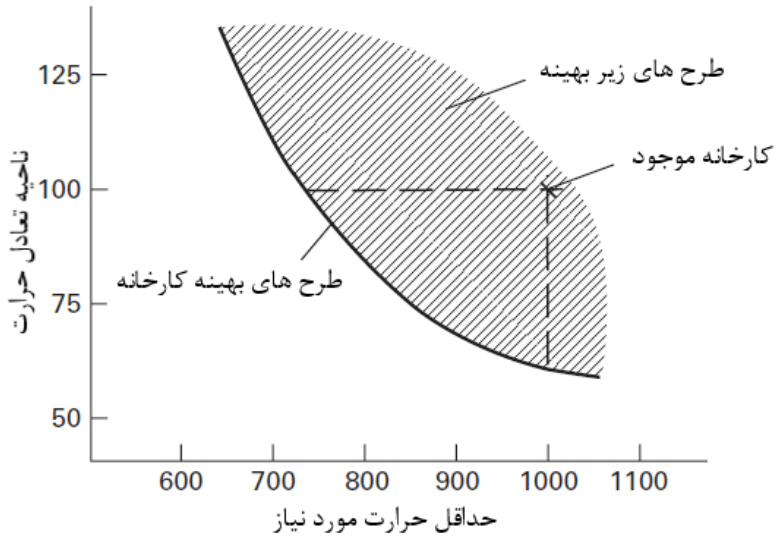


شکل ۳-۲۰: جفت سازی عمودی و حالت ضربدری

واضح است که هدف گیری مساحت دقیق تر و پیچیده تر از هدف گیری انرژی است. از این رو، اگرچه از نظر مفهومی مهم است، اما در عمل کمتر کاربرد دارد. مساحت مبدل حرارتی واقعی را می‌توان در مرحله طراحی شبکه به دست آورد. اگر شبکه به طور قابل توجهی کاهش یابد، الگوریتم هدف‌گذاری مساحت، دیگر دقیق نخواهد بود. مساحت اصلی یا هدف UA در ارائه نشانه‌ای از این که چگونه تعداد زیادی مبدل مورد نیاز است یا این که مقدار زیادی از مساحت نیاز به اضافه شدن به یک شبکه فعلی دارد و از این‌رو ارائه نشانه‌ای از هزینه احتمالی سرمایه کمک می‌کند. با این حال، مقدار مطلوب هزینه به‌طور کلی ثابت است و در جایی که به دلیل تغییر توپولوژی یک ناپیوستگی شدید وجود دارد، می‌توان آن را با روش‌های دیگر مشخص کرد.

هدف گیری مساحت همچنین می‌تواند تجسم خوبی از استراتژی صرفه‌جویی انرژی در یک کارخانه ارائه کند، به خصوص اگر رابطه بین انرژی و مساحت ترسیم شود (این معمولاً شبیه به نمودار مساحت-ΔT_{min} است). یک کارخانه موجود معمولاً در منطقه غیربهینه قرار دارد. راهبرد بهبود به دنبال نزدیک شدن به خط هدف خواهد بود؛ انرژی کاهش می‌یابد، اما

به‌طور معمول باید مساحت اضافی، افزوده شود. به‌طور معمول، گزینه‌های مشخص شده توسط یک راهبرد بهسازی، شکل (۳-۲۱)، از یک خط مورب یا منحنی پیروی می‌کنند.



شکل ۳-۲۱: راهبرد بهسازی نمایش داده شده روی نمودار انرژی-مساحت

۳-۶-۴- انحراف از جریان متقابل خالص

الگوریتم‌های هدف‌گذاری انرژی و مساحت ارائه شده تاکنون فرض بر این داشته‌اند که جفت‌های تبادل حرارت در جریان متقابل خالص هستند. با این حال، همان‌طور که در بخش (۴-۱) مشاهده می‌شود، مبدل‌های حرارتی عملی ممکن است در جریان متقابل، جریان همسو (نادر) یا جریانی باشند که تا حدی مخلوط است. از این رو، نیروهای محرکه دما در طول جفت ممکن است کمتر از حد پیش‌بینی شده باشند.

برای بسیاری از جریان‌ها این امر، بی اهمیت است، به عنوان مثال، در جایی که یک جریان در اثر بارهای گرمای نهان در دمای تقریباً ثابتی است، یا جایی که ΔT میانگین در سراسر جفت، زیاد است. با این حال، برای یک وظیفه «طولانی» که در آن محدوده دمای هر دو جریان گرم و سرد درون مبدل در مقایسه با نیروی محرکه دما زیاد باشد (به عنوان مثال لوله U شکل)، یک مبدل واقعی اغلب نیروهای محرکه دمای داخلی یا حتی یک اختلاف دما را تحت فشار قرار می‌دهد.

تحقیقات قابل توجهی برای اصلاح الگوریتم‌های هدف‌گذاری مساحت انجام شده است تا وضعیت موجود را فراهم کند. با این حال، سود عملی همه این موارد محدود است، زیرا اصلی ترین مزیت هدف‌گذاری مساحت، دریافت یک ایده تقریبی از مقدار مساحت اضافی برای نصب و اولین برآورد هزینه سرمایه برای بهینه‌سازی است. مقدار بهینه هزینه سرمایه معمولاً بسیار ثابت است. در جایی که این مقدار ثابت نیست، به‌طور کلی ناشی از ناپیوستگی‌های شدید یا «تله‌های توپولوژیکی[1]» است که می‌توان آن را از دمای جریان شناسایی کرد، همان-طور که در بخش ۳-۶-۷ توضیح داده شده است. به دست آوردن پیکربندی اساسی شبکه و سپس انجام طراحی دقیق مبدل‌های فردی برای به دست آوردن اندازه‌ها و هزینه‌های دقیق، مهم است.

۳-۶-۵- هدف گذاری تعداد پوسته‌ها

برای مبدل‌های پوسته و لوله، تعداد پوسته‌های مورد نیاز ممکن است بیشتر از حداقل تعداد واحد باشد، به دو دلیل:

۱. مساحت مورد نیاز برای یک مبدل حرارتی ممکن است به طور نامناسبی بزرگ باشد.
۲. ممکن است در یک پوسته یک تلاقی دما وجود داشته باشد، به خصوص اگر از نوع جریان متقاطع یا "۲-۱" باشد.

هر دو این موارد به احتمال زیاد در کارهای «طولانی» با نیروهای محرکه دما پایین و اختلاف دمای زیاد در جریان‌ها اتفاق می‌افتند که به احتمال زیاد در نزدیکی پینچ انجام می‌شوند.

هر پوسته اضافی هزینه سرمایه اضافی را به همراه دارد، بنابراین اهداف برای حداقل تعداد پوسته مفید هستند. این‌ها را می‌توان همان‌طور که احمد و اسمیت (۱۹۸۹) و اسمیت (۲۰۰۵) توضیح دادند، محاسبه نمود.

نمودار تعداد پوسته مانند موارد قبلی یک منحنی صاف نیست، زیرا فقط می‌تواند در مراحل اعداد صحیح پیش رود. مثالی را می‌توانید در شکل (۳-۳۲) مشاهده کنید.

[1] Topology traps

۳-۶-۶- عملکرد سیستم‌های موجود

با توجه به چگونگی کارآمدی مساحت تبادل حرارتی یک شبکه موجود که در حال حاضر با ترسیم اهداف انرژی در برابر مساحت محاسبه شده مورد نیاز برای این اهداف (در ΔT_{min} معین) توزیع شده است، می‌توان آن شبکه را ارزیابی کرد. سپس می‌توان هدف مساحت را با مساحت واقعی مورد استفاده در شبکه فعلی مقایسه کرد.

تعداد کمی از بسته‌های نرم‌افزاری به‌طور خودکار یک نمودار انرژی- مساحت را ایجاد می‌کنند، بنابراین جایگزین خوبی برای ترسیم جداگانه نمودارهای انرژی-ΔT_{min} و مساحت-ΔT_{min} است. ΔT_{min} مربوط به مصرف انرژی فعلی را می‌توان یافت (اگر اهداف انرژی برآورده شدند) و هدف مساحت برای این ΔT_{min} را با مساحت فعلی مقایسه کرد. از طرف دیگر، می‌توانیم ΔT_{min} را که مربوط به مساحت نصب شده فعلی است، بخوانیم و ببینیم که هدف انرژی چه باید باشد.

در بیشتر موارد متوجه می‌شویم که برای دستیابی به اهداف انرژی در ΔT_{min} دلخواه خود، باید مقدار قابل توجهی مساحت اضافی را نصب کنیم.

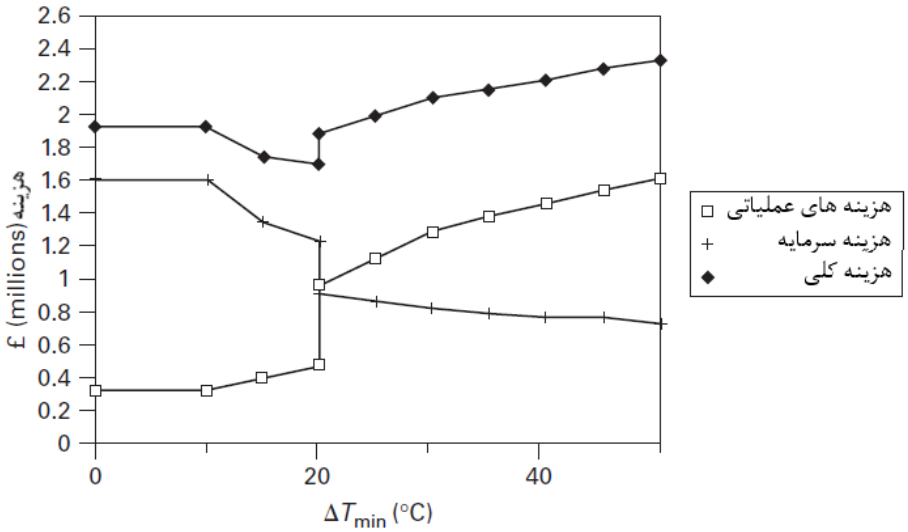
۳-۶-۷- تله‌های توپولوژی

تاکنون تغییرات انرژی و مساحت با ΔT_{min} منحنی‌های صاف بوده و یک خطای متوسط تأثیر مهمی بر نتایج نخواهد داشت. با این حال، در جایی که اهداف انرژی، نیاز مساحت و شبکه بهینه در یک ΔT_{min} بحرانی به شدت تغییر می‌کند، ممکن است یک ناپیوستگی شدید وجود داشته باشد. این «تله‌های توپولوژی» برای اولین بار توسط تی جو و لینهوف (۱۹۸۶) شناسایی شدند. آن‌ها توسط نمودارهای مساحت یا هزینه در برابر ΔT_{min} نشان داده می‌شوند.

کمپ (۱۹۹۱) روشی ساده‌تر برای شناسایی تله‌های توپولوژی پیشنهاد داد. ناپیوستگی معمولاً در جایی رخ می‌دهد که بارهای گرمای نهان قابل توجهی وجود داشته باشد و تغییر عمده‌ای در جریان حرارتی خالص در یک محدوده کم عرض دما ایجاد می‌کند. مجموعه داده زیر یک تله توپولوژی را نشان می‌دهد.

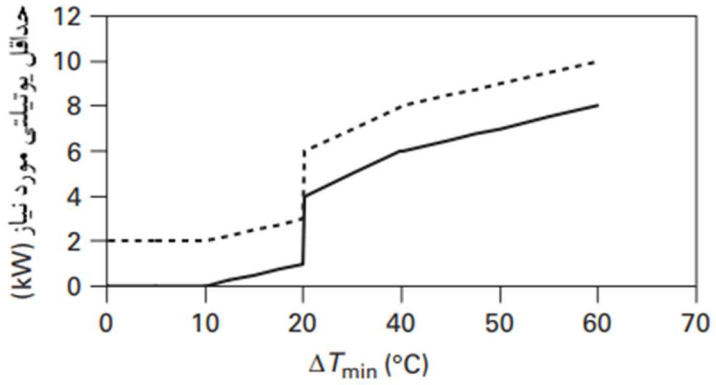
شماره جریان	دمای مورد استفاده (°C)	دمای هدف (°C)	نرخ جریان ظرفیت حرارتی CP (MJ/K)	جریان حرارتی (MW)
h۱	۷۰	۳۰	۰/۱	۴
h۲	۷۰	۶۰/۱	۰/۱۰۱۰۱۰۱۰۱	۱
h۳	۶۰/۱	۶۰	۳۰	۳
c۴	۲۰	۶۰	۰/۱	-۴
c۵	۴۰	۴۰/۱	۶۰	-۶

ناپیوستگی از نمودارهایی که تغییر در ΔT_{min} کل هزینه را نشان می‌دهند، روشن است (شکل ۳-۲۲). با این حال، برای به دست آوردن این مهم، باید ضرایب انتقال حرارت مبدل و فاکتورهای هزینه شناخته شده باشد. اگر ما این داده‌ها را نداشته باشیم، یا برنامه هدف‌گذاری مساحت را در دسترس نداشته باشیم، چه اتفاقی می‌افتد؟

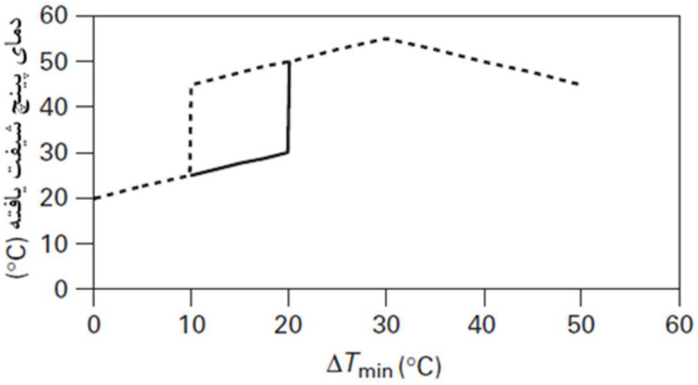


شکل ۳-۲۲: نمودار هزینه- ΔT_{min} برای مثال تله‌های توپولوژی

در حقیقت، نمودارهای کاربرد یوتیلتی و دمای پینچ در برابر ΔT_{min} نشان می‌دهد که یک ناهنجاری وجود دارد و به راحتی می‌توان آن‌ها را با چندین بار تکرار محاسبه هدف‌گذاری انرژی در یک محدوده ایجاد کرد (شکل ۳-۲۳).



الف)



ب)

شکل ۳- ۲۳: نمودارهای انرژی و دمای پینچ در برابر ΔTmin برای مثال تله‌های توپولوژی

در عمل، اگر یک تله توپولوژیکی وجود داشته باشد، این تله همیشه در ناپیوستگی در کاربرد یوتیلتی یا دمای پینچ مشاهده می‌شود. برعکس آن صادق نیست؛ تغییرات شدید در اهداف انرژی یا دمای پینچ معمولاً هیچ اختلاف واقعی با اهداف انرژی و مساحت به وجود

نمی‌آورد (به عنوان نمونه، به مثال چهار جریانی ما، شکل (۳-۶) مراجعه کنید)، اما آن‌ها مشخص می‌کنند که مشکل در صورت وجود، در کجا رخ می‌دهد.

سؤال آخر این است، آیا می‌توانیم به جای نیاز به ایجاد تعداد بسیار زیادی از محاسبات هدف‌گذاری مجدد، به سرعت به سوی مقادیری که احتمالاً به ما ناپیوستگی می‌دهند، حرکت کنیم؟ ما می‌توانیم دوباره از این دانش استفاده کنیم که پینچ همیشه در اثر شروع جریان جدید (یا افزایش شدید در CP) ایجاد می‌شود. از این‌رو، مقادیر بهینه ΔT_{min} می‌توانند بین دمای ورودی و دمای هدف (یا دمای ورودی) یک جریان دیگر باشند. برای مثال ما، مقادیر اصلی ΔT_{min} را می‌توانید از جدول به صورت زیر بخوانید:

۵۰ ، ۴۰/۱ ، ، ۴۰ ، ۳۰/۱، ۳۰ ، ۲۹/۹ ، ۲۰/۱ ، ۲۰ ،۱۰، ۹/۹ ، ۰/۱ ، ۰

ما به سادگی می‌توانیم اهداف را برای این مقادیر ΔT_{min} محاسبه کنیم و بدانیم که تغییرات میانی به سادگی با درون‌یابی خطی حاصل می‌شوند. در واقع، ناپیوستگی‌های پینچ فقط در ۳ مورد از این ۱۲ دما رخ می‌دهد و تنها یک مورد از این‌ها باعث ناپیوستگی قابل توجهی در منحنی‌های انرژی، مساحت و هزینه می‌شود. در چندین مورد، یک پینچ چندجانبه یا ناحیه پینچ وجود دارد. این یک اشکال در استفاده از نمودار دمای پینچ است، زیرا ناپیوستگی ممکن است فقط در یک انتهای ناحیه پینچ رخ دهد (همان‌طور که در اینجا اتفاق می‌افتد) و ممکن است توسط یک نرم‌افزار ساده که فقط یک پینچ را نشان می‌دهد، به دست نیاید. از این رو، استفاده از هر دو نمودار انرژی و دمای پینچ در کنار هم، امن‌ترین روش است.

۳-۷- هدف گذاری فوق العاده: هدف‌گذاری هزینه برای ΔT_{min} بهینه

۳-۷-۱- تعاملات در انتخاب ΔT_{min}

می‌توانیم اهداف انرژی را برای ΔT_{min} معین محاسبه کنیم، اما اگر مقدار انتخاب شده برای ΔT_{min} اشتباه باشد، چه می‌شود؟ برای یک ΔT_{min} متفاوت، ممکن است جریان‌های موجود در پینچ تغییر کند و ما می‌توانیم جفت‌های متفاوت پینچ و یک شبکه مبدل حرارتی کاملاً متفاوت را به دست آوریم. چگونه می‌توانیم ΔT_{min} بهینه پیدا کنیم؟

دیدیم که مقدار کمتر ΔT_{min} معمولاً باعث کاهش مصرف انرژی می‌شود، اما به مساحت بیشتری از مبدل حرارتی احتیاج دارد؛ یک تعامل وجود دارد. از آنجایی که انرژی و مساحت واحدهای متفاوتی دارند، با این حال، باید یک مبنا را برای مقایسه اهمیت آن‌ها و نیز یک

ΔT_{min} بهینه پیدا کنیم. مبنای مشخص، هزینه است. نیازهای انرژی بر هزینه عملیاتی تأثیر می‌گذارد، در حالی که اندازه مبدل‌های حرارتی، هیترها و کولرها بر هزینه سرمایه تأثیر گذارند.

در واقع، ΔT_{min} از چند طریق بر هزینه تأثیر می‌گذارد. اگر سعی کنیم با انتخاب یک ΔT_{min} پایین‌تر، هزینه‌های انرژی خود را کاهش دهیم:

۱. استفاده از یوتیلتی گرم و سرد کاهش می‌یابد، بنابراین هزینه‌های انرژی کاهش می‌یابد.
۲. میزان تبادل حرارت بیشتر است، بنابراین مبدل‌های حرارتی بزرگ تری مورد نیاز خواهند بود و هزینه سرمایه آن‌ها افزایش می‌یابد.
۳. نیروهای محرکه دما در مبدل‌های حرارتی پایین‌تر هستند، مجدداً نیاز به مبدل حرارتیبزرگ تر و هزینه سرمایه بالاتری دارند.
۴. هیترها و کولرها بار حرارتی کمتری دارند، بنابراین می‌توانند کوچک تر شوند و هزینه سرمایه آن‌ها کاهش یابد.

در عمل، اندازه و هزینه مبدل‌های حرارتی فزاینده تقریباً همواره از هرگونه کاهش در اندازه‌های هیتر و کولر مهم‌تر است. از این رو، با کاهش ΔT_{min}، تعامل اصلی بین کاهش هزینه انرژی و افزایش هزینه سرمایه است. این تعادل به هزینه بر واحد مساحت مبدل‌ها، هزینه گرمایش و سرمایش و مدت زمانی که هزینه سرمایه دوباره به دست می‌آید، بستگی دارد (دوره بازپرداخت).

هزینه سرمایه را می‌توان بر حسب پوند، دلار، یورو یا هر واحد ارزی دیگر بیان کرد و در هنگام ساخت یا بازسازی کارخانه، هزینه‌ای استثناست. با این حال، انرژی و سایر هزینه‌های عملیاتی در طی یک دوره زمانی افزاینده هستند و بنابراین به عنوان پوند/ ساعت، دلار/ سال و غیره بیان می‌شوند. برای به دست آوردن هزینه کلی، سرمایه و هزینه عملیاتی باید بر همین مبنا قرار گیرند. این امر می‌تواند به دو روش انجام شود:

۱. هزینه عملیاتی را برای یک دوره ثابت (مثلاً ۱ یا ۲ سال) ارزیابی کنید. اغلب مدت زمان مطلوب بازپرداخت در سرمایه‌گذاری به عنوان دوره ارزیابی استفاده می‌شود. سپس نمودار هزینه کل بر حسب پوند خواهد بود.

۲. هزینه سرمایه گذاری را با تقسیم آن بر اساس یک دوره زمانی به صورت سالانه محاسبه کنید (دوباره، اغلب زمان بازپرداخت). بنابراین، نمودار هزینه کل می‌تواند بر حسب پوند/سال، پوند/ساعت یا هر واحد دلخواهی از «هزینه در واحد زمان» باشد.

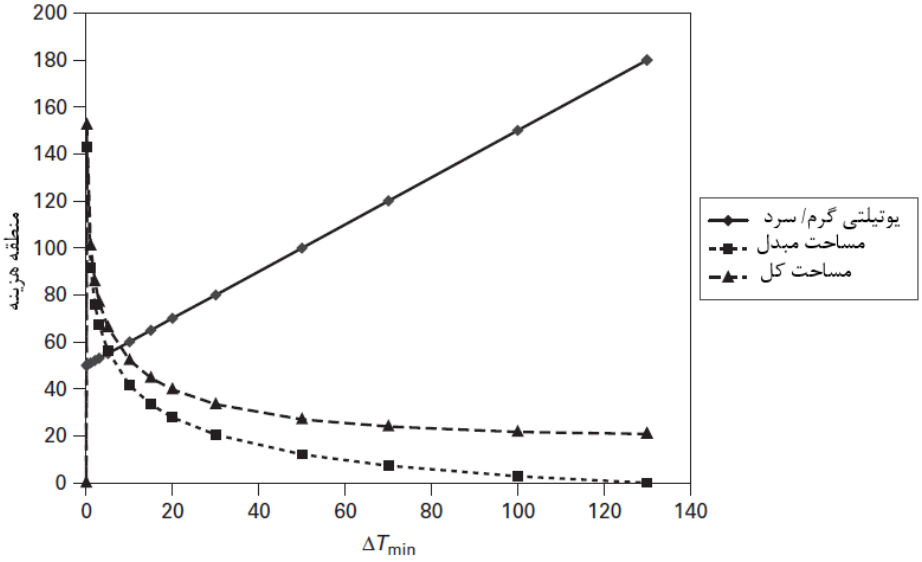
گزینه اول بیشتر مورد استفاده قرار می‌گیرد و ما در مثال‌های خود از آن استفاده خواهیم کرد.

۳-۷-۲- شرح مثال دو جریانی

ما از مثال دو جریانی بخش ۲-۱-۱ استفاده خواهیم کرد، زیرا ساده‌ترین محاسبات را برای نشان دادن نکات کلیدی ارائه می‌دهد.

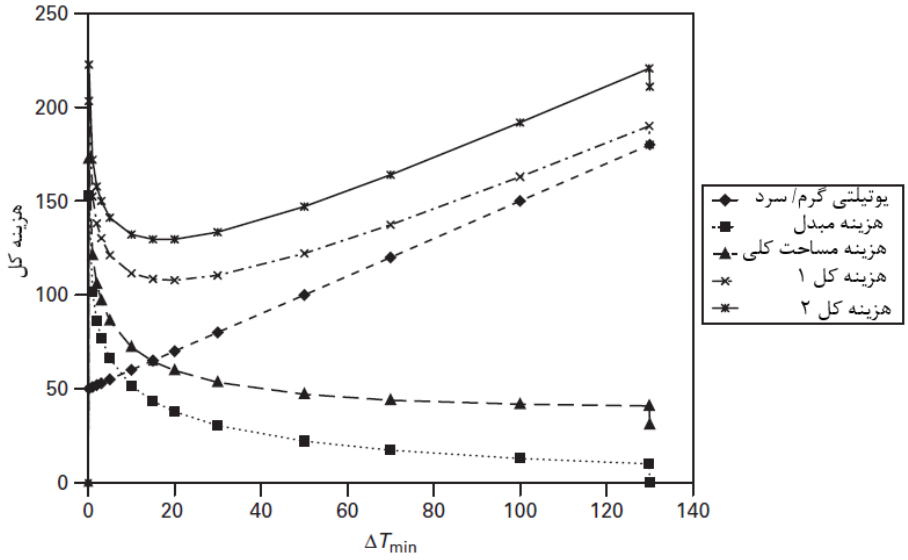
شکل (۳-۲۴) مساحت سطح محاسبه شده (الف) مبدل‌های حرارتی و (ب) مبدل‌های حرارتی به اضافه هیترها و کولرها را برای مثال دو جریانی ما، همراه با استفاده از یوتیلتی گرم ترسیم می‌کند. ضرایب انتقال حرارت در کل به عنوان مثال W/m^2K (0.1kW/m^{2}K) ۱۰۰ و دمای یوتیلتی به عنوان مثال،°C ۲۵۰ برای بخار و °C ۲۰ برای آب خنک‌کننده در نظر گرفته شده است. با درک این مفهوم برای حدود آن، در ΔT_{min} صفر، یک مبدل حرارتی بی‌نهایت بزرگ لازم خواهد بود که بی‌نهایت گران خواهد بود. از طرف دیگر، اگر ΔT_{min} و استفاده از یوتیلتی بالا باشد و هزینه در مدت زمان طولانی جمع شود، این گزینه نیز گزینه‌ای بسیار گران‌قیمت خواهد بود. جایی بین این دو، یک مقدار بهینه اقتصادی خواهد بود.

برای این مثال، از واحدهای هزینه دلخواه استفاده خواهیم کرد. هزینه مبدل‌های حرارتی (10+A) است که A مساحت بر حسب m^2 است؛ برای هیتر و کولر هزینه (5+A) است. به همین ترتیب، هزینه یک kW گرمایش و سرمایش در طول دوره ارزیابی به عنوان یک واحد هزینه در نظر گرفته می‌شود. (نسبت‌ها واقع گرایانه هستند؛ در مطالعه موردی در بخش (۳-۸) از داده‌های هزینه واقعی استفاده می‌شود و مشاهده می‌شود که تعاملات بسیار مشابه هستند.)



شکل ۳-۲۴: تغییر کاربرد یوتیلتی و مساحت مبدل حرارتی با حداقل اختلاف دما ΔT_{min}

شکل (۳-۲۵) مقادیر شاخصی برای هزینه یوتیلتی، هزینه مبدل (با و بدون هیتر/کولر) و هزینه کل (نمودار ۲ با هیتر و کولر را نشان می‌دهد و نمودار ۱ بدون آن‌ها) را نشان می‌دهد. کاهش هزینه برای ΔT_{min} به میزان ۱۳۰ °C (در جایی که تبادل حرارت صورت نمی‌گیرد) به این دلیل است که هزینه پوسته مبدل از بین می‌رود. با این حال، با تبادل حرارت ، هزینه هنوز بالاتر از آن است. ΔT_{min} بهینه تقریباً ۲۰-۱۵ °C است. البته توجه داشته باشید که این مقدار بهینه نسبتاً ثابت است؛ هزینه کل در حدود ۱۰٪ مقدار بهینه برای محدوده بین ۵ °C تا ۵۰ °C است.

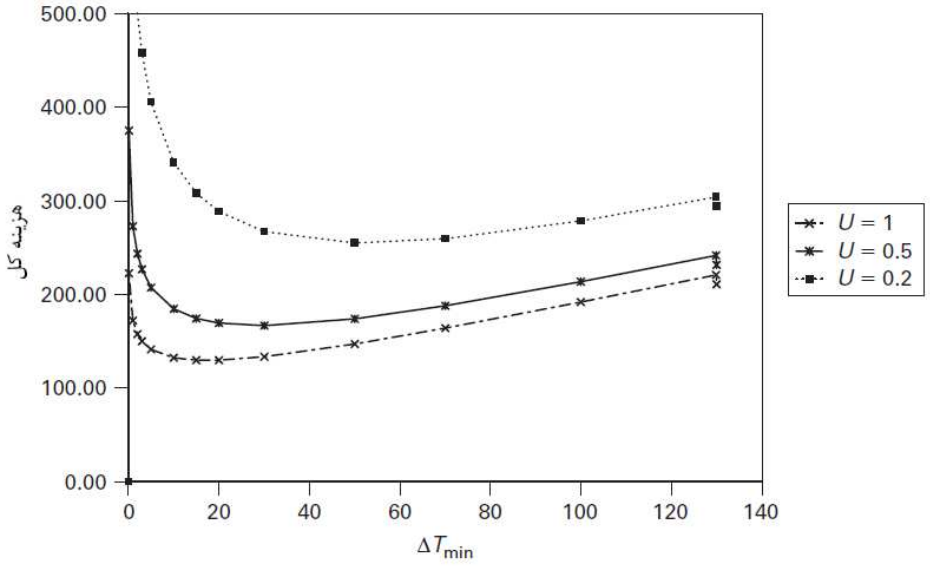


شکل ۳-۲۵: تغییر سرمایه، انرژی و هزینه کل با حداقل اختلاف دما ΔT_{min}

۳-۷-۳- عوامل مؤثر بر ΔT_{min} بهینه

محاسبات چقدر حساس است؟ شکل (۳-۲۶) نمودار را با وضعیتی مقایسه می‌کند که ضریب انتقال حرارت کلی نصف شده باشد (با دو برابر کردن هزینه یوتیلتی، یا نصف کردن ساعت کار در یک سال یا دو برابر کردن هزینه به ازای هر مساحت مبدل حرارتی، همان اثر حاصل می‌شود). ΔT_{min} بهینه تقریباً از ۲۰ °C برای "U = 1" به ۳۰ °C برای "U = 0.5" تغییر یافته است، اما منحنی هنوز در این منطقه بسیار مسطح است و انتخاب یک مقدار به جای دیگری، فقط یک تغییر ۲ تا ۳ درصدی ایجاد می‌کند که بسیار کمتر از حدود خطا در برآورد مساحت و هزینه است. از این‌رو، مقدار بهینه اقتصادی نسبت به تغییرات کوچک، نسبتاً غیرحساس است. اما اگر ضریب انتقال حرارت توسط یک عامل به مقدار ۵ کاهش یابد (به عنوان مثال یک رسوب سنگین یا بخار بسیار ویسکوز) یا هزینه سرمایه ۵ برابر افزایش یابد (به عنوان مثال یک بخار بسیار خورنده که به یک مبدل حرارتی با آلیاژی غیر معمول نیاز دارد) منحنی سومی (U = 0.2) به دست می‌آید. اکنون ΔT_{min} بهینه، از ۲۰ °C تا ۱۵-۲۰ °C ۵۰ تغییر قابل ملاحظه‌ای کرده است.

با این وجود، برای مقدار بیشتر نمونه مایعات با جریان نسبتاً آزاد، ۲۰ °C یک ΔT_{min} معقول است. برای ظرفیت‌های بالا یا عملیات سه شیفتی پیوسته، ممکن است مقدار ۱۰ °C مناسب‌تر باشد. برای سرمازایی، از آنجایی که هزینه تبرید بسیار بالا است، مقادیر ۲-۳ کلوین برای ΔT_{min} ، معمول است و اغلب از مبدل‌های صفحه پره‌ای استفاده می‌شود. مبدل‌های حرارتی صفحه‌ای نیز ممکن است ΔT_{min} کمتری داشته باشند.



شکل ۳- ۲۶: تغییر نمودار هزینه- ΔT_{min} با پارامترهای مختلف هزینه

اگرچه ما این موضوع را از نظر تغییر ضرایب انتقال حرارت توضیح دادیم، روند مشابهی در تغییر ΔT_{min} بهینه برای هر چیزی که تعادل هزینه سرمایه گذاری و هزینه انرژی را تغییر دهد، اتفاق می‌افتد. اگر سرمایه گران‌تر شود یا انرژی ارزان‌تر شود، اقتصادی‌ترین ΔT_{min} افزایش می‌یابد. این امر می‌تواند توسط هر یک از موارد زیر ایجاد شود:

۱. جریان‌های لزج یا به شدت رسوبی (کاهش ضریب انتقال حرارت)،
۲. جریان‌های خورنده یا با خلوص بالا (نیازمند مبدل‌های فلزی یا آلیاژ غیر معمول، با هزینه بالا)،
۳. قیمت‌های پایین یوتیلتی (کاهش ارزش پولی به دست آمده از ذخیره انرژی)،

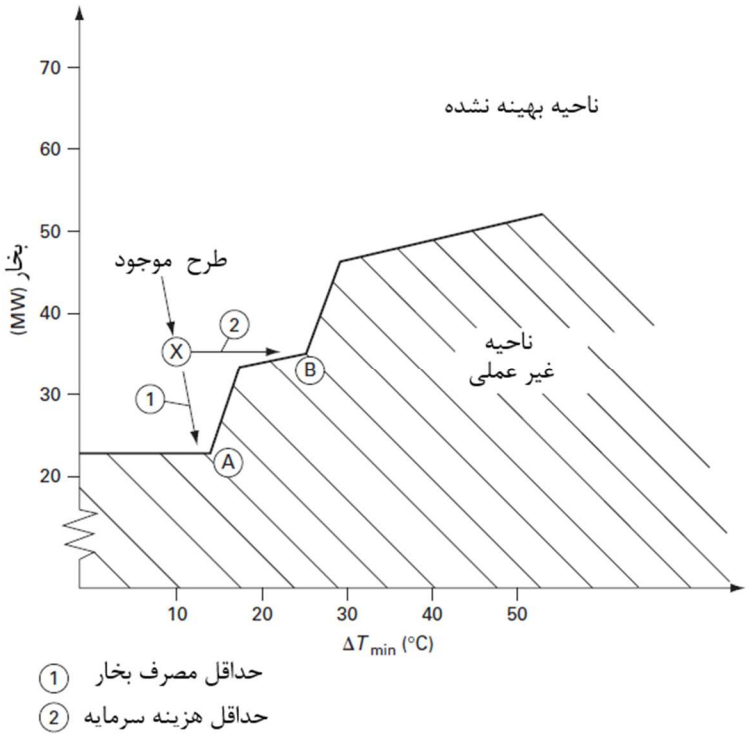
۴. کمبود سرمایه (منجر به زمان‌های بازپرداخت کوتاه‌تری برای پروژه‌ها می‌شود)،
۵. بهره برداری کم از کارخانه (عملکرد یک شیفت یا متناوب به جای سه شیفت مداوم)،
۶. جریان‌های کوچک (ذخیره هزینه انرژی برای بازپرداخت هزینه‌های ثابت مبدل‌ها و برنامه‌ریزی پروژه به ویژه برای کارخانه‌های ناپیوسته در مقیاس کوچک، بسیار اندک است).

عوامل مبتنی بر شبکه به دلیل مقدار بهینه ثابت می‌توانند نقشی اساسی را ایفا کنند. اغلب، نیاز به تغییر به یک پوسته اضافی، به دلایل اختلاف اندازه یا دما، یک ناپیوستگی را در نمودار هزینه ایجاد می‌کند (به بخش ۳-۸ مراجعه کنید). به همین ترتیب، تله‌های توپولوژی می‌توانند عامل اصلی در انتخاب ΔT_{min} باشند. از این‌رو ارزش اندکی دارد که برای رسیدن به یک دقت بالا، سعی در اصلاح محاسبات هدف‌گذاری فوق‌العاده داشته باشیم.

شکل مسطح بیشتر منحنی‌های هزینه- ΔT_{min} مفاهیم دیگری دارد. در بسیاری از مسائل پیچیده، «بهترین» شبکه دقیق منفردی وجود ندارد، بلکه مجموعه‌ای از شبکه‌های «خوب» وجود دارد. مجموعه‌ای از شبکه‌های ساخته شده توسط ساگلی و همکاران (۱۹۹۰)، این امر را نشان می‌دهد. آن‌ها آنالیز بسیار مفصلی را برای مقایسه مزایای شبکه‌های حاوی ۵، ۶ و ۷ مبدل با تنظیمات مختلف انجام دادند و نشان دادند که مقدار بهینه از نظر تئوری می‌تواند تغییر کند. با این حال، در عمل، هزینه‌های سرمایه شبکه‌ها به اندازه ۱-۲ درصد یکدیگر بودند. در هر موقعیت طراحی عملی، این موضوع، بی‌اهمیت است. سپس انتخاب پیکربندی شبکه بین نیم دوجین از «بهترین»ها براساس فاکتورهای دیگر، از جمله چیدمان کارخانه، موقعیت و اندازه مبدل‌های موجود، جفت‌های نامطلوب و غیره انجام می‌شود. همه این ملاحظات در مرحله طراحی دقیق به بهترین وجه مورد بررسی قرار می‌گیرند. مجدداً، هیچ فایده‌ای در طولانی کردن فرآیند هدف‌گذاری برای ارائه دقت بی‌ارزش نیست – درواقع، ممکن است منجر به حذف نابهنگام یک گزینه عملی شود که کاملاً در نقطه بهینه نباشد. با یک برآورد نسبتاً ناتمام از اهداف انرژی و هزینه، در عمل تمام اطلاعاتی به دست می‌آید که احتمالاً برای بهینه سازی کارخانه مفید است.

۳-۷-۴- تخمین تقریبی ΔT_{min} ایده آل

از یک روش جایگزین برای تخمین ΔT_{min} در مواردی که مسائل دارای پینچ «شدید» هستند، می‌توان استفاده کرد. در اینجا، تغییرات در ΔT_{min} تأثیر بسیار بارزتری بر هزینه سرمایه‌ای در پینچ نسبت به هر جای دیگر در مسئله دارد. بنابراین اگر ΔT_{min} دو برابر شود و از ۱۰ °C به ۲۰ °C برسد، تغییر نیروی محرکه در پینچ ۱۰۰٪ است. با این حال، در جاهای دور از پینچ که نیروهای محرکه مثلاً در حدود ۱۰۰ °C هستند، افزایش ΔT_{min} به میزان°C ۱۰، به معنای تنها افزایش ۱۰ درصدی در نیروی محرکه است. این یک روش سریع برای یافتن ΔT_{min} مطلوب را نشان می‌دهد. فقط با در نظر گرفتن اندازه مبدل‌های موجود در منطقه پینچ برای طراحی MER در مقادیر مختلف ΔT_{min}، می‌توان هزینه سرمایه را بدون در نظر گرفتن شبکه کامل در برابر هزینه یوتیلتی‌ها عوض کرد. با این حال، اگر پینچ شدید نباشد، نیروهای محرکه به‌طور قابل توجهی در سراسر شبکه فشرده می‌شوند و محاسبات هدف‌گذاری مساحت اغلب مناسب‌تر هستند.



شکل ۳-۲۷: نقاط مقعر روی نمودار انرژی- ΔT_{min}

گزینه دیگر، قرار دادن یک طرح در نزدیکی نقطه مقعر در خط هدف‌گذاری انرژی-ΔT_{min} است که در آن می‌توان بدون اعمال فشار بسیار زیاد بر نیروهای محرکه دما، مصرف پایین انرژی را به دست آورد. نقاط A و B در شکل (۳-۲۷) نمونه‌هایی از آن هستند. اگر یک طرح اولیه قبلاً ترسیم شده باشد یا کارخانه فعلی وجود داشته باشد اما غیر بهینه باشد، می‌توان یک راهبرد را طرح‌ریزی کرد تا آن را به سمت یکی از این نقاط سوق دهد. مسیرهای جایگزین امکان‌پذیر است؛ راهبرد ۱ در شکل (۳-۲۷) کاهش یوتیلتی‌ها با هزینه تقریباً ثابت سرمایه است، در حالی که راهبرد ۲ کاهش هزینه سرمایه با استفاده از کاربرد یوتیلتی‌های ثابت است.

۳-۸- هدف گذاری مطالعه موردی کارخانه تقطیر مواد آلی

۳-۸-۱- هدف گذاری انرژی

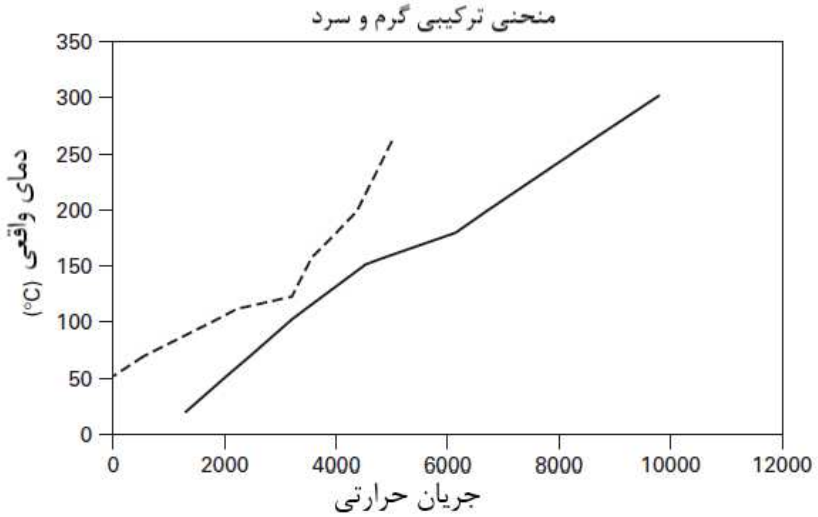
در ابتدا می‌توان مقدار ΔT_{min} را تخمین زد؛ بگذارید ۲۰ °C را انتخاب کنیم که مشابه مقادیر مورد استفاده در مطالعات موردی قبلی است.

اگر نرم‌افزاری داشته باشیم که بتواند جریان‌هایی با CP متغیر را کنترل کند، می‌توانیم به سرعت اهداف دقیق انرژی را محاسبه کنیم. اما اگر فقط نرم‌افزار ساده‌ای داشته باشیم (مانند نرم‌افزار صفحه گسترده تهیه شده توسط این کتاب)، در ابتدا اهداف و دمای پینچ را با استفاده از یک CP ثابت با مقدار ۲۵ محاسبه می‌کنیم. این خطی‌سازی «بخش امن» نیست، زیرا تأثیر آن تغییر بیشتر بار حرارتی جریان سرد به دماهای پایین‌تر و زیاد برآورد کردن بازیابی گرمای احتمالی است. اهداف به میزان ۴۶۳۵ kW یوتیلتی گرم و ۱۱۳۵ kW یوتیلتی سرد، با پینچ در دمای تغییر یافته ۱۱۳ °C مشخص می‌شوند که مطابق با ۱۲۳ °C برای جریان‌های گرم و ۱۰۳ °C برای جریان‌های سرد است. اکنون، جریان نفت خام را به دو بخش در پینچ تقسیم کرده و دوباره محاسبه می‌کنیم. داده‌های جدید برای این دو بخش در جدول (۳-۴) نشان داده شده است.

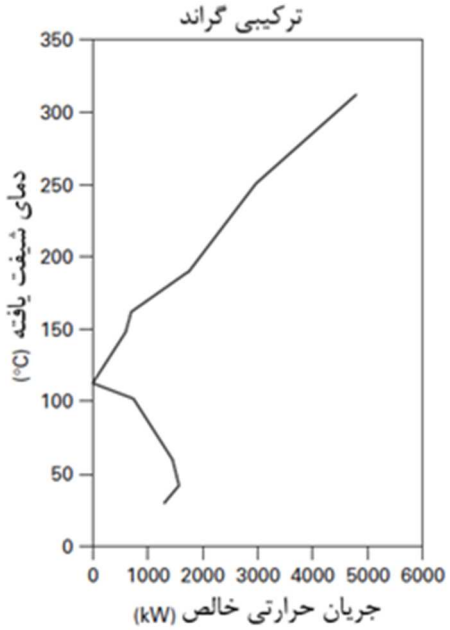
جدول ۳-۴- داده‌های جریان برای جریان خوراک خام تقسیم شده

نام جریان	نوع جریان	دمای اولیه (°C)	دمای هدف (°C)	CP (kW/K)	نرخ جدید جریان حرارتی (kW)	نرخ قدیم جریان حرارتی (kW)
خوراک خام	سرد ۱A	۲۰	۱۰۳	۲۳/۰۷۵	-۱۹۱۵	-۲۰۷۵
خوراک خام	سرد ۱B	۱۰۳	۱۸۰	۲۷/۰۷۵	-۲۰۹۵	-۱۹۲۵

با محاسبه مجدد، ما به اهداف انرژی ۴۷۹۵ Kw یوتیلتی گرم و ۲۲۹۵ kW یوتیلتی سرد و یک پینچ در دمای ۱۱۳ °C می‌رسیم. توجه داشته باشید که اگرچه اهداف به میزان ۱۶۰ kW تغییر کرده است (تغییر در بار حرارتی در بخش‌های خوراک خام)، اما دمای پینچ دقیقاً مانند قبل است. اهداف، ۲۰۶۵ kW پایین‌تر از نیازهای یوتیلتی موجود هستند، بنابراین پتانسیل قابل توجهی برای بازیابی گرما وجود دارد. منحنی‌های ترکیبی (شکل ۳-۲۸) همپوشانی قابل توجهی را نشان می‌دهد که نمایانگر پتانسیل بازیابی گرما است. GCC (شکل ۳-۲۹) یک پینچ نسبتاً واضح را نشان می‌دهد و هیچ پینچ نزدیک دیگری وجود ندارد.



شکل ۳-۲۸: نمودارهای ترکیبی برای واحد تقطیر مواد آلی (ΔT_{min}=۲۰ °C)



شکل ۳-۲۹: GCC برای واحد تقطیر مواد آلی

۳-۸-۲- هدف گذاری مساحت

از آنجایی که ما مقادیر تخمینی ضرایب انتقال حرارت فیلمی را در دسترس داریم، در صورت وجود نرم‌افزار مناسب، می توانیم مساحت تبادل حرارتی لازم را تخمین بزنیم. برای مبدل‌های با جریان متقابل، مساحت محاسبه شده ۵۵۸ مترمربع بدون عامل افزایش‌دهنده مساحت و ۶۶۹ مترمربع با عامل افزایش مساحت ۲۰ درصدی است، در حالی که الگوریتم احمد- اسمیت میزان ۶۰۵ مترمربع را به ما می‌دهد. این اعداد بسیار بالاتر از مساحت فعلی، یعنی، ۱۲۸/۵ مترمربع هستند، بنابراین واضح است که برای دستیابی به هدف بازیابی گرما، سرمایه‌گذاری قابل توجهی مورد نیاز خواهد بود.

به عنوان یک جایگزین، برای مبدل‌های فعلی ممکن است از ΔT_{min} استفاده شود. در هر دو مبدل، ΔT_{min} در یک انتها دارای حداقل مقدار ۶۳ °C است. اهداف با این مقدار ΔT_{min}، ۵۸۳۰ kW یوتیلتی گرم و ۲۳۳۰ kW یوتیلتی سرد هستند، با این وجود، دمای پینچ همچنان برای جریان‌های گرم ۱۲۳ °C اما برای جریان‌های سرد ۶۰ °C است. این اهداف از محاسبات اولیه بالاتر هستند، اما هنوز هم به میزان قابل توجهی از میزان مصرف فعلی انرژی پایین‌ترند. نتایج در جدول (۳-۵) خلاصه شده است.

جدول ۳-۵- مقایسه اهداف با مصرف فعلی انرژی

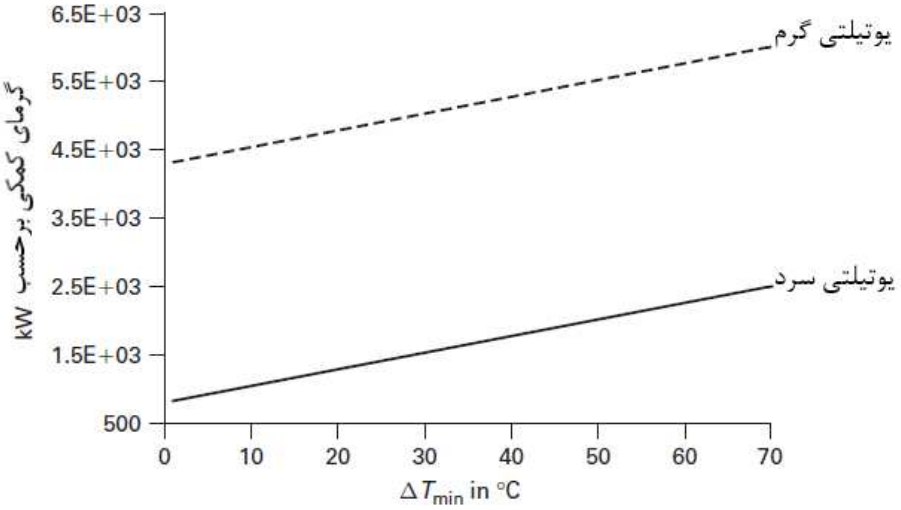
موقعیت	مقدار ΔT_{min} (°C)	واحد گرمایشی (kW)	واحد سرمایشی (kW)	بازیابی حرارتی (kW)	مساحت مبدل (احمد-اسمیت) (m^2)
فعلی	۶۳	۶۸۶۰	۳۳۶۰	۱۶۴۰	۱۲۸/۵
هدف	۶۳	۵۸۳۰	۲۳۳۰	۲۶۷۰	۲۲۵/۴
هدف	۲۰	۴۷۹۵	۱۲۹۵	۳۷۰۵	۶۰۵

در این مرحله می‌توان محاسبات را با مقادیر دیگر ΔT_{min} انجام داد و نحوه تغییر اهداف را کشف کرد. با این وجود، در این حالت ما همچنین می‌توانیم از اطلاعات اقتصادی برای انجام هدف‌گذاری فوق العاده استفاده کنیم.

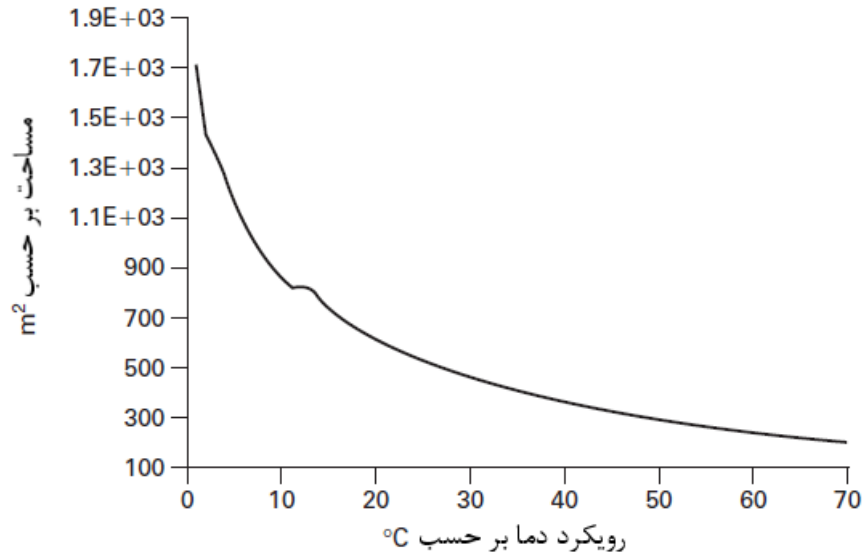
۳-۸-۳- هدف گذاری هزینه

داده‌های مربوط به هزینه یوتیلتی، هزینه مبدل حرارتی و تعداد ساعات کار در سال در بالا آورده شده است و هزینه یوتیلتی گرم و سرد را می‌توان مستقیماً از اطلاعات بخش (۳-۲-۴) وارد کرد. هنگام وارد کردن ضرایب مربوط به هزینه مبدل حرارتی، اطمینان حاصل کنید که آن‌ها به ترتیب درست هستند؛ a=300, b=.95, d=10000 (۵۰۰۰ برای کولرها). دمای ورودی و خروجی آب خنک‌کننده مشخص است و تقریب حداقل دما را می‌توان ۱۰ °C در نظر گرفت، دمای کوره را می‌توان ۴۰۰ °C و بازپرداخت ساده را ۲ سال فرض کرد. ضرایب انتقال حرارت را در هیترها و کولرها مشابه مبدل‌های خوراک خام/ بالاسری در نظر می‌گیریم و می‌توان از مقدار ۰/۲ kW/m^2K استفاده کرد (این‌ها ضرایب کلی هستند، نه ضرایب فیلمی).

اکنون می‌خواهیم مقدار بهینه ΔT_{min} را پیدا کنیم. از آنجایی که مقدار فعلی، زیاد است (۶۳ °C)، یک محدوده بزرگ، مناسب به نظر می‌رسد و ما مقادیر تا ۷۰ °C را درنظر خواهیم گرفت. نمودار انرژی-ΔT_{min} (شکل ۳-۳۰) یک افزایش ثابت در استفاده از یوتیلتی با ΔT_{min} بدون هیچ‌گونه ناپیوستگی را نشان می‌دهد. در مقابل، نمودار مساحت-ΔT_{min} (شکل ۳-۳۱) افت اولیه شدیدی را نشان می‌دهد. با افزایش مساحت مبدل حرارتی از صفر، بازیابی گرما در آغاز به شدت افزایش می‌یابد، اما پس از آن قانون کاهش بازده‌ها به وضوح اعمال می‌شود. نمودار تعداد واحدها (شکل ۳-۳۲) از روش احمد-اسمیت استفاده می‌کند که تعداد زیادی از واحدها را در ΔT_{min} کم ارائه می‌کند، زیرا به درستی امکان عبور دما را در مبدل‌ها فراهم می‌کند.

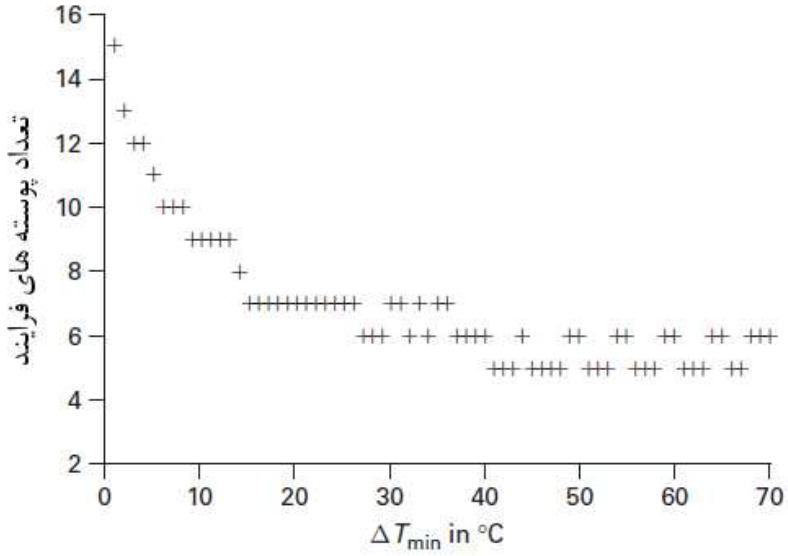


شکل ۳-۳۰: تغییر کاربرد یوتیلتی با ΔT_{min}

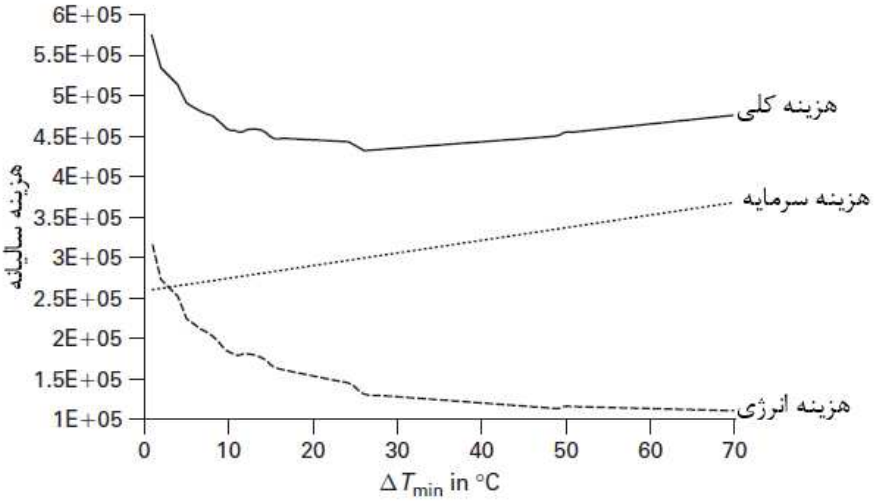


شکل ۳-۳۱: تغییر مساحت مورد نیاز مبدل حرارتی با ΔT_{min}

نمودار مورد علاقه، نمودار هزینه-ΔT_{min} ، شکل (۳-۳۳) است. هزینه سرمایه با ΔT_{min} کاهش و هزینه یوتیلتی افزایش می‌یابد. منحنی هزینه کل نسبتاً صاف است و این در واقع نمونه‌ای از تعداد بسیار زیاد کارخانه‌های فرآیندی است. مقدار بهینه در محدوده ۲۵ °C تا ۳۰ °C است، اما واضح است که در این حالت، یک طراحی می‌تواند یک مسیر طولانی را از این مقدار دور کند، بدون این که اساساً بر هزینه کل در دوره ۲ ساله تأثیر بگذارد. به ویژه، مقادیر بالاتر ΔT_{min} در این بازه زمانی کوتاه جریمه اقتصادی کمی را به همراه دارد. اما اگر بررسی بیشتری صورت گیرد، هزینه‌های بالاتر انرژی که هر سال متحمل می‌شوند، آشکارتر می‌شود. نتایج مشابه نتایج الگوریتم‌های متقابل و احمد- اسمیت است، اما نمودار برای دومی (همان‌طور که نشان داده شده) چندان صاف نیست، زیرا امکان تغییر تعداد پوسته‌ها را ایجاد می‌کند.



شکل ۳-۳۲: تغییر مساحت مورد نیاز مبدل حرارتی با ΔT_{min}



شکل ۳-۳۳: تغییر انرژی، سرمایه و هزینه سالانه کل با ΔT_{min}

به‌طور کلی، ارقام ۲۰ °C و ۶۳ °C به کار رفته در آنالیز هدف‌گذاری، منطقی به نظر می‌رسند که در هر دو انتهای محدوده قابل قبول قرار می‌گیرند. مطالعات همچنین می‌تواند در ΔT_{min} بهینه به میزان ۳۰ درجه انجام شوند، اما نمودار هزینه-ΔT_{min} نشان می‌دهد که این امر، تفاوت کمی در نتایج ایجاد می‌کند. با استفاده از داده‌های اقتصادی، برآورد هزینه می‌تواند برای هزینه‌های سرمایه و انرژی در هر مقدار ΔT_{min} انتخابی به دست آید.

۳-۸-۴- هدف گذاری منطقه ای

تاکنون ما فقط ستون تقطیر فشار اتمسفریک و جریان‌های مرتبط با آن را در نظر گرفته-ایم. با این حال، بخش دیگری از کارخانه به صورت سری وجود دارد. باقیمانده (محصول پایین) از ستون تقطیر فشار اتمسفریک دوباره گرم می‌شود تا به ستون دومی تبدیل شود که تحت خلاء کار می‌کند. این جریان از طریق شیر فشار شکن وارد می‌شود که باعث از بین رفتن بخار می‌شود و هیچ ریبویلری هم وجود ندارد. به همین ترتیب، نفت سنگین از قسمتی از ستون خارج شده و سرد می‌شود؛ مقداری از آن به عنوان محصول خارج می‌شوند و باقیمانده دوباره به بالای ستون وارد می‌شود که جریان بخار باقیمانده رو به بالا را از طریق تماس

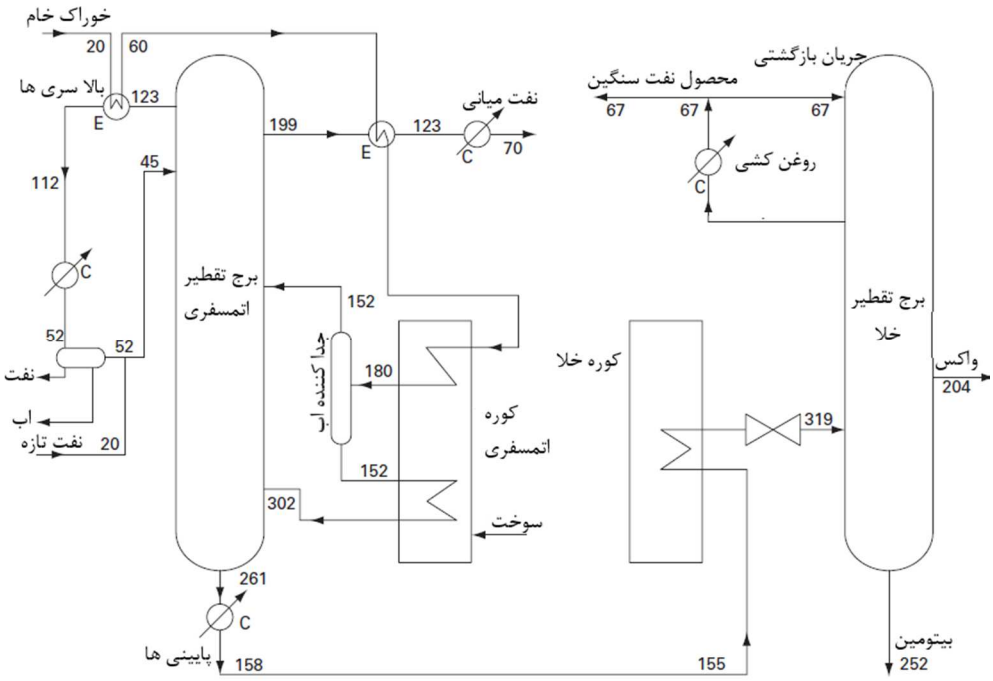
مستقیم چگالیده می‌کند. درنهایت، یک محصول قیر سنگین از پایین ستون خلاء خارج می‌شود، اما خنک نمی‌شود، زیرا این امر باعث افزایش ویسکوزیته قیر می‌شود؛ همین کار را با مقدار کمی موم انجام می‌دهیم. داده‌های موازنه حرارت و جرم و جریان به همان روش گفته شده برای واحد فشار اتمسفری به دست آمده و در جدول (۳-۶) نشان داده شده است. دبی برای مکش نفت سنگین از بار حرارتی اندازه گیری شده بر روی کولر دوباره محاسبه می‌شود. فقط دو جریان با بارهای حرارتی غیر صفر، به جریان‌هایی برای اهداف آنالیز پینچ تبدیل می شوند(شکل ۳-۳۴).

جدول ۳-۶- موازنه حرارت و جرم و داده‌های جریان برای واحد تقطیر خلاء

جریان	نرخ تولید (te/h)	جریان جرمی (kg/s)	گرمای ویژه (kJ/kgK)	CP (kW/K)	دمای اولیه (ºC)	دمای نهایی (ºC)	نرخ جریان حرارتی (kW)
خلا خام	۱۴/۴	۴	۲/۵	۱۰	۱۵۵	۳۱۹	-۱۶۴۰
نفت سنگین	؟	(۵)	۲/۵	۱۲/۵	۱۵۱	۶۷	۱۰۵۰
محصول نفت سنگین	۷/۲	۲	۲/۵	۵	۶۷	۶۷	۰
سیکل بالایی	؟	(۳)	۲/۵	۱۲/۵	۶۷	۶۷	۰
وکس	۱/۸	۰/۵	۲/۵	۱/۲۵	۲۰۴	۲۰۴	۰
قیر	۵/۴	۱/۵	۲/۵	۳/۷۵	۲۵۲	۲۵۲	۰

آیا انگیزه‌ای برای تبادل حرارت بین واحدهای خلاء و فشار اتمسفری وجود دارد؟ برای کشف آن، ما آن‌ها را به‌طور جداگانه و با هم هدف قرار داده‌ایم. نتایج در جدول (۳-۷) نشان داده شده است.

واحد خلاء به جای یک دمای پینچ منفرد، یک ناحیه پینچ را نشان می‌دهد و به این دلیل ساده که جریان گرم (نفت سنگین) همیشه زیر دمای جریان سرد (خوراک خلاء) است، معمولاً به اهداف انرژی خود می‌رسد، بنابراین بازیابی گرما امکان‌پذیر نیست! با این حال، نفت سنگین بالاتر از پینچ واحد اتمسفری است، بنابراین امکان بازیابی گرما بین دو کارخانه وجود دارد که توسط محاسبات نشان داده شده، ۳۵۰ kW است. این یک صرفه‌جویی اضافی در حدود ۴/۱ درصد در مقایسه با مصرف کل گرمای فعلی (۸۵۰۰kW) است. دمای کلی پینچ، همان دمای واحد تقطیر اتمسفری به تنهایی است و هنوز هم با شروع جریان بزرگ بالاسری ایجاد می‌شود.

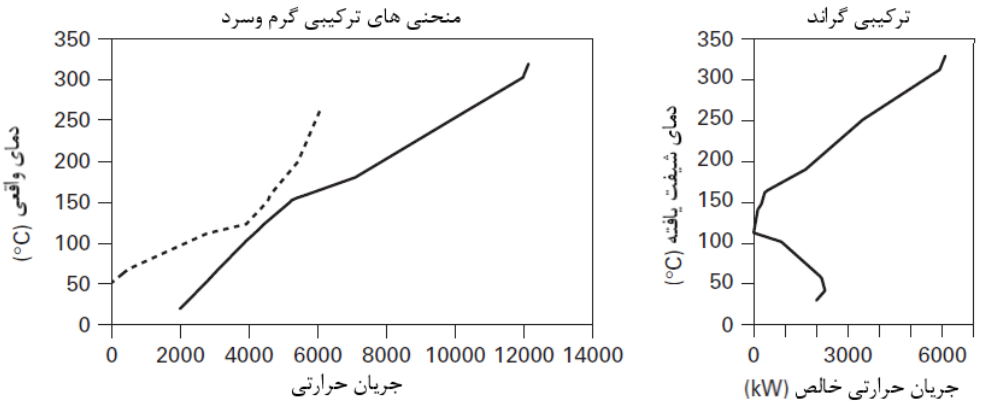


شکل ۳-۳۴: طرحواره فرآیند تقطیر مواد آلی شامل واحد تقطیر خلاء

جدول ۳-۷- اهداف برای واحدهای تقطیر اتمسفری و خلاء

موقعیت	مصرفی واحد گرمایشی فعلی (kW)	واحد گرمایشی هدف (kW)	ذخیره حرارتی بالقوه (٪)	واحد سرمایشی هدف (kW)	دمای پینچ (°C)
واحد اتمسفری	۶۸۶۰	۴۷۹۵	۳۰/۱	۱۲۹۵	۱۱۳
واحد خلا	۱۶۴۰	۱۶۴۰	۰/۰	۱۰۵۰	-۱۴۰ ۱۶۵
هر دو واحد جداگانه	۸۵۰۰	۶۴۳۵	۲۴/۳	۲۳۴۵	-
هر دو واحد ترکیب شده	۸۵۰۰	۶۰۸۵	۲۸/۴	۱۹۹۵	۱۱۳

ترکیبی و GCC برای فرآیند ترکیبی در شکل (۳-۳۵) نشان داده شده است. خاطر نشان می‌کنیم که تأثیر افزودن در واحد تقطیر خلاء (VDU) فشرده سازی منحنی‌های موجود در قسمت بالای پینچ بوده و مساحت بیشتری از جریان حرارتی خالص کم را به همراه دارد، بنابراین طراحی شبکه، چالش برانگیزتر خواهد بود.



شکل ۳-۳۵: ترکیبی و GCC برای واحدهای اتمسفری و خلاء ترکیبی

۳-۸-۵- هدف گذاری با در نظر گرفتن جریان‌های یوتیلتی

در نهایت، بگذارید سیستم‌های یوتیلتی گرم و سرد مرتبط را در نظر بگیریم (تنها برای واحد اتمسفری). سیستم آب خنک کننده به آسانی گرما را به برج‌های خنک کننده انتقال می‌دهد و هیچ کار بیشتری در آنجا نمی‌توان انجام داد. با این حال، گرمایش توسط کوره گازسوز انجام می‌شود. مشعل‌ها با گاز طبیعی و هوای احتراق تغذیه می‌شوند و دمای شعله بیش از ۱۵۰۰ °C را فراهم می‌کنند؛ از آنجایی که این دما به لوله‌های کوره آسیب می‌زند، مقدار زیادی از هوای رقیق شده در آن مخلوط می‌شود و دمای پایین کوره را تا ۴۰۰°C پایین می‌آورد. گازهای گرم از داخل کوره عبور می‌کنند، خوراک خشک و خام را گرم می‌کنند و گاز دودکش در دمای ۲۰۰°C از بالا خارج می‌شود. تخلیه این گاز به صورت مستقیم بیهوده خواهد بود، زیرا، گرما با ورود هوای احتراقی و رقیق شده به یک پیش گرم هوا تبادل می‌شود. از آنجایی که گاز یک سوخت نسبتاً تمیز است، گاز دودکش را می توان بدون نگرانی در مورد نقطه شبنم اسیدی و خوردگی اسید سولفوریک (که می‌تواند برای دیگ‌های بخار نفتی مشکل ساز باشد) تا ۱۲۰°C کاهش داد، اما این به عنوان حد پایین عملی در نظر گرفته می‌شود تا از تراکم احتمالی در دودکش جلوگیری کند. اندازه‌گیری‌ها کل جریان هوا را ۲۵ kg/s نشان می‌دهند. هیچ تفاوت مشخصی بین جریان هوای ورودی و گاز دودکش وجود ندارد و این امر با ۵۵۰۰۰ kJ/kg گرمای احتراق برای گاز طبیعی مشخص می‌شود، در حالی که تغییر گرمای محسوس هوا از ۲۰ °C به ۴۰۰°C، در حدود ۴۰۰ kJ/kg است. به طوری که جریان سوخت کمتر از یک درصد جریان هوا باشد. ظرفیت حرارتی ویژه هوا و گاز دودکش به صورت

۱/۰ kJ/kgK در دمای زیر ۲۰۰°C و ۱/۰۵ kJ/kgK بالاتر از ۲۰۰°C در نظر گرفته می‌شود. داده‌های جریان برای سیستم یوتیلتی در جدول (۳-۸) نشان داده شده است (مابین جریان-های هوای احتراق و هوای رقیق شده تفاوت قائل نمی‌شویم).

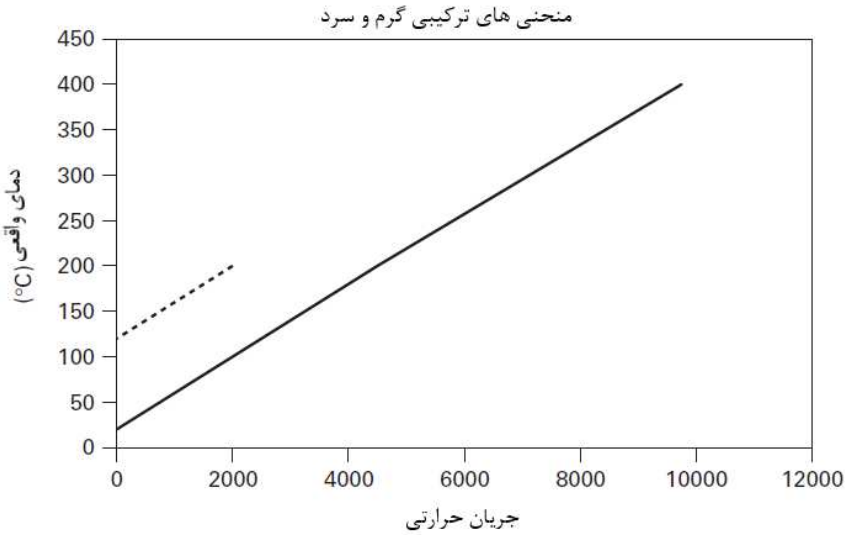
جدول ۳-۸- موازنه حرارت و جرم و داده‌های جریان برای کوره و جریان‌های وابسته

جریان	جریان جرمی (kg/s)	حرارت ویژه (kJ/kgK)	CP(kW/K)	دمای اولیه (ºC)	دمای نهایی (ºC)	نرخ جریان گرما (kW)
هوای کمتر از ۲۰۰ºC	۲۵	۱/۰	۲۵	۲۰	۲۰۰	-۴۵۰۰
هوای بیشتر از ۲۰۰ºC	۲۵	۱/۰۵	۲۶/۲۵	۲۰۰	۴۰۰	-۵۲۵۰
گاز دودکش	۲۵	۱/۰	۲۵	۲۰۰	۱۲۰	۲۰۰۰

گرمای خالص تأمین شده توسط سوخت، با تفریق، باید ۷۷۵۰ kW باشد. این مقدار با ۶۸۶۰ kW جذب شده توسط خوراک خام و آب زدایی در هنگام گرم شدن قابل مقایسه است. تفاوت (تقریباً ۱۲٪) ناشی از اتلاف حرارت از ساختار کوره است.

با هدف‌گذاری سیستم کوره به تنهایی با ΔT_{min} به میزان ۸۰ °C (ΔT_{cont} به میزان ۴۰ °C برای جریان‌های گازی)، یک هدف یوتیلتی گرم ۷۷۵۰ kW و یک هدف یوتیلتی سرد صفر به دست می‌آید- دقیقاً مشابه آنچه در حال حاضر وجود دارد. همان‌طور که از شکل (۳-۳۶)

مشاهده می‌شود، این یک مسئله آستانه است و از تمام گرمای موجود در گاز دودکش استفاده می‌شود. در حقیقت $\Delta T_{threshold}$، ۱۰۰ °C است، تفاوت بین دمای خروجی گاز دودکش، ۱۲۰ °C و دمای ورودی هوا، ۲۰ °C است.



شکل ۳-۳۶: منحنی‌های ترکیبی برای جریان‌های یوتیلتی کوره ADU

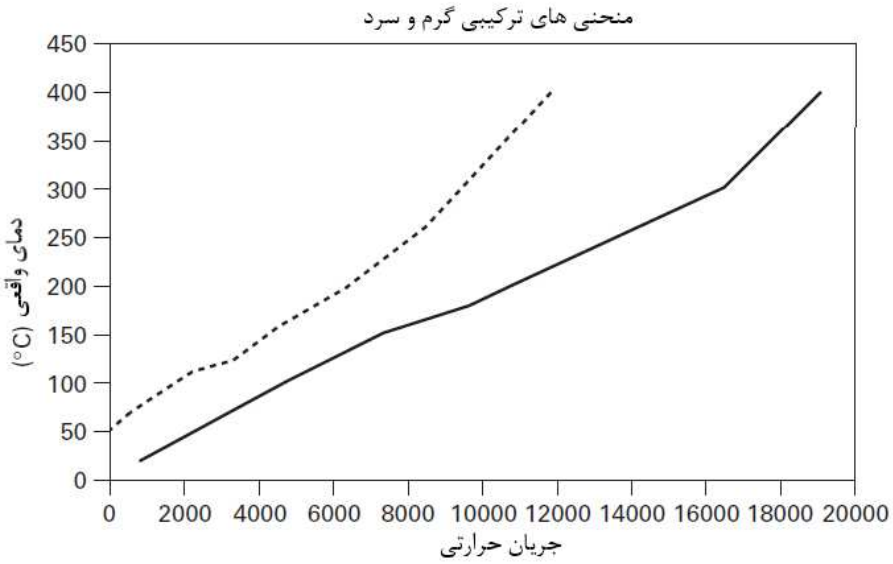
با این حال، اگر جریان‌های یوتیلتی را با داده‌های فرآیند و هدف‌گذاری مجدد ترکیب کنیم، تصویر بسیار متفاوتی پدیدار می‌شود. دو گزینه دیگر ارائه شده است؛ یکی برای جریان-های هوای فعلی، دیگری با کاهش ۳۰ درصدی (برای مطابقت با ۳۰٪ سوخت کمتر مورد نیاز در صورت تحقق اهداف انرژی فرآیند). اگر جریان‌های کوره در نظر گرفته شوند، باید یک جریان گرم اضافی به میزان ۴۷۹۵ kW به آنالیز اضافه شود تا گرمای خالص مورد نیاز با جریان‌های سرد در کوره متعادل شود (در غیر این صورت این کار دو بار حساب می‌شود) (جدول ۳-۹).

جدول ۳-۹- اهداف برای واحد تقطیر اتمسفری با در نظر گرفتن جریان‌های یوتیلتی

موقعیت	مصرفی واحد گرمایشی فعلی (kW)	واحد گرمایشی هدف (kW)	ذخیره خالص (kW)	واحد سرمایشی هدف (kW)	دمای پینچ (ºC)
واحد اتمسفری	۶۸۶۰	۴۷۹۵	۰	۱۲۹۵	۱۱۳
کوره (مصرف فعلی)	۷۷۵۰	۷۷۵۰	۰	۰	-۶۰ ۱۶۰
کوره (۳۰٪ کاهش)	۷۷۵۰	۵۴۲۵	۲۳۲۵	۰	-۶۰ ۱۶۰
ترکیب شده (مصرف فعلی)	۷۷۵۰	۷۲۵۰	۵۰۰	۷۹۵	۱۱۳
ترکیب شده (۳۰٪ کاهش)	۵۴۲۵	۵۰۷۵	۳۵۰	۹۴۵	۱۱۳

نتیجه این است که ترکیب جریان‌های یوتیلتی و فرآیند باعث کاهش یوتیلتی‌های گرم و سرد به میزان ۵۰۰ kW در جریان‌های هوای فعلی یا ۳۵۰ kW در جریان‌های هوای قبلی می‌شود. این مربوط به بخشی از جریان‌های هوا است که در زیر پینچ قرار دارد، اما با جریان گاز دودکش نمی‌تواند جفت شود. دمای پینچ تغییر نمی‌کند؛ در این ناحیه، جریان‌های هوای اضافی و گاز دودکش دقیقاً یکدیگر را خنثی می‌کنند. منحنی‌های ترکیبی شامل جریان‌های یوتیلتی (شکل ۳-۳۷)، به طور قابل توجهی با جریان‌های فرآیند منفرد، متفاوت هستند، که دلیل آن تفکیک دمای بسیار گسترده برای جریان‌های یوتیلتی و ناحیه همپوشانی طولانی تر است.

در صورت تمایل، می‌توانید یک تمرین مربوطه را برای VDU انجام دهید (به بخش (۳-۹) مراجعه کنید).



شکل ۳-۳۷: منحنی‌های ترکیبی برای جریان‌های فرآیند و جریان‌های یوتیلتی ترکیب شده

۳-۹- پیوست: الگوریتم‌های جدول مسئله و منحنی‌های ترکیبی

۳-۹-۱- جدول مسئله و GCC

۱. یک ΔT_{min} کلی را برای محاسبه انتخاب کنید (همچنین نکته (الف) را ببینید).
۲. ΔT_{min} (یا جایی که ΔT_{cont} متفاوت است - نکته (ب)) از تمام دماهای جریان گرم T_H کم کنید و ΔT_{min} /2 (یا ΔT_{cont}) را به تمام دماهای جریان سرد T_C اضافه کنید تا دماهای شیفت یافته S را برای هر جریان به دست آورید.
۳. لیستی از تمام دماهای شیفت یافته S را تهیه کنید که در آن جریان‌ها (گرم یا سرد) شروع می‌شوند، به پایان می‌رسند یا ظرفیت حرارتی CP را تغییر می‌کند.
۴. لیست دماهای شیفت یافته را به ترتیب نزولی (بالاترین دما در بالا) رتبه‌بندی کنید.
۵. در هر بازه دمایی i بین دو دمای شیفت یافته، دبی‌های ظرفیت حرارتی کلیه جریان-های گرم موجود در آن بازه دما را با هم جمع کرده و از دبی‌های ظرفیت حرارتی

همه جریان‌های سرد کم کنید تا یک ظرفیت حرارتی خالص CP_{net} به دست آید (به نکات (ج) و (د) مراجعه کنید).

۶. برای هر بازه CP_{net} را در محدوده دمایی بازه $(T_{i+1}-T_i)$ ضرب کنید تا گرمای خالص آزاد شده (مثبت) یا مورد نیاز (منفی) در آن بازه (به نکات (ج) و (د)) به دست آید.

۷. از ورودی صفر در بالاترین دما شروع کنید، به سمت پایین جدول حرکت کنید و به هر بازه دما، تغییر گرمای خالص را اضافه کنید تا یک آبشار حرارتی به دست آید (گرمای جمع شده در دمای شیفت یافته معینی عبور می‌کند).

۸. آبشار مرحله ۷ معمولاً حاوی جریان‌های گرمای منفی بوده و از نظر ترمودینامیکی غیرعملی است. حداقل جریان حرارتی خالص را در جدول $\{-Q_{min}\}$ (بیشترین مقدار منفی یا صفر) در نظر بگیرید و به این مقدار گرمای Q_{min} به عنوان یوتیلتی گرم برای اولین بازه در آبشار اضافه کنید. اکنون تمام جریان‌های گرمای خالص در آبشار با این مقدار افزایش می‌یابد و حداقل مقدار، صفر می‌شود. این آبشار گرمای عملی یا جدول مسئله است.

۹. گرمای اضافه شده به بازه اول، نیاز (هدف) یوتیلتی گرم Q_{Hmin} است. گرمای حذف شده از بازه نهایی، هدف یوتیلتی سرد Q_{Cmin} است. نقطه‌ای(هایی) که در آن جریان حرارتی خالص صفر در آبشار وجود دارد، پینچ است. نمودار جریان حرارتی خالص (محور افقی) در برابر دمای تغییر یافته (محور عمودی)، GCC است.

نکات:

۱. (الف) اهداف را می‌توان در محدوده‌ای از مقادیر مختلف ΔT_{min} محاسبه کرد و نمودارها را به دست آورد که نشانگر تغییر در محدوده ΔT_{min} انتخابی است:
   - اهداف یوتیلتی گرم و سرد،
   - دمای پینچ.

۲. (ب) جریان‌های مختلفی را می‌توان به سهم ΔT_{min} متفاوت، ΔT_{cont}، اختصاص داد. هنگام محاسبه دماهای تغییر یافته، برای جریان فردی باید از ΔT_{cont} به جای ΔT_{min}/2 استفاده شود. (در صورتی که ΔT_{min} جهانی نیز متنوع باشد، برخی از مشکلات لجستیکی را ایجاد می‌کند.)

۳. (ج) در آنالیز جدول مسئله اولیه در چاپ اول راهنمای کاربر، CP خالص با جمع کردن CPها برای جریان‌های سرد و کم کردن آن‌ها برای جریان‌های گرم به دست آمد و تغییر گرما در یک بازه برای آزادسازی خالص، منفی و برای مطالبه خالص، مثبت بود. این بر خلاف انتظار بود و روش استاندارد، تفریق CPهای جریان سرد از CPهای جریان گرم بوده است، به‌طوری که آزادسازی گرمای خالص در یک بازه، مثبت است و مصرف انرژی خالص در یک بازه، منفی است. این روشی است که در این الگوریتم اتخاذ شده است.
۴. استفاده از آنتالپی (بار حرارتی) H به جای ظرفیت حرارتیCP معمولاً راحت‌تر یا دقیق‌تر است، به ویژه برای جریان‌هایی که دارای CP وابسته به دما هستند. در این حالت، مراحل ۵ و ۶ با مراحل جدید زیر جایگزین می‌شود:
۵. بررسی کنید که کدام جریان در بازه دما وجود دارد. برای هر یک از این‌ها، آنتالپی را در دمای بالا و پایین بازه محاسبه کنید و آنتالپی دومی را از اولی کم کنید تا تغییر آنتالپی (بار حرارتی خالص) آن جریان در آن بازه به دست آید.
۶. بارهای حرارتی خالص را برای همه جریان‌های موجود در این بازه اضافه کنید و به این ترتیب، تغییر بار حرارتی خالص ترکیبی (مثبت) یا مورد نیاز (منفی) را در بازه به دست آورید.
۷. زیرمجموعه‌های جریان‌ها می‌توانند انتخاب شوند تا اثر یکپارچه سازی بین مناطق مختلف یا گروه‌های جریان‌ها را نشان دهند. (روش محاسبه دستی عبارت است از لیست کردن تمام جریان‌ها، به دست آوردن هدف کلی، سپس حذف جریان‌های انتخابی و محاسبه مجدد گروه‌های جداگانه.)

۳-۹-۲- منحنی‌های ترکیبی

روش محاسبه و رسم نمودار برای جریان‌های ترکیبی گرم و سرد مشابه جدول مسئله است:

۱. لیستی از تمام دماهای T را تهیه کنید که در آن جریان‌های گرم شروع می‌شود، تمام می‌شود یا ظرفیت حرارتی CP تغییر می‌کند.
۲. لیست دماها را به ترتیب صعودی (پایین‌ترین دما در بالا) رتبه بندی کنید.

۳. در هر بازه دمایی i، دبی‌های ظرفیت حرارتی تمام جریان‌های گرم را که در آن بازه دمایی وجود دارند، با هم جمع کنید تا یک ظرفیت حرارتی کلی برای جریان-های سرد CP_H به دست آید.
۴. CP_H را برای هر بازه در محدوده دمایی بازه $(T_{i+1}-T_i)$ ضرب کنید تا گرمای خالص مورد نیاز برای جریان‌های گرم موجود در این بازه را به دست آورید.
۵. از ورودی صفر در پایین‌ترین دما شروع کنید، به سمت پایین جدول حرکت کنید و به هر بازه دما، تغییر گرمای کلی را اضافه کنید تا یک بار گرمای تجمعی را برای جریان‌های گرم در هر دما به دست آورید.
۶. بار حرارتی در انتهای بازه نهایی، بار حرارتی کلی در نتیجه جریان‌های سرد H_H را نشان می‌دهد. نمودار جریان حرارتی تجمعی (محور افقی) در برابر دمای واقعی (محور عمودی) منحنی ترکیبی گرم است.
۷. مراحل ۱-۵ را برای جریان‌های سرد تکرار کنید تا بارهای حرارتی تجمعی را برای جریان‌های سرد به دست آورید. بار حرارتی در انتهای بازه نهایی، بار گرمای کلی را در نتیجه جریان‌های سرد H_C می‌دهد. حداقل نیاز یوتیلتی سرد Q_{Cmin} (که با استفاده از جدول مسئله محاسبه می‌شود) را به کلیه بارهای حرارتی در دماهای مختلف اضافه کنید (به این ترتیب منحنی به اندازه Q_{Cmin} به سمت راست جابجا می‌شود). با این کار، منحنی ترکیبی سرد به صورت نمودار جریان حرارتی تجمعی تنظیم شده (محور افقی) در برابر دمای واقعی (محور عمودی) به دست می‌آید.

منحنی‌های ترکیبی شیفت یافته (SCC) با ترکیبی از روش‌های جدول مسئله و ترسیم منحنی ترکیبی ایجاد می‌شوند. دماها از دمای واقعی به دمای تغییر یافته تنظیم می‌شوند (مانند مرحله ۳ در الگوریتم جدول مسئله و با در نظر گرفتن تفاوت در سهم ΔT_{min}، ΔT_{cont} ، برای جریان‌های مختلف)، اما جریان‌های گرم و جریان‌های سرد به طور جداگانه در نظر گرفته می‌شوند. SCC گرم دوباره باید به اندازه Q_{Cmin} به سمت راست جابجا شود؛ پس از انجام این کار، SCCهای گرم و سرد فقط باید در پینچ به هم مماس شوند. اگر ΔT_{cont} برای همه جریان‌های فردی یکسان باشد (و برابر با نصف ΔT_{min} جهانی باشد)، SCCها در حقیقت، منحنی‌های ترکیبی هستند که به اندازه ΔT_{min} /2 جابجا شده‌اند. با این حال، اگر برخی از جریان‌ها مقادیر ΔT_{cont} متفاوتی داشته باشند، SCCها باید به صورت جداگانه ایجاد شوند.

توجه داشته باشید، اگر سهم ΔT_{min} بین جریان‌های مختلف متفاوت باشد، GCC و SCC تصویر واضح‌تری نسبت به منحنی‌های ترکیبی ارائه می‌دهند.

تمرین

۳-۱- برای مسئله پنج جریانی زیر (از بخش ۲-۶)، اهداف انرژی و پینچ را پیدا کنید و منحنی‌های ترکیبی و GCC را اگر قبلاً انجام نشده است، رسم کنید. محدوده دما و CP جریان ۳ چه اهمیتی دارد؟ این مورد چه تأثیری بر روی پینچ دارد؟

شماره جریان	دمای مورد استفاده (°C)	دمای هدف (°C)	نرخ جریان ظرفیت حرارتی CP (kW/K)	بار حرارتی Q (kW)
گرم ۱	۲۰۰	۵۰	۳	۴۵۰
گرم ۲	۲۴۰	۱۰۰	۱/۵	۲۱۰
گرم ۳	۱۲۰	۱۱۹	۳۰۰	۳۰۰
سرد ۴	۳۰	۲۰۰	۴	-۶۸۰
سرد ۵	۵۰	۲۵۰	۲	-۴۰۰

۳-۲- برای واحد تقطیر مواد آلی در بخش (۳-۸)، با فرض همان میزان اتلاف گرما در مورد کوره واحد اتمسفری، و همان دماهای هوا و گاز دودکش، جریان هوا و مصرف سوخت را برای کوره خلاء محاسبه کنید. محاسبه هدف‌گذاری برای واحد خلاء را با کوره موجود در آن و برای واحدهای ترکیبی شامل هر دو کوره انجام دهید. گزینه‌های مختلف را برای کاهش انرژی ناشی از ادغام سیستم‌های یوتیلتی، ارزیابی و رتبه‌بندی کنید.

منابع

1. Ahmad, S. and Smith, R. (1989). Targets and design for minimum number of shells in heat exchanger networks, *Chem Eng Res Des*, 67(5): 481–494.
2. Ahmad, S. and Hui, D. C. W. (1991). Heat recovery between areas of integrity, *Comp Chem Eng*, 15(12): 809–832.

3. Ahmad, S., Linnhoff, B. and Smith, R. (1990). Cost optimum heat exchanger networks – 2. Targets and design for detailed capital cost models, *Comp Chem Eng*, 14: 729.
4. Amidpour, M. and Polley, G. T. (1997). Application of problem decomposition to process integration, *TransIChemE*, Vol. 75, Part A, 53–63, January.
5. Hohmann, E. C. (1971). *Optimum Networks for Heat Exchangers*, PhD Thesis, University of Southern California, USA.
6. Kemp, I. C. (1991). Some aspects of the practical application of pinch technology methods, *ChERD (TransIChemE)*, 69:A6, 471–479, November.
7. ESDU. (1987). Process integration. ESDU Data Item 87030, ESDU International plc, London.
8. Linnhoff, B. and Ahmad, S. (1990). Cost optimum heat exchanger networks, Part 1: Minimum energy and capital using simple models for capital cost, *Comp Chem Eng*, 14(7): 729–750. Ahmad, S., Linnhoff, B. and Smith, R. Part 2: Targets and design for detailed capital cost models, *Comp Chem Eng*, 14(7): 751–767.
9. Linnhoff, B., Mason, D. R. and Wardle, I. (1979). Understanding heat exchanger networks, *Comp Chem Eng*, 3: 295.
10. Linnhoff, B. and Hindmarsh, E. (1983). The pinch design method of heat exchanger networks, *Chem Eng Sci*, 38(5): 745–763.
11. Linnhoff, B. (1993). Pinch analysis – a state-of-the-art overview, *TransIChemE*, Part A, 71(A5): 503–522.
12. Polley, G. T., Panjeh Shahi, M. H. and Jegede, F. O. (1990). Pressure drop considerations in the retrofit of heat exchanger networks, *ChERD*, 68(A3): 211–220.
13. Polley, G. T. and Heggs, P. J. (1999). Don't let the "pinch" pinch you, *Chem Eng Prog, AIChE*, 95(12): 27–36, December.
14. Saboo, A. K., Morari, M. and Colberg, R. D. (1986). RESHEX — An interactive software package for the synthesis and analysis of resilient heat exchanger networks, Part 1: Program description and application, *Comp Chem Eng*, 10(6): 577–589. Part 2: Discussion of area targeting and network synthesis algorithms, *Comp Chem Eng*, 10(6): 591–599.
15. Sagli, B., Gundersen, T. and Yee, T. (1990). Topology traps in evolutionary strategies for heat exchanger network synthesis. In

Bussemaker, H. and Iedema, P. (eds), *Process Technology Proceedings* 9: 51/58.

16. Smith, R. (2005). *Chemical Process Design and Integration*. John Wiley & Sons Ltd, Chichester, UK. ISBN 0-471-48680-9/0-471-48681-7.
17. Tjoe, T. N. and Linnhoff, B. (1986). Using pinch technology for process retrofit, *Chem Eng*, 47–60, April 28.
18. Townsend, D. W. and Linnhoff, B. (1983). Heat and power networks in process design. Part 1: Criteria for placement of heat engines and heat pumps in process networks, *AIChE J*, 29(5): 742–748. Part 2: Design procedure for equipment selection and process matching, *AIChE J*, 29(5): 748–771.
19. Townsend, D. W. and Linnhoff, B. (1984). Surface area targets for heat exchanger networks. Paper presented at *The IChemE Annual Research Meeting*, Bath, April.

فصل چهارم

طراحی شبکه مبدل حرارتی

۴-۱- مقدمه

در فصل ۲ نشان دادیم که چگونه یک شبکه ساده را برای دستیابی به اهداف انرژی معینی توسعه دهیم. این حداکثر بازیابی انرژی یا حداقل نیاز انرژی (MER) برای طراحی است. در این بخش مفاهیم پیشرفته‌تری را پوشش می‌دهیم، از جمله:

- طرح‌های پیچیده‌تر MER شامل تقسیم کردن جریان (بخش ۴-۳).
- تقلیل شبکه - حذف مبدل‌های کوچک با یک جریمه جزئی انرژی (بخش ۴-۴).
- موقعیت‌هایی با محدودیت‌ها، پینچ‌های چندگانه، پینچ‌های یوتیلتی و مناطق پینچ (بخش‌های ۴-۵ و ۴-۶).
- ایجاد تغییرات و بازسازی شبکه‌های مبدل حرارتی موجود (بخش ۴-۷).
- جنبه‌های عملیاتی و موارد اساسی چندگانه (بخش ۴-۸).

ما همچنین به طور خلاصه به انواع اصلی مبدل‌های حرارتی موجود می‌پردازیم (بخش ۴-۲) و کلیه مضامین اصلی را با استفاده از مطالعه موردی بر روی واحد تقطیر مواد آلی (بخش ۴-۹) نشان می‌دهیم.

۴-۲- تجهیزات تبادل حرارت

۴-۲-۱- انواع مبدل حرارتی

به زبان ساده، تجهیزات تبادل حرارت را می‌توان به سه گروه تقسیم کرد: مبدل‌های پوسته-لوله، صفحه‌ای و جریان دائم یا ریکوپراتور[1].

[1] Recuperative

گروه مبدل‌های پوسته-لوله معمولاً برای تبادل حرارت بین مایعات استفاده می‌شوند، اما می‌تواند شامل گازها یا جریان‌های در حال چگالش/ جوشش نیز باشد. سیال درون مجموعه‌ای از لوله‌ها جریان می‌یابد و گرما را با سیال دیگری که در خارج از لوله‌ها به صورت جریان متقاطع، متقابل، همسو یا مختلط جریان دارد، تبادل می‌کند. مبدل‌های دو لوله‌ای، یک مورد خاص از این نوع مبدل است که در آن فقط یک لوله مرکزی واحد با یک پوسته حلقوی در اطراف آن وجود دارد. ساختار آن مستحکم و صلب است، به خوبی برای فشارها و دمای بالا مناسب است، همان‌طور که در بسیاری از کاربردهای مواد شیمیایی یافت می‌شود. با این حال، افزودن مساحت اضافی، نیاز به لوله گذاری مجدد بنیادی یا پوسته‌های اضافی دارد.

همچنین گروه مبدل صفحه‌ای به‌طور کلی برای مایعات مورد استفاده قرار می‌گیرند و شامل صفحه‌ای واشردار[1]، صفحه‌ای جوشکاری شده[2] و واحدهای صفحه-پره‌ای[3] است. ساختار اولیه تعداد زیادی صفحات فشرده یا مهر شده است که در برابر یکدیگر نگه داشته می‌شوند و شکاف‌های بین صفحات، کانال‌های جریان باریکی را تشکیل می‌دهند. این‌ها انتقال حرارت بسیار خوبی را انجام می‌دهند، اما مستعد رسوب‌گذاری نیز هستند. باز کردن مبدل نوع واشردار برای تمیز کردن، آسان اما خسته‌کننده است؛ این کار برای نوع جوشکاری شده آن بسیار مشکل‌تر است. صفحات روی یک چارچوب نصب شده‌اند و معمولاً فضای اضافی برای اضافه کردن صفحات بیشتر وجود دارد؛ بنابراین، در صورت تمایل، افزایش مساحت انتقال حرارت آسان است. این مبدل‌ها اغلب در صنایع غذایی و آشامیدنی مورد استفاده قرار می‌گیرند. همچنین، این مبدل‌ها برای استفاده به عنوان مبدل‌های چند جریانی مناسب هستند (بخش ۴-۲-۶).

مبدل‌های ریکوپراتور انواع مختلفی را پوشش می دهند که عمدتاً برای انتقال حرارت به و از جریان‌های گازی استفاده می شوند. به دلیل ضرایب انتقال حرارت کم، سطوح گرمایشی اغلب برای تأمین مساحت سطح اضافی (به عنوان مثال پره‌ها) افزایش می‌یابد. برخی از انواع آن‌ها، انواع ساده واحدهای پوسته و لوله هستند؛ برخی دیگر بر روی اصول کاملاً متفاوتی کار می‌کنند، مانند مولدهای دوار (چرخ‌های حرارتی) یا اجاق‌های کوپر[4]، که در آن، تجهیزات به

[1] Gasketed plate
[2] Welded plate
[3] Plate-fin units
[4] Cowper stoves

طور متناوب با گازهای گرم و سرد تغذیه می‌شوند و به عنوان ذخیره حرارتی کوتاه مدت عمل می‌کنند.

طراحی دقیق مبدل‌های حرارتی به خودی خود موضوعی بزرگ است و به طور کامل در جاهای دیگر پوشش داده شده است، بنابراین از حوصله این متن خارج است. منابع خوب عبارتند از: کتاب راهنمای طراحی مبدل‌های حرارتی (به طور گیج کننده دو کتاب کاملاً مجزا با همین عنوان وجود دارند؛ کوپان ۲۰۰۰ و هویت ۲۰۰۲) و البته مبدل‌های حرارتی به‌طور گسترده در متون مهندسی شیمی عمومی مانند سین نات (۲۰۰۵) ارائه می‌شوند.

۴-۲-۲- مبدل‌های پوسته-لوله

سه نوع اصلی مبدل پوسته-لوله وجود دارد؛ صفحه لوله ثابت، سر شناور و لوله U-شکل (شکل ۴-۱). دو نوع اول دارای لوله‌های مستقیم هستند که مایع سمت لوله در یک انتها وارد و از طرف دیگر خارج می‌شود. صفحه لوله ثابت ارزان‌تر است، اما پوسته آن به سختی تمیز می‌شود و ممکن است برای مقابله با تنش‌های حرارتی به دم‌های انبساطی[1] نیاز باشد. نوع U-لوله فقط به یک هدر در یک انتها نیاز دارد و لوله‌ها را می توان به راحتی برای تمیز کردن خارجی، خارج کرد، اما تمیز کردن داخلی سخت است و برگشت جریان باعث کاهش ΔT موثر می‌شود.

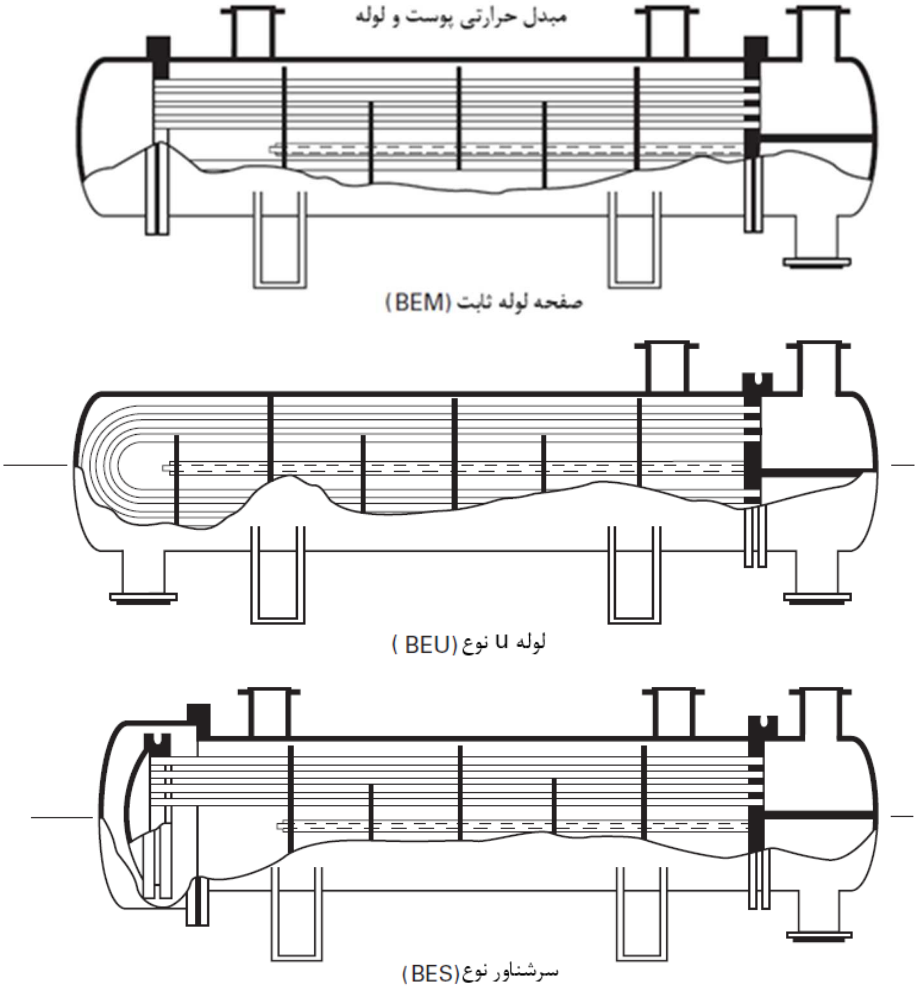
انجمن تولیدکنندگان مبدل لوله‌ای[2] (TEMA)، مبدل‌های پوسته-لوله را بر اساس نوع پوسته، سر انتهای جلو و سر انتهای عقب دسته‌بندی کرده است. این تمایزات در انتخاب یک مبدل مناسب برای یک وظیفه معین مهم هستند، اما انواع هد بر طراحی اولیه شبکه تأثیر نمی گذارد.

مبدل‌های دو لوله‌ای، مبدل‌های پوسته-لوله واقعی نیستند، اما شباهت‌های بسیاری را نشان می‌دهند. در اصل، یک سیال در حلقه‌ای اطراف لوله داخلی جریان می‌یابد، اگرچه ممکن است از یک مسیر پیچیده با چندین برگشت جریان استفاده شود. مزیت بزرگ آن‌ها این است که تقریباً جریان متقابل خالص به دست می‌آید. با این حال، مساحت سطح به‌طور قابل توجهی کمتر از مبدل چند لوله‌ای با همان حجم است.

---

[1] Expansion bellows

[2] Tubular Exchanger Manufacturers Association (TEMA)



شکل ۴-۱: انواع اصلی مبدل حرارتی پوسته-لوله

۴-۲-۲-۱- مفاهیم مربوط به طراحی شبکه

اختلاف دما در جفت‌های «طولانی» به ویژه برای مبدل با لوله‌های U-شکل و انواع دیگر با چندین گذر لوله، مشکل ایجاد می‌کند. برای این جفت‌ها، خصوصا در نزدیکی پینچ، استفاده از چندین پوسته یا مبدل‌های جریان مخالف می‌تواند بهترین انتخاب باشد. برعکس، اگر سیال

سمت پوسته در دمای ثابت در حال جوشش یا چگالش باشد، واحد لوله U-شکل هیچ ضرری ندارد.

در یک جفت کدام سیال باید در سمت لوله حرکت کند و کدام یک در سمت پوسته باشد؟ تنظیمات زیر ممکن است اعمال شود:

- جریان در حال چگالش یا در حال جوشش را در طرف پوسته قرار دهید (جریان‌های مناسب‌تر و اختلاف دما بهتر).
- سیالی را که تغییر دمای کمتری دارد (یا CP بالاتر)، در سمت پوسته قرار دهید (تمایل به ایجاد اختلاف دمای بهتری دارد).
- سیالات خورنده[1] را در طرف لوله قرار دهید؛ ساختن لوله‌ها از آلیاژهای غیر معمول نسبت به پوسته‌ها ارزان‌تر و در صورت بروز خوردگی، تعمیر آن آسان‌تر از تعمیر پوسته است.
- جریان‌هایی که افت فشار آن‌ها باید به حداقل برسد، باید در سمت پوسته حرکت کنند (ΔP درون مبدل، بسیار پایین‌تر است).
- در واحدهای صفحه لوله ثابت، سیالات به شدت رسوب دهنده[2] باید در سمت لوله قرار گیرند، اما در واحدهای لوله U-شکل، باید در طرف پوسته حرکت کنند.
- قرار دادن سیال گرم در سمت لوله، تلفات گرمای ساختاری[3] را به حداقل می‌رساند.

۴-۲-۲-۲- نیروهای محرکه با دمای واقعی در جفت‌ها

در فصل ۲ فرمول تبادل حرارت را بیان کردیم، $Q = UA\ (\Delta T_{LM})$. با این حال، این فقط در مورد تبادل حرارتی با جریان مخالف خالص صدق می‌کند. در مبدل‌های پوسته و لوله، سیال سمت پوسته معمولاً در جریان متقاطع است. علاوه بر این، در واحدهای لوله U و انواع دیگر با تعداد پاس‌های لوله زوج، گرم ترین و سردترین سیال سمت لوله در همان انتهای مبدل است. حتی مبدل‌های دو لوله ای، تبادل جریان مخالف کاملی را نشان نمی دهند و مقداری اختلاط وجود دارد.

[1] Corrosive
[2] Heavily fouling fluids
[3] Structural heat losses

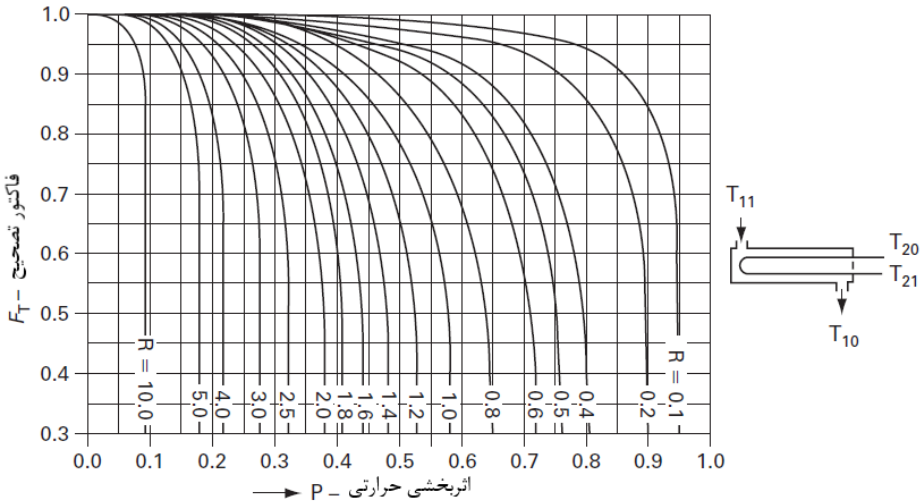
برای این امر، اختلاف دمای میانگین لگاریتمی در یک ضریب تصحیح F_T (<۱) ضرب می‌شود. F_T به خودی خود بر حسب دو پارامتر دیگر P و R بیان می‌شود. R نسبت تغییر دما برای جریان گرم به جریان سرد است (و بنابراین اگر تلفات گرما نادیده گرفته شود، برابر با CP_C/CP_H است). P تغییر دما در جریان سرد است که به وسیله اختلاف دما بین جریان‌های گرم و سرد در ورودی تقسیم می‌شود. نمودارها و فرمول‌های موجود F_T را برای طیف گسترده‌ای از انواع مبدل‌ها ارائه می‌دهند؛ مخصوصاً دو نوع مفید مبدل‌های لوله U-شکل (شکل ۴-۲) و پوسته‌های متقاطع (شکل ۴-۳) هستند.

$$Q = UA\, F_T\, \Delta T_{LM} \qquad ۱-۴$$

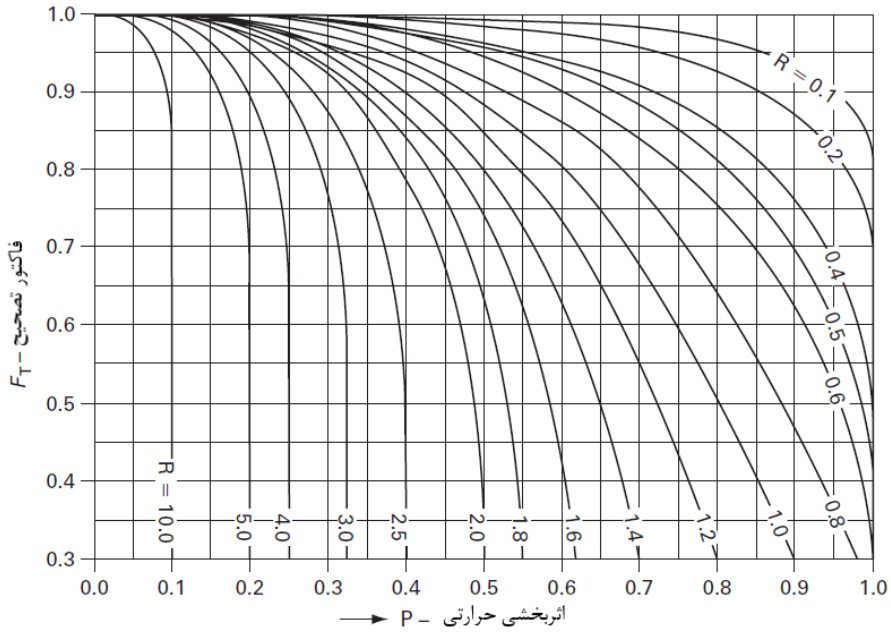
$$\Delta T_{LM} = \frac{T_{hi} - T_{ho} + T_{ci} - T_{co}}{\ln\left(\frac{T_{hi} - T_{co}}{T_{ho} - T_{ci}}\right)}$$

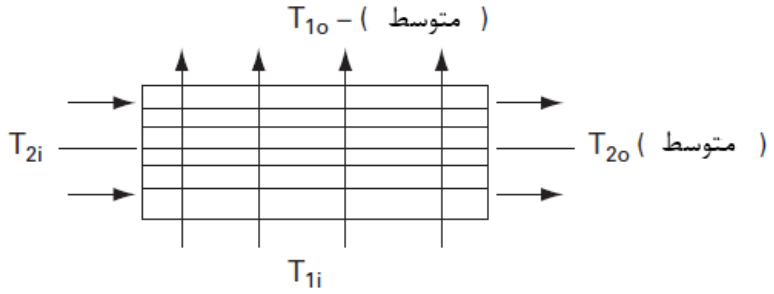
که در آن:

$$R = \frac{T_{hi} - T_{ho}}{T_{ci} - T_{co}} \qquad ۲-۴$$



شکل ۴-۱: ضرایب تصحیح FT برای مبدل‌های لوله U-شکل





شکل ۴-۲: ضرایب تصحیح FT برای مبدل‌های یک بار گذر با جریان متقاطع خالص در سمت پوسته

$$P = \frac{T_{ci} - T_{co}}{T_{hi} - T_{ci}} \qquad ۳-۴$$

ضرایب انتقال حرارت فیلم معمولی برای مبدل‌های پوسته-لوله در جدول (۴-۱) نشان داده شده است.

جدول ۴-۱- ضرایب انتقال حرارت فیلم معمولی برای مبدل‌های حرارتی پوسته-لوله

	سمت سرد			سمت گرم		
	ضریب فیلمی (W/m^2) (K	فاکتور انسداد یا فولینگ (W/m^2K)	ضریب کلی فیلمی (W/m^2K)	ضریب فیلمی (W/m^2K)	فاکتور انسداد یا فولینگ (W/m^2K)	ضریب کلی فیلمی (W/m^2K)
گاز فشار کم ~۱ بار	۱۱۲	۰/۰۰۰۲	۱۱۰	۱۱۲	۰/۰۰۰۲	۱۱۰
گاز فشار بالا ~۲۰بار	۶۸۲	۰/۰۰۰۲	۶۰۰	۶۸۲	۰/۰۰۰۲	۶۰۰
آب فرایند	-	-	-	۶۰۰۰	۰/۰۰۰۵	۱۵۰۰
آب خنک کننده فرآوری شده	۵۰۰۰	۰/۰۰۰۲	۲۵۰۰	-	-	-
مایعات آلی با ویسکوزیته کم	۱۶۶۷	۰/۰۰۰۴	۱۰۰۰	۱۶۶۷	۰/۰۰۰۴	۱۰۰۰
مایعات با ویسکوزیته بالا	۲۱۰	۰/۰۰۰۸	۱۸۰	۱۷۰	۰/۰۰۰۸	۱۵۰
جریان خنک کننده	-	-	-	۸۱۸۲	۰/۰۰۰۱	۴۵۰۰
هیدروکربن خنک کننده	-	-	-	۱۴۱۰	۰/۰۰۰۲	۱۱۰۰
هیدروکربن خنک کننده/ ۱ بار	-	-	-	۴۳۵	۰/۰۰۰۲	۴۰۰
آب تصفیه شده در حال جوش	۵۶۷۶	۰/۰۰۰۳	۲۱۰۰	-	-	-
مایعات آلی در حال جوش	۱۶۶۷	۰/۰۰۰۴	۱۰۰۰	-	-	-

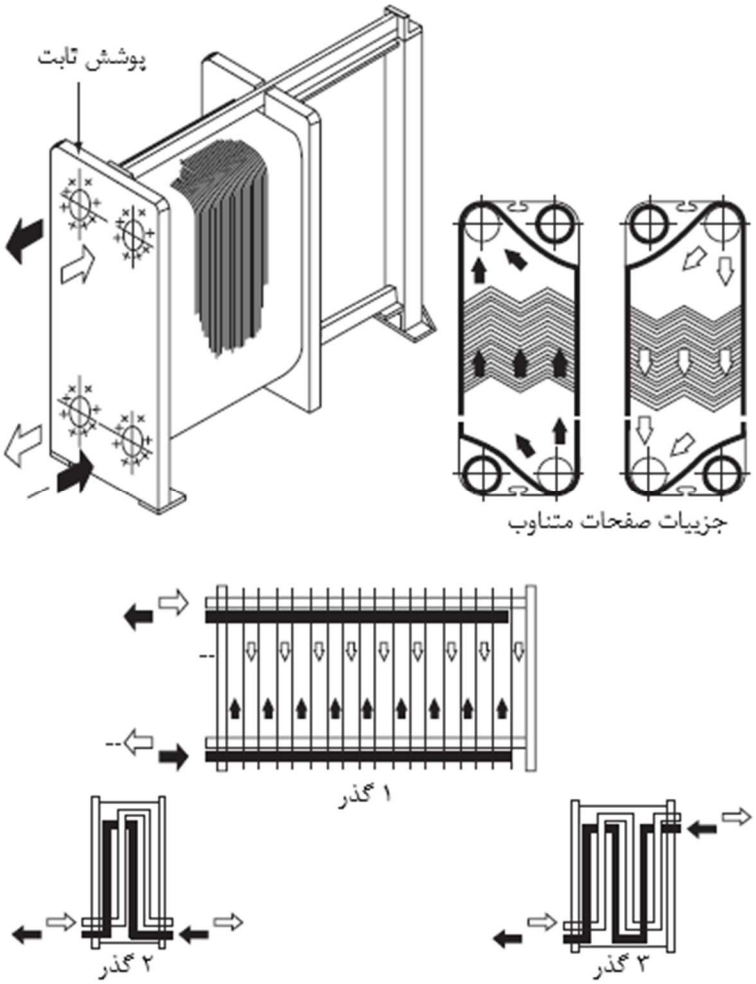
۴-۲-۳- مبدل‌های صفحه ای

مبدل‌های صفحه‌ای ابتدا بر صنایع فرآیندی «غیر شیمیایی» مانند مواد غذایی و نوشیدنی تأثیر گذاشتند، اما اکنون به‌طور گسترده در همه صنایع مورد استفاده قرار می‌گیرند.

گذرهای نسبتاً باریک بدان معنی است که افت فشار رو به افزایش است. با این حال، الگوی جریان درون صفحات (شکل ۴-۴) بدین معنی است که دستیابی به الگوی جریان تقریباً متقابل، نسبت به اغلب مبدل‌های پوسته-لوله آسان‌تر است. آن‌ها با افزودن صفحات بیشتر به راحتی توسعه می‌یابند (به‌طور معمول فضای خالی بین پوشش متحرک و پایه انتها وجود دارد) که این کار، هنگام بازسازی کارخانه موجود بسیار مفید است.

مبدل‌های حرارتی صفحه‌ای واشردار معمولاً توسط جنس واشر در حدود ۱۵۰ °C و ۵ بار محدود می‌شوند، اگرچه می‌توان از مواد مخصوصی استفاده کرد. با این وجود، در دماها و فشارهای بالاتر ممکن است ترجیح داده شود که از مبدل حرارتی صفحه‌ای جوشکاری شده استفاده شود که از استحکام بالاتری برخوردار است. اشکال این است که پیاده کردن قطعات برای تمیز کردن سخت‌تر است و اضافه کردن صفحات اضافی چندان راحت نیست.

مبدل‌های حرارتی صفحه-پره‌ای مانند مبدل‌های صفحه‌ای جوشکاری شده با سطوح گسترده هستند. آن‌ها برای کاربردهای برودتی محبوب هستند که در آن به دلیل هزینه بسیار بالای تبرید در دمای پایین، ΔT باید به حداقل برسد.



شکل ۴-۳: مبدل حرارتی صفحه ای جوشکاری شده

سایر مبدل‌های موجود در این گروه شامل انواع مارپیچی و لایه‌ای هستند.

ضرایب انتقال حرارت فیلم معمولی برای مبدل‌های حرارتی صفحه‌ای در جدول (۴-۲) نشان داده شده است.

جدول ۴-۲- ضرایب انتقال حرارت فیلم معمولی برای مبدل‌های صفحه-پره ای

	ضریب تمیز (W/m^2K)	ضریب انسداد (W/m^2K)	ضریب فیلم کلی (W/m^2K)
آب فرآیند	۱۲۰۰۰	۰/۰۰۰۰۳	۸۸۲۴
آب فرآوری شده	۱۴۰۰۰	۰/۰۰۰۰۱۵	۱۱۵۷۰
مایعات آلی با گرانروی کم	۷۰۰۰	۰/۰۰۰۰۲	۶۱۴۰
مایعات با ویسکوزیته بالا	۳۵۰	۰/۰۰۰۰۴	۳۴۵
جریان (فشار پایین)	۹۰۰۰	۰/۰۰۰۰۱۲۵	۸۰۹۰

۴-۲-۴- مبدل‌های ریکوپراتور

این گروه گسترده کار انتقال حرارت گاز به مایع و گاز به گاز را انجام می دهند. ضرایب انتقال حرارت از گازها به طور قابل ملاحظه ای کمتر از مایعات است و برای دستیابی به یک ΔT معقول، استفاده از مساحت بالا، سطوح تبادل حرارتی گسترده (مانند لوله‌ها یا عناصر پره دار) مورد نیاز است. علاوه بر این، جریان‌های گاز گرم اغلب مرطوب، غبار آلود و به شدت رسوب گذار هستند. برای این موارد، می‌توان از مبدل‌های با لوله‌های شیشه‌ای استفاده کرد (انتقال حرارت نسبتاً ضعیف است، اما به راحتی تمیز می‌شود).

بسته به ماهیت جریان‌های فرآیند و دمای آن‌ها، می‌توان از چدن، فولاد ضد زنگ، پلاستیک یا لوله‌های شیشه‌ای استفاده کرد. اساساً همه این موارد انواع مبدل‌های پوسته-لوله هستند. مبدل‌های لوله حرارتی، انتقال حرارت بین طرف‌های گرم و سرد را افزایش می‌دهند.

نوع دیگر ریکوپراتور مبتنی بر ذخیره‌سازی گرمای متناوب با استفاده از یک محیط جامد است؛ هر دو نوع ایستا و دوار وجود دارد. واحد ایستا به‌طور معمول مجموعه‌ای از محفظه‌های ساخته شده از آجر نسوز است که ابتدا با گازهای گرم و سپس با سرما (گازهای سرد) تغذیه می‌شوند. این محفظه‌ها برای گازهای غبارآلود با دمای بسیار بالا مانند صنایع ذوب فلزات مناسب هستند و برای بازیابی گرما از گازهای خروجی گرم در کوره‌های بلند استفاده می‌شود که به برج کوپر معروف هستند. واحد پویا «چرخ حرارتی» بزرگی است که گازهای گرم از

یک طرف و هوای سرد از طرف دیگر آن عبور می‌کنند؛ این چرخ به آرامی می‌چرخد و ترکیب گرم شده در معرض هوای سرد قرار می‌گیرد. این‌ها در دماهای متوسط استفاده می‌شوند.

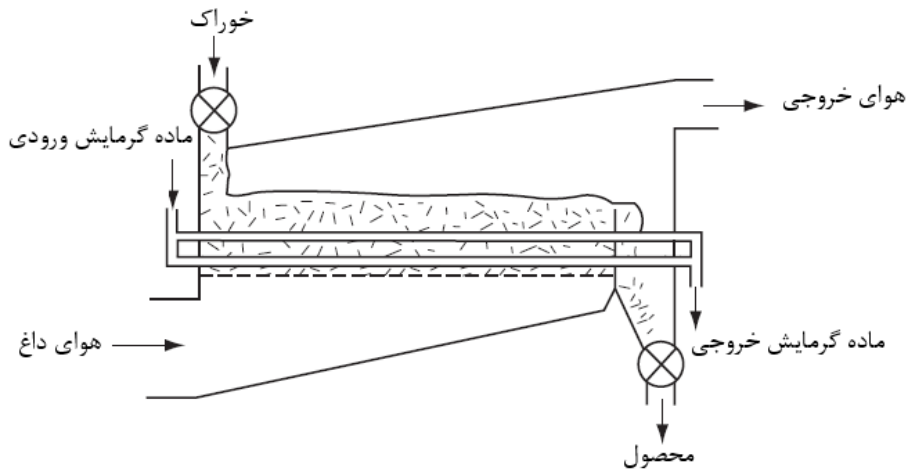
کولرهای هوا نیز ممکن است در اینجا ذکر شوند. آن‌ها جایگزینی برای آب خنک کننده را ارائه می کنند. باز هم، پره‌ها یا سایر سطوح گسترده در سمت هوا معمول هستند و حرکت هوا و ضرایب انتقال حرارت توسط یک فن بزرگ (که مصرف برق آن باید در نظر گرفته شود) افزایش می یابد.

۴-۲-۵- بازیابی گرما به جامدات و از آن‌ها

مهندسی فرآیند فقط مربوط به مایعات و گازها نیست. اکثر فرآیندها مواد جامد را در برخی از نقاط، یا به صورت واسطه یا به صورت یک محصول درگیر می‌کنند. اغلب اوقات، جریان‌های جامدی وجود دارد که حاوی بارهای حرارتی قابل توجهی هستند. این‌ها معمولاً بارهای حرارتی محسوس هستند؛ به طور کلی، ظرفیت حرارتی ویژه جامدات (kJ/kg) با گازها قابل مقایسه بوده و نسبت به مایعات، کمتر است.

متأسفانه، بازیابی گرما به جریان‌های جامد و از آن‌ها، بسیار دشوار است. ضرایب انتقال حرارت بین مواد جامد و سطوح تبادل حرارت در مقایسه با مایعات، به‌طور کلی بسیار ضعیف است و در نتیجه، هرگونه تبادل حرارت از مواد جامد به ΔT بالایی نیاز دارد. یک احتمال، عبور هوا از بستر مواد جامد است که تبادل حرارت با تماس مستقیم صورت می‌گیرد.

یک استثناء از این قاعده، بستر سیال است که در آن هوا از یک بستر ذرات عبور می‌کند، به‌طوری که آن‌ها آزادانه حرکت می‌کنند، بدون این که گردشویی شوند. اگر صفحات یا لوله‌ها در بستر غوطه‌ور شوند، انتقال حرارت از طریق مخلوط جامدات سیالی شده/ گاز از نظر اندازه بزرگ تر از انتقال حرارت در یک بستر پر شده غیر سیالی جامدات است. این روش بیشتر به منظور ورود گرما به جامدات به کار می‌رود تا بازیابی گرما از آن‌ها. خشک‌کن‌های بستر سیال غالباً حاوی سیم پیچ‌های گرمایشی غوطه وری هستند که توسط بخار، آب داغ یا سیال حرارتی گرم می‌شوند تا نیازهای حرارتی بزرگی را برای گرمای نهان تبخیر تأمین کنند (شکل ۴-۵).



شکل ۴-۴: خشک کن بستر سیال با سیم پیچ‌های گرمایشی غوطه ور

۴-۲-۶- مبدل‌های حرارتی چند جریانی

در بخش‌های بعدی مشاهده خواهد شد که دستیابی به حداکثر بازیابی انرژی (MER) اغلب مستلزم تقسیم جریان‌ها به شاخه‌های موازی است. به عنوان جایگزین، می توان از مبدل حرارتی چند جریانی استفاده کرد. فرض کنید می‌خواهیم دو جریان گرم را همزمان با یک جریان سرد تطبیق دهیم. ما می‌توانیم سمت «گرم» را به قسمتی تقسیم کنیم که از طریق آن جریان گرم ۱ و یک بخش جداگانه دیگر که در آن جریان ۲ جریان دارد. در یک مبدل پوسته و لوله، ممکن است با قرار دادن جریان سرد در سمت پوسته و جریان‌های ۱ و ۲ از طریق بسته‌های لوله مجزا حاصل شود، اگر سیالات کنار لوله در دماهای بسیار متفاوتی باشند، طراحی گرما دشوار است. با این حال، مبدل‌های حرارتی صفحه ای یا پره ای برای این کار بسیار مناسب هستند. مبدل‌های پره-صفحه ای چند جریانی در صنعت برودتی استفاده می شوند و مطمئن ترین و موفق ترین بوده اند. با این حال، تمیز کردن آن‌ها دشوار است و بنابراین فقط برای جریان‌های غیر رسوبی توصیه می‌شود. در لبنیات و صنایع مشابه این مشکل با استفاده از مبدل‌های صفحه ای واشر برطرف شده است و مبدل‌های ترکیبی/ بخاری/خنک کننده رایج است.

۴-۳- تقسیم بندی جریان و جفت سازی چرخه ای

۴-۳-۱- تقسیم بندی جریان

اصل طراحی در پینچ با مثالی ساده در بخش (۲-۳) نشان داده شده است. با این حال، در عمل، موارد پیچیده‌تر، مجموعه‌ای کامل از قوانین و دستورالعمل‌ها، براساس «روش طراحی پینچ» لینهوف و هیندمارش (۱۹۸۳) مورد نیاز است.

برای طراحی در پینچ، ما متذکر شدیم که همه جفت‌های بین جریان‌های فرآیند باید معیارهای CP را برآورده کنند که در زیر تکرار شده‌اند:

بالای پینچ $CP_{HOT} \leq CP_{COLD}$

پایین پینچ $CP_{HOT} \geq CP_{COLD}$

CPها برای مثال چهار جریانی گفته شده با دقت انتخاب شده‌اند تا این معیارها برآورده شود. با این وجود، در کل مسئله این نخواهد بود. به عنوان مثال، کارخانه تقطیر مواد آلی را در نظر بگیرید (بخش ۳-۸). در پایین پینچ، ۳ جریان گرم و فقط ۱ جریان سرد داریم و یک جریان گرم (بالاسری) دارای CP بسیار بزرگی است، بنابراین تحقق معیار $CP_{HOT} \geq CP_{COLD}$ کار سختی نیست. با این حال، بالای پینچ، ما ۲ جریان گرم و ۱ جریان سرد داریم. بنابراین، بدون در نظر گرفتن CPهای جریان، یکی از جریان‌های گرم نمی‌تواند با تبادل تا دمای پینچ خنک شود! همان‌طور که در شکل (۴-۶) نشان داده شده است، تنها راه برون رفت از این وضعیت، **تقسیم** یک جریان سرد به دو شاخه موازی است. اکنون، تعداد جریان-های سرد به علاوه شاخه‌ها برابر با تعداد جریان‌های گرم است و بنابراین اکنون می‌توان همه جریان‌های گرم را تا دمای پینچ تغییر داد. از این رو، علاوه بر معیار امکان سنجی CP که قبلاً معرفی شد، ما یک معیار امکان سنجی «شمارش اعداد» داریم، که در بالای پینچ،

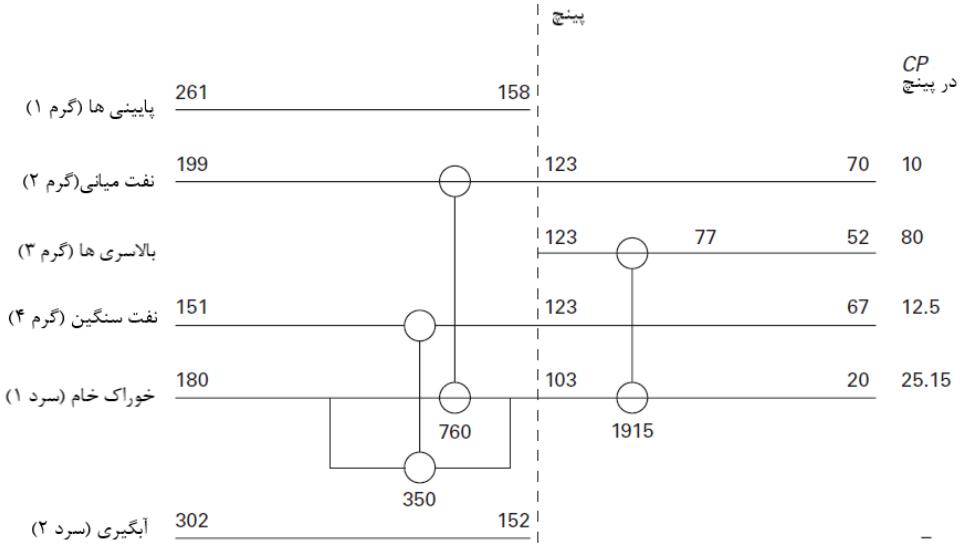
$$N_{HOT} \leq N_{COLD} \qquad ۴-۴$$

که در آن:

N_{HOT}= تعداد شاخه‌های جریان گرم در پینچ (شامل جریان‌های کامل و انشعاب).

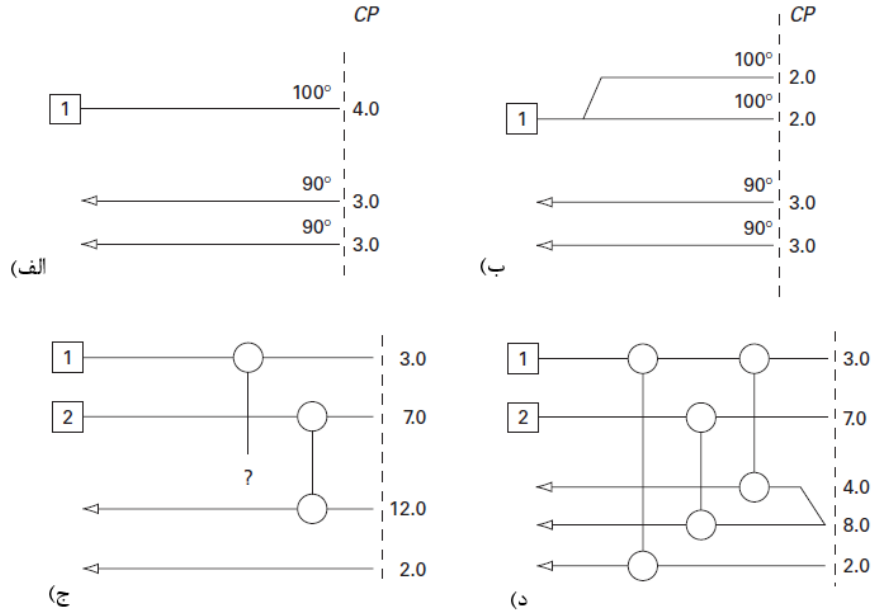
N_{COLD} = تعداد شاخه‌های جریان سرد در پینچ (شامل جریان‌های کامل و انشعاب).

به همین ترتیب، پایین پینچ، معیار اضافی $N_{HOT} \geq N_{COLD}$ را نیز داریم.



شکل ۴-۵: تقسیم جریان بالای پینچ برای واحد تقطیر مواد آلی

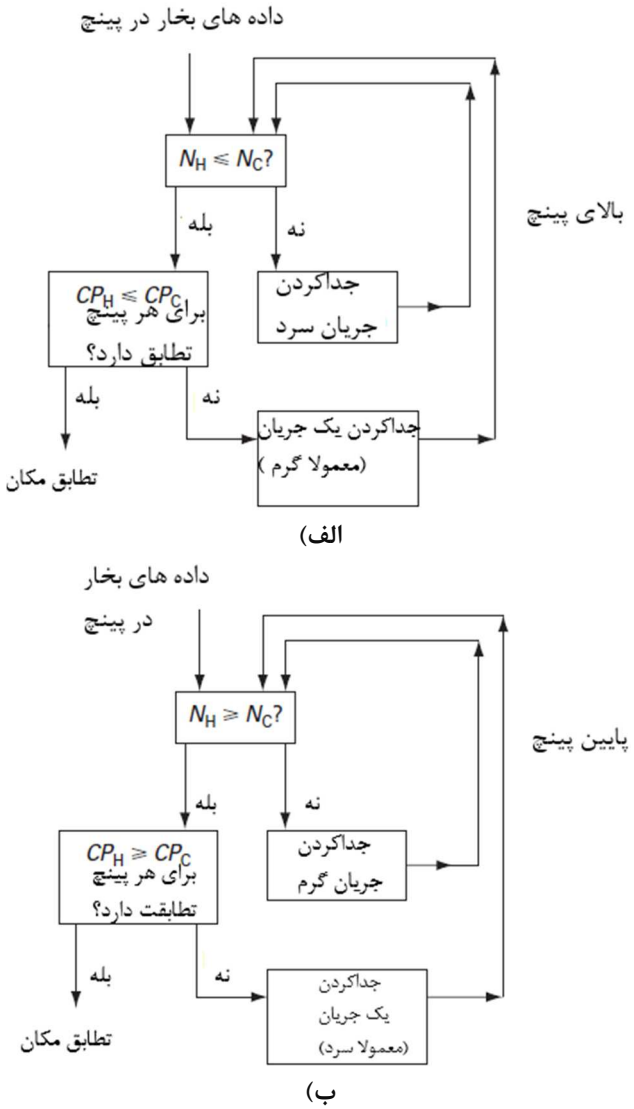
اکنون به مثال نشان داده شده در شکل (۴-۷) (الف) نگاه کنید. معیار شمارش تعداد برآورده می‌شود (یک جریان گرم در برابر دو جریان سرد)، اما معیار CP یعنی، $CP_{HOT} \leq CP_{COLD}$ برای هر کدام از دو جفت ممکن برآورده نمی‌شود. در این مثال راه حل همان‌طور که در شکل (۴-۷) (ب) نشان داده شده است، تقسیم یک جریان گرم است. معمولاً در این نوع شرایط، راه حل تقسیم یک جریان گرم است، اما گاهی بهتر است یک جریان سرد را مطابق شکل (۴-۷) (ج) و (د) تقسیم کنید. در شکل (۴-۷) (ج) معیار شمارش تعداد برآورده می‌شود، اما پس از این که جریان گرم با CP = 7.0 با تنها جریان سرد تقریباً بزرگ (CP = 12.0) جفت شد، جریان گرم باقیمانده با CP = 3.0 نمی‌تواند با جریان سرد باقیمانده با CP = 2.0 جفت شود. اگر اکنون یک جریان گرم تقسیم شود، آن‌گاه معیار شمارش تعداد برآورده نمی‌شود و یک جریان سرد نیز باید تقسیم شود! بهتر است برای ایجاد یک راه حل تنها با یک تقسیم، همان‌طور که در شکل (۴-۷) (د) نشان داده شده است، جریان سرد بزرگ را از همان ابتدا تقسیم کنید.



شکل ۴-۶: تقسیم جریان برای برآورده شدن معیارهای CP

مراحل گام به گام برای یافتن انشعابات جریان به ترتیب در شکل (۴-۸) (الف) و (ب) در قسمت بالا و پایین پینچ آورده شده است. معیارهای پایین پینچ، «تصویر برعکس[1]» است که در بالای پینچ هستند. اکنون این روش با مثال نشان داده خواهد شد.

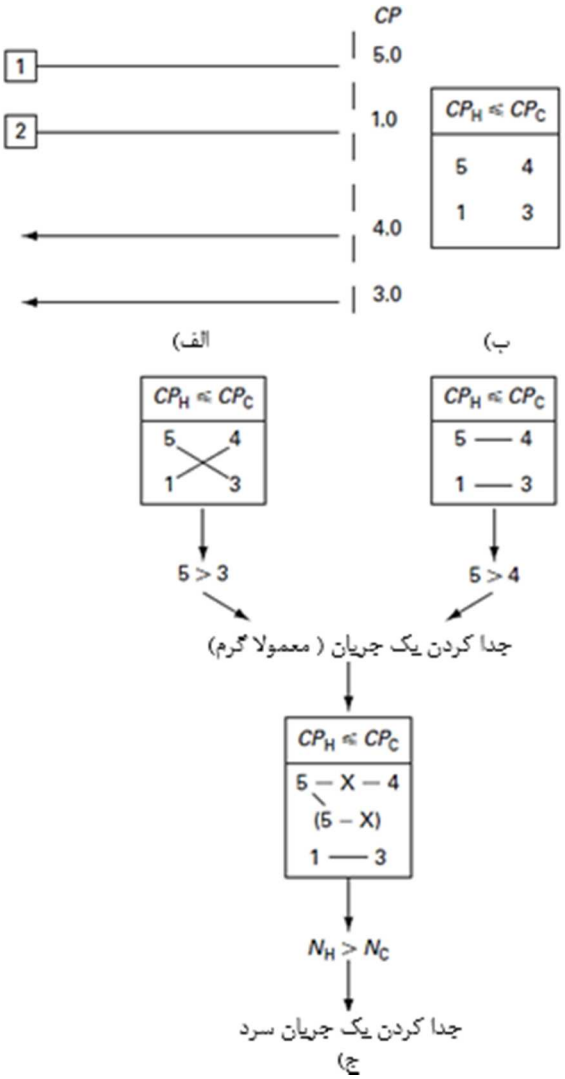
[1] Mirror image



شکل ۴-۸: الگوریتم تقسیم جریان در پینچ

داده‌های جریان بالای پینچ در شکل (۴-۹) (الف) نشان داده شده است و داده‌های CP در شکل (۴-۹) (ب) در آنچه که ما باید «جدول CP» بنامیم، لیست شده‌اند. CPهای جریان گرم در سمت چپ ستون و CPهای جریان سرد در سمت راست ستون لیست شده‌اند و معیار CP مربوطه در کادر بالای جدول ذکر شده است. دو روش ممکن برای قرار دادن در دو جفت

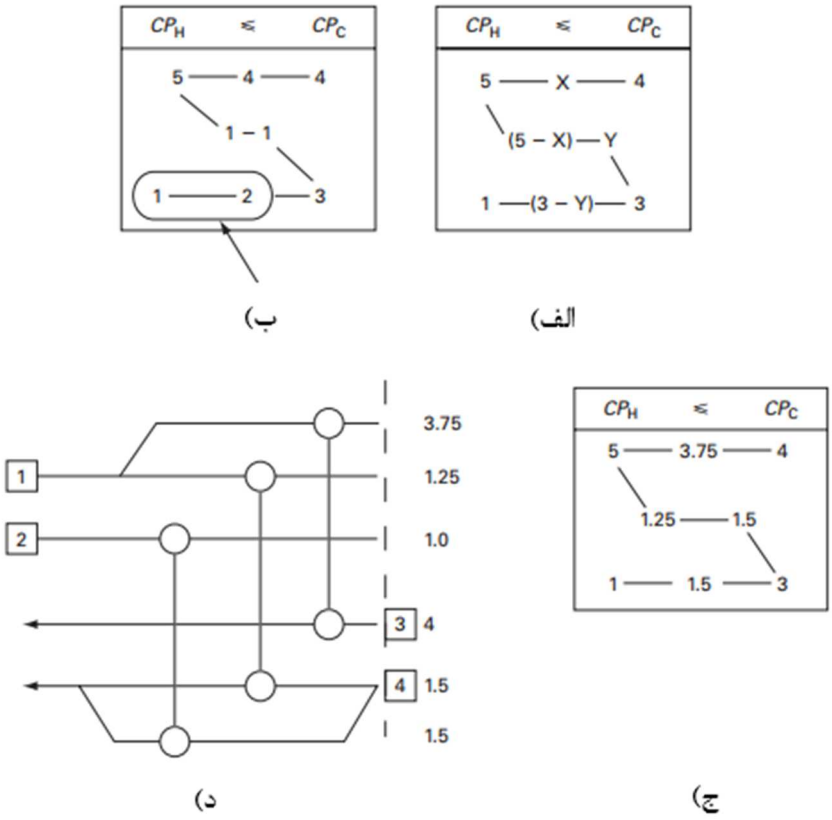
پینچ مورد نیاز وجود دارد که در قسمت بالای شکل (۴-۹) (ج) نشان داده شده است. در هر دوی این موارد، جفت با جریان گرم با $CP = 5.0$ غیر ممکن است، از این رو همان‌طور که در آخرین جدول در شکل (۴-۹) (ج) نشان داده شده است، باید این جریان را به شاخه‌های $CP = X$ و $CP = 5.0 - X$ تقسیم کنیم. اکنون، همان‌طور که نشان داده شده است، $CP_H = X$ یا $CP_H = 5.0 - X$ را می‌توان با $CP_C = 4.0$ جفت کرد. با این حال، یکی از شاخه‌های تقسیم شده هیچ جفتی ندارد (یعنی معیار شمارش تعداد، شکست خورده است و یک جریان سرد باید تقسیم شود). هر کدام از $CP_C = 4.0$ یا $CP_C = 3.0$ می‌تواند تقسیم شود و شکل (۴-۱۰) (الف) نشان می‌دهد که $CP_C = 3.0$ به شاخه‌های Y و $3.0 - Y$ تقسیم می‌شود. برای یافتن مقادیر اولیه X و Y توصیه می‌شود که همه جفت‌ها به جز یکی برای تساوی CP تنظیم شوند.



شکل ۴-۷: استفاده از جدول CP در بالای پینچ

بنابراین در شکل (۴-۱۰) (ب)، با قرار دادن تمام اختلاف CP خالص موجود (یعنی $\Sigma CP_C - \Sigma CP_H$) که در یک جفت متمرکز شده است، X برابر با ۴ و Y برابر با ۱ تنظیم شده است. این روش به سرعت مجموعه‌ای از مقادیر محدودکننده ممکن را مشخص می‌کند. با شروع از این مجموعه، به عنوان مثال، همان‌طور که در شکل (۴-۱۰) (ج) نشان داده شده است، توزیع مجدد اختلاف CP موجود در بین زنجیره جفت‌ها آسان است. این طراحی در شبکه موجود

در شکل (۴-۱۰) (د) نشان داده شده است. نحوه توزیع CP شاخه‌ها اغلب توسط بارهای مورد نیاز در جفت‌های فردی توسط قانون «علامت زدن» تعیین می‌شود. جایی که این مورد یک محدودیت نیست، یا در جایی که انتخاب وجود داشته باشد، می‌توان کل مساحت مبدل را به حداقل رساند، اگر CPهای موجود در جریان‌های تقسیم شده تقریباً متناسب با CPهای جریان‌های گرم باشند، آن‌ها با یکدیگر جفت می‌شوند، زیرا این امر بیشترین توزیع یکنواخت نیروهای محرکه دما را ارائه می‌دهد. این کار ترجیح داده می‌شود تا این که همه انقطاع‌ها را بر روی یک جفت قرار دهید. شکل (۴-۱۰) (د) تقریباً به این معیار نزدیک است؛ تناسب دقیقی توسط CPهای $\frac{3.43}{1.57}$ در جریان ۱ و $\frac{1.83}{1.17}$در جریان ۴ به دست می‌آید و نسبت ۷:۶ را برای همه CPهای جریان گرم: جریان سرد ارائه می‌دهد. با این وجود، در هنگام تقسیم جریان همچنین باید محدوده دما و بارهای حرارتی در جریان‌ها در نظر گرفته شود.

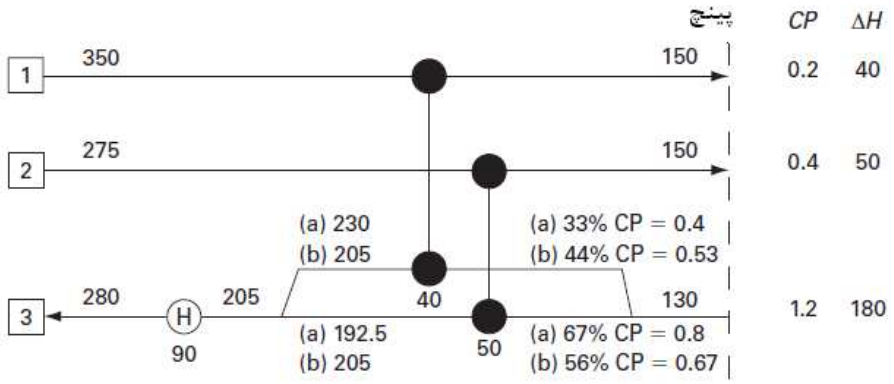


شکل ۴-۸: تعیین جریان‌های شاخه تقسیم شده با استفاده از جدول CP

شکل (۴-۱۱) مثال ساده دیگری را ارائه می‌دهد. در اینجا ما شبکه بالای پینچ را برای یک فرآیند با $\Delta T_{min} = 20°C$ داریم. دو جریان گرم و یک جریان سرد در بالای پینچ وجود دارد، بنابراین جریان سرد باید تقسیم شود. گستره‌ای از گزینه‌ها در انشعابات جریان بر حسب درصد وجود دارد و دو مورد در اینجا نشان داده شده است. در (الف)، CPها متناسب با CPهای جریان‌های جفت شده تقسیم می‌شوند. از آنجایی که دماهای ورودی مورد دوم متفاوت هستند، دو نیمه جریان سرد قبل از اختلاط مجدد به دماهای متفاوتی منتهی می‌شوند. برعکس، در (ب)، CPها متناسب با بارهای حرارتی جریان‌های جفت شده تقسیم می‌شوند و دمای هر دو شاخه جریان سرد تا °C ۲۰۵ بالا می‌رود.

روشی که در این بخش توضیح داده شد، این سؤال را ایجاد می‌کند که «آیا همیشه می‌توان برای حل مسئله طراحی پینچ راه حلی پیدا کرد؟» پاسخ این سؤال «بله» است، زیرا می‌توان با یادآوری منحنی‌های ترکیبی، آن را ارزیابی کرد. در بالای پینچ $\Sigma CP_H < \Sigma CP_C$ و در پایین پینچ $\Sigma CP_H > \Sigma CP_C$، همیشه درست است.

سرانجام، برای خواننده روشن خواهد شد که تقسیم جریان در پینچ معمولاً برای تولید یک طراحی MER مورد نیاز است. در بعضی موارد ممکن است این، یک ویژگی مطلوب نباشد. با این حال، انشعابات جریان می‌تواند با کاهش انرژی، به روشی شبیه به کاهش انرژی برای کاهش تعداد واحدها، خارج از طرح توسعه یابد که در بخش (۴-۷) توضیح داده خواهد شد.



شکل ۴-۹: شبکه ساده بالای پینچ با تقسیم جریان

۴-۳-۲- جفت سازی چرخه ای[1]

تاکنون خوب است، اما تقسیم کردن جریان نیاز به لوله‌ها و شیرهای اضافی دارد و جریان زیر هر بخش از انشعاب، نیاز به کنترل دارد. اگر تصمیم گرفته شود که تقسیم کردن جریان برای کارخانه غیرقابل قبول است، چه اتفاقی می‌افتد؟

بدیهی است که معیارهای طراحی پینچ را نمی توان به طور کامل برآورده کرد و جریمه انرژی متحمل خواهد شد. با این وجود، با داشتن جریان‌هایی که می‌بایست تقسیم شوند،

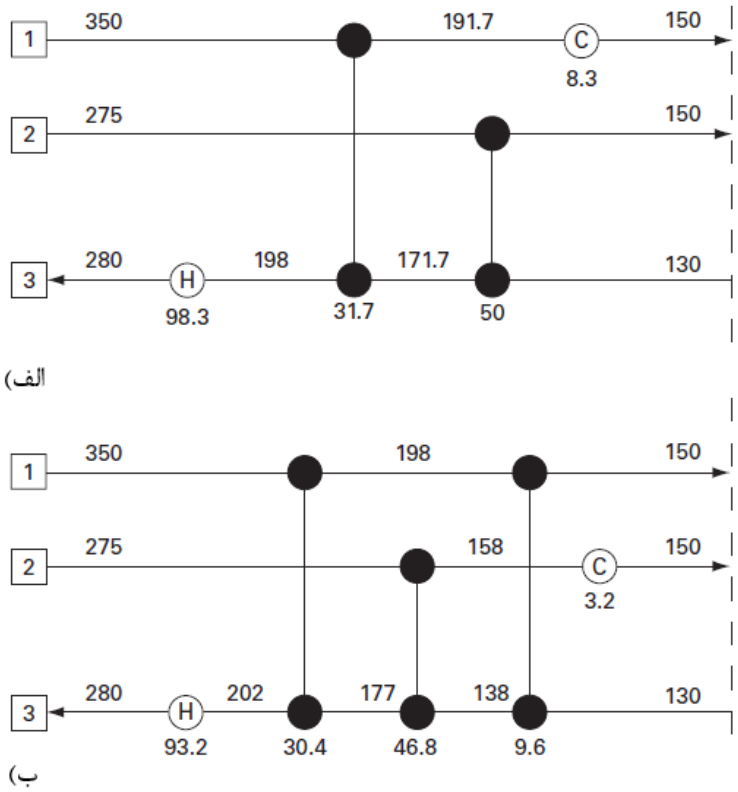
[1] Cyclic matching

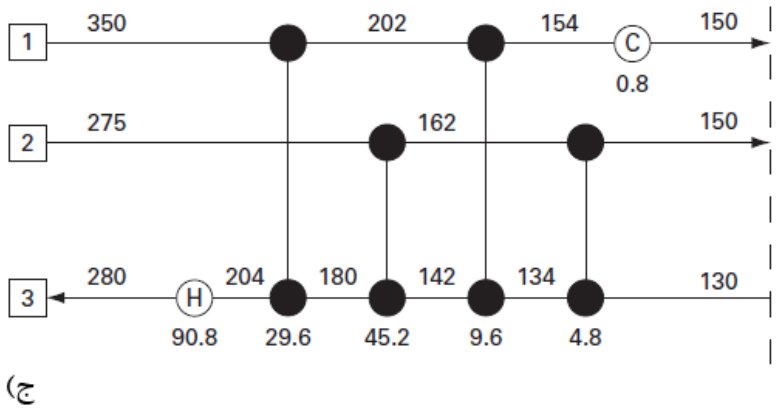
می‌توان آن را به حداقل رساند، این امر با داشتن مجموعه‌ای از مبدل‌های کوچک تر، امکان-پذیر است. بنابراین جریان C_3 می‌تواند ابتدا با H_2، سپس H_1، سپس دوباره با H_2، پس از آن H_1 و به همین ترتیب جفت شود. این کار به عنوان **جفت سازی چرخه‌ای** شناخته می‌شود. اندازه هر جفت با حضور نقض‌های ΔT_{min} یا اختلاف دما محدود خواهد شد. بدیهی است، مقدار اویلر برای حداقل تعداد واحدها در هنگام استفاده از جفت سازی چرخه‌ای برآورده نمی‌شود و افزایش هزینه مبدل‌های اضافی باید در برابر انرژی ذخیره شده تعیین شود. به لحاظ تئوری، اگر تعداد نامحدودی از مبدل‌های بی‌نهایت کوچک به‌طور چرخه‌ای (دورانی) جفت شوند، هیچ جریمه انرژی وجود نخواهد داشت. با این حال، تعداد بسیار کمتری از چرخه‌ها ممکن است برای بازیابی بیشتر انرژی کافی باشد. تطبیق چرخه‌ای به‌ویژه در جایی مؤثر است که ناحیه پینچ نسبتاً کوتاه است، زیرا فرد به سرعت به منطقه‌ای می‌رود که دامنه وسیع‌تری از جفت‌ها دیگر امکان پذیر است.

با استفاده از مثال تقسیم جریان ساده در شکل (۴-۱۱)، اگر انشعاب حذف شود و با دو جفت در مجموعه جایگزین شود، همان‌طور که در شکل (۴-۱۲) (الف) آمده است، ما باز هم ۸۱/۷ kW را بازیابی می‌کنیم، اما یک جریمه انرژی ۸/۳ kW وجود دارد. با این حال، برای سه جفت (یک حلقه)، شکل (۴-۱۲) (ب)، جریمه تا ۳/۲ kW کم می‌شود و برای چهار جفت (دو حلقه) در شکل (۴-۱۲) (ج)، جریمه فقط ۰/۸ kW است و بیش از ۹۹٪ گرمای احتمالی بازیابی می‌شود.

به چه ترتیبی باید جفت سازی چرخه‌ای انجام شود؟ برای دو جفت ساده در مجموعه، دما ملاک اصلی است؛ همان‌طور که نشان داده شده است، جریانی که بیشتر از پینچ ادامه یابد، باید جفت «بیرونی» باشد. بنابراین، در شکل (۴-۱۲) (الف)، جریان ۲ ($T_S = 275$) باید جفت نزدیک‌تر به پینچ در جریان ۳ باشد و جریان ۱ ($T_S = 350$) باید جفت دورتر باشد. با این حال، همان‌طور که در شکل (۴-۱۲) (ج) نشان داده شده است، برای تعداد بیشتری از چرخه‌ها، جفت کردن جریانی با بالاترین CP نزدیک به پینچ از اهمیت بیشتری برخوردار خواهد بود. خوانندگان ممکن است دوست داشته باشند که این کار را برای خودشان امتحان کنند (به تمرین‌ها، بخش (۴-۱۰) مراجعه کنید). این دو اصل ممکن است با هم در تضاد باشند (شکل (۴-۱۲) (ب) را ببینید).

در بعضی موارد، «تقسیم جریان» فیزیکی به هیچ وجه مورد نیاز نیست، خصوصاً در مبدل‌های صفحه‌ای و صفحه-پره‌ای. برای عبور از مجراها، جریان به هر روشی باید تقسیم شود و دو جریان جداگانه به راحتی می‌توانند در یک طرف مبدل به طور موازی جاری شوند. به لحاظ تئوری همچنین با داشتن گروه‌های جداگانه‌ای از لوله‌ها برای جریان‌های مختلف، می‌توان به سمت لوله یک واحد پوسته-لوله دست یافت، اما در عمل این امر نیاز به پیچیدگی بسیار زیادی در سرها دارد و آب بندی در برابر انتقال آلودگی، دشوار است.





شکل ۴-۱۰: گزینه‌های موجود برای جفت سازی چرخه ای

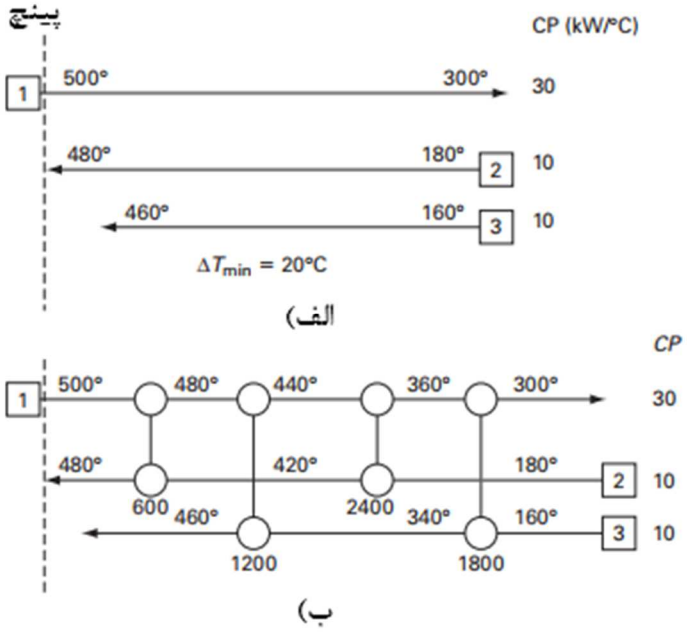
۴-۳-۳- طراحی خارج از پینچ

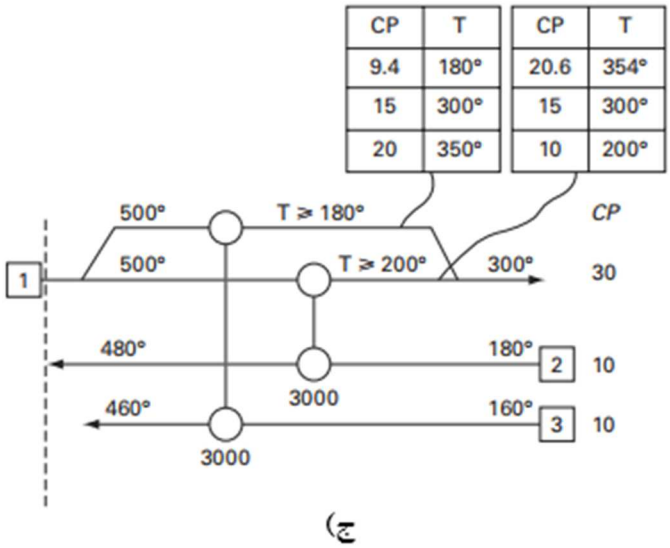
نشان داده شده است که اگر برای هر تصمیم طراحی در پینچ، طراح بارهای جفت را برای علامت زدن جریان‌ها یا مواد باقیمانده به حداکثر برساند، آن‌گاه یک جواب u_{min} به دست می‌آید. با این حال، در بسیاری از مسائل، انجام این کار به روش ساده‌ای که در مثال فصل ۲ نشان داده شده است، امکان‌پذیر نیست.

مثال نشان داده شده در شکل (۴-۱۳) (الف) را در نظر بگیرید. تحلیل داده‌های جریان نشان می‌دهد که پینچ در دمای ورودی جریان ۱ و دمای هدف جریان ۲ و ضروریات یوتیلتی گرم و سرد، هر دو صفر است. بنابراین، مشکل طراحی با تنها یک جفت پینچ ممکن، کاملاً «زیر پینچ» است (یعنی بین جریان ۱ و ۲).

این یک جفت عملی است ($CP_{HOT} > CP_{COLD}$)، اما اگر بار آن برای علامت زدن جریان ۲ (بار ۳۰۰۰ واحدی) به حداکثر برسد، جریان ۱ °C تا ۴۰۰ °C خنک می‌شود. در این حالت آنقدر گرم نیست که جریان ۳ را به دمای هدف ۴۶۰ °C برساند. از آنجایی که گرمایش در پایین پینچ برای راه حل MER مجاز نیست، مرحله طراحی علامت‌گذاری جریان ۲ منجر به طرحی خواهد شد که برای رسیدن به هدف انرژی شکست می‌خورد. یک راهبرد جایگزین در شکل (۴-۱۳) (ب) نشان داده شده است. بار روی جفت پینچ در ۶۰۰ kW محدود می‌شود، به‌طوری که جریان ۱ به اندازه کافی گرم (در ۴۸۰ °C) باقی بماند تا جریان ۳ را به دمای هدف خود برساند.

با این حال، جفت بعدی (بین جریان ۱ و ۳) نیز نمی‌تواند در بار به حداکثر برسد، زیرا اکنون دمای جریان ۲ باید توسط جریان ۱ °C تا ۴۲۰ °C آورده شود. بار روی جفت دوم بین جریان ۱ و ۲ باید محدود شود که یک جفت نهایی (بین جریان ۱ و ۳) را برای به پایان رساندن طرح ممکن می‌سازد. این نمونه دیگری از «جفت سازی چرخه‌ای» است.





شکل ۴-۱۱: جفت سازی چرخه ای و تقسیم جریان خارج از پینچ

جفت سازی چرخه‌ای همیشه به ساختارهایی که دارای حلقه و در نتیجه، بیشتر از حداقل تعداد واحد هستند، منجر می‌شود. تنها راه برای جلوگیری از جفت سازی چرخه‌ای، استفاده از تقسیم جریان به دور از پینچ است. در شکل (۴-۱۳) (ج) جریان سنگین، جریان ۱، به دو شاخه موازی تقسیم می‌شود و هر شاخه به‌طور جداگانه با یک جریان سرد جفت می‌شود. از آنجایی که این روش، جریان گرم و سنگین را کاهش می‌دهد، از پدیده پینچ شدن مکرر جفت‌های منحصر به فرد جلوگیری می‌کند. از این‌رو، اکنون این دو جفت می‌توانند به حداکثر برسند تا دو جریان سرد را بدون برخورد با مسائل مربوط به دما، علامت بزنند. یک طراحی u_{min} به دست می‌آید. دوباره توجه کنید که تقسیم جریان عنصر انعطاف پذیری را به شبکه می‌بخشد. نرخ جریان شاخه‌های جریان تقسیم شده می‌تواند در محدوده‌هایی انتخاب شود که توسط دماهای ورودی جریان سرد تعیین می‌شود. بنابراین اگر شاخه جفت شده با جریان ۳ تا ۱۸۰ °C خنک شود (حداقل مقدار مجاز)، مقدار CP، ۹/۴ خواهد بود و با موازنه جرم، CP شاخه دیگر، ۲۰/۶ خواهد بود. مقدار CP برابر ۲۰/۶ در شاخه جفت شده با جریان ۲ به دمای خروجی ۳۵۴ °C در این شاخه منجر می‌شود که بسیار بالاتر از حداقل دمای مجاز (۲۰۰°C) است. همان استدلال را می‌توان برای تعریف مجموعه دیگری از محدودیت‌ها

براساس دمای ورودی جریان ۲ به کار برد. این شاخه با جریان ۲ جفت می‌شود و دارای یک CP با مقدار ۲۰ و دمای خروجی ۳۵۰°C است. بنابراین ممکن است CP شاخه جفت شده با جریان ۳ بین ۹/۴ و ۲۰ با حدود مشابه در شاخه دیگر که ۲۰/۶ و ۱۰ است، متغیر باشد. این نتایج در شکل (۴-۱۳) (ج)، همراه با نتایج برای جریان‌های شاخه مشابه خلاصه می‌شود. این نوع انعطاف‌پذیری معمولاً در طرح‌های تقسیم جریان وجود دارد و می‌تواند بسیار مفید باشد.

خلاصه این بخش در مورد تقسیم جریان:

- تقسیم جریان در پینچ اغلب برای دستیابی به طراحی MER ضروری است.
- اگر به نظر برسد که تقسیم جریان نامطلوب است، می‌توان آن را با جفت‌سازی چرخه‌ای یا تقلیل شبکه حذف کرد.
- اگر طراح در اجرای قانون علامت زدن دور از پینچ دچار مشکل شود، می‌تواند قبل از مراجعه به جفت‌سازی چرخه‌ای، سعی کند یک طرح تقسیم جریان پیدا کند.
- تقسیم جریان، پیچیدگی و همچنین انعطاف‌پذیری را به شبکه‌ها می‌افزاید، از این‌رو، اگر بتوان یک جواب u_{min} را بدون تقسیم جریان پیدا کرد، معمولاً به یک جواب تقسیم جریان ترجیح داده می‌شود. توجه داشته باشید که تقسیم جریان نمی‌تواند تعداد واحدهای کمتر از مقدار هدف را کاهش دهد.

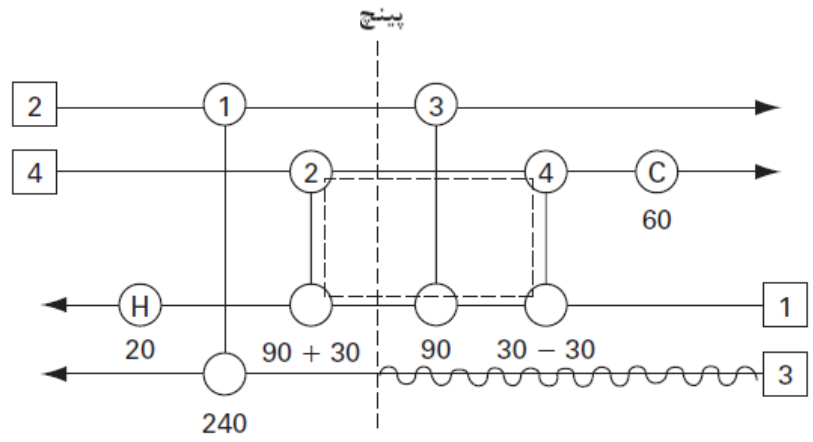
نمونه‌ای از طراحی تقسیم جریان امن، کارآمد و انعطاف‌پذیر در بخش (۹-۲) این راهنما آورده شده است.

۴-۴- تقلیل شبکه

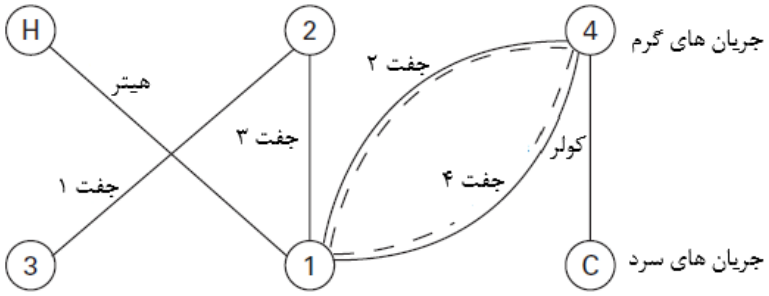
۴-۴-۱- کاربرد حلقه‌ها و مسیرها

در بخش (۳-۶) ما چگونگی دستیابی به اهداف حداقل تعداد واحدها - مبدل‌های حرارتی، هیتر و کولر را دیدیم. همچنین خاطر نشان کردیم که اضافه کردن محدودیت پینچ با تقسیم مسئله به دو مسئله فرعی، باعث افزایش تعداد واحدهای مورد نیاز می‌شود. به منظور ساده-سازی شبکه، کاهش هزینه‌های سرمایه و بهبود بازپرداخت کلی پروژه، تعامل واحدها با انرژی به وسیله حذف مبدل‌های کوچک که سود انرژی کمی می‌دهد، اغلب سودمند است.

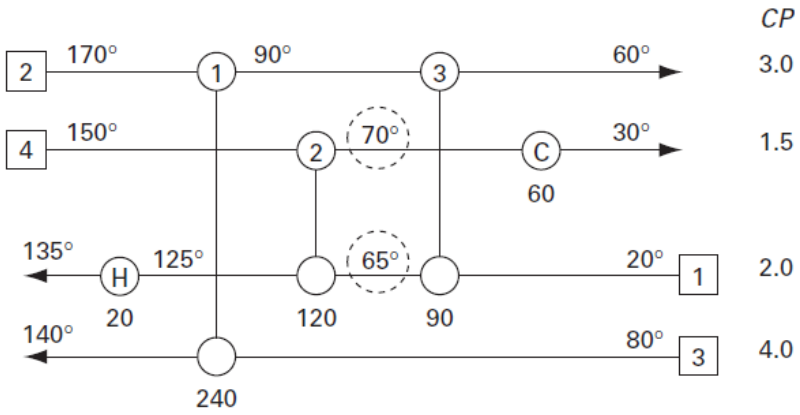
بگذارید کاربرد مثال چهار جریانی خود را نشان دهیم. از آنجایی که طراحی در شکل (۲-۱۸) دارای شش واحد است، همان‌طور که در بخش (۳-۶-۱) بحث شده است، به جای حداقل پنج مورد برای کل مسئله با نادیده گرفتن پینچ، باید یک حلقه در سیستم وجود داشته باشد. حلقه نشان داده شده، با یک خط چین در شکل (۴-۱۴) (الف) ترسیم شد و در شکل (۴-۱۴) (ب) به شکل جایگزین دوباره ایجاد شد. از آنجایی که یک حلقه در سیستم وجود دارد، می‌توان بار یکی از جفت‌های موجود در حلقه را انتخاب کرد. اگر بار را در جفت ۴، صفر انتخاب کنیم، یعنی ۳۰ kW بار را از مقدار طراحی کم کنیم، جفت ۴ حذف می‌شود و ۳۰ kW باید به جفت ۲، جفت دیگر در حلقه، برده شود. این امر در شکل (۴-۱۴) (الف) نشان داده شده است. با داشتن بارهای جابجا شده به این روش، همان‌طور که در شکل (۴-۱۴) (ج) نشان داده شده است، می‌توان دماها را در شبکه مجدداً محاسبه کرد. حال مقدار ΔT در انتهای سرد جفت ۲ کمتر از مقدار مجاز ($\Delta T_{min} = 10°C$) است. دماهای مشکل ساز به صورت دایره نشان داده می‌شوند. در حقیقت می‌توان پیش‌بینی کرد که با توجه به شکل (۴-۱۴) (الف) «نقض ΔT_{min} » با «شکستن» حلقه به این روش رخ می‌دهد. همان‌طور که در بخش (۲-۳) توضیح داده شده است، جایی که طرح محدود می‌شود، حلقه پینچ را دربر می‌گیرد. بنابراین با تغییر این طرح توسط شکستن حلقه، در صورت تغییر نکردن کاربردهای یوتیلتی، ناگزیر باید منجر به نقض ΔT_{min} شود. در برخی از مسائل، شکستن حلقه حتی می‌تواند باعث اختلاف دما شود که از نظر ترمودینامیکی غیرعملی می‌باشد (یعنی منفی).


پینچ
2
1
3
4
2
4
C
60
H
1
20
90 + 30
90
30 − 30
3
240

الف)


H
2
4
جریان های گرم
هیتر
جفت ۲
جفت ۳
کولر
جفت ۱
جفت ۴
3
1
C
جریان های سرد

ب)



ج)

شکل ۴-۱۲: شناسایی و شکستن یک حلقه

حال سؤال اینجاست که چگونه می‌توان ΔT_{min} را بازگرداند؟ پاسخ در شکل (۴-۱۵) (الف) نشان داده شده است. ما از یک **مسیر** درون شبکه استفاده می‌کنیم. یک مسیر، ارتباطی است که از طریق جریان‌ها و مبدل‌ها بین یوتیلتی گرم و یوتیلتی سرد صورت می‌گیرد. این مسیر از طریق شبکه به صورت نقطه چین در شکل (۴-۱۵) (الف) نشان داده شده است که با عبور از هیتر، در امتداد جریان ۱ تا جفت ۲، از طریق جفت ۲ تا جریان ۴ و در امتداد جریان ۴ تا کولر امتداد می‌یابد. اگر یک بار گرمای X را به هیتر اضافه کنیم، باید با موازنه آنتالپی، بار جفت ۲ را به اندازه X کاهش داده و بار کولر را به اندازه X افزایش دهیم. ما گرمای اضافی X را به طور مؤثر از طریق شبکه منتقل کردیم، در نتیجه بار روی جفت ۲ به اندازه X کاهش می‌یابد. اکنون جفت ۳ در مسیر نیست و بنابراین با این عمل بار آن تغییر نمی‌کند. از این رو، دمای جریان ۱ در سمت گرم جفت ۳ در ۶۵ درجه باقی می‌ماند. با این حال، کاهش بار روی جفت ۲ باید T_2 را افزایش دهد، بنابراین ΔT در انتهای سرد خود گسترش می‌یابد. این دقیقاً همان چیزی است که ما برای بازیابی ΔT_{min} نیاز داریم! به وضوح یک رابطه ساده بین T_2 و X وجود دارد. افت دما در جریان ۴ موجود در جفت ۲ (۱۲۰- X) است که با CP جریان ۴ تقسیم می‌شود. از این رو:

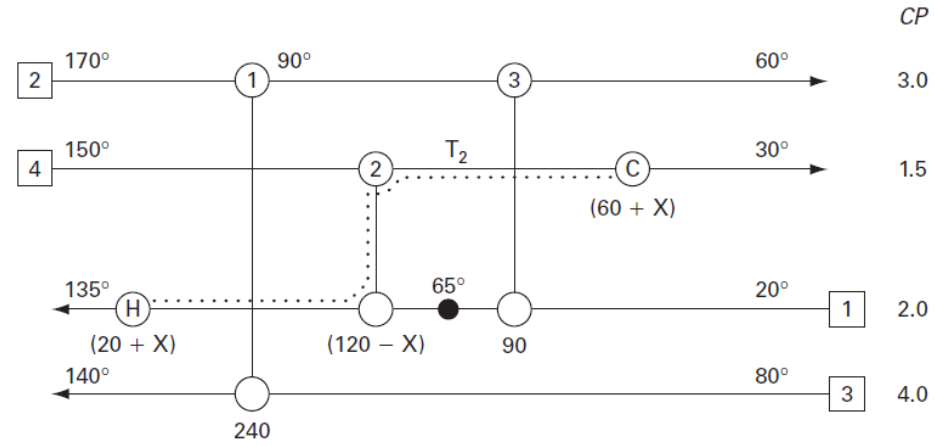
$$T_2 = 150 - \frac{120-X}{1.5} \qquad ۵-۴$$

از طرف دیگر، با استفاده از همان منطق برای کولر داریم،

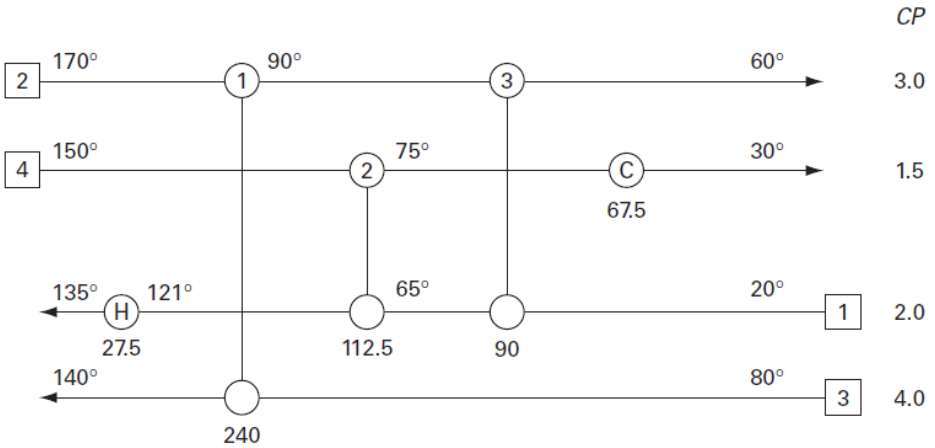
$$T_2 = 30 + \frac{60+X}{1.5} \qquad ۶-۴$$

از آنجایی که $\Delta T_{min} = 10^\circ$ است، می‌خواهیم T_2 را به ۷۵ درجه بازگردانیم. با حل هر یک از معادلات فوق با $T_2 = 75^\circ$، $X = 7.5kW$ به دست می‌آید. از آنجایی که ΔT_{min} دقیقاً بازیابی شده است، ۷/۵ kW باید حداقل مصرف انرژی لازم برای تولید جواب u_{min} از طریق جواب $u_{min\ MER}$ باشد. جواب «کاهش یافته» در شکل (۴-۱۵) (ب) نشان داده شده است که با دمای بین هیتر و جفت ۲ در جریان ۱ محاسبه می‌شود. همان‌طور که انتظار می‌رود، اکنون ما ۵ واحد و نیاز به یک یوتیلتی گرم ۲۷/۵ kW (به جای ۲۰ kW) داریم.

یک مسیر نباید شامل حلقه باشد. با توجه به شکل (۴-۱۶)، خواننده می‌بیند که یک مسیر جایگزین از طریق مبدل ۴ به تنهایی وجود دارد. صرفاً انتقال ۳۰ kW گرما در امتداد این مسیر، برابر با وظیفه مبدل، مبدل را حذف می‌کند. با این حال، جریمه انرژی حاصل از استفاده از این مسیر مستقیم، ۳۰ kW کامل است، چهار برابر بیشتر از روش شکستن حلقه! دلیل این امر این است که ما از توسعه نیروهای محرکه دما در بین جریان‌های ۴ و ۱ استفاده نکرده‌ایم و نزدیکترین مسیر در این جفت، یک فاصله طولانی از ΔT_{min} است. از این‌رو، در جایی که حلقه‌ها وجود دارند، شکستن حلقه‌ها معمولاً به استفاده از مسیرهای ساده ترجیح داده می‌شود. با این وجود، موقعیت‌های بسیاری وجود دارند که جایگزینی برای استفاده از یک مسیر مستقیم وجود ندارد.



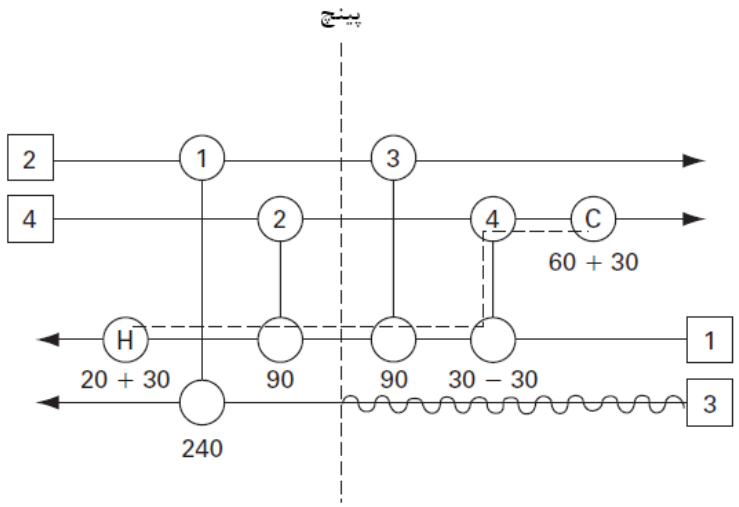
الف)



$u = u_{min}$

ب)

شکل ۴-۱۳: کاهش انرژی با استفاده از یک مسیر



شکل ۴-۱۴: مسیر کاهش انرژی جایگزین

به‌طور خلاصه در مورد این موضوع «کاهش انرژی»، روش کاهش واحدها با حداقل مصرف انرژی عبارت است از:

- اگر یک حلقه (از طریق پینچ) وجود دارد، آن را شناسایی کنید.
- با تفریق و اضافه کردن بارها، آن را بشکنید.
- دماهای شبکه را مجدداً محاسبه کرده و تغییرات ΔT_{min} را شناسایی کنید.
- یک مسیر کاهش پیدا و $T = f(X)$ را فرموله کنید.
- ΔT_{min} را بازیابی کنید.

سپس می‌توان این روش را برای حلقه‌ها و مسیرهای دیگر تکرار کرد تا محدوده‌ای از گزینه‌ها را با تعداد مختلفی از واحدها و مصرف انرژی ارائه دهد. با حذف مبدل‌های مختلف به ویژه در شبکه‌های پیچیده، چندین مسیر جایگزین برای کاهش می‌تواند وجود داشته باشد.

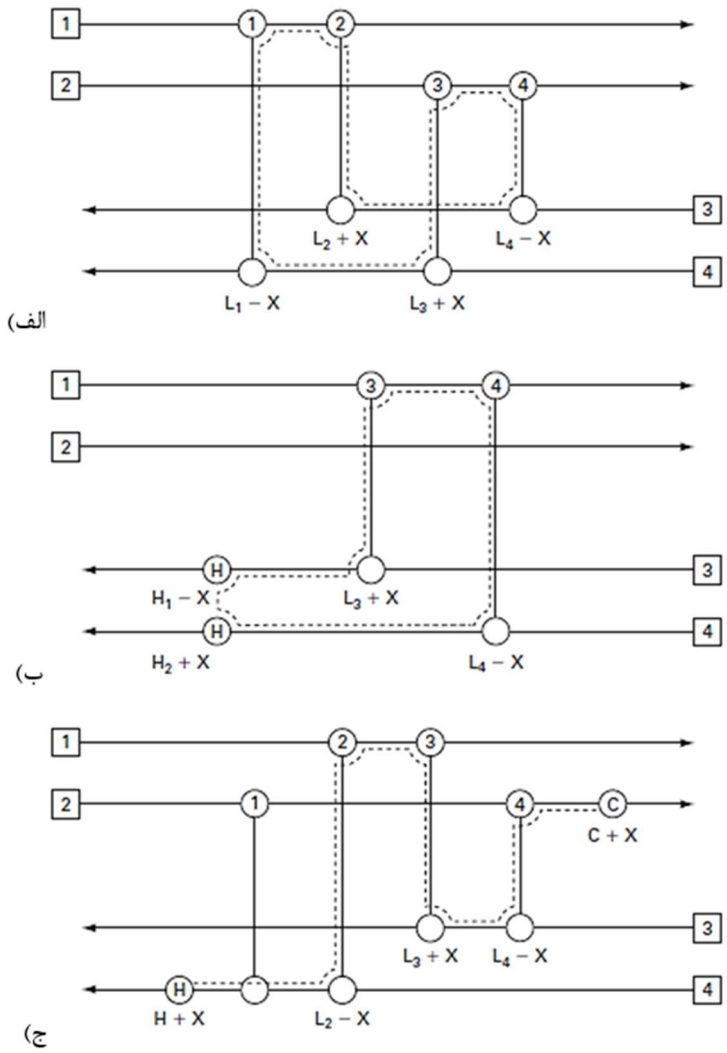
همان‌طور که در شکل (۴-۱۷) نشان داده شده است، حلقه‌ها ممکن است کاملاً پیچیده باشند، یا ممکن است سیستم یوتیلتی را درگیر کند. حلقه در شکل (۴-۱۷) (الف)، حلقه ساده‌ای است که فقط دو واحد دارد. در شکل (۴-۱۷) (الف) یک حلقه بسیار پیچیده‌تر شامل چهار واحد نشان داده شده است. با این حال، حلقه می‌تواند دقیقاً به همان روش شکسته شود، یعنی اضافه کردن و کم کردن X در جفت‌های جایگزین اطراف حلقه. در شکل (۴-

۱۷) (الف) هنگامی که X برابر با L1 یا L4 باشد، حلقه شکسته می‌شود. توجه داشته باشید که اضافه کردن و کم کردن می‌تواند به روشی جایگزین انجام شود که در این حالت هنگامی که X برابر با L2 یا L3 باشد، حلقه شکسته می‌شود. به عبارت دیگر، دو روش برای شکستن حلقه وجود دارد. این در مورد حلقه موجود در شکل (۴-۱۴) (الف) صادق است (۹۰ kW می‌تواند از جفت ۲ کم و به جفت ۴ اضافه شود) و در واقع این امر در مورد همه حلقه‌ها صادق است. بدون بررسی نمی‌توان گفت که کدام راه منجر به کوچک‌ترین کاهش انرژی خواهد شد. با این حال، یک قاعده تجربی مطلوب، پیش بردن راهی است که کوچک‌ترین واحد را حذف می‌کند. توجه داشته باشید هنگامی که مثلاً دو حلقه در یک سیستم وجود داشته باشد، امکان ترسیم بیشتر از دو مسیر بسته وجود دارد. اگر متوجه شوید که تعداد حلقه‌های مستقل همیشه برابر با تعداد واحدهای «اضافی» (N - 1<) در سیستم است، این امر نباید باعث سردرگمی‌شود. همچنین توجه داشته باشید که همان‌طور که در شکل (۴-۱۷) (ب) نشان داده شده است، حلقه‌ها می‌توانند شامل هیتر و کولر باشند؛ «اتصال» با جابجایی بارهای یوتیلتی از یک هیتر به دیگری ایجاد می‌شود.

یک مسیر پیچیده در شکل (۴-۱۷) (ج) نشان داده شده است و دوباره اضافه کردن و کم کردن متناوب بار X، درست به همان شیوه‌ای عمل می‌کند که در مورد مسیر ساده عمل می‌کند. توجه داشته باشید که اگرچه در این مثال مسیر از جفت ۱ عبور می‌کند، اما جفت ۱ بخشی از آن نیست. بار آن با کاهش انرژی تغییر نمی‌کند، اما دماهای جریان ۴ در هر طرف آن تغییر می‌کند و در واقع، نیروهای محرکه دما افزایش می‌یابد. هنگامی که یک وضعیت مشابه درون یک حلقه رخ می‌دهد، ممکن است مبدل دستخوش تغییر بار قرار نگیرد تا غیرممکن شود. از این‌رو، نیاز به محاسبه مجدد کلیه دماها پس از شکستن حلقه وجود دارد. سرانجام، مسیرها به طور کلی نباید برگردند؛ به عنوان مثال، اگر در شکل (۴-۱۷) (ج)، مبدل ۲ به سمت راست مبدل ۳ در جریان ۱ بیاید، به احتمال زیاد بار افزایش یافته بر مبدل ۳ به علت این مسیر، می‌تواند باعث نقض ΔT_{min} در انتهای پایین جفت شود.

به‌طور کلی، تقلیل شبکه ، فرآیندی پیچیده‌تر از طراحی شبکه MER است و طیف گسترده‌تری از احتمالات جایگزین وجود دارد. از این رو، طراح شبکه نباید از امتحان کردن احتمالات جایگزین صرف نظر کند. در بسیاری از موارد، با توجه به این که شبکه به تدریج کاهش می‌یابد تا به مبدل‌های کمتری نیاز داشته باشد، اما از انرژی بیشتری استفاده کند، او

به محدوده‌ای از گزینه‌ها می‌رسد. ممکن است گروه‌های دیگری از گزینه‌ها (به عنوان مثال شروع از طریق شکستن یک حلقه به نحوی متفاوت) باشند. در مطالعات موردی، مثال‌هایی مشاهده خواهد شد.



شکل ۴-۱۵:حلقه‌ها و مسیرهای پیچیده

همچنین باید به خاطر داشته باشیم که مبدل‌های حرارتی مانند تمام تجهیزات فرآیندی در اندازه‌های محدود عرضه می‌شوند. ممکن است نیاز باشد که مساحت سطح یک مبدل در یک شبکه به نزدیک‌ترین اندازه قابل حصول، بزرگ تر یا کوچک‌تر اصلاح شود. همان‌طور که در واحدهای صفحه‌ای، افزایش‌های کوچک در اندازه با اضافه کردن صفحات جداگانه و میسر ساختن تنظیم دقیق امکان‌پذیر است، این امر به‌طور کلی در مبدل‌های پوسته-لوله محدود کننده‌تر است.

به‌طور خلاصه، برای طراحی شبکه مبدل حرارتی در کارخانه جدید، روش توصیه شده به صورت زیر است:

- از روش طراحی پینچ برای قرار دادن جفت‌ها در پینچ استفاده کنید.
- در صورت لزوم به عنوان یک بررسی با استفاده از آنالیز مسئله باقیمانده (RPA)، هیتر و کولرهای سودمند را برای قابلیت عملکرد قرار دهید.
- در صورت لزوم با استفاده از تقسیم جریان، بقیه طرح را اجرا کنید.
- برای کاهش هزینه سرمایه شبکه و بهبود قابلیت عملکرد، با حذف مبدل‌های کوچک و غیراقتصادی و انشعابات نامناسب جریان، از کاهش استفاده کنید.

۴-۴-۲- اختلاف دمای شبکه و مبدل

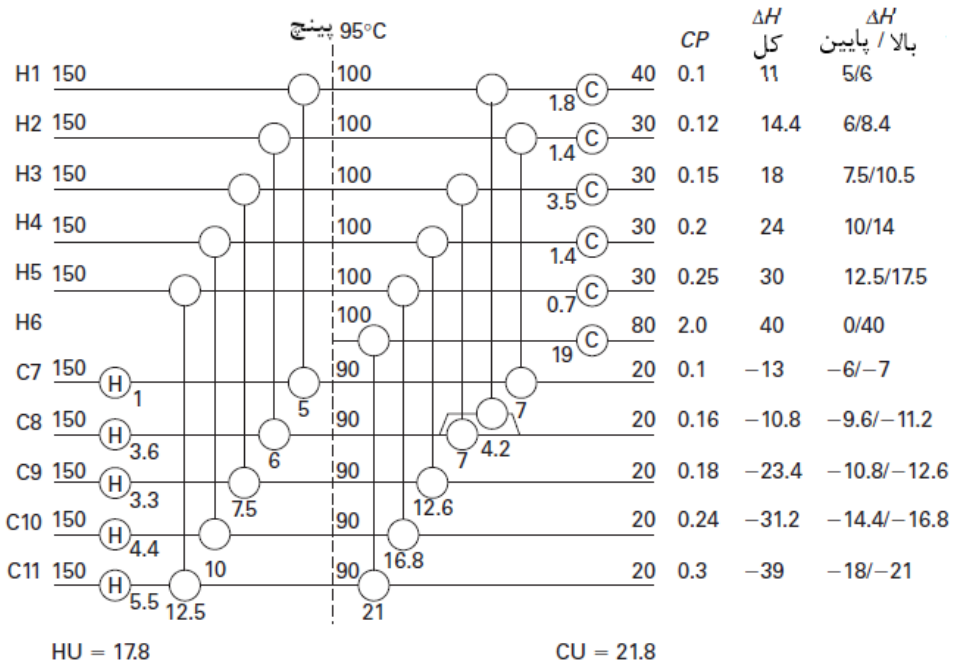
در فرآیند کاهش، ما مصرف انرژی را به دور از اهداف اصلی افزایش داده‌ایم. در واقع، اکنون کاربرد یوتیلتی مطابق با یک ΔT_{min} جدید است، بالاتر از قبلی. با این حال، مبدل‌های منفرد در شبکه ممکن است هنوز در ΔT_{min} قدیمی باشند. در واقع، ما دو مقدار ΔT_{min} داریم. روش‌های «دمای برخورد دوگانه» این امر را رسمیت می‌بخشد و تمایز بین HRAT (دمای برخورد بازیابی گرما، ΔT_{min} برای شبکه، فاصله بین منحنی‌های ترکیبی را ایجاد می‌کند) و EMAT (حداقل دمای برخورد مبدل، ΔT_{min} برای مبدل فردی) را نشان می‌دهد. به‌طور کلی، HRAT > EMAT. مقالات کلیدی شامل مواردی است که توسط ترایودی و همکارانش (۱۹۸۹) و سوایسامپول و وود (۱۹۹۱) نوشته شده است و به طور جامع توسط شینوی (۱۹۹۵) بررسی شده است. در مقابل، یک نقض ΔT_{min} کوچک در مبدل می‌تواند جلوگیری از اضافه شدن واحدهای اضافی به شبکه را ممکن سازد، به طوری که EMAT کاهش می‌یابد، در حالی که HRAT به همان صورت باقی می‌ماند.

در طول طراحی دقیق شبکه، اغلب دماها و بارهای حرارتی در جفت‌ها باید اصلاح شوند تا اندازه مبدل حرارتی مورد نظر، به‌ویژه برای ایجاد تغییرات (بازسازی) شبکه‌های موجود (بخش ۴-۷) فراهم شود. به‌علاوه، سنتز شبکه رابط با طراحی مبدل حرارتی دقیق توسط شینوی (۱۹۹۵) با جزئیات بیشتری توضیح داده شده است.

۴-۴-۳- طراحی شبکه جایگزین و راهبرد کاهش

در بیشتر موارد، بهترین شبکه نهایی با روشی که در اینجا نشان داده شده است، به دست می آید، شروع با شبکه MER و شکستن آن برای حذف مبدل‌های کوچک یا نامناسب. با این حال، تعداد اندک اما قابل توجهی از موارد وجود دارد که یک رویکرد متفاوت بهترین است. شکل (۴-۱۸)، شبکه MER را برای مثالی براساس یک مطالعه موردی واقعی در یک کارخانه چند محصولی با چندین خط عملیاتی موازی مشابه نشان می‌دهد. یازده مبدل حرارتی مورد نیاز است، زیرا معیارهای CP مستلزم تطبیق جریان‌های مختلف در دو طرف پینچ است. در مقابل، شکل (۴-۱۹) یک طرح بدون پینچ قدیمی‌تر را نشان می‌دهد؛ اکنون فقط شش مبدل مورد نیاز است و دو کولر نیز حذف شده‌اند. با این حال، جریمه انرژی تنها ۳/۲ گیگاژول/ ساعت (حدود ۱۸٪ از هدف یوتیلتی گرم که ۱۷/۸ گیگاژول / ساعت است) و طراحی، ۹۷٪ از تبادل حرارتی ایده آل را به دست می‌آورد. این شبکه توسط جفت سازی جریان‌ها با CPهای مشابه و بارهای حرارتی در کل محدوده دمایی آن‌ها توسعه یافته است و به وضوح بسیار مقرون به‌صرفه‌تر از طراحی MER است؛ علاوه بر این، کاهش دومی (MER) با روش‌های ذکر شده در بالا برای رسیدن به طراحی در شکل (۴-۱۹)، دشوار خواهد بود.

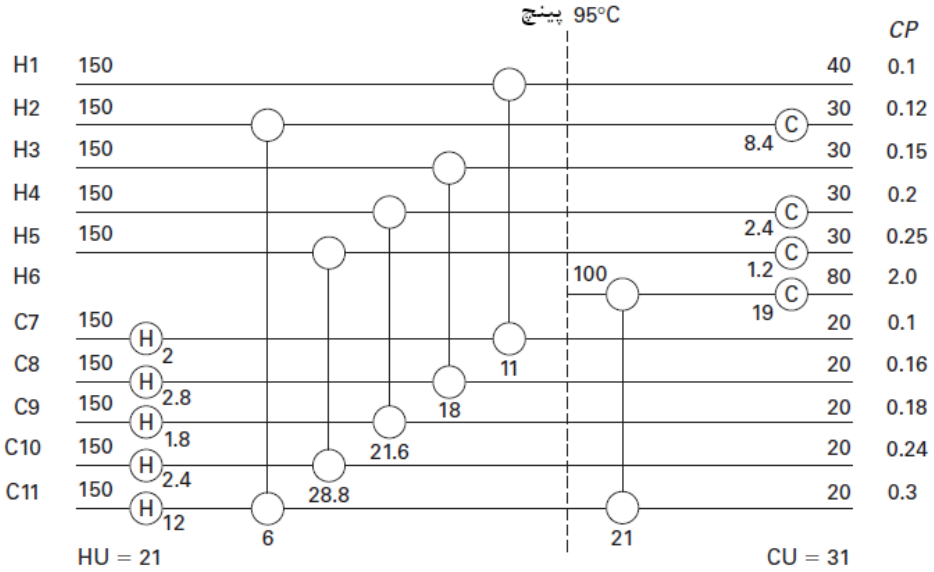
وجه تمایز این موارد «ناهمسان» این است که در واقع، تعداد زیادی یا مقدار زیادی از جریان‌ها، از پینچ عبور می‌کنند. برای هر جریان با پینچ متقاطع، قضیه شبکه اویلر (بخش ۳-۶-۱) به ما نشان می‌دهد که تقسیم مسئله در پینچ، نیاز به یک مبدل اضافی را ایجاد خواهد کرد. با این وجود، دیدگاه‌های موجود درباره پینچ هنوز مفید است؛ آن‌ها مشخص می‌کنند که جفت پینچ ضروری، بین جریان‌های H6 و C11 است و وجود این جفت است که اجازه می‌دهد تا طراحی «منطقی» جایگزین به هدف انرژی بسیار نزدیک شود.



شکل ۴-۱۶: شبکه MER برای مثال کارخانه چند فرآیندی

	واحد گرم	واحد سرد	مبدل حرارتی	مبدل حرارتی استفاده شده	هیتر استفاده شده	کولر استفاده شده	واحدهای کل	جریان جداکننده
شبکه MER	۱۷/۸	۲۷/۸	۱۰۹/۶	۱۱	۵	۶	۲۲	۱
جایگزین	۲۱/۰	۳۱/۰	۱۰۶/۴	۶	۵	۴	۱۵	۰

وضعیت مشابهی در تبادل حرارتی هوا به هوا در مطالعه موردی محل بیمارستان، بخش (۹-۶) به وجود آمده است.



شکل ۴-۱۷: شبکه منطقی برای کارخانه چند جریانی

۴-۵- طرح‌های پیچیده تر

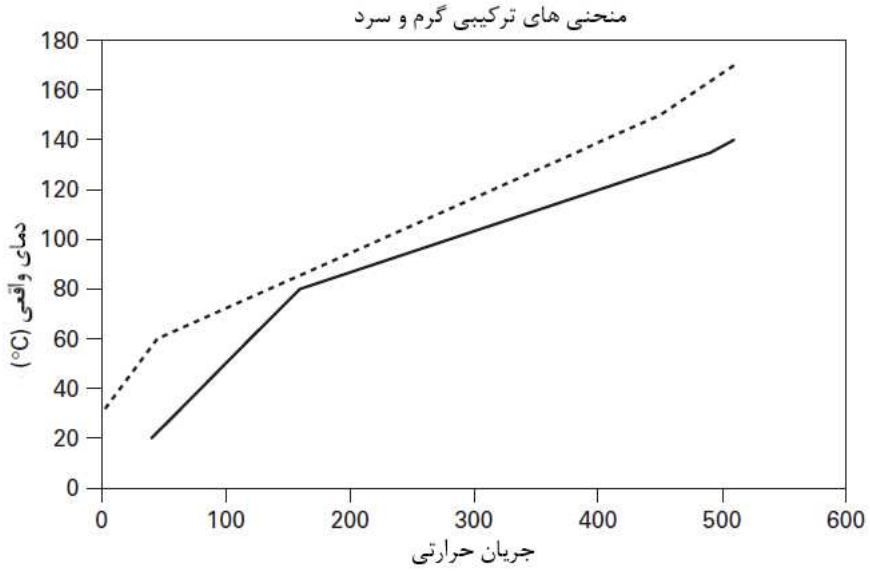
۴-۵-۱- مسائل آستانه

همان‌طور که در بخش (۳-۳-۲) تعریف شده است، مسائل آستانه شامل مواردی است که یک یوتیلتی مورد نیاز نیست و در دو دسته گسترده قرار می‌گیرند. در یک دسته، نزدیک‌ترین برخورد دما بین ترکیبی‌های گرم و سرد در انتهای «بدون یوتیلتی» است و منحنی‌ها از این نقطه دور می‌شوند. در این حالت، با استفاده از قوانین طراحی پینچ، می‌توان طراحی را از انتهای بدون یوتیلتی آغاز کرد. در دسته دیگر، یک تقریباً پینچ میانی وجود دارد که می‌تواند از منحنی‌های ترکیبی به عنوان ناحیه برخورد دمای نزدیک و همین‌طور از طریق ترکیبی گراند به عنوان ناحیه‌ای از جریان حرارتی خالص کم شناسایی شود. در اینجا اغلب توصیه می‌شود که با مسئله مانند «پینچ مضاعف» رفتار کرده و طراحی را دور از تقریباً پینچ و نیز انتهای بدون یوتیلتی انجام دهید.

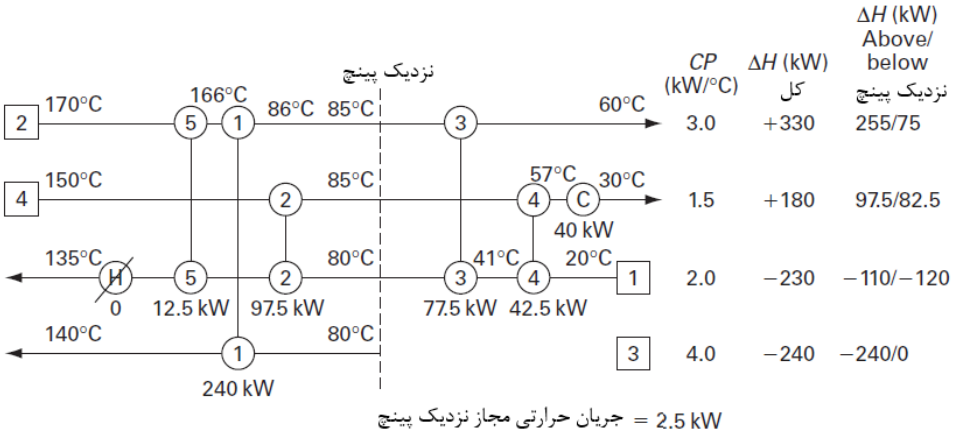
در هر دو مورد، دقیقاً همان طور که برای یک مسئله پینچ وجود دارد، می‌توان یک مقدار معمولی ΔT_{min} را انتخاب کرد. اگر این مقدار ΔT_{min} بسیار کمتر از مقدار ΔT در انتهای

بدون یوتیلتی باشد و مسئله از دسته اول باشد، طراحی شبکه نسبتاً «ضعیف و بدون دقت» خواهد بود و طرح‌های بسیار زیادی امکان پذیر است، زیرا، محدودیت ترمودینامیکی پینچ اعمال نمی‌شود. این طرح به طور کلی با قرار دادن هیترها یا کولرها برای بررسی مطمئن، اعمال قانون علامت زدن، و با مشخص کردن جفت‌های اصلی در انتهای «بدون یوتیلتی» تعیین می‌شود.

در مقابل، همان‌طور که توسط منحنی‌های ترکیبی (شکل (۴-۲۰)) نشان داده شده است، مثال چهار جریانی با $\Delta T_{min} = 5°C$ از دسته دوم است. منحنی ترکیبی و منحنی ترکیبی گراند (GCC)، تقریباً پینچ را در دمای تغییر یافته ۸۲/۵ °C (۸۵ °C برای جریان‌های گرم،۸۰°C برای جریان‌های سرد) با جریان حرارتی تنها ۲/۵ kW نشان می‌دهد. بنابراین، با در نظر گرفتن این که کدام مکان، محدودتر است، ما طراحی را دور از تقریباً پینچ و نیز انتهای بدون یوتیلتی انجام می‌دهیم. به نظر می‌رسد که در انتهای بدون یوتیلتی هیچ دلیل مهمی برای ترجیح دادن جریان سرد ۱ یا ۳ برای جفت شدن با ۲، داغ‌ترین جریان گرم، وجود ندارد. با این حال، در محل تقریباً پینچ، ما باید از قوانین طراحی پینچ پیروی کنیم، در غیر این صورت، به سرعت یک نقض در یکی از جفت‌ها اتفاق می‌افتد. ما نمودار شبکه را ایجاد می‌کنیم و با توجه به این که کل بارهای حرارتی در جریان‌های گرم به اندازه ۲/۵ kW از کل بارهای حرارتی در جریان‌های سرد بیشتر می‌شود، مفید است که بارهای حرارتی را در هر جریان درست در بالا و پایین تقریباً پینچ قرار دهیم. با گذاشتن ۲۴۰ kW بر جریان ۳ جریان ۲ را با جریان ۳ جفت می‌کنیم و همچنین، با گذاشتن ۹۷/۵ kW بر جریان ۴، جریان ۴ را با جریان ۱ جفت می‌کنیم. این کار، ۱۲/۵ kW را بر جریان ۱ بر جای می‌گذارد که در بالای پینچ برآورده نشده است و از آنجایی که ما از یوتیلتی گرم استفاده نمی‌کنیم، این مقدار باید از طریق جریان ۲ تهیه شود. در پایین پینچ، همان‌طور که در مورد یک مسئله پینچ شده وجود دارد، شبکه را توسعه می‌دهیم و در نهایت به شبکه موجود در شکل (۴-۲۱) می‌رسیم. قابل توجه است که در این حالت، هندسه شبکه تقریباً با هندسه مسئله پینچ شده با $\Delta T_{min} = 10°C$ (شکل (۲-۱۸)) یکسان است. تنها تفاوت‌ها، تغییرات جزئی در بارهای روی مبدل‌های منفرد و جایگزینی هیتر در جریان ۱ توسط یک مبدل حرارتی با جریان ۲ است.



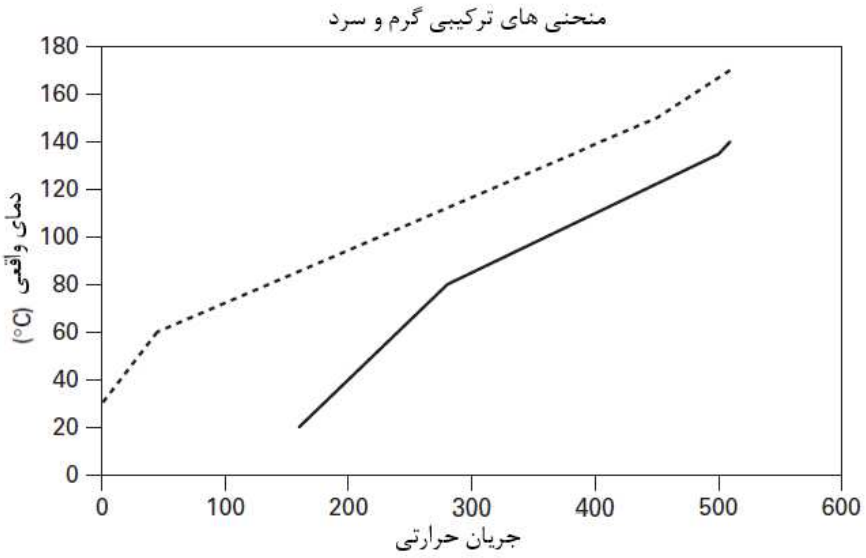
شکل ۴-۱۸: منحنی‌های ترکیبی برای مسئله آستانه (ΔT_{min}=5° C)



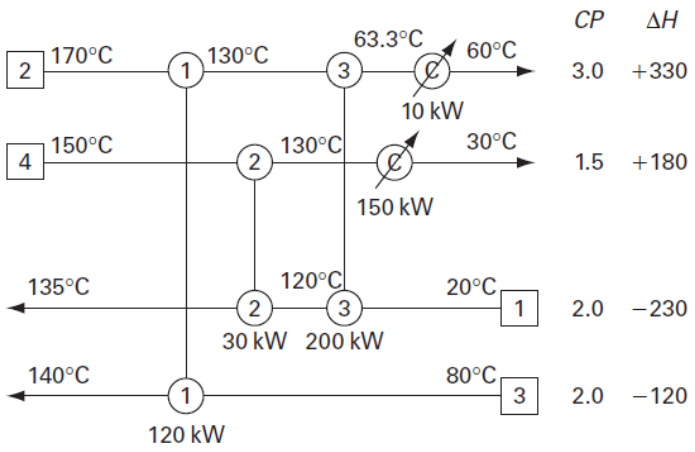
شکل ۴-۱۹: شبکه برای مسئله آستانه (ΔT_{min}=۵° C)

دسته دیگر مسئله آستانه را می‌توان با نصف کردن CP در جریان ۳ تا ۲/۰ kW/K ایجاد کرد. منحنی‌های ترکیبی در شکل (۴-۲۲) نشان داده شده است. نیاز خنک‌سازی خالص ۱۶۰ kW است. ما طراحی شبکه را در انتهای بدون یوتیلتی (گرم) شروع می‌کنیم.

CPهای جریان‌های گرم ۳ و ۱/۵ و برای جریان‌های سرد، ۲ و ۲ است. اگر این مکان، یک پینچ بود، برای برآورده کردن معیار CP در پایین پینچ، باید یکی از جریان‌های سرد را تقسیم کنیم؛ سپس به همین ترتیب، باید یک جریان گرم را برای برآوردن تعداد معیار جریان‌ها تقسیم کنیم. با این وجود، از آنجایی که این مورد یک مسئله آستانه است، ما آزادی عمل بیشتری داریم، گرچه باید مراقب باشیم که اختلاف دما در جریان ۴ به وجود نیاید. ما داغ‌ترین جریان گرم (۲) را با داغ‌ترین جریان سرد (۳) جفت می‌کنیم و می‌توانیم جریان دوم را مشخص کنیم، در حالی که دمای جریان ۲ را تا ۱۳۰ °C کاهش می‌دهیم. به همین ترتیب، جریان ۴ را می‌توان با جریان ۱ جفت کرد و اگر معیار $\Delta T_{min} = 10°C$ را حفظ کنیم، می‌توانیم دمای آن را تا ۱۳۰ °C پایین آوریم. پس از این، جریان ۲ با CP بالاتر خود می‌تواند زمام امور را به دست بگیرد. اضافه کردن دو کولر، شبکه شکل (۴-۲۳) را ارائه می‌دهد. هیچ انشعاب جریانی مورد نیاز نیست. توجه داشته باشید که یکی از کولرها بسیار کوچک است و می‌توان آن را با انتقال ۱۰ kW به سرتاسر یک مسیر از طریق مبدل‌های ۲ و ۳ حذف کرد، اما ΔT_{min} در انتهای گرم جفت ۳ فقط ۵ °C خواهد بود.



شکل ۴-۲۰: منحنی‌های ترکیبی برای مسئله آستانه جایگزین



شکل ۴-۲۱: شبکه برای مسئله آستانه جایگزین

۴-۵-۲- محدودیت‌ها

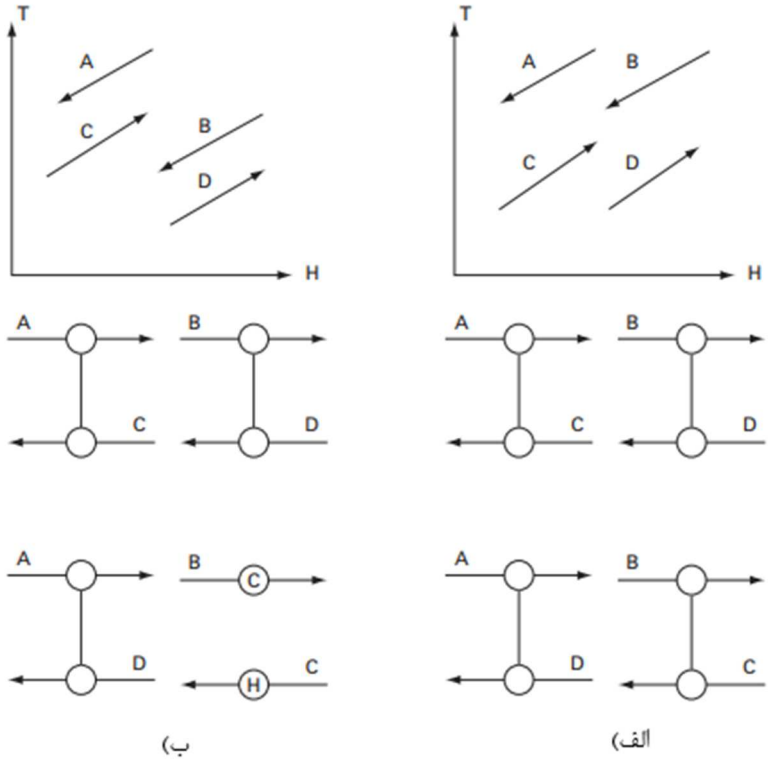
طراحان هنگام طراحی شبکه‌های مبدل حرارتی، همیشه با محدودیت‌های بیشتری نسبت به موارد کاملاً ترمودینامیکی روبه‌رو هستند. دو مورد مهم در این بخش در نظر گرفته شده است؛ جفت‌های ممنوع و تحمیلی.

۴-۵-۲- جفت‌های ممنوع

دلایل زیادی وجود دارد که یک طراح بخواهد اجازه ندهد که یک جفت بین هر جفت معینی از جریان‌ها باشد، به عنوان مثال مشکلات خوردگی و ایمنی، خط لوله‌های طولانی مورد نیاز و یا کنترل‌پذیری. اعمال یک جفت ممنوع بر روی یک طرح ممکن است که بر بازیابی انرژی احتمالی شبکه تأثیر بگذارد یا خیر.

در بالای شکل (۴-۲۴) (الف) و (ب) چهار جریان، دو جریان گرم (A و B) و دو جریان سرد (C و D) نشان داده شده است. در شکل (۴-۲۴) (الف) واضح است که به دلیل این که دمای نسبی مجاز هستند، هر یک از A یا B ممکن است با هر یک از C یا D جایگزین شوند. مجاز ندانستن یک جفت بین مثلاً A و C، فرصت‌های تولید طراحی MER را از بین می‌برد. با این حال، در شکل (۴-۲۴) (ب) مشاهده می‌شود که B برای تبادل با C به اندازه کافی گرم نیست، بنابراین اگر قرار است که یک طراحی MER تولید شود، یک جفت بین A و C

ضروری است. بنابراین، نتیجه منع جفت A-C، افزایش در یوتیلتی‌هایی است که در پایین شکل (۴-۲۴) (ب) نشان داده شده است. روش‌های هدف‌گذاری اصلی نشان نمی‌دهد که آیا محدودیت جفت ممنوع بر روی هدف انرژی تأثیر خواهد گذاشت یا خیر، اگر تأثیرگذار باشد، تا چه اندازه. با این حال، روش برنامه نویسی خطی (LP) سردا و همکاران (۱۹۸۳) دقیقاً این مشکل را حل می‌کند. نرم‌افزار پیشرفته دیگری با امکان پذیر ساختن حفظ ویژگی همه جانبه هدف‌گذاری انرژی حتی با مشکل محدودیت، این امر را در بر می‌گیرد. این به طراح این امکان را می دهد که دقیقاً تعیین کند که چه جریمه انرژی برای محدودیت و محرک هزینه برای غلبه بر آن (به عنوان مثال با استفاده از یک طراحی مکانیکی متفاوت و احتمالاً گران تر) می پردازد. در برخی موارد، هدف‌گذاری منطقه‌ای می‌تواند جایگزین ساده‌تری باشد. برای طراحی شبکه، ساده‌ترین روش، تولید یک طراحی MER «بدون محدودیت» با روش طراحی پینچ، با اجتناب از جفت‌های ممنوع و سپس، اصلاح آن به لحاظ محدودیت و هدف انرژی اصلاح شده است. اگر یک جفت پینچ ضروری ممنوع باشد، در این صورت جریمه انرژی به وجود خواهد آمد. آنالیز دقیق‌تر توسط اُیانگ و همکاران (۱۹۸۸)، اُیانگ (۱۹۸۹) و سردا و وستبرگ (۱۹۸۳) ارائه شده است.



شکل ۴-۲۲: تصویر جفت‌های ممنوع

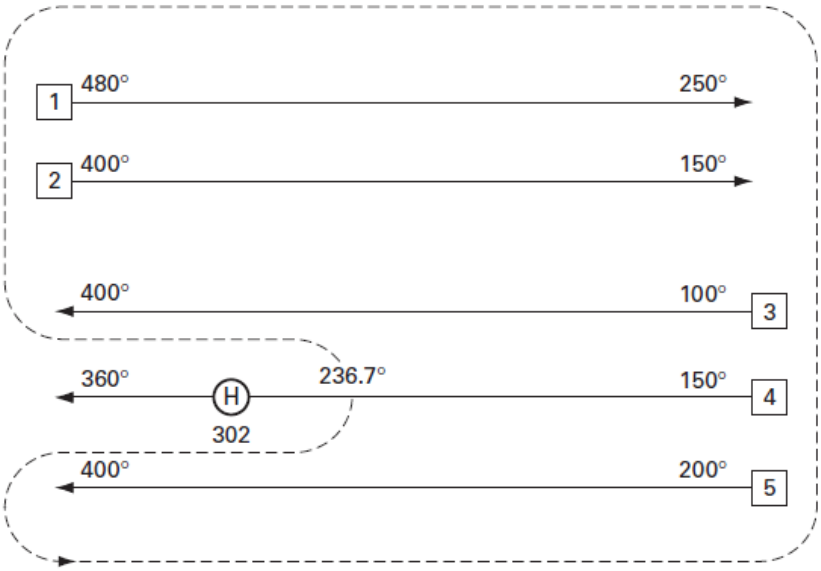
۴-۵-۲-۲- جفت‌های تحمیلی و RPA

ثانیاً به محدودیت جفت‌های تحمیلی نگاه می کنیم. به دلایل عملکردی (مانند راه اندازی و کنترل)، چیدمان، و به منظور استفاده مجدد از واحدهای موجود در "بازسازی‌ها"، طراح ممکن است بخواهد جفت خاصی را در طراحی خود لحاظ کند. فرض کنید در مسئله مثال نشان داده شده در شکل (۴-۲۵)، طراح به دلایل راه اندازی و کنترل به یک هیتر در جریان ۴ نیاز دارد. تجزیه و تحلیل داده‌ها کل نیاز به گرمایش یوتیلتی را ۳۰۲ واحد و بدون نیاز به سرمایش نشان می دهد. به منظور برآورده کردن همزمان هدف کنترل و الزامات حداقل تعداد واحد، طراح مایل است کل کار گرمایشی را بر روی جریان ۴ قرار دهد. سوال این است که آیا این مرحله طراحی به شانس وی برای دستیابی به طرح MER لطمه می زند؟ روش آزمایش برای این، تجزیه و تحلیل "مشکل باقی مانده" است که با خط نقطه چین در شکل (۴-۲۵)

نشان داده شده است. یعنی رویه هدف گیری انرژی را برای جریان‌های ۱، ۲، ۳ و ۵ و بقیه جریان ۴ پس از قرار دادن هیتر اعمال کنید. با اعمال این روش، دو نتیجه ممکن است. یا مشکل باقیمانده به گرمایش یوتیلتی نیاز نخواهد داشت، در این صورت قرارگیری هیتر به طراحی MER لطمه نمی زند، یا مشکل باقیمانده به گرمایش X و خنک کننده X نیاز دارد، در این صورت نمی توان بار کامل هیتر را روی جریان ۴ قرار داد تا برای طراحی MER قابل دستیابی باشد.

فرض کنید که هدف انرژی برای "مشکل باقیمانده" ۶۰ واحد باشد. این بدان معناست که هیتر در جریان ۴ به خوبی برای راه اندازی قرار دارد اما برای یکپارچگی حرارتی موثر نیست. اگر تمام ۳۰۲ واحد بار حرارتی حالت پایدار در جریان ۴ قرار گیرد، جریمه کلی ۶۰ واحد متحمل می‌شود. هدف‌گذاری مجدد با بارهای مختلف در جریان ۴ می‌تواند یک حد وسط مناسبی را آشکار کند، به عنوان مثال، قرار دادن ۱۸۰ واحد یوتیلتی در جریان ۴ (برای بار راه اندازی و حالت پایدار) می‌تواند بدون جریمه امکان پذیر باشد. حداقل یک هیتر دیگر، که ۱۲۲ واحد را در بر دارد، در جریان دیگر مورد نیاز خواهد بود؛ با این حال، با انتخاب دقیق ساختار شبکه و بارهای مبدل حرارتی، در صورت حذف مبدل در جای دیگر، ممکن است یک واحد اضافی لازم نباشد.

RPA را می‌توان با توجه به اهداف انرژی و هزینه سرمایه انجام داد و پس از قرار دادن مبدل‌ها و همچنین هیتر و کولر، قابل استفاده است. این یک یوتیلتی مفید است که به طراح این امکان را می‌دهد تا تأثیر تصمیمات طراحی کلیدی را در حین هدف‌گذاری ارزیابی کند. ویژگی‌های طراحی از جمله «هیتر اولیه در جریان ۴، از ۱۸۰ واحد بیشتر نیست»، به راحتی در یک مرحله اولیه پذیرفته می‌شود و اساس کار طراحی بعدی را تشکیل می‌دهد.



شکل ۴-۲۳: آنالیز مسئله باقیمانده

۴-۶- پینچ‌های چندگانه و پینچ‌های تقریبی

۴-۶-۱- تعریف

تاکنون، ما یک پینچ منفرد و نسبتاً واضح را فرض کرده و دور از آن طراحی کرده‌ایم. با این حال، بسیاری از فرآیندها دارای نواحی دیگری با جریان حرارتی خالص کم هستند که می‌توان آن‌ها را **نزدیک پینچ**[1] نامید و یا در جایی که در یک محدوده دمایی وسیع توسعه می‌یابند، **مناطق پینچ**[2] نامیده می‌شوند. حتی ممکن است **پینچ‌های چندگانه**[3] وجود داشته باشد که هرکدام دارای جریان حرارتی خالص صفر هستند. همه این‌ها با نگاه کردن به GCC به راحتی مشخص می‌شوند. برای در نظر گرفتن این مسئله، ممکن است نیاز باشد که طراحی شبکه اصلاح شود. پینچ‌های چندگانه و تقریباً پینچ، نقطه‌ای اضافی را نشان می‌دهد که در آن طراحی شبکه بسیار محدود است و ممکن است نیاز باشد تا در این نقطه قوانین پینچ

[1] Near-pinches
[2] Pinch regions
[3] Multiple pinches

مجدداً اعمال شوند. سپس شبکه‌ای که با کار کردن دور از هر دو پینچ طراحی می‌شود، در وسط تشکیل می‌شود.

برای یک پینچ تقریبی، جریان حرارتی Q_n را می‌توان از طریق جدول مسئله محاسبه کرد. این شبکه می‌تواند به گونه‌ای طراحی شود که گویی این یک پینچ واقعی است، اما می‌تواند کاهش یابد که امکان انتقال حداکثر تا Q_n را در تمام نقاط پینچ تقریبی، بدون آسیب رساندن به هدف کلی انرژی فراهم کند. نقض‌های بزرگ تر به معنای این است که در واقع، این به پینچ جدید تبدیل می‌شود. از آنجایی که این پینچ به جای این که بر طبق داده‌های جریان، ذاتی باشد، با انتخاب ساختار شبکه ایجاد می‌شود، به این دلیل به آن، پینچ شبکه می‌گویند.

یکی از دلایل مکرر استفاده از پینچ‌های اضافی، استفاده از یوتیلتی‌های چندگانه است. همان‌طور که در بخش (۳-۴-۴) بحث شده است، اگر استفاده از یوتیلتی کم ارزش به حداکثر برسد، این امر، یک یا چند پینچ یوتیلتی را فراهم می‌کند. در هنگام طراحی چنین شبکه‌هایی، باید از یک نمودار **شبکه متعادل**[1] استفاده کرد، از جمله جریان‌های یوتیلتی و به ویژه آن‌هایی که پینچ‌های یوتیلتی را ایجاد می‌کنند.

۴-۶-۲- طراحی شبکه با پینچ‌های چندگانه

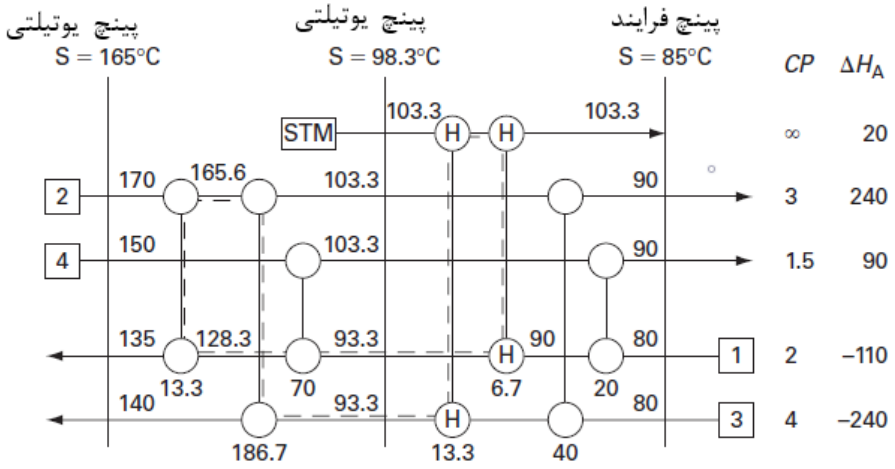
بگذارید به مثال چهار جریانی خود برگردیم. در بخش (۳-۴-۶)، دریافتیم که اگر بخار در کمترین دمای شیفت یافته ممکن، یعنی ۹۸/۳ °C تأمین شود، علاوه بر پینچ فرآیند در °C ۸۵، دو پینچ یوتیلتی جدید در دمای $S = 165°C$ و ۹۸/۳ °C ایجاد می‌شود. این امر چه تأثیری بر شبکه دارد؟

در مرحله اول، ما نمودار شبکه متعادل خود را خواهیم ساخت که سه پینچ را نشان می‌دهند و به وضوح شامل بخار با دمای پایین، به عنوان یک جریان اضافی است.

فلسفه روش طراحی پینچ این است که طراحی را از همان نقطه شروع کنید و دور شوید. با این وجود، در جایی که دو یا چند پینچ وجود داشته باشد، طراحی دور از هر یک از دو منطقه و در بین آن‌ها می‌تواند به وضوح منجر به یک «برخورد» شود. توصیه این است که ابتدا طراحی را دور از محدودترین پینچ انجام دهید. در اینجا، بالای پینچ فرآیند در دمای °C

[1] Balanced grid

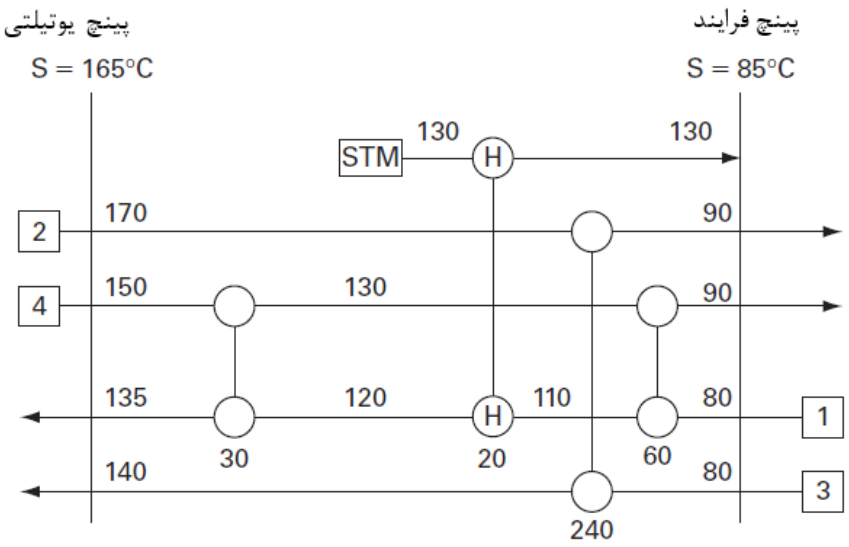
۸۵ ، ما با معیارهای CP مجبور می‌شویم که جریان ۲ را با جریان ۳ و جریان ۴ را با جریان ۱ جفت کنیم، مانند قبل، در حالی که در پایین پینچ یوتیلتی در ۹۸/۳ °C، یک گزینه اضافی داریم که استفاده از یک جریان بخار با CP بی‌نهایت است. بنابراین ما از پینچ فرآیند به سمت بالا عمل می‌کنیم و می‌بینیم که می‌توانیم جریان‌های گرم ۲ و ۴ را در این بازه مشخص کنیم و بارهای باقیمانده را در جریان‌های سرد ۱ و ۳ قرار دهیم که باید توسط دو گرمکن بخار جداگانه تأمین شود. به همین ترتیب، در قسمت بالای پینچ موجود در ۹۸/۳ °C، همان محدودیت‌ها در جفت‌ها اعمال می‌شود، در حالی که ما فقط یک جریان (۲) داریم که در واقع در پینچ ۱۶۵ °C قرار دارد - این جفت‌ها در ΔT_{min} نیستند و ما توانایی تغییر داریم. بنابراین، با طراحی به سمت بالا، جریان‌های ۴ و ۳ را مشخص می‌کنیم و خود ما با توجه به بار باقیمانده ۱۳/۳ kW در جریان‌های ۲ و ۱ می‌فهمیم که آن‌ها به همین دلیل در انتهای بالایی جفت شده‌اند. این امر شبکه بالای پینچ را ارائه می‌دهد که در شکل (۴-۲۶) نشان داده شده است.



شکل ۴-۲۴: شبکه متعادل برای مسئله چهار جریانی در بالای پینچ فرآیند با حداقل دمای بخار

بلافاصله مشخص می‌شود که در جایی که ما فقط به سه واحد در بالای پینچ - یک هیتر و دو مبدل نیاز داریم، ما سادگی زیبای شکل (۲-۱۸) را از دست داده‌ایم. اکنون هفت مورد داریم که برخی از آن‌ها بسیار کوچک هستند. مانند مواردی که در شکل (۴-۲۶) به صورت خط چین نشان داده شده است که از هر دو جفت با بخار LP عبور می‌کنند، ما می‌توانیم با

جابجایی بارهای حرارتی در اطراف حلقه‌ها، بعضی از این موارد را حذف کنیم. با جابجایی بارها در یک جهت یا مسیر دیگری در اطراف حلقه، هر کدام از دو هیتر حذف می‌شود، اما باعث نقض ΔT_{min} نیز می‌شود. به جای بازگرداندن آن، با انتقال حرارت از طریق پینچ فرآیند می‌توانیم دمای بخار را به سمت بالا تغییر دهیم تا این تخلف برطرف شود. همچنین به خاطر می‌آوریم که یک زیر مجموعه جریان در بالای پینچ داریم - جریان‌های ۲ و ۳ بارهای حرارتی برابری دارند. حفظ آن و قرار دادن کل بار هیتر بر جریان ۱ مفید خواهد بود. آیا ما یک روش آسان برای ارزیابی این وضعیت داریم؟ بله، داریم - RPA! (بخش ۴-۵-۲-۲). ما جفت بین جریان‌های ۲ و ۳ را بیرون می‌کشیم، بارهای حرارتی آن‌ها را در بالای پینچ از طریق داده‌های جریان و هدف‌گذاری مجدد حذف می‌کنیم. اکنون ما یک GCC جدید برای مسئله باقیمانده داریم و CP خالص بالای پینچ آن، ۰/۵ است. از آنجایی که ما ۲۰ kW یوتیلتی گرم داریم، می‌بینیم که برای برآورده کردن جانمایی مناسب، باید این گرما را ۴۰ °C بالاتر از پینچ، یعنی در S = 125°C یا دمای واقعی ۱۳۰ °C تأمین کنیم. همان‌طور که در شکل (۴-۲۷) نشان داده شده است، اکنون ما شبکه‌ای بسیار ساده‌تر، شامل تنها چهار واحد بالای پینچ داریم، اگرچه ما هنوز یک جفت چرخه‌ای در جریان ۱ داریم.



شکل ۴-۲۵: شبکه متعادل بالای پینچ فرآیند با سطح بخار افزایش یافته برای ساده سازی شبکه

به یاد می‌آوریم که شبکه اصلی بالای پینچ ما ۳ واحد نیاز دارد تا جریان ۱ با استفاده از یوتیلتی گرم تا ۱۳۵ °C گرم شود، که بنابراین باید در دمای ۱۴۵ °C باشد. برعکس، ما همچنین می‌توانیم تمام بار هیتر را روی جریان ۳ قرار دهیم. با استفاده از هدف‌گذاری مجدد و طراحی شبکه، متوجه می‌شویم که اکنون ۵ واحد نیاز داریم (زیرا در این حالت هیچ برابری زیر مجموعه امکان‌پذیر نیست)، اما بخار فقط باید در $S = 105°C$ تأمین شود. بنابراین، به‌طور کلی، همان‌طور که در جدول (۴-۳) نشان داده‌ایم، بین تعداد واحدها و دمای ورودی بخار، یک تعامل واضح و روشن داریم.

جدول ۴-۳- خلاصه شبکه‌های جایگزین با دمای ورودی بخار متفاوت

موقعیت هیتر	واحدهای پینچ بالایی	دمای جریان (شیفت داده شده) (ºC)	دمای جریان (واقعی) (ºC)
فقط جریان ۱	۳	۱۴۰	۱۴۵
فقط جریان ۱	۴	۱۲۵	۱۳۰
فقط جریان ۳	۵	۱۰۵	۱۱۰
جریان ۱ و ۳	۷	۹۸/۳	۱۰۳/۳

۴-۷- طراحی بازسازی[1]

۴-۷-۱- استراتژی‌های جایگزین برای تغییر فرآیند

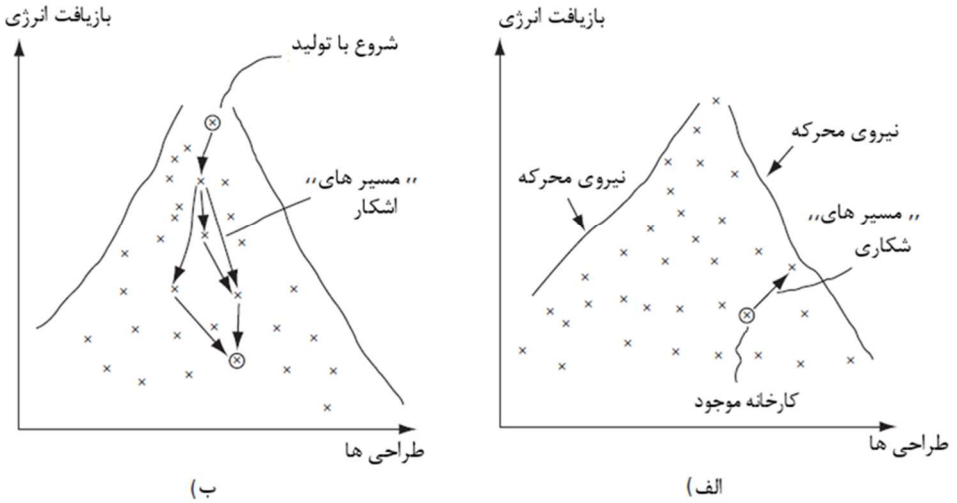
وضعیت ایده‌آل برای طراحی شبکه مبدل‌های حرارتی جایی است که فرد در حال طراحی کارخانه جدید است و می‌تواند با یک صفحه تمیز کاغذ شروع به کار کند. متأسفانه، این یک وضعیت نسبتاً نادر است.

[1] Retrofit design

برای بسیاری از ما کاملا معمول است که با کار آنالیز یک کارخانه موجود روبه‌رو شویم و ببینیم آیا می‌توانیم برای کاهش انرژی و آلاینده‌های گازی و افزایش سودآوری، اصلاحاتی را ایجاد کنیم. این موضوع به عنوان یک وضعیت **بازسازی**[1] یا **تغییر**[2] شناخته می‌شود.

استراتژی که برای مسائل بازسازی استفاده می‌شود، باید با استراتژی که برای طراحی جدید است، کمی متفاوت باشد. در حقیقت، حداقل سه رویکرد متفاوت امکان‌پذیر است:

۱. طراحی MER را برای یک کارخانه جدید توسعه دهید، اما در صورت وجود یک انتخاب، جفت‌هایی را که از قبل در شبکه فعلی وجود دارند، مورد تأیید قرار دهید. این می‌تواند به ما کمک کند تا از بین جفت‌های پینچ جایگزین انتخاب کنیم و مطمئناً هنگام انتخاب جفت‌ها در مناطق کمتر محدود به دور از پینچ، این یک معیار اصلی است. با توجه به شکل (۴-۲۸)، پیکربندی طراحی فعلی را در نظر گرفته و هم در طراحی MER و هم در طول کاهش، در جهت آن فعالیت می‌کنیم. این رویکرد مورد استفاده در اولین مطالعات پینچ، از جمله مواردی است که در بخش‌های (۹-۲) و (۹-۳) شرح داده شده است.



شکل ۴-۲۶: استراتژی طراحی برای تغییرات

[1] Retrofit
[2] Revamp

۲. با شبکه موجود شروع کنید و به سمت طراحی MER فعالیت کنید. ما ΔT_{min} فعلی را در نظر گرفته و اهداف و دمای پینچ را محاسبه می‌کنیم. حالا مبدل‌ها، هیترها و کولرهای موجود را روی نمودار شبکه ترسیم می‌کنیم و می‌بینیم که کدام یک از آن‌ها ناقض پینچ هستند. سپس می‌توانیم روش‌های اضافه کردن جفت‌های جدید را شناسایی کرده تا این مشکلات را اصلاح کنیم. این رویکرد توسط تی جوی و لینهوف (۱۹۸۶) شرح داده شده است؛ بخش (۹-۳-۶) با استفاده از این رویکرد، یک شبکه را توسعه می‌دهد و آن را با روشی مقایسه می‌کند که با شروع در شبکه MER ایجاد شده است.

۳. با شبکه موجود شروع کنید و مهم‌ترین تغییرات مورد نیاز را در ساختار شبکه شناسایی کنید تا کاهش قابل توجهی در انرژی به دست آورید. اگر طراحی MER از نظر پیکربندی با طرح موجود آنقدر متفاوت باشد که واقعاً مغایر باشند، همان‌طور که در بخش (۴-۴-۳) است، این روش مناسب خواهد بود. با این حال، آسانته و زو (۱۹۹۷) نشان دادند که این موضوع در سایر شرایط نیز بسیار مؤثر است. دیدگاه اصلی، **پینچ شبکه** است که به طور مستقیم نشان می‌دهد چگونه ساختار شبکه بر روی اهداف انرژی تأثیر می‌گذارد.

بسته به شرایط، هر ترکیبی از این سه رویکرد می‌تواند برای بازسازی ارزشمند باشد. به عنوان مثال، می‌توان (۱) با کاهش با توجه به شبکه MER و (۲) با شناسایی نقض‌های پینچ با توجه به شبکه موجود عمل کرد و در وسط به هم می‌رسند. در حالت ایده‌آل، ما خودمان یک راهبرد چند مرحله‌ای پیدا می‌کنیم و به تدریج جفت‌های جدیدی را به شبکه موجود اضافه می‌کنیم تا به طراحی MER نزدیک شویم. سپس، می‌توانیم صرفه‌جویی انرژی و هزینه را برای هر جفت جدید و هزینه احتمالی سرمایه آن را ارزیابی کنیم و معیارهای اقتصادی را اعمال کنیم تا ببینیم تا چه اندازه ارزش دارد. نمونه بسیار خوبی از چنین راهبردی در مطالعه موردی کارخانه آروماتیک در بخش (۹-۳) آورده شده است.

شکل (۴-۲۸) نمایش نسبتاً شماتیکی را از تعداد طرح‌های عملی شبکه در برابر بازیابی انرژی نشان می‌دهد. تعداد در حداکثر بازیابی انرژی پراکنده است، اما گاهی اوقات به میزان زیادی افزایش می‌یابد، زیرا نیروهای محرکه افزایش می‌یابند و بازیابی انرژی کم می‌شود. طرح موجود یکی از طرح‌های بسیار نسبت به پایه «هرم» است. کار کردن از این طراحی به

سمت بالا و تلاش برای یافتن طرح MER، می‌تواند مشکل ساز باشد، زیرا بهترین طراحی به طور معمول با مسیرهای واضح در محدوده مناسبی از مراحل تکاملی قرار نخواهد گرفت (شکل (۴-۲۸) (الف)). با این حال، با شروع طراحی MER در نوک هرم می‌توان نمایی کلی از فضای پاسخ (شکل (۴-۲۸) (ب)) ارائه داده و مسیرهای تکاملی آشکاری را به سمت شبکه فعلی به دست آورد. مجدداً، دو رویکرد می‌توانند «در وسط قرار بگیرند».

۴-۷-۲- بهینه سازی شبکه

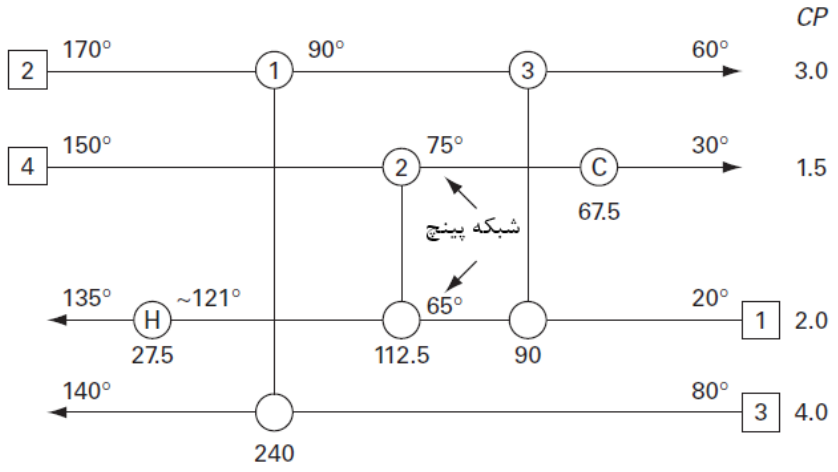
طراحی شبکه دو چالش مجزا را ارائه می‌کند: یافتن ساختار اصلی و بهینه‌سازی اندازه مبدل‌ها. تکنیک‌های پینچ مخصوصاً در زمینه اول مفید هستند، ساختارهایی را که ذاتاً نمی‌توانند به سطوح بالایی از بازیابی گرما برسند، به دلیل نقض فشار، از بین می‌برند. با این حال، روش‌های اساسی که تاکنون توضیح داده شد، وضعیت را بیش از حد ساده می‌کند. برای مثال، هم در طراحی جدید و هم در تقلیل شبکه ، باید به خاطر داشته باشیم که تحمیل ΔT_{min} بر روی همه جفت‌ها در سراسر شبکه یک محدودیت دلخواه برای ساده کردن مسئله است. اما «در کشور نابینایان، مرد یک چشم پادشاه است». این تکنیک‌ها به طراح این امکان را می‌داد که نسبتاً به راحتی به یک شبکه قابل اجرا برسد و بفهمد که چگونه به آنجا رسیده است.

در واقعیت، حضور و اندازه جفت‌های موجود، مقرون به‌صرفه‌ترین اصلاحات شبکه را ایجاد می‌کند. غالباً معقول است که بارها را بین مبدل‌ها جابجا کنیم (حتی با پذیرفتن یک نقض کوچک) تا بتوانیم برخی از آن‌ها را در محل مورد نیاز خود حفظ کنیم. در عمل، این امر را می‌توان در مطالعه موردی تقطیر مواد آلی در بخش (۹-۴) مشاهده کرد. بزرگ کردن یک جفت به جای افزایش تدریجی مساحت به دو یا چند مبدل، به طور قابل توجهی آسان‌تر و ارزان‌تر خواهد بود (مخصوصاً یک جفت جدید که از نظر اندازه، آزادی کامل داشته باشد). برای رسیدن به این هدف، ما باید بتوانیم روابط بین مساحت مبدل‌ها، بارهای حرارتی و دما را در کل شبکه محاسبه کنیم. محاسبات دستی خسته کننده است و با استفاده از نرم‌افزار طراحی شبکه، در صورت وجود، یا با تنظیم یک صفحه گسترده با معادلاتی برای بارهای حرارتی جریان و وظایف مبدل، محاسبه به بهترین وجه می‌تواند انجام شود؛ اغلب برای دستیابی به همگرایی، تکرار ضروری است.

۴-۷-۳- پینچ شبکه

بگذارید به مثال چهار جریانی خود و طرح شبکه در شکل (۴-۲۹) بازگردیم که حداقل تعداد واحد به دست می‌آید (پنج واحد - یک هیتر، یک کولر و سه مبدل، برای شش جریان فرآیند و یوتیلتی). $\Delta T_{min} = 10°C$ و اهداف، ۲۰ kW یوتیلتی گرم و ۶۰ kW یوتیلتی سرد است. با این حال، با این شبکه ما قادر به دستیابی به کمتر از ۲۷/۵ kW گرمایش و ۶۷/۵ kW سرمایش بدون نقض ΔT_{min} نیستیم. بدیهی است، پیکربندی شبکه انتخابی محدودیتی را تحمیل می‌کند که مانع دستیابی به اهدافمان می‌شود. یک روش، شناسایی نقض‌کننده پینچ است؛ با پینچ در $S = 85°C$، می‌توان نشان داد که جفت ۲ تا حدی از طریق پینچ است. با این وجود، یافتن جفتی که بازیابی گرما را محدود می‌کند، یک جایگزین است- **جفت پینچ کننده** - و نقطه‌ای که در آن، این اتفاق می‌افتد - **پینچ شبکه** است. این‌ها را می‌توان نقطه‌ای دانست که مبدل‌های موجود به ΔT_{min} می‌رسند و در شکل (۴-۲۹) می‌توان مشاهده کرد که این اتفاق در انتهای سرد جفت ۲ رخ می‌دهد.

اگر ΔT_{min} را تا صفر کاهش دهیم، نتیجه مشابهی به دست می‌آید. بارهای مبدل‌های ۱ و ۳ بدون تغییر هستند، اما جریان ۲ را می‌توان تا ۶۵ °C پایین آورد، بار مبدل ۲ به ۱۲۷/۵ kW افزایش می‌یابد و نیازهای یوتیلتی گرم و سرد به ترتیب به ۱۲/۵ و ۵۲/۵ kW کاهش می‌یابند. با این حال، این مقدار حتی بیشتر از اهدافی است که برای $\Delta T_{min} = 0$ (یک مسئله آستانه) ۰ و ۴۰ kW هستند.



شکل ۴-۲۷: شبکه u_{min} برای مثال چهار جریانی

با مشخص شدن پینچ شبکه، چه کاری می‌توانیم درباره آن انجام دهیم؟ آسانته و زو چهار رویکرد ممکن را شناسایی کردند:

۱- ترتیب دهی مجدد[1]: ترتیب دو مبدل را می‌توان تغییر داد و این گاهی باعث بازیابی بهتر گرما می‌شود. به عنوان مثال، مبدل ۳ می‌تواند در انتهای گرم جریان ۱، قبل از جریان ۲ قرار بگیرد. هنوز هم مانند قبل، گرما را بین جریان‌های ۲ و ۱ تبادل می‌کند، اما در یک موقعیت متفاوت شبکه. با این وجود، در این شبکه مشخص می‌شود که هرگونه ترتیب دهی مجدد به جای بهبود بازیابی گرما، بدتر می‌شود.

۲- انتقال مجدد از طریق لوله[2]: این مورد شبیه به ترتیب دهی مجدد است، اما یک یا هر دو جریان جفت شده با وضعیت فعلی می‌تواند متفاوت باشد. بنابراین، به عنوان مثال، مبدل ۳ می‌تواند برای جفت کردن جریان‌های ۴ و ۱ یا ۲ و ۳ یا ۴ و ۳ استفاده شود. از طرف دیگر، یک آزمایش کوچک نشان می‌دهد که انجام این کار در این حالت هیچ فایده‌ای به همراه ندارد.

[1] Resequencing
[2] Repiping

۳- اضافه کردن یک جفت جدید[1]: از این روش می‌توان برای تغییر بار در یکی از جریان‌ها در **جفت پینچ کننده** استفاده کرد. در این حالت، مبدل جدید ۴ با تغییر دمای انتهای سرد در جفت ۲ به سمت بالا، می‌تواند بین جریان‌های ۴ و ۱، زیر مبدل ۲ اضافه شود. در این صورت، اهداف می‌توانند محقق شوند؛ در واقع، ما شبکه MER خود را بازیابی کرده‌ایم (شکل (۴-۱۴) (الف)).

۴- تقسیم[2]: یک جریان را تقسیم کنید، دوباره بار را بر روی جریانی که در **جفت پینچ کننده** است، کاهش دهید. در اینجا، جریان ۱ می‌تواند به نحوی تقسیم شود که جریان ۲ بتواند بدون متحمل شدن نقض ΔT_{min} در انتهای پایین به دمای پایین‌تری برسد. در عمل، تقسیم جریان در هر دو جریان و دما بسیار نامتقارن خواهد بود و یک پیکربندی ویژه مورد نیاز خواهد بود (به عنوان مثال، دو پوسته در جفت ۲، یکی به طور موازی با جفت ۳ در جریان انشعاب، و دیگری بالاتر از انشعاب جریان).

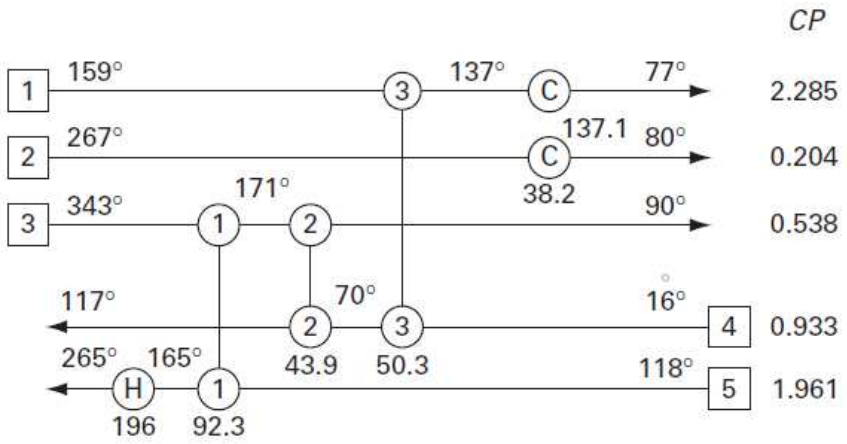
به‌طور کلی، حداقل یکی از این چهار گزینه در دسترس خواهد بود. البته، این ممکن است پینچ شبکه را به سمت یک **جفت پینچ کننده** متفاوت سوق دهد و ممکن است جهت رسیدن به هدف نهایی برای آن ΔT_{min}، مجدداً از این روش استفاده شود.

۴-۷-۴- مثال طراحی شبکه بازسازی

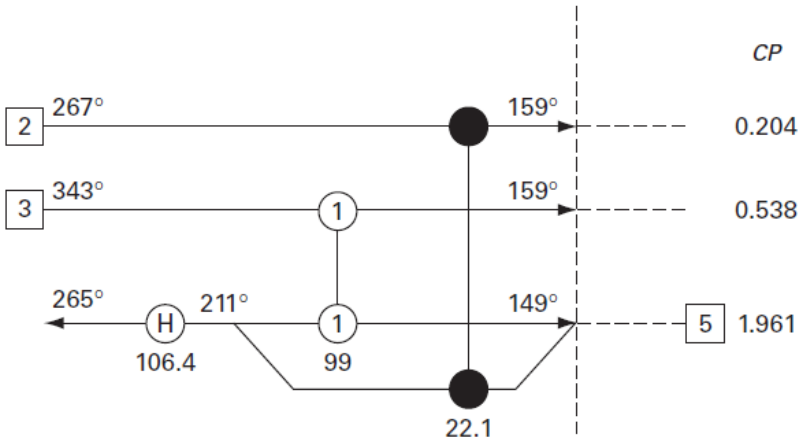
اکنون روش‌های ایجاد تغییرات را بر روی شبکه نشان داده شده در شکل (۴-۳۰) اعمال می‌کنیم و این کار را با مسیری که بر اساس شبکه MER است، شروع می‌کنیم. در $\Delta T_{min} = 10^{\circ}C$، هدف گرمایش یوتیلتی محاسبه شده، $۱۰۶/۴ \times ۱۰^{۲}$ kW و هدف سرمایش یوتیلتی $۸۵/۷ \times ۱۰^{۲}$ kW است. مصرف یوتیلتی گرم فعلی ۱۹۶×۱۰^{۲} kW است، بنابراین محدوده ۴۶ درصدی برای صرفه جویی در مصرف انرژی وجود دارد. با تولید طراحی MER، تنها یک گزینه بالای پینچ وجود دارد و این، در شکل (۴-۳۱) (الف) نشان داده شده است. هیتر و جفت ۱ هر دو در طراحی حالت پایه حضور دارند، اما جفت بین جریان‌های ۲ و ۵ نمایانگر یک جفت «جدید» است. در قسمت پایین پینچ (شکل (۴-۳۱) (ب))، روش طراحی پینچ به یک جفت پینچ نیاز دارد (یعنی بین جریان ۱ و ۵)، که در حالت پایه وجود ندارد.

[1] Adding a new match
[2] Splitting

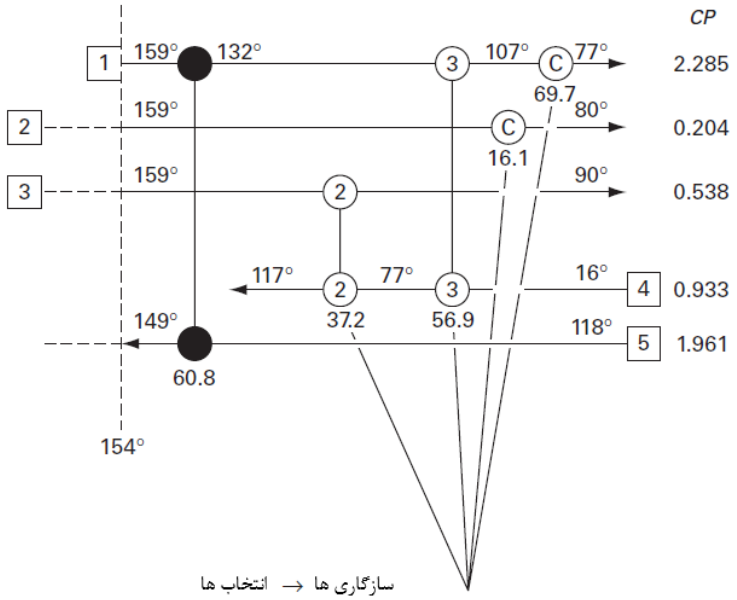
پس از قرار دادن این جفت، گزینه‌های مختلفی برای تکمیل طرح وجود دارد. فلسفه رویکرد اینجا است، در جایی که گزینه‌ها وجود دارند، گزینه‌هایی را انتخاب کنید که همخوانی با طرح موجود را به حداکثر برساند. این فلسفه، طراحی پایین پینچ را تعیین می‌کند که در شکل (۴-۳۱) (ب) نشان داده شده است و از مبدل‌های ۲ و ۳ دوباره استفاده می‌شود و نیازی به جفت‌های جدید بیشتری نیست. با قرار دادن همزمان طرح‌های بالا و پایین پینچ، طرح MER به دست می‌آید که در شکل (۴-۳۲) (الف) نشان داده شده است. این امر به یک انشعاب جریان که در حالت پایه وجود ندارد و نیز دو جفت جدید، نیاز دارد.



شکل ۴-۲۸: نمونه بازسازی؛ شبکه موجود



الف)

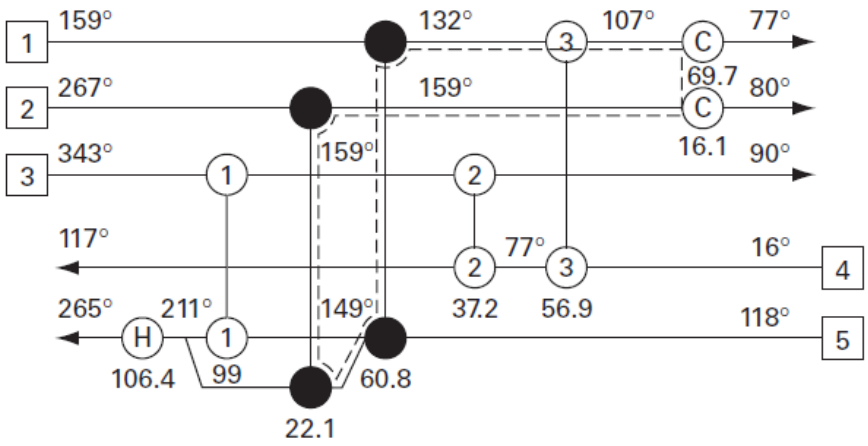


ب)

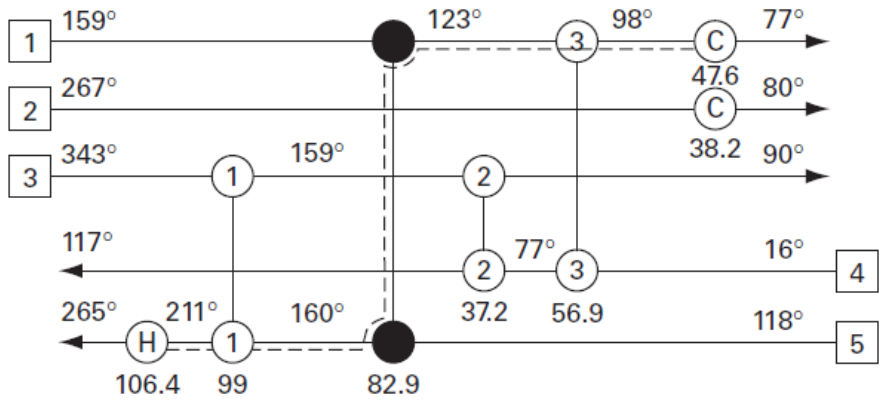
شکل ۴-۲۹: نمونه بازسازی؛ شبکه MER

برای تحقق این طرح با حداقل مصرف انرژی به سمت طراحی حالت پایه، اولین هدف، جفت «جدید» با بار $۲۲/۱\times۱۰^{۲}kW$ است. با حذف این جفت از طریق شکستن حلقه مشخص شد که توسط خط چین در شکل (۴-۳۲) (الف)، شبکه نشان داده شده در شکل (۴-۳۲)

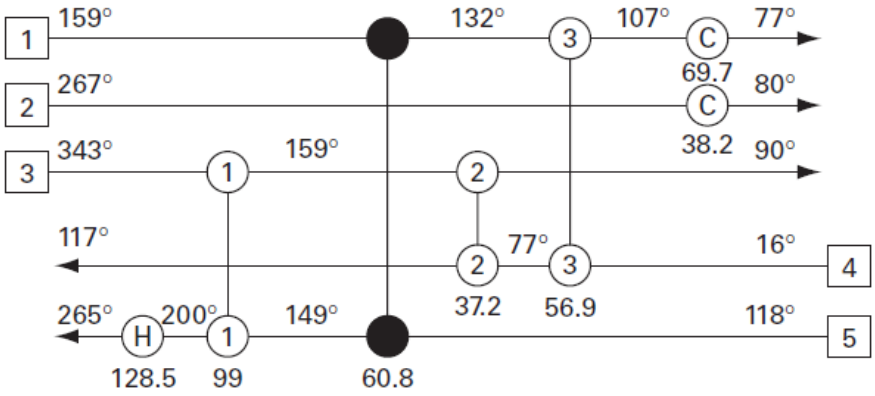
(ب) به دست می‌آید. اکنون این شبکه دو جفت غیرعملی دارد که در طول مسیر نشان داده شده، نیاز به کاهش انرژی دارد. اگر ΔT_{min} بازیابی شود، طراحی نشان داده شده در شکل (۴-۳۲) (ج) به دست می‌آید. توجه کنید که با $۲۲/۱\times۱۰^{۲}$ kW از دست رفته در جفت حذف شده، کاهش ضروری بود. همچنین توجه داشته باشید که کاهش انرژی منجر به حذف انشعاب جریان شده است. شکستن بیشتر حلقه و کاهش انرژی با $\Delta T_{min} = 10°C$، منجر به طراحی شکل (۴-۳۲) (د) می‌شود. توجه کنید که این همان طراحی توپولوژیکی (آرایش واحدها) به عنوان حالت پایه است. با افزایش بار در جفت‌های ۱ و ۳ و کاهش بار در جفت ۲، در مقایسه با حالت پایه، انرژی با انتقال $۹/۴\times۱۰^{۲}$ kW در طول مسیر نشان داده شده، «حفظ شده است». این امر باعث کاهش حداقل ΔT در شبکه (در انتهای سرد مبدل ۲) از ۲۰ تا ۱۰ °C می‌شود.



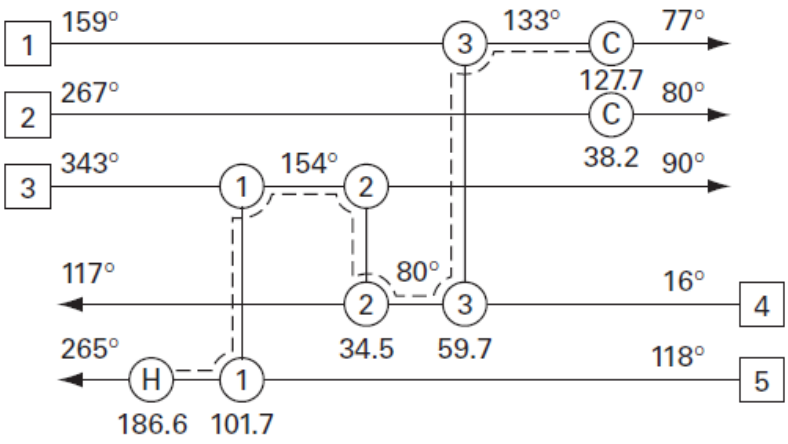
الف)


1
2
3
4
5
159°
123°
98°
77°
267°
80°
343°
159°
90°
117°
77°
16°
265°
211°
160°
118°
H
C
C
1
2
3
106.4
99
82.9
47.6
38.2
37.2
56.9

ب)


1
2
3
4
5
159°
132°
107°
77°
267°
80°
343°
159°
90°
117°
77°
16°
265°
200°
149°
118°
H
C
C
1
2
3
128.5
99
60.8
69.7
38.2
37.2
56.9

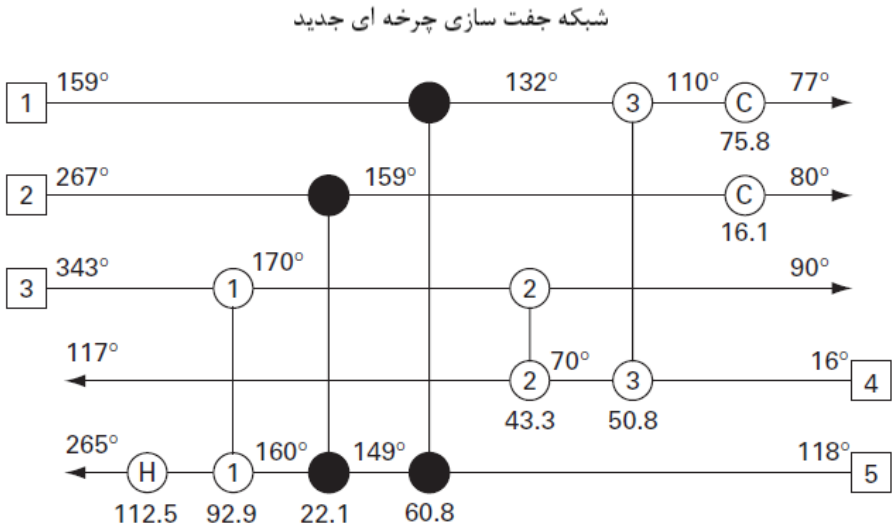
ج)



د)

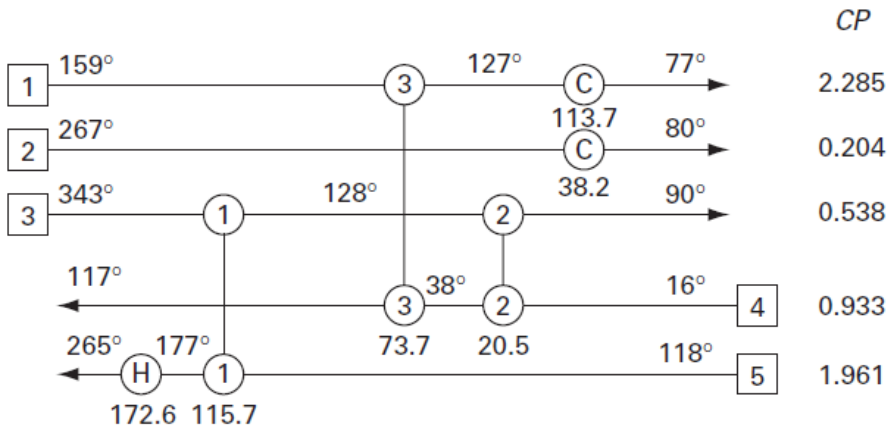
شکل ۴-۳۰: نمونه بازسازی؛ تکامل طراحی

همان‌طور که قبلاً اشاره شد، چندین گزینه ایجاد تغییرات جایگزین می‌تواند وجود داشته باشد. در اینجا، یک روش جایگزین برای حذف انشعاب جریان، از طریق جفت سازی چرخه‌ای است. در بالای پینچ، جفت جدید بین جریان‌های ۲ و ۵ می‌تواند به جای حالت موازی، به صورت سری با جفت ۱ قرار بگیرد. کدام جفت باید در پینچ باشد؟ معیارهای بخش (۴-۳-۲) اشاره می‌کند که آن جفت، باید جفت جدید باشد، زیرا دمای ورودی در جریان ۲ پایین‌تر (نزدیک‌تر به پینچ) از جریان ۳ است. علاوه بر این، هر نوع گرمای استفاده نشده در بالای پینچ در جریان ۳، به جای این که در یک کولر از دست داده شود، حداقل در پایین پینچ در مبدل ۲ بازیابی خواهد شد. نتیجه در شکل (۴-۳۳) نشان داده شده است؛ ما انشعاب جریان را با یک جریمه متوسط انرژی $۶/۱\times۱۰^{۲}$ kW حذف کرده‌ایم. کاهش می‌تواند با شکستن همان حلقه مانند گذشته ادامه یابد تا دوباره شبکه شکل (۴-۳۲) (ب) به دست آید.

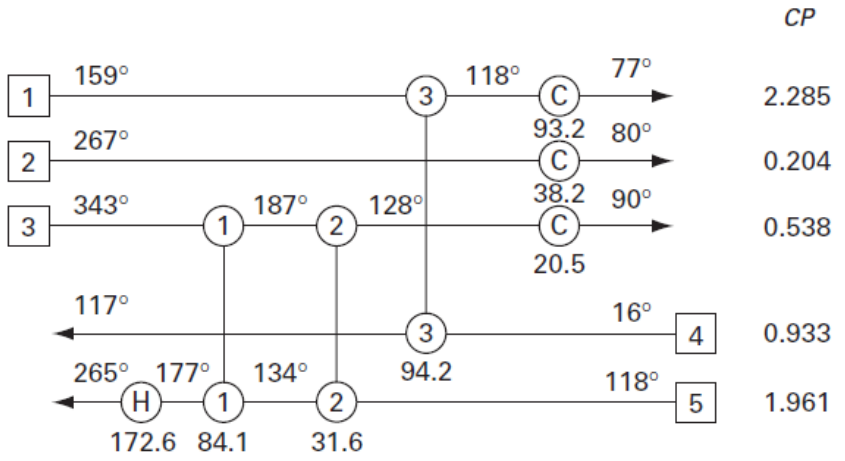


شکل ۴-۳۱: نمونه بازسازی؛ طراحی جایگزین با جفت سازی چرخه ای

یک روش جایگزین، شناسایی پینچ شبکه است. برای شبکه موجود، اگرچه هیچ یک از مبدل‌ها در واقع به ΔT_{min} نمی‌رسند، اما شدیدترین محدودیت به وضوح در انتهای سرد جفت ۲ وجود دارد. سپس ترتیب‌دهی مجدد مبدل‌های ۲ و ۳ به یک فرصت آشکار تبدیل می‌شود و گزینه دیگری را به وجود می‌آورد که در شکل (۴-۳۴) نشان داده شده است. این حالت، میزان مصرف انرژی کمتری نسبت به طرح موجود در شکل (۴-۳۲) با همان ΔT_{min} = 10°C فراهم می‌کند. فرصت‌های بیشتر شامل تکرار مبدل ۲؛ ارائه یک پوسته اضافی به صورت سری با هر کدام از مبدل‌های ۱ یا ۳ یا جفت کردن جریان‌های ۲ و ۴ می‌باشد. شکل (۴-۳۵) اولین گزینه را در بین موارد ذکر شده نشان می‌دهد. برای همه گزینه‌های انتقال مجدد از طریق لوله، یک کولر اضافی در جریان ۳ مورد نیاز خواهد بود.



شکل ۴-۳۲: نمونه بازسازی؛ طراحی ترتیب دهی مجدد تعیین شده توسط پینچ شبکه



شکل ۴-۳۳: مثال تغییر؛ انتقال مجدد از طریق لوله مبدل ۲

مرحله بعدی، ارزیابی ساده از تمام طرح‌های تولید شده و مقایسه آن‌ها با طرح حالت پایه است. در این مرحله، ΔT_{min} کنار گذاشته شده و تأثیر تغییرات شبکه بر روی واحدهای جداگانه بررسی می‌شود. این کار به سادگی توسط «آنالیز UA» انجام می‌شود. با استفاده از معادله استاندارد $UA = Q/\Delta T_{LM}$ به ازای هر واحد، تأثیر تغییرات شبکه بر مساحت هر واحد

ارزیابی می‌شود، با فرض این که ضریب انتقال حرارت U ثابت می‌ماند. یک صفحه گسترده برای این کار مناسب است و جدول (۴-۴) نتایج آن را نشان می‌دهد.

جدول ۴-۴- مقایسه مقادیر UA مبدل برای طرح‌های جایگزین تغییر

	طراحی MER	Maching دوره ای	طرح ۱	طرح ۱A	طرح ۲	تحقیق مجدد	تکرار	شبکه موجود
بازیابی گرما	۲۷۶/۰	۲۶۹/۹	۲۵۳/۹	۲۴۷/۸	۱۹۵/۸	۲۱۰/۰	۲۱۰/۰	۱۸۶/۴
واحد گرم	۱۰۶/۴	۱۱۲/۵	۱۲۸/۵	۱۳۴/۶	۱۸۶/۶	۱۷۲/۶	۱۷۲/۶	۱۹۶/۰
ذخیره انرژی	۴۵/۷ ٪	٪ ۴۲/۶	۳۴/۴ ٪	۳۱/۳ ٪	٪ ۴/۸	۱۱/۹ ٪	۱۱/۹ ٪	٪ ۰/۰
مقادیر UA:								
E1	۲/۱۰	۱/۹۳	۱/۹۸	۱/۴۳	۱/۱۷	۲/۰۸	۰/۸۵	۰/۸۹
E2	۱/۵۰	۱/۲۸	۱/۵۰	۱/۲۸	۱/۶۷	۰/۲۵	۱/۲۳	۱/۲۸
E3	۰/۸۰	۰/۶۶	۰/۸۰	۰/۶۶	۰/۶۲	۱/۱۸	۱/۳۹	۰/۴۸
N4	۰/۷۸	۰/۵۴	۰/۰	۰/۰	۰/۰	۰/۰	۰/۰	۰/۰
N5	۵/۱۱	۵/۱۱	۵/۱۱	۵/۱۱	۰/۰	۰/۰	۰/۰	۰/۰
UA کل	۱۰/۲۹	۹/۵۲	۹/۳۹	۸/۴۸	۳/۴۴	۳/۵۱	۳/۴۷	۲/۶۶
UA اضافی	۷/۶۳	۶/۸۶	۶/۷۳	۵/۸۲	۰/۷۸	۰/۸۵	۰/۸۱	۰/۰

جای تعجب نیست، ما می‌بینیم که تمام شبکه‌هایی که بازیابی انرژی بیشتری دارند، نیاز به مساحت بیشتری نسبت به حالت موجود دارند. به عنوان مثال، در طراحی MER که در شکل (۴-۳۲) (الف) نشان داده شده است، اندازه جفت ۱، ۲/۳۵ برابر اندازه حالت پایه خودش است که بخشی از آن به دلیل افزایش بار و بخشی نیز به دلیل کاهش نیروی محرکه می‌باشد. به‌طور کلی، همه مبدل‌های حرارتی موجود باید بزرگ شوند، زیرا حتی در جایی که بارهای حرارتی افزایش نیافته است، نیروهای محرکه دما فشرده شده‌اند.

پس از ایجاد جدول UA، بارها باید در اطراف حلقه‌ها یا در مسیرهای شبکه جابجا شوند تا مقادیر UA تا آنجا که ممکن است به مقادیرشان در حالت پایه بازگردانده شوند، اما بدون حذف واحدها. توجه داشته باشید که باید از هر ظرفیت مازادی که ممکن است یک واحد در دسترس باشد، به طور کامل استفاده شود. این شبکه با هیتر و کولر فقط در ۳ تا از ۵ جریان، کاملاً محدود است و بنابراین جابجایی بارها در اطراف برای نگهداری برخی از مبدل‌ها در اندازه فعلی خود دشوار است. (مطالعه موردی تقطیر مواد آلی در بخش (۴-۹) شرایطی را ارائه می‌دهد که جابجایی بار بین مبدل‌ها به راحتی انجام می‌شود.) یک شکست ویژه این است که ترتیب‌دهی مجدد مبدل‌های ۲ و ۳، که یک شبکه با مساحت کافی ارائه می‌دهد، بسیار بد با اندازه‌های فعلی مبدل‌ها جفت می‌شود؛ مبدل ۲ در حال حاضر بسیار بزرگ است، در حالی که مبدل ۳ به مساحت اضافی بسیار زیادی نیاز دارد. در حقیقت بهتر است برای جابجایی جریان‌های گرم خود، مبدل‌های ۲ و ۳ را مجدد لوله کشی کنید، به جای این که از نظر فیزیکی توالی آن‌ها را در جریان ۴ تغییر دهید! با این حال، انتقال مجدد از طریق لوله برای مبدل ۲ به موازات مبدل ۱ این امکان را می‌دهد تا هر دو در اندازه فعلی خود حفظ شوند و کل مساحت جدید، در مبدل ۳ باشد.

با این وجود قابل توجه است که تصادفاً طراحی جفت‌سازی چرخه‌ای نیازی به مساحت اضافی در مبدل E2 ندارد. البته مبدل جدید N4 مورد نیاز است، اما این کار می‌تواند مناسب‌تر از یک پوسته اضافی برای E2 باشد، به خصوص که بازیابی انرژی اضافی واقعاً مهم است. با نشان دادن این که از نیروهای محرکه دما از طریق شبکه انجام استفاده بهتری می‌شود (با بازیابی گرما از جریان ۲)، مقادیر UA برای طراحی جفت‌سازی چرخه‌ای بسیار شبیه به طراحی ۱ است، اما بازیابی انرژی بسیار بیشتر است. با این حال، طراحی ۱ نیز می‌تواند با جابجایی $۶/۱\times۱۰^{۲}$ kW در یک مسیر داخل مبدل‌های ۱، ۲ و ۳ اصلاح شود تا نیروهای محرکه را بزرگ کرده و اندازه اصلی مبدل E2 را بازگرداند و طراحی 1A به دست آید.

در مواردی که مقدار کمی از مساحت اضافی در مبدل پوسته و لوله مورد نیاز است، ممکن است به جای آن، ضریب انتقال حرارت را با تغییر آرایش بافل سمت پوسته یا افزودن اینزرت[1]های لوله افزایش داد. هر دوی اینها این عیب را دارند که افت فشار را افزایش می

[1] Insert

دهند که ممکن است دبی را محدود کند. برای مبدل‌های صفحه ای، معمولاً افزایش مساحت با افزودن صفحات بیشتر آسان است.

پس از بررسی همه گزینه‌ها، جدولی مطابق جدول ۴,۵(۴-۵)می توان تهیه کرد که طرح‌های بهبود احتمالی را از نظر عملکرد انرژی رتبه بندی می‌کند و تغییرات تجهیزات لازم برای هر کدام را فهرست می‌کند. از این جدول، "بهترین شرط‌ها" برای ارزیابی بیشتر، شامل شبیه سازی دقیق عملکرد شبکه، مشخص می‌شود. در این مورد، گزینه‌های MER، جفت چرخه‌ای و «طراحی A۱» همگی امیدوارکننده‌تر از «طراحی ۱» و «طراحی ۲» به نظر می‌رسند، و گزینه‌های تنظیم مجدد و ترتیب مجدد در بین آن‌ها وجود دارد. واضح است که جفت کلیدی که بیشترین پیشرفت را ایجاد می‌کند، مورد جدید بین جریان‌های ۱ و ۵ در زیر پینچ است.

جدول ۴-۵- مقایسه طرح‌های تغییر تکامل یافته

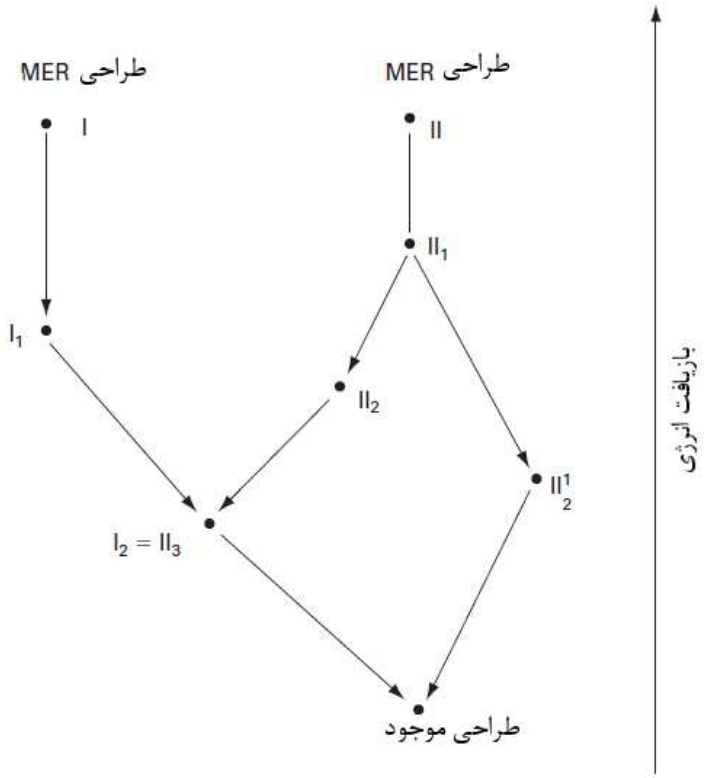
طرح	نمایش	ذخیره انرژی	هزینه تجهیزات	مقدار UA کل
MER	شکل ۳۲-۴ الف	٪۴۶	۲ واحد جدید، ۲ پوسته جدید، ۱ جریان جداکننده	۱۰/۲۹
Maching دوره ای	شکل ۳۳-۴	٪۴۳	۲ واحد جدید، ۱ پوسته جدید	۹/۵۳
طرح ۱	شکل ۳۲-۴ ج	٪۳۴	۱ واحد جدید، ۲ پوسته جدید	۹/۳۹
طرح ۱A	-	٪۳۱	۱ واحد جدید، ۱ پوسته جدید	۸/۵۷
طرح ۲	شکل ۳۲-۴ د	٪۵	۳ پوسته جدید	۳/۴۵
تحقیق مجدد	شکل ۳۴-۴	٪۱۲	۱ پوسته جدید	۳/۴۷
تکرار	شکل ۳۵-۴	٪۱۲	۱ کولر جدید، ۱ پوسته جدید	۳/۵۳
مورد موجود	شکل ۳۰-۴	٪۰	-	۲/۶۶

می‌توان مشاهده نمود که دو «گروه» مجزا از گزینه‌های ایجاد تغییرات وجود دارند. گروه اول، تغییرات نسبتاً متوسطی در شبکه فعلی با هزینه کم سرمایه و همچنین با صرفه‌جویی نسبتاً کم هستند. بهترین این شبکه‌ها مواردی هستند که دارای ترتیب دهی مجدد یا انتقال مجدد از طریق لوله هستند که با روش شبکه پینچ مشخص شده‌اند. گروه دوم، باعث صرفه-جویی بزرگی می‌شوند، اما همچنین به سرمایه‌گذاری بیشتری در مساحت مبدل اضافی نیاز دارند؛ جفت کلیدی بین جریان‌های ۱ و ۵ قرار دارد که از طریق پینچ فرآیند و طراحی MER مشخص می‌شود، اما از طریق پینچ شبکه، واضح نیست. بنابراین، هر دو روش دارای شایستگی هستند و بهترین راه برای شناسایی طیف گسترده‌ای از گزینه‌های ممکن برای بازسازی، استفاده از هر سه راهبرد ممکن در بخش (۴-۷-۱) به صورت همزمان است. با افزایش تعداد جریان‌ها و مبدل‌های موجود، روش پینچ شبکه براساس شبکه موجود نسبتاً جذاب‌تر می‌شود، زیرا میزان تغییرات مورد نیاز برای دستیابی به تقریباً تمام طراحی MER، معمولاً کمرشکن خواهد بود.

به طور خلاصه، برای یافتن بهترین طرح‌های بالقوه بهبود انرژی برای یک کارخانه موجود، طراح باید:

- شبکه موجود را بررسی و متخلفان پینچ را شناسایی کند.
- یک طرح MER به دست آورد، به‌طوری که تا حد امکان، تطابق خوبی با حالت پایه داشته باشد.
- جایی که یک انتخاب در جفت‌ها وجود دارد، به‌خصوص دور از منطقه پینچ، جفت‌هایی را که از قبل وجود دارند، مورد تأیید قرار دهید.
- برای پیکربندی شبکه موجود، پینچ شبکه و **جفت پینچ کننده** را مشخص کند.
- کار را از دو جهت در نظر بگیرد: از طریق شبکه MER با شکستن حلقه و کاهش انرژی، و از طریق شبکه موجود با حذف تخلفات فرآیند یا پینچ شبکه.
- با استفاده از آنالیز UA، ارزیابی ساده تمام توپولوژی‌های جایگزین را انجام داده و مقادیر UA واحدهای موجود را تا حد امکان بازیابی کند.
- شبیه‌سازی دقیق و بهینه‌سازی «بهترین شرط‌ها» را انجام دهد.

سرانجام، یک پیغام اخطار (یا تشویق): دیگر فقط از طراحی MER تا حالت پایه را براساس یک مسیر دنبال نکنید! شکل (۴-۳۶) نشان می‌دهد که در صورت وجود گزینه‌ها، بیش از یک مسیر وجود خواهد داشت.



شکل ۴-۳۴: مسیرهای جایگزین از طریق طرح‌های MER برای شبکه موجود

۴-۷-۵- طراحی خودکار شبکه

حتی برای یک مشکل نسبتا ساده مانند این، محاسبه اندازه مبدل برای گزینه‌های مختلف کار قابل توجهی دارد. مانند محاسبات هدف‌گیری، صفحات گسترده می‌توانند به برخی از کارهای محاسباتی کمک کنند. شبیه سازهای شبکه می توانند حتی مفیدتر باشند، به خصوص اگر بتوانند طیف گسترده ای از طرح‌های جایگزین را تولید و مقایسه کنند. چندین

بسته نرم افزاری تجاری در حال حاضر با ابزارهای مقاوم سازی به خوبی توسعه یافته در دسترس هستند.

همانطور که مثال‌های قبلی نشان می‌دهند، پیش‌بینی اینکه کدام استراتژی‌های اصلاحی از بین بسیاری از احتمالات جایگزین، بهترین خواهند بود، دشوار است؛ یک مسیر امیدوارکننده ممکن است به بن بست تبدیل شود و بالعکس. تلاش برای غلبه بر این مشکل، **روش روساخت**[1] است که توسط فلوداس، سیریک و گراسمن (۱۹۸۶) پیشنهاد شده است. یک شبکه نظری شامل همه جفت‌های ممکن ساخته می‌شود و سپس جستجوی رایانه‌ای، موفق‌ترین گزینه‌ها را پیدا می‌کند. با این حال، این یک مشکل MINLP (برنامه نویسی غیرخطی عدد صحیح مختلط) است که به قدرت محاسباتی قابل توجهی برای همه به جز ساده ترین شبکه‌ها نیاز دارد. روش‌های مختلفی برای ساده‌سازی مشکل با حذف برخی از گزینه‌های کم‌محتمل اتخاذ شده است، اما این نیز امکان از دست دادن بهینه را می‌دهد.

بهینه‌سازی شبکه در واقع از روش‌های پینچ، قدیمی‌تر است. سنتز شبکه‌های مبدل حرارتی، به ویژه با استفاده از روش‌های پیشرفته رایانه، موضوع اصلی مطالعه در دهه ۱۹۷۰ بود. با این حال، هنگام شروع کردن از یک صفحه خالی کاغذ، این مسئله بسیار پیچیده است. طیف گسترده‌ای از ساختارهای شبکه ممکن و حتی طیف بزرگ تری از اندازه‌های مبدل احتمالی، بدان معنی است که مسئله کلی، پاسخگوی راه حل آنالیزی نیست؛ از طرف دیگر، این یک MINLP است و بسیاری از حداقل‌های مکانی در تابع کل هزینه وجود دارد. از این رو، تلاش برای یافتن شبکه بهینه کلی یک کار فوق‌العاده چالش برانگیز است، حتی اگر قدرت محاسباتی قابل توجهی نیز در دسترس باشد. در این شرایط، فناوری پینچ به عنوان چیزی شبیه یک بمب می‌شود. در اینجا روش‌های ساده‌ای وجود دارد که می‌تواند با استفاده از محاسبات دستی انجام شود (البته کامپیوترها مطمئناً راحت‌تر هستند) و در بسیاری از موارد نتایج بهتری به دست می‌آید.

در حقیقت، حتی برای کارخانه‌های نسبتاً پیچیده و با تعداد زیادی جریان، آنالیز پینچ تمایل دارد که در «گروه» کوچکی از شبکه‌هایی با ساختارهای مشابه قرار بگیرد (همان‌طور که از نمونه‌های موجود در این بخش و سایر بخش‌ها مشاهده می‌شود). تفاوت‌های بین آن‌ها، در تعداد و موقعیت واحدها و انشعابات جریان است. به طور طبیعی یکی از این ساختارها با

[1] Superstructure approach

ترکیب خاصی از اندازه‌های مبدل حرارتی، مقدار بهینه سراسری خواهد بود. بهینه سازی شبکه‌ای که برای این ساختار شناخته شده است، کار بسیار ساده‌تری از سنتز ساختاری ناشناخته است؛ این یک مسئله استاندارد NLP (برنامه‌نویسی غیرخطی) است، اگرچه حتی در اینجا خطر بزرگ گرفتار شدن در یکی از بسیاری از بهترین حدود محلی وجود دارد.

محدودیت‌های بیشتری را می‌توان اضافه کرد تا «فضای راه‌حل» را از یک پیوستار به تعداد زیاد اما محدودی از گزینه‌ها کاهش دهد. اکتشافی‌های معمولی مبدل‌های حرارتی را به اندازه‌های استاندارد تولیدکنندگان در طراحی جدید محدود می‌کنند، و در اصلاحات، مبدل‌های فعلی را تا آنجا که ممکن است در اندازه موجود نگه می‌دارند.

در بازسازی، وظیفه این است که از شبکه موجود به سمت شبکه‌ای بهتر کار کنید که این، به معنی تغییر ساختار است. از طرف دیگر، این یک MINLP است، به راحتی خودکار نمی‌شود. درعوض، ما می‌توانیم با شناسایی محدودیت‌های اصلی در شبکه، بهبودهایی در ساختار پیدا کنیم. روش‌های اولیه، با توجه به طراحی پایه، از پینچ فرآیند استفاده کردند، اما روش‌های جدیدتر مبتنی بر پینچ شبکه هستند که محدودترین نقطه در شبکه است. در حقیقت، هر دو روش همان‌طور که در بالا نشان داده شده است، با ارزش هستند.

تحقیقات قابل توجهی در مورد مشکل کلی شبکه همچنان ادامه دارد و تلاش‌های بسیاری برای ساده سازی مسئله MINLP صورت گرفته است تا بتواند با LP، NLP، MILP یا MINLP ساده شده، حل شود. با این حال، تا کنون، این‌ها روش یا برنامه‌ای را ارائه نداده‌اند که در عمل بتواند با اطمینان قابل استفاده باشد. چالش بهینه‌سازی شبکه کلی به خوبی توسط اسمیت (۲۰۰۵) توضیح داده شده است.

۴-۸- عملکرد؛ طراحی حالت پایه چندگانه

تا کنون، ما یک طرح‌واره حالت پایدار را با تمام جریان‌ها و دماهای ثابت فرض کرده‌ایم. با این حال، در صورت وجود، تعداد کمی از طرح‌ها همیشه مطابق داده‌های حالت پایه به‌کار گرفته می‌شوند. فرآیندها برای ظرفیت‌های مختلف، مشخصات مختلف محصول، خوراک‌های مختلف، کاتالیست تازه یا مصرف شده، دماهای محیط در حال تغییر، تجهیزات تمیز و رسوب گرفته و غیره، باید به طور مؤثر، قابل اطمینان و ایمن کار کنند. بنابراین ممکن است نیاز باشد که حالت‌های پایه چندگانه در سه دسته مورد بررسی قرار گیرد:

موارد عملیاتی مختلف با قصد قبلی (به عنوان مثال استفاده از ترکیب خوراک مختلف در یک پالایشگاه نفت).

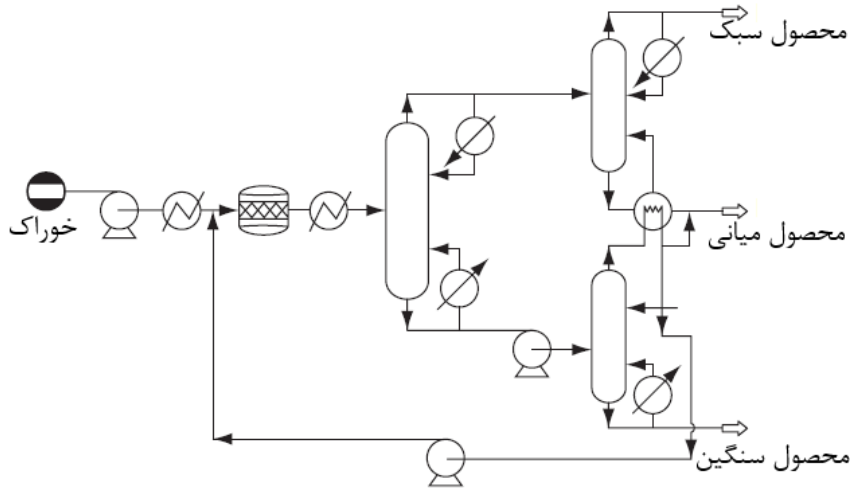
تغییرات بلند مدت بدون قصد قبلی (به عنوان مثال کارخانه‌های «تمیز» و «رسوب گرفته» با ضرایب انتقال حرارت مختلف در مبدل‌ها).

نوسانات کوتاه مدت و تصادفی (به عنوان مثال در دما یا دبی جرمی به دلیل تغییرات در فرآیند بالادست).

اولین کاربران صنعتی آنالیز پینچ در مورد انعطاف‌پذیری طرح‌های یکپارچه مشکوک بودند. تفکر رایج این بود که ادغام منجر به مشکلات عملیاتی خواهد شد.

در ابتدا، این مانع تنها با کار سخت بر طرف شد. ساختارهای یکپارچه باید برای حالت پایه تکامل می‌یافتند و قابلیت عملیاتی باید به روش سنتی بررسی می‌شد (یعنی از طریق شبیه‌سازی، اصلاحاتی در طراحی، شبیه‌سازی بیشتر و غیره). تجربه به سرعت نشان داد، در حالی که رابطه‌ای بین یکپارچه‌سازی و قابلیت عملیاتی وجود دارد، لزوماً تضادی وجود ندارد. در بعضی موارد، یک ویژگی یکپارچه‌سازی مشخص می‌تواند برای قابلیت عملیاتی مفید باشد. در موارد دیگر، همین ویژگی می‌تواند مضر باشد.

شکل (۴-۳۷) را در نظر بگیرید. سیستم جداسازی/ بازیافت محصول از سه ستون تقطیر تشکیل شده است. کندانسور مربوط به ستون محصولات سنگین با ریبویلر مربوط به ستون محصولات سبک ادغام شده است. اکنون دو تغییر احتمالی را در شرایط عملیاتی در نظر بگیرید: (۱) تغییر در عملکرد کاتالیست و در نتیجه، ترکیب محصول راکتور و (۲) تغییر دبی خوراک. اگر کاتالیست کیفیت خود را از دست بدهد و ترکیب محصول راکتور تغییر کند، ادغام پیشنهادی ممکن است برای قابلیت عملیاتی، مخرب باشد. بار روی یک ستون می‌تواند افزایش یابد، در حالی که ممکن است در ستون دیگر کاهش یابد و ادغام کندانسور و ریبویلر، احتمالاً ظرفیت بسیار کمی را به همراه دارد. بر عکس، اگر دبی کلی خوراک تغییر کند، ادغام پیشنهادی ممکن است مفید باشد. به عنوان یک اثر ادغام، تغییر معینی در ظرفیت فرآیند کلی منجر به تغییر کوچک تری در بارهای یوتیلتی می‌شود و در حالتی که سیستم یوتیلتی محدود می‌شود، این امر می‌تواند برای رفع تنگناهای کل فرآیند سودمند باشد.

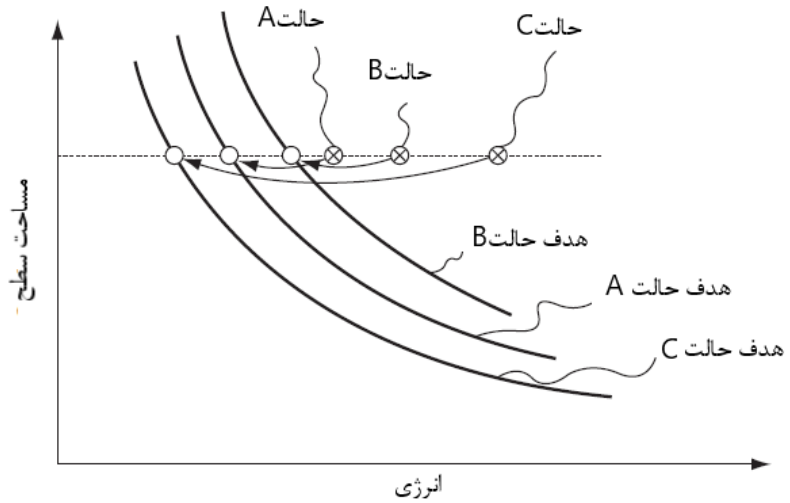


شکل ۴-۳۵: اثرات عملیاتی ادغام دو ستون تقطیر

امروزه تجربه کلی این است که سیستم‌های یکپارچه نسبت به مشابه‌های با یکپارچگی کمتر می‌توانند عملی‌تر باشند که قابلیت عملیاتی فراهم شده در مراحل اولیه طراحی در نظر گرفته شده است. رویکرد به کار رفته در آنالیز پینچ، شامل اهداف عملیاتی در هدف‌گذاری و در طول توسعه ساختار یکپارچه است.

نمونه‌ای از این رویکرد قبلاً در مبحث RPA مطرح شده است. در شکل (۴-۲۵)، RPA برای حل مسئله یک هیتر اولیه قبل از طراحی استفاده شده است.

به مثال دیگری در شکل (۴-۳۸) اشاره شده است (تی جوی و لینهوف ۱۹۸۶). طراحی یک شبکه معین، عملکرد خود را از نظر مصرف انرژی پیش‌بینی شده آن‌ها برای سه حالت مختلف شبیه‌سازی کرده و با منحنی‌های هدف (مساحت سطح کلی در برابر انرژی) برای هر حالت مقایسه می‌شود. مشخص است که طرح مورد نظر برای حالت‌های عملیاتی (الف) و (ب) به طور قابل قبول و صحیحی مناسب است، اما برای حالت (ج) کاملاً بالاتر از میزان مصرف انرژی هدف قرار دارد. هزینه‌های اضافی برای ایجاد انعطاف‌پذیری طرح درمورد حالت (ج) ضروری خواهد بود. از طرف دیگر، عدم تطابق قابل قبول است. حالت (ج) ممکن است یک حالت معمول را نشان ندهد و کارایی ضعیف نیز قابل قبول باشد.

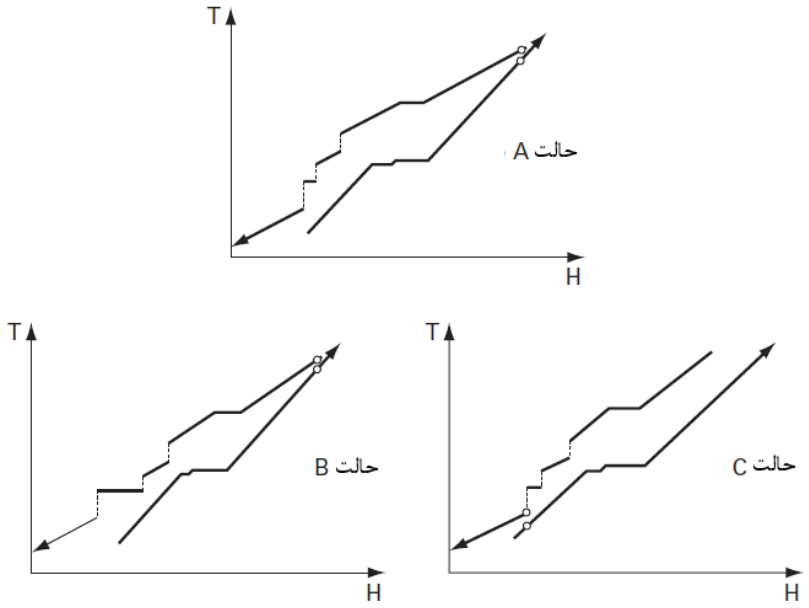


شکل ۴-۳۶: اهداف انرژی برای سه حالت عملیاتی مختلف

شکل (۴-۳۹) نشان می‌دهد که چرا برخی از طرح‌ها ممکن است برای موارد عملیاتی خاصی مناسب باشند، اما برای سایر موارد مناسب نیستند. مطالعه ساده منحنی‌های ترکیبی نشان می‌دهد که طرحی که مناسب حالت (الف) باشد، احتمالاً برای حالت (ب) نیز با چند ویژگی اضافی مناسب است، زیرا پینچ یکسان است، اما تغییرات چشمگیرتری برای اجرای حالت‌های (الف) و (ج) در یک طرح یا حالت‌های (ب) و (ج) در یک طرح مورد نیاز است.

آنالیز حساسیت یک شبکه، روش مفید دیگری در برخی حالت‌ها است. روابط متقابلی را از دماها و مساحت‌های مختلف شبکه می‌توان ذکر کرد و تأثیر آن را بر متغیرهای خروجی نوسانات دما، دبی و یا ضرایب انتقال حرارت (به دلیل رسوب‌گذاری) مورد بررسی قرار داد. این امر به‌طور کلی به نرم‌افزار اختصاصی یا صفحه گسترده نیاز دارد. این روش توسط کوتجاباساکیس و لینهوف توضیح داده شده است (۱۹۸۶، ۱۹۸۷).

در نظر گرفتن قابلیت عملیاتی در مرحله هدف‌گذاری، رویکرد بسیار موفقی را مشخص کرده است. علاوه بر این، کار طراحی ساختارهای انعطاف‌پذیر بررسی شده است. بخش اعظم این کار، آزمایش کاربردهای صنعتی بوده است. منابع اصلی، مقاله‌های کالاندرانیس و استفانوپولوس (۱۹۸۶)، کولبرگ و همکاران (۱۹۸۹)، فلوداس و گراسمن (۱۹۸۷)، لینهوف و کوتجاباساکیس (۱۹۸۶) و سابو و همکاران (۱۹۸۵، ۱۹۸۶) هستند.



شکل ۴-۳۷: منحنی‌های ترکیبی برای سه حالت عملیاتی مختلف

۴-۹- طراحی شبکه برای مطالعه موردی تقطیر مواد آلی

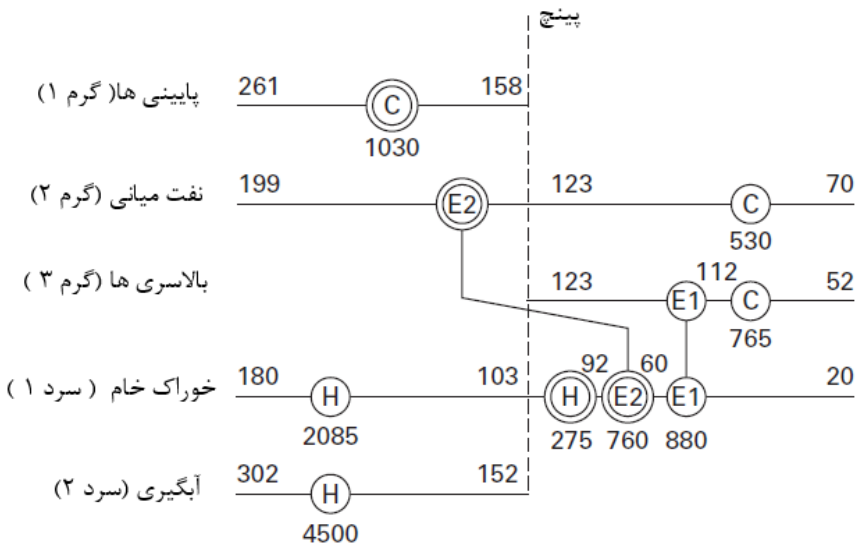
حال، ما چگونگی توسعه شبکه‌های مبدل حرارتی را برای مطالعه موردی ارائه شده در بخش (۳-۲) و (۳-۸) نشان خواهیم داد. دو گزینه وجود دارد: یکی برای واحد اتمسفری به تنهایی و دیگری هنگامی که با واحد تقطیر خلاء ادغام شده است. در بسیاری از فرآیندهای پیچیده، مانند موارد شرح داده شده در مطالعات موردی بخش‌های (۹-۲) و (۹-۳)، برای دستیابی به اهداف، دقیقاً به تعداد زیادی از مبدل‌های کوچک نیاز است که مقرون به‌صرفه نیستند و باید توافقی صورت گیرد. با این حال، برای یک کارخانه ساده مانند این کارخانه، با تعداد کمی از جریان‌ها و یک پینچ واضح، می‌توانیم امیدوار باشیم که دقیقاً به هدف برسیم.

۴-۹-۱- واحدها تفکیک می شوند

این یک وضعیت بازسازی است، بنابراین ارزشمند است که کار را با نگاه کردن به شبکه موجود و ترسیم دمای پینچ روی آن، مانند شکل (۴-۴۰) شروع کنیم. سپس می‌توانیم ببینیم که برای ΔT_{min} که ۲۰ °C است، سه تخلف پینچ وجود دارد:

- قسمت‌های انتهایی بالای پینچ خنک می‌شوند (۱۰۳۰ kW).
- مبدل نفت میانی-نفت خام، مقابل پینچ است (۷۶۰ kW).
- خوراک خام در پایین پینچ گرم می‌شود (۲۷۵ kW).

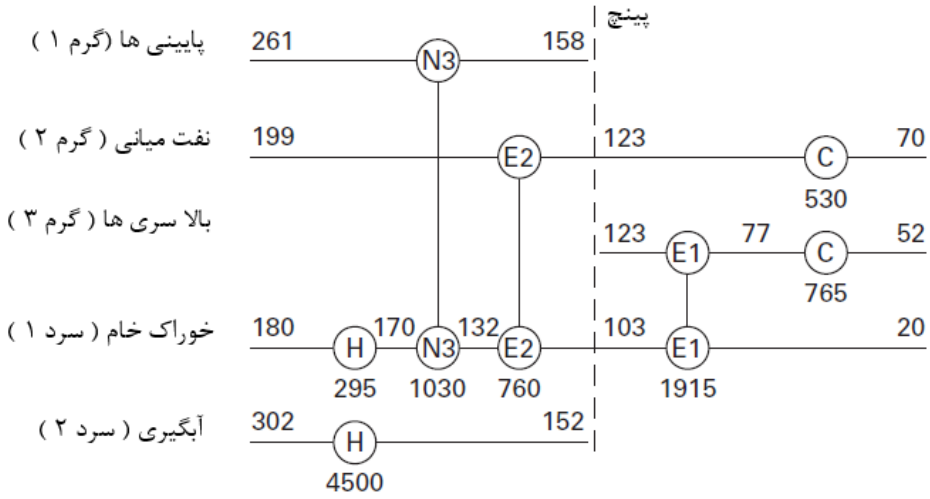
این سه تخلف به اندازه ۲۰۶۵ kW اضافه می‌کند که این مقدار، تفاوت بین کاربرد یوتیلتی گرم فعلی (۶۸۶۰ kW) و هدف (۴۷۹۵ kW) است.



شکل ۴-۳۸: نمودار شبکه برای فرآیند موجود نشان دهنده تخلفات پینچ

گسترش ساختار شبکه صحیح MER برای واحد تقطیر اتمسفری کاملاً ساده است (برای داده‌های جریان به جدول (۳-۳) مراجعه کنید). در پایین پینچ، نابرابری CP ایجاب می‌کند که بالاسری‌ها باید با خوراک خام جفت شوند. درست در بالای پینچ، نفت میانی تنها جریان گرم موجود است و باید با خوراک خام جفت شود. باید از تمام گرمای موجود در نفت میانی استفاده شود به طوری که این جریان «مشخص شود». سرانجام، یک جفت جدید بین

باقیمانده انتها و خوراک خام به صورت سری اضافه می‌شود. این ساختار شبکه گسترده که در شکل (۴-۴۱) نشان داده شده است، یکسان است خواه ΔT_{min} ۲۰، ۳۰ یا ۶۳ درجه استفاده شود. تنها مواردی که تغییر می‌کنند، اندازه مبدل‌های حرارتی است. می‌توان دریافت که ساختار شبکه همان ساختار فعلی همراه با مبدل باقیمانده به خوراک خام است که یک تخلف پینچ را حذف می‌کند. با این حال، هر دو مبدل موجود برای $\Delta T_{min} = 20^\circ$، باید به شدت بزرگ شوند. این امر گرمای اضافی را به اندازه کافی از بالاسری‌ها بازیابی می‌کند تا مبدل نفت میانی-خوراک خام را به طور کامل در بالای پینچ جابجا کرده و همچنین گرمایش پایین پینچ را از بین ببرد. در مقابل، برای $\Delta T_{min} = 63^\circ$، لازم نیست دو مبدل موجود بزرگ شوند؛ فقط جفت جدید لازم است.



شکل ۴-۳۹: نمودار شبکه برای شبکه MER با ΔT_{min} =20 °C

انتخاب بین گزینه‌های مختلف برای بازسازی به زمان بازپرداخت انتخابی و میزان سرمایه-ای که به راحتی در دسترس باشد، بستگی دارد. جدول (۴-۶) براساس نتایج به دست آمده از محاسبات هدف‌گذاری هزینه است و تعامل بین سرمایه و هزینه‌های عملیاتی را نشان می‌دهد. مساحت مبدل حرارتی مورد نیاز با استفاده از دماهای واقعی و بارهای حرارتی حاصل از شبکه و با فرض ۱ تا ۲ مبدل محاسبه شده است. مشاهده می‌شود که مساحت کل

مورد نیاز در هر مورد، به خوبی مطابق با برآورد به دست آمده از هدف‌گذاری است که در جدول (۳-۵) آورده شده است و صرفه جویی در انرژی هدف دقیقاً به دست آمده است. از آنجایی که این یک وضعیت بازسازی است، هزینه‌های سرمایه پایین‌تر از هزینه‌های اهداف است؛ زیرا برخی از مساحت‌ها در حال حاضر وجود دارند. (در این جدول، K مخفف هزاران پوند است.) فرض بر این است که هزینه اضافه کردن مساحت بیشتر به اندازه‌ای است که یک مبدل جدید با همان اندازه استفاده شود و هیچ یک از «مساحت‌های اضافی» موجود در کولرها یا کوره‌ها نمی‌توانند دوباره استفاده شوند (زیرا بارهای حرارتی آن‌ها کاهش یافته است)؛ این «بدترین حالت» است با این وجود، بازپرداخت هر سه طرح کمتر از ۲ سال است. گزینه کمترین هزینه با $\Delta T_{min} = 63^{\circ}$ و فقط یک مبدل جدید، کوتاه‌ترین زمان بازپرداخت را ارائه می‌دهد؛ اما در طی یک دوره ۲ ساله، سود خالص از دو طرح دیگر (بیان شده به عنوان یک ارزش فعلی خالص) به طور قابل توجهی بیشتر است. همان‌طور که انتظار می‌رفت، NPV برای $\Delta T_{min} = 30^{\circ}$ تنها کمی بهتر از یک $\Delta T_{min} = 20^{\circ}$ در طی دوره ۲ ساله انتخاب شده است. شایان ذکر است که هزینه ۱۰۰۰ kW برای یک سال، ۶۰ هزار پوند است (۱۲ پوند/ مگاوات ساعت ، ۵۰۰۰ ساعت در سال).

جدول ۴-۶- ارزیابی اقتصادی سه پروژه ممکن

$\Delta T_{min}(^{\circ}C)$	واحد جدید	مساحت افزوده (m^2)	مساحت کل (m^2)	هزینه تجهیزات (£)	انرژی ذخیره شده (kW)	ذخیره سالانه (£)	زمان بازپرداخت (yr)	NPV بعد از ۲ سال (£)
۲۰	۲ و ۱	۴۸۳	۶۱۲	۱۴۰ K	۲۰۶۵	K ۱۲۴	۱/۱	K ۱۱۲
۳۰	۲ و ۱	۳۳۰	۴۵۹	۱۰۵ K	۱۸۱۰	K ۱۰۹	۰/۹	K ۱۱۷
۶۳	۰ و ۱	۹۹	۲۲۸	۳۲ K	۱۰۳۰	۶۲ K	۰/۵	۹۳ K

سرانجام، ما به شبکه نگاه خواهیم کرد و اجرای عملی آن را در بررسی خواهیم کرد. با توجه به این‌که اضافه کردن مقادیر متوسطی از مساحت جدید به مبدل‌های پوسته-لوله در

مقایسه با انرژی صرفه‌جویی شده، گران است، به طور ویژه، اندازه‌های مبدل جدید را با نمونه‌های موجود مقایسه خواهیم کرد (در مقابل، در مبدل‌های صفحه‌ای، معمولاً افزودن چند صفحه جدید آسان است.). برای سادگی، ما در این محاسبات تبادل متقابل ایده‌آل را در نظر می‌گیریم. مشاهده می‌شود که نتایج نزدیک به اهداف به دست آمده در بالا برای ۱ تا ۲ مبدل هستند.

ما با ارزیابی شبکه برای $\Delta T_{min} = 63^\circ C$ کار را شروع خواهیم کرد، زیرا دو مبدل (E1 و E2) بدون تغییر هستند و فقط یک مبدل جدید N3 داریم. محاسبات مربوط به این سه مبدل در جدول (۴-۷) نشان داده شده است.

جدول ۴-۷- اندازه‌های مبدل‌های حرارتی در شبکه MER با $\Delta T_{min} = 63^\circ C$

شماره	جریان‌ها	دماهای جریان گرم (°C)	دماهای جریان سرد (°C)	بار حرارتی (kW)	کل HTC (kW/m^2K)	مساحت موردنیاز (m^2)	مساحت موجود (m^2)	هزینه افزوده (£)
E1	CF/Ohds	۱۲۳- ۱۱۲	۶۰-۲۰	۸۸۰	۰/۲	۵۷/۵	۵۷/۵	۰
E2	CF/MO	۱۹۹- ۱۲۳	۹۲-۶۰	۷۶۰	۰/۱۲۵	۷۳/۲	۷۳/۲	۰
N3	CF/Bott	۲۶۱- ۱۵۸	۹۲- ۱۳۲	۱۰۳۰	۰/۱۲۵	۸۷/۷	۸۷/۷	۳۱/۰K
کل				۲۶۷۰		۲۱۸/۴	۱۳۰/۷	۳۱/۰K

با این حال، به عنوان یک نقطه شروع برای کاهش انرژی، ما با $\Delta T_{min} = 20^\circ C$ شروع خواهیم کرد، با این فرض که شاید مجبور شویم از فرض شبکه «ایده‌آل» عقب بکشیم و مقداری از صرفه‌جویی انرژی را از دست بدهیم. جدول (۴-۸) اندازه مبدل‌های جدید را نشان می‌دهد.

جدول ۴-۸- اندازه‌های مبدل‌های حرارتی در شبکه MER با ΔT_{min} =۲۰°C

شماره	جریان‌ها	دماهای جریان گرم (°C)	دماهای جریان سرد (°C)	بار حرارتی (kW)	کل HTC (kW/m^2K)	مساحت موردنیاز (m^2)	مساحت موجود (m^2)	هزینه افزوده (£)
E1	CF/Ohds	-۱۲۳ ۷۷	-۲۰ ۱۰۳	۱۹۱۵	۰/۲۰	۲۶۹/۶	۵۷/۵	K ۵۸/۷
E2	CF/MO	-۱۹۹ ۱۲۳	-۱۰۳ ۱۳۲	۷۶۰	۰/۱۲۵	۱۵۷/۲	۷۳/۲	K ۳۰/۲
N3	CF/Bott	-۲۶۱ ۱۵۸	-۱۳۲ ۱۷۰	۱۰۳۰	۰/۱۲۵	۱۵۹/۶	۰	K ۴۷/۱
کل				۳۷۰۵		۵۸۶/۴	۱۳۰/۷	K ۱۳۶/۰

مبدل N3 جدید است، بنابراین ما در اندازه آن، آزادی کاملی داریم. مبدل E1 باید از نظر اندازه، بیش از چهار برابر باشد و روش بارز انجام این کار نصب پوسته دوم به صورت سری است. همچنین باید مساحت مبدل E2 دوبرابر شود، اما انرژی بیشتری ذخیره نمی‌کند (به دلیل نیروهای محرکه کمتر). ممکن است کسی بپرسد، اگر این مبدل را آن‌گونه که هست، قرار دهیم، چه می‌شود؟ نتایج در جدول (۴-۹) نشان داده شده است. جریمه انرژی فقط kW ۲۳۰ (به ارزش ۱۴ هزار پوند در سال) است. هزینه سرمایه بزرگ کردن مبدل E2 صرفه‌جویی می‌شود و همچنین کاهش ناچیزی در مساحت مورد نیاز برای مبدل N3 وجود دارد (زیرا نیروهای محرکه دما بهبود می‌یابند)، به‌طوری که هزینه سرمایه به اندازه ۳۵/۷ هزار پوند کاهش می‌یابد. از این رو، بازپرداخت جانبی برای بزرگ کردن E2، ۲/۵ سال است. این امر به وضوح کمتر از پروژه کلی، جذاب است و به خوبی کاهش می‌یابد. از مزایای بزرگ کردن E1 و افزودن N3 این است که kW ۱۸۳۵ انرژی، به ارزش ۱۱۰ هزار پوند، برای هزینه سرمایه ۱۰۰ هزار پوندی صرفه جویی می‌شود، از طرف دیگر، بازپرداختی کمتر از یک سال به دست می‌آید.

جدول ۴-۹- اندازه‌های مبدل‌های حرارتی با 2E بدون تغییر

شماره	جریان‌ها	دماهای جریان گرم (ºC)	دماهای جریان سرد (ºC)	بار حرارتی (kW)	کل HTC (kW/m^2K)	مساحت موردنیاز (m^2)	مساحت موجود (m^2)	هزینه افزوده (£)
E1	CF/Ohds	-۱۲۳ ۷۷	-۲۰ ۱۰۳	۱۹۱۵	۰/۲	۲۶۹/۶	۵۷/۵	۵۸/۷ K
E2	CF/MO	-۱۹۹ ۱۴۶	-۱۰۳ ۱۲۴	۵۳۰	۰/۱۲۵	۷۳/۲	۷۳/۲	۰
N3	CF/Bott	-۲۶۱ ۱۵۸	-۱۲۴ ۱۶۲	۱۰۳۰	۰/۱۲۵	۱۳۴/۵	۰	۴۱/۶ K
کل				۳۴۷۵		۴۷۷/۳	۱۳۰/۷	K ۱۰۰/۳

یکی دیگر از امکاناتی که در بازسازی‌ها وجود دارد، استفاده مجدد از هیترها و کولرهای موجود است که بار آن‌ها به عنوان مبدل‌های حرارتی، کاهش یافته یا از بین رفته است. اما هم نیروهای محرکه دما و هم ضرایب انتقال حرارت تمایل دارند که از طریق جریان‌های یوتیلتی بهتر شوند، بنابراین، مساحت اضافی موجود می‌تواند کمی ناامیدکننده باشد. این مورد در اینجا آمده است، همان‌طور که در جدول (۴-۱۰) نشان داده شده است. علاوه بر این، مواد موجود در سمت «یوتیلتی» قدیمی مبدل ممکن است برای جریان سیال فرآیند مناسب نباشد و هیتر برای خوراک خام، یک کوره است (گاز به مایع، با لوله‌های پره‌دار در طرف گاز برای افزایش مساحت سطح و انتقال گرما) و در نتیجه برای یک کار مایع-مایع، کمتر مناسب است. بنابراین در این مورد، استفاده مجدد از هیتر و کولر به این روش، دیگر مورد استفاده قرار نمی‌گیرد. این کار همچنین در هنگام راه‌اندازی و خاموش کردن از مزایای عملیاتی برخوردار است، زیرا در صورت لزوم، هیترها و کولرهای قدیمی برای استفاده در دسترس هستند.

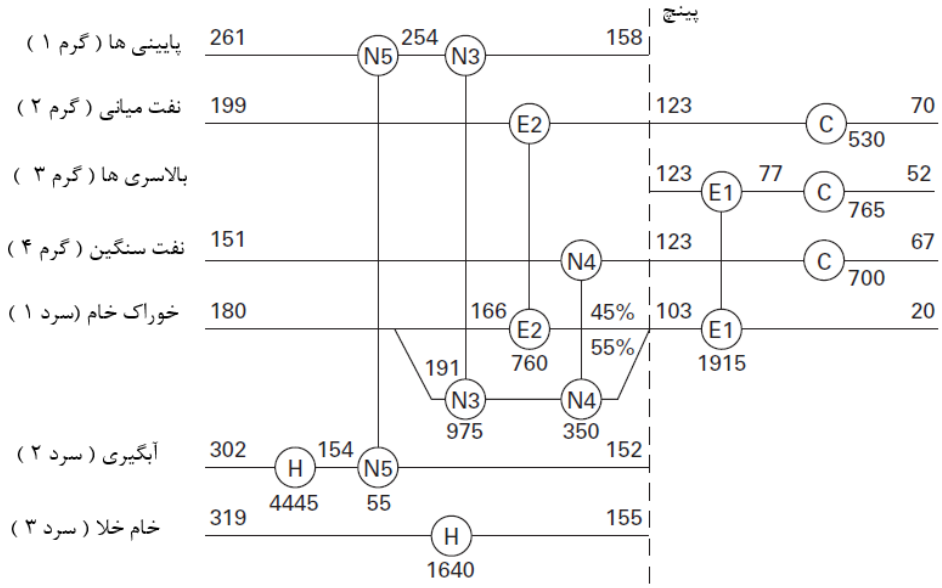
جدول ۴-۱۰- اندازه هیترها و کولرهای موجود

شماره	جریان	دماهای جریان گرم (°C)	دماهای جریان سرد (°C)	اختلاف دمای لگاریتمی (°C)	بار حرارتی (kW)	HTC کل (kW/m^2K)	مساحت موجود (m^2)
H	نفت خام	۴۰۰-۴۰۰	۹۲-۱۸۰	۲۶۱	۲۳۶۰	۰/۲	۴۵/۱
C1	سرریزها	۱۱۲-۷۷	۲۵-۳۵	۴۸	۱۸۰۰	۰/۵	۷۵/۵
C2	نفت میانی	۱۲۳-۷۰	۲۵-۳۵	۶۴	۵۳۰	۰/۲	۴۱/۳
C3	پایینی‌ها	۲۶۱-۱۵۸	۲۵-۳۵	۱۷۵	۱۰۳۰	۰/۲	۲۹/۴
کل					۳۴۷۵		۱۹۱/۳

۴-۹-۲- واحدهای ادغام شده

همان‌طور که در بخش (۳-۸-۴) اشاره شد، منطقه پینچ در این حالت «فشرده‌تر» است. درست در بالای پینچ، ما دو جریان گرم (نفت میانی و نفت سنگین) و فقط یک جریان سرد داریم، بنابراین در صورت رعایت معیارهای جفت‌های پینچ، تقسیم جریان لازم است. گام طبیعی بعدی، ادامه یافتن هر دو جریان گرم و سپس جفت کردن خوراک خام با باقیمانده است. با این حال، محاسبه نشان می‌دهد که این امر موجب یک نقض ΔT_{min} خواهد بود. بنابراین، نفت میانی و جفت‌های باقیمانده باید یا با یک انشعاب جریان جدید یا با قرار دادن دو انتهای مبدل در همان شاخه نفت سنگین، به صورت موازی، قرار بگیرند؛ دومی راحت‌تر است. سرانجام، می‌بینیم که خوراک خام دیگر گرمای کافی برای ادامه یافتن دو انتهای جریان باقیمانده ندارد و برای جلوگیری از سرمایش در بالای پینچ، باید ۵۵ kW با جریان بدون آب جفت شود. شبکه حاصل در شکل (۴-۴۲) نشان داده شده است؛ برخی از انعطاف‌پذیری‌ها در جریان‌های موجود در شاخه‌های جریان خوراک خام وجود دارد و در اینجا فرض بر این است که آن‌ها به تناسب CPهای جریان گرم بالای پینچ تقسیم می‌شوند. از آنجایی که

نیروهای محرکه دما کاهش یافته‌اند، مبدل‌های حرارتی در جفت‌های بین خوراک خام و نفت میانی و دو انتها نسبت به آن‌هایی که در جدول‌های (۴-۶) و شکل (۴-۴۱) است، بزرگ تر خواهد بود.



شکل ۴-۴۰: شبکه با واحدهای اتمسفری و خلاء ادغام شده، ΔT_{min} =۲۰°

یک شبکه بالای پینچ نیز می‌تواند با جفت سازی چرخه‌ای به همراه کاهش‌هایی در بازیابی انرژی تولید شود. با این حال، به دلایل عملیاتی، تقسیم جریان در این حالت گزینه‌ای جذاب است. هنگامی که این دو کارخانه به‌طور همزمان کار نمی‌کنند، شاخه خوراک نفت خام که به سمت مبدل نفت سنگین می‌رود، به راحتی توسط دریچه‌ها بسته می‌شود و تمام خوراک نفت خام از مسیر موجود عبور می‌کند. همچنین لوله‌های این شاخه جدید می‌توانند کوچک‌تر باشند، زیرا تنها باید نیمی از جریان را منتقل کنند و افت فشار در آرایش موازی، کمتر از قرار دادن مبدل‌ها به صورت سری است. سرانجام، تنها نیمی از جریان از طریق اتلاف حرارتی در خط لوله طولانی بین واحدهای تقطیر اتمسفری و خلاء آسیب می‌بینند (و وقتی دو واحد با هم در حال اجرا نیستند، این‌ها به کلی حذف می‌شوند).

صرفه‌جویی سالانه از طریق کاهش انرژی ۳۵۰ kWی، در حدود ۲۱ هزار پوند است. با این حال، اکنون ۵ مبدل داریم - دو مورد بیشتر از این که واحدها به هم وصل نشوند. مبدل کوچک ۵۵ kW ی به وضوح غیر اقتصادی خواهد بود؛ یک گزینه این است که آن را رها کنید (قرار دادن بار بر روی هیترها و کولرها از طریق یک مسیر) و جریمه انرژی را بپذیرید، اما این باعث می‌شود که صرفه‌جویی بیشتر، کاهش یابد. با این وجود دمای پیش از فلش در صفحات سنگی تنظیم نشده است. افزایش آن فقط با ۲ °C باعث می‌شود که این ۵۵ kW توسط جریان خوراک خام جذب شود و دمای نهایی جدید آن ۱۸۲ °C باشد، در حالی که اکنون آب زدایی کردن به جای ۱۵۲°C از ۱۵۴ °C شروع می‌شود و به این ترتیب، بار حرارتی آن افت پیدا خواهد کرد. این تغییر به راحتی قابل قبول است - در واقع به دلیل رسوب‌گیری مبدل، کمتر از تغییر دمای معمولی در طول چرخه عملیاتی است. حتی پس از این، صرفه-جویی ۲۱ هزار پوند در سال نه تنها هزینه مبدل جدید، بلکه هزینه لوله‌های اضافی نیز باید پرداخت شود. نیاز به عملکرد دو واحد به طور همزمان برای دستیابی به صرفه‌جویی، یکی دیگر از اشکالات آن است. از این رو، این پروژه بسیار کم اهمیت به نظر می‌رسد.

یک محاسبه سریع نشان می‌دهد که مبدل مورد نیاز باید در حدود ۱۳۰ مترمربع باشد (فرض کنیم که HTC کلی معمولی ۰/۱۲۵ kW/m^2K است؛ ΔT میانگین به زحمت بیش از ۲۰ °C است) و هزینه سرمایه تخمین زده شده، ۴۰/۶ هزار پوند است. بازپرداخت ۲ ساله به تنهایی در این مورد به دست می‌آید، اما علاوه بر این، نیروهای محرکه دما در بقیه شبکه کاهش یافته و سایر مبدل‌های E2 و N3 نیاز به بزرگ شدن دارند.

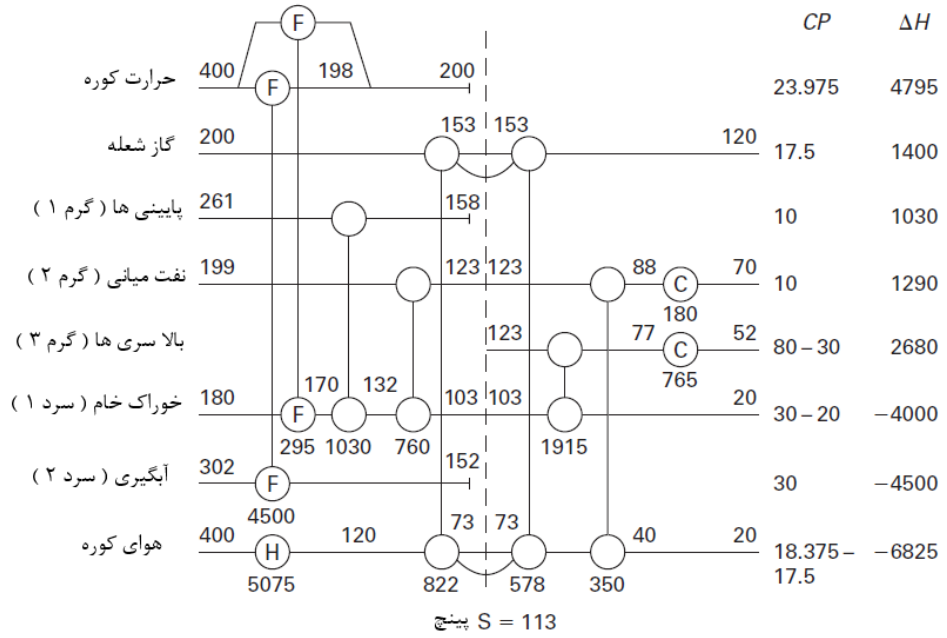
یک گزینه شبکه دیگر در بخش تغییر فرآیند (۶-۶-۲) مشخص می‌شود.

۴-۹-۳- در نظر گرفتن جریان‌های یوتیلتی

در بخش (۳-۴-۶) اشاره شد که با در نظر گرفتن جریان‌های یوتیلتی در آنالیز، می‌توان بازیابی حرارتی بیشتری به دست آورد. طراحی یک شبکه در این حالت باید از شبکه متعادل استفاده کند که شامل گرمایش کوره و گاز دودکش به عنوان جریان‌های گرم اضافی، و ضروریات گرمایش هوا به عنوان یک جریان سرد اضافی است. از آنجایی که شبکه ما به اهداف انرژی دست می‌یابد، کوره، گاز دودکش و جریان‌های هوا ۳۰٪ پایین‌تر از مقادیر فعلی آن‌ها هستند که مطابق با صرفه جویی انرژی به دست آمده است.

شکل (۴-۴۳) تنها با در نظر گرفتن واحد اتمسفری، شبکه‌ای را که به اهداف دست می‌یابد، نشان می‌دهد. خوراک نفت خام و جریان آب زدایی شده در حال حاضر با جریان گرمایش کوره جفت می‌شوند. از لحاظ تئوریکی یک نقض ΔT_{min} کوچک در انتهای سرد جریان‌های گرمای آب زدایی شده و کوره وجود دارد (زیرا ΔT_{min} در جفت‌های گاز-مایع، ۵۰ °C در نظر گرفته می‌شود)؛ در عمل، این امر غیرممکن است، به ویژه که باید چیزی مشابه در کوره موجود نیز اتفاق بیفتد. گاز دودکش در حال حاضر با هوای کوره جفت می‌شود؛ مبدل حرارتی پینچ را در بر می‌گیرد، اما آن را نقض نمی‌کند، زیرا بارهای بالا و پایین پینچ با دقت جفت می‌شوند. ΔT در این جفت از ۱۰۰ به ۸۰ °C کاهش می‌یابد؛ پیش گرمایش اولیه هوا از ۲۰ تا ۴۰ °C باید با یک جریان فرآیند پایین پینچ انجام شود و تنها جریانی که به اندازه کافی گرم است، جریان نفت میانی است. بنابراین، یک مبدل جدید هوا-مایع بین نفت میانی و هوای کوره لازم است.

نیروی محرکه مبدل گاز دودکش-هوا و سیم‌پیچ گرمایش کوره برای خوراک خام کاهش یافته است، اما به دلیل کاهش ۳۰ درصدی یوتیلتی گرم، بارهای حرارتی نیز وجود دارند، بنابراین تعادل بین مقدار $(Q/\Delta T)$ و مساحت مورد نیاز باید شبیه قبل باشد. محاسبات مفصل، تغییر دقیق را نشان می‌دهد و در این صورت، یک تغییر اندازه کوچک مبدل نفت میانی جدید می‌تواند مطلوب باشد. این شبکه در مقایسه با وضعیتی که جریان‌های فرآیند و یوتیلتی ادغام نشده‌اند، ۳۵۰ kW گرمای اضافی را بازیابی می‌کند. محاسبات مشابهی را می‌توان در جریان-های کوره خلاء انجام داد.



شکل ۴-۴۱: شبکه متعادل برای واحد اتمسفری ادغام شده با جریان‌های یوتیلتی

۴-۹-۴- یوتیلتی‌های چندگانه

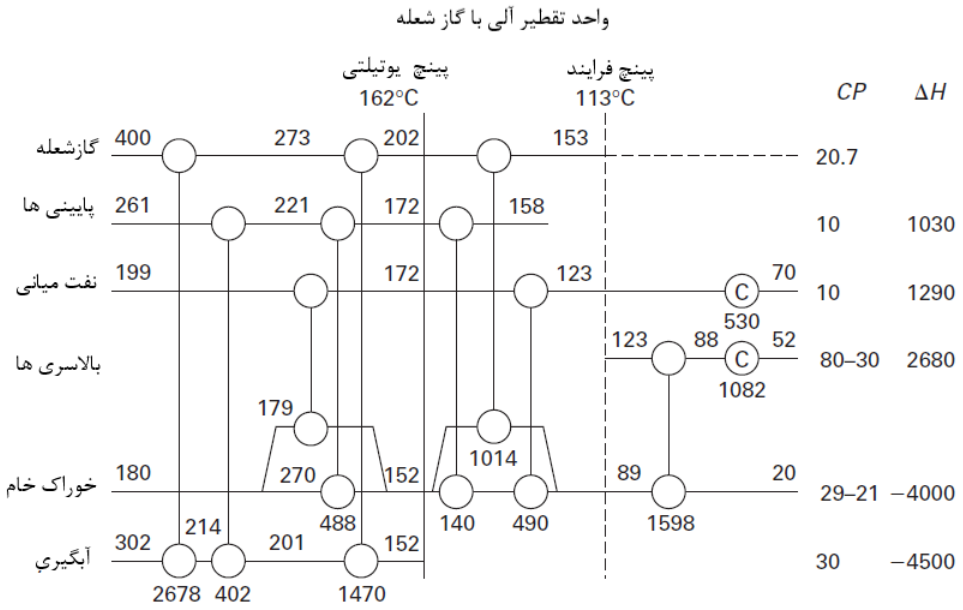
در بخش (۳-۴) دو گزینه برای یوتیلتی‌های چندگانه ذکر شده است. اولی، استفاده از بخار در دمای تغییر یافته ۲۰۰ °C با گرمایش کوره در بالای آن بود؛ دومی، استفاده از گاز گرم به عنوان یک یوتیلتی دما-متغیر بود. این امر چه تأثیری بر طراحی شبکه در مقایسه با شکل (۴-۴۱) دارد؟

برای سطح بخار متوسط، تغییر کمی وجود دارد، وظیفه جریان آب زدایی شده در دمای شیفت یافته کمتر از ۲۰۰ °C (دمای واقعی ۱۹۰°C) و کلیه کار گرمایش خوراک خام توسط بخار انجام می‌شود و مانند قبل بالاتر از این دما، جریان آب‌زدایی شده توسط کوره گرم می‌شود. بنابراین، تنها تغییر واقعی این است که به جای یکی، دو هیتر جداگانه در جریان آب‌زدایی شده وجود دارد. این با هدف‌گذاری واحدهای ما سازگار است، زیرا ما یک جریان یوتیلتی دیگر را اضافه کرده‌ایم ، بنابراین یک واحد اضافی انتظار داریم.

برای جریان گاز دودکش، مسائل پیچیده‌تر می‌شوند. پینچ مربوط به یوتیلتی جدید در S = 162°C ظاهر می‌شود و پینچ فرآیند در دمای ۱۱۳ °C کاملاً حذف می‌شود! بنابراین، با

استفاده از شبکه متعادل و شروع از پینچ جدید، باید یک شبکه کاملاً جدید طراحی شود. در بالای پینچ، سه جریان گرم و فقط دو جریان سرد وجود دارد، بنابراین باید جریان خوراک خام تقسیم شود. برعکس، در پایین پینچ، CP جریان خوراک خام بالاتر از CP هر یک از سه جریان گرم است، بنابراین دوباره باید تقسیم شود. جریان گاز دودکش در بالای پینچ بار حرارتی کافی برای تأمین جریان آب زدایی شده ندارد، بنابراین یک جفت اضافی بین دو انتها و جریان آب‌زدایی شده لازم است. در پایین پینچ، باید حداقل ۶۹۷ kW از گاز دودکش استخراج شود تا بارهای جریان سرد را در بالای پینچ فرآیند تأمین کند، اما در صورت دلخواه نیز می‌تواند بیشتر کاهش یابد. در این حالت، این تصمیم (اندکی اختیاری) برای پایین آوردن آن تا ۱۵۳ °C، مربوط به پینچ فرآیند قدیمی، گرفته شده است. ۳۱۷ kW اضافی گرمای بازیافت شده باعث صرفه جویی در انرژی نمی‌شود، اما باعث کاهش بار حرارتی می‌شود و نیروهای محرکه را در مبدل بزرگ بالاسری-خوراک خام افزایش می‌دهد.

شبکه حاصل در شکل (۴-۴۴) نشان داده شده است. به ۱۱ واحد و دو انشعاب جریان نیاز دارد که بعید به نظر می‌رسد اقتصادی باشد، بنابراین می‌خواهیم شبکه را کاهش دهیم. با این حال، ما نمی‌توانیم به سادگی این کار را با عبور از یوتیلتی گرم اضافی نامشخص انجام دهیم. در عوض، ما باید دبی و CP جریان گاز دودکش را افزایش دهیم تا گرمای اضافی تأمین شود.



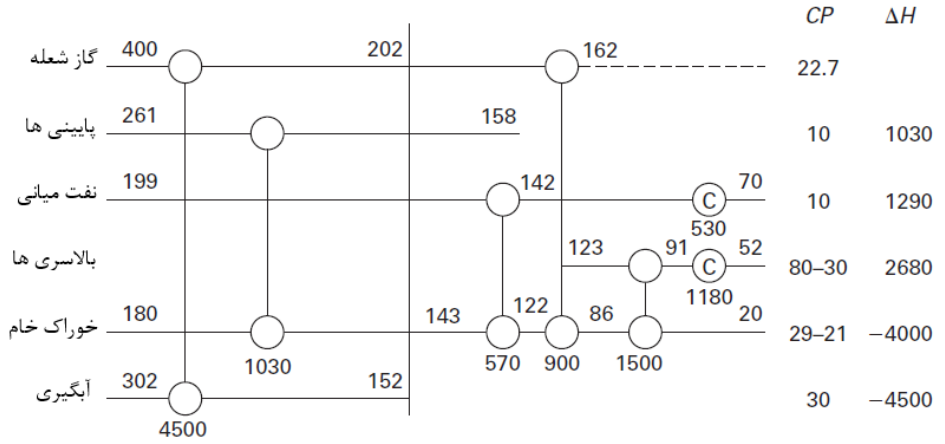
شکل ۴-۴۲: شبکه متعادل برای واحد اتمسفری با گرمایش گاز دودکش

یکی از گزینه‌های بارز حذف مبدل با انتهای آب زدایی شده را با جابجایی بار آن بر روی جریان گاز دودکش است، این کار به ۴۰۲ kW اضافی نیاز دارد و CP جریان گاز دودکش از ۲۰/۷ به ۲۲/۷ kW/K افزایش می‌یابد - تقریباً ۱۰٪ بیشتر. سپس مبدل با انتهای خوراک خام قرار می‌گیرد؛ برای حذف انشعابات جریان و جفت سازی چرخه‌ای، ما یک نقض ΔT_{min} کوچک (تا ۱۵ °C) را در انتهای سرد این مبدل می‌پذیریم. نفت میانی با خوراک خام جفت شده و تا جایی که انتهای سرد در $\Delta T_{min} = 20°C$ باشد، پایین آورده می‌شود. اکنون یک جفت با جریان گاز دودکش لازم است و دوباره می‌توانیم آن را تا جایی که دوست داریم، پایین بیاوریم. ما تصمیم گرفتیم که مانند گذشته، بار حرارتی را در مبدل بالاسری-خوراک خام در ۱۵۰۰ kW بگذاریم.

شبکه کاهش یافته، شکل (۴-۴۵) است. اکنون ما فقط ۷ واحد داریم، بنابراین ۴ مبدل را نگه داشته‌ایم؛ ما همچنین انشعابات جریان را از بین برده‌ایم. بار حرارتی اضافی موجود در گاز دودکش، ۴۰۰ kW بین دماهای ۲۰۲ °C و ۴۰۰ °C است - اما باید یادمان باشد که

همچنین برای اتلاف حرارتی در گاز دودکش به دلیل دبی بالاتر آن، در دمای کمتر از ۲۰۲ °C، یک جریمه مشابهی وجود دارد.

اگر از یک کوره استفاده شود و پیش گرمایش هوا امکان‌پذیر باشد، همان‌طور که در بخش (۴-۹-۳) شرح داده شده است، باید شامل داده‌های جریان، هدف‌گذاری، آنالیز شبکه و شبکه متعادل باشد. با این حال، همه جریان‌های گاز دودکش به جریان‌های هوای ورودی که می‌توانند پیش گرم شوند، مرتبط نیستند. در مورد سیستم‌های ترکیبی گرما و توان (CHP) که براساس توربین‌های گازی یا موتورهای برگشت‌پذیر هستند، پیش گرمایش هوا اغلب غیرعملی است، زیرا این امر می‌تواند بر کارایی موتور تأثیر نامطلوبی بگذارد (به فصل ۵ مراجعه کنید).



شکل ۴-۴۳: شبکه کاهش یافته برای واحد اتمسفری با گرمایش گاز دودکش

۴-۱۰- نتایج

شبکه‌های مبدل حرارتی را می‌توان برای رسیدن به اهداف انرژی به‌دست‌آمده از تجزیه و تحلیل جدول مسئله، با استفاده از روش طراحی پینچ طراحی کرد. این روش می‌تواند به طور موثری برای ایجاد مبادله بین انرژی، تعداد واحدها و سرمایه و پوشش بازسازی کارخانه‌های موجود سازگار شود.

تحقیقات بیشتری در ۲۰ سال گذشته در مورد سنتز شبکه مبدل حرارتی انجام شده است و به طراحی و بهینه سازی شبکه‌های پیچیده با عمق بسیار بیشتری نگاه می‌کند. شرح مفصلی در کتاب شینوی[1] (۱۹۹۵) آورده شده است. این مطالب به ویژه در جایی که کارخانه‌های پیچیده با جریان‌های زیاد درگیر هستند (مانند پالایشگاه‌های نفت و کارخانه‌های مواد شیمیایی فله) ارزش مطالعه دارد. روش‌های بهینه‌سازی ریاضی و رایانه‌ای نیز برای این موارد به طور گسترده مورد مطالعه قرار گرفته است و نرم‌افزار تخصصی طراحی شبکه در دسترس است.

همچنین استراتژی طراحی شبکه از روش‌های اساسی پینچ به دست آمده است. به‌ویژه، تغییرات به طور فزاینده تمایل به شروع از شبکه موجود را دارند نه طراحی MER، و بهینه سازی شبکه برای تنظیم دقیق بارهای حرارتی در مبدل‌ها، یک روش استاندارد است. با این حال، برخی از این تغییرات ممکن است به این دلیل با اهمیت باشند که آنالیز پینچ عمدتاً در کارخانه‌های بزرگ و پیچیده اعمال شده است. برای فرآیندهای کوچک‌تر و ساده‌تر، هنوز روش‌های قدیمی‌تر، شایستگی زیادی دارند که خوشبختانه در کنار تحولات جدیدتر هستند.

تمرین

۴-۱- برای مثال چهار جریانی اصلی، مقدار CP را به ۲/۵ و دمای ورودی را به $120\ ^\circ C$ تغییر دهید. با استفاده از تقسیم جریان در پینچ، شبکه جدید برای بالای پینچ طراحی کنید.

۴-۲- برای مثال تقسیم جریان در بخش‌های (۴-۳-۱) و (۴-۳-۲):

- سعی کنید جفت سازی چرخه‌ای را با دو مبدل بر اساس (الف) مثال داده شده، با مبدل‌ها با ترتیب معکوس؛ (ب) با معکوس کردن CPها در جریان ۱ و ۲، با هر دو نوع مبدل؛ (ج) دمای ورودی یکسان در جریان ۱ و ۲، با هر دو نوع مبدل انجام دهید. چه مفاهیمی را از جریمه‌های انرژی مربوطه دریافت می‌کنید؟
- سعی کنید یک سری از چهار جفت چرخه‌ای (به هر ترتیب) را بسازید. چند درجه آزادی وجود دارد؟ بهترین پیکربندی برای به حداقل رساندن مصرف انرژی چیست؟ آیا می‌توانید مجموعه‌ای از معادلات را برای پیش بینی پیکربندی توسعه دهید که جریمه انرژی را به حداقل برساند؟

[1] Shenoy

۴-۳- جدول مقادیر UA را برای مثال ایجاد تغییرات در بخش (۴-۷) ایجاد کرده و با مقادیر گفته شده در این متن مقایسه کنید. نمودار شبکه را برای طراحی 1A با دما طراحی کنید.

۴-۴- با توجه به واحد تقطیر مواد آلی در بخش (۴-۹)، مجموعه‌ای از شش معادله همزمان را برای سه مبدل حرارتی در ساختار پایه تنها در حالت واحد اتمسفری (شکل ۴-۴۱)، با شش دمای متغیر (بین مبدل و کولر در ۳ جریان گرم و بین مبدل‌های موجود در خوراک خام سرد) و مساحت‌های متغیر A1، A2 و A3 مبدل‌ها ایجاد کنید. از آنجایی که شش معادله و ۹ مجهول وجود دارد، برای به دست آوردن یک جواب باید چند مورد مشخص شود؟ برای این معادلات با (الف) مساحت‌های معلوم کافی، (ب) دمای معلوم کافی، (ج) ترکیبی از مساحت‌های و دماهای معلوم، با استفاده از مقادیر موجود در شبکه MER، جواب-هایی را به دست آورید. یک صفحه گسترده برای این محاسبات توصیه می‌شود.

منابع

1. Asante, N. D. K. and Zhu, X. X. (1997). An automated and interactive approach for heat exchanger network retrofit, *Trans IChemE*, 75(الف): 349.
2. Calandranis, J. and Stephanopoulos, G. (1986). Structural operability analysis of heat exchanger networks, *Chem Eng Res Des*, 64(5): 347–364.
3. Cerda, J. and Westerberg, A. W. (1983). Synthesizing heat exchanger networks having restricted stream/stream matches using transportation problem formulations, *Chem Eng Sci*, 38(10): 1723–1740.
4. Cerda, J., Westerberg, A. W., Mason, D. and Linnhoff, B. (1983). Minimum utility usage in constrained heat exchanger networks – A transportation problem, *Chem Eng Sci*, 38(3): 373–387.
5. Colberg, R. D., Morari, M. and Townsend, D. W. (1989). A resilience target for heat exchanger network synthesis. *Comp Chem Eng*, 13(7): 821–837.
6. Floudas, C. A. and Grossmann, I. E. (1987). Synthesis of flexible heat exchanger networks for multiperiod operation, *Comp Chem Eng*, 11(2): 123–142.

7. Floudas, C. A., Ciric, A. R. and Grossmann, I. E. (1986). Automatic synthesis of optimum heat exchanger network configurations, *AIChE J*, 32(2): 276–290.
8. Gundersen, T. and Naess, L. (1988). The synthesis of cost optimal heat exchanger networks – An industrial review of the state of the art, *Comp Chem Eng*, 12(6): 503–530.
9. Hewitt, G. F. (ed.) (2002). *HEDH: Heat Exchanger Design Handbook*, 4 volumes, ISBN 1-56700-181-5 (also available separately). Begell House Inc, Redding, CT, USA.
10. Kotjabasakis, E. and Linnhoff, B. (1986). Sensitivity tables for the design of flexible processes (1) – How much contingency in heat exchanger networks is cost-effective, *Chem Eng Res Des*, 64(3): 197–211.
11. Kotjabasakis, E. and Linnhoff, B. (1987). Better system design reduces heatexchanger fouling costs, *Oil Gas J*, 49–56, September.
12. Kuppan, T. (2000). *Heat Exchanger Design Handbook (Mechanical Engineering Series).* ISBN: 0824797876. Marcel Dekker, New York.
13. Linnhoff, B. and Hindmarsh, E. (1983). The pinch design method of heat exchanger networks, *Chem Eng Sci*, 38(5): 745–763.
14. Linnhoff, B. and Kotjabasakis, E. (1986). Process optimization: downstream paths for operable process design, *Chem Eng Prog*, 23–28, May.
15. O'Young, D. L., Jenkins, D. M. and Linnhoff, B. (1988). The constrained problem table for heat exchanger networks. *IChemE Symp Series* 109, 75–116.
16. O'Young, L. (1989). *Constrained Heat Exchanger Networks: Targeting and Design*, PhD. Thesis, University of Manchester (UMIST), UK.
17. Saboo, A. K., Morari, M. and Woodcock, D. C. (1985). Design of resilient processing plants: VIII. A resilience index for heat exchanger networks, *Chem Eng Sci*, 40(8): 1553–1565.
18. Saboo, A. K., Morari, M. and Colberg, R. D. (1986). RESHEX – An interactive software package for the synthesis and analysis of resilient heat exchanger networks, Part I: Program description and application, *Comp Chem Eng*, 10(6): 577–589. Part II: Discussion of area targeting and network synthesis algorithms, *Comp Chem Eng*, 10(6): 591–599.

19. Shenoy, U. V. (1995). *Heat Exchanger Network Synthesis; Process Optimisation by Energy and Resource Analysis.* Gulf Publishing Co, Houston, Texas, USA.
20. Sinnott, R. K. (2005). *Chemical Engineering Design*. Coulson and Richardson's Chemical Engineering, Vol. 6, 4th edition. Elsevier Butterworth-Heinemann, Oxford, UK.
21. Smith, R. (2005). *Chemical Process Design and Integration*. John Wiley & Sons Ltd, Chichester, UK.
22. Suaysompol, K. and Wood, R. M. (1991). The flexible pinch design method for heat exchanger networks, 1. Heuristic guidelines for free hand design, 2. FLEXNET –heuristic searching guided by the A* algorithm. *Trans IChemE Part A (Chem Eng Res Des)*, 69: 458–464 and 465–470.
23. Tjoe, T. N. and Linnhoff, B. (1986). Using pinch technology for process retrofit, *Chem Eng*, 47–60, April 28.
24. Trivedi, K. K., O'Neill, B. K., Roach, J. R. and Wood, R. M. (1989). A new dualtemperature design method for the synthesis of heat exchanger networks, *Comp Chem Eng*, 13: 667–685.

فصل پنجم

یوتیلتی‌ها، سیستم‌های حرارتی و توان

۵-۱- مفاهیم

۵-۱-۱- مقدمه

سیستم‌های یوتیلتی، نیازهای گرمایشی و سرمایشی را تأمین می‌کنند که با تبادل حرارت برآورده نمی‌شوند و بخش (۳-۴) مفهوم یوتیلتی‌های چندگانه را معرفی کرده است.

در این فصل ما با نگاهی به تعامل یوتیلتی‌های گرمایشی و سرمایشی با تجهیزات برقی و با پوشش موارد زیر، آن را یک مرحله دیگر پیش می‌بریم:

- سیستم‌های ترکیبی حرارت و توان (CHP)، که همزمان با تأمین یوتیلتی گرم، برق تولید می‌کنند (بخش۵-۲).
- پمپ‌های حرارتی، با استفاده از برق (یا گرمای درجه بالا) برای کاهش هر دو یوتیلتی‌های گرم و سرد (بخش ۵-۳-۱).
- سیستم‌های برودتی، با تأمین تجهیزات خنک‌کننده در زیر دمای محیط و برق مصرفی (بخش ۵-۳-۲).
- آنالیز سایت کل، با بهینه‌سازی تجهیزات گرمایشی، سرمایشی و برق یک مجموعه کامل چند کارخانه ای (بخش ۵-۴).

از آنجایی که مطالعات موردی هستند، جنبه‌های اقتصادی را شامل می‌شوند (بخش‌های (۵-۵) و (۵-۶)).

۵-۱-۲- انواع سیستم‌های حرارت و توان

بیشتر فرآیندهای شیمیایی و سایت‌های مرتبط با آن‌ها فقط به گرما نیاز ندارند؛ آن‌ها به توان نیز نیاز دارند. این توان می‌تواند برای راندن موتورهای برقی، پمپ‌ها یا کمپرسورها، برق

یوتیلتی‌ها و نمایشگرهای بصری و روشنایی استفاده شود. اکثر سایت‌ها برای وارد کردن این توان به صورت برق از یک شرکت تأمین کننده خارجی هزینه می‌کنند، اما خود این توان در نهایت باید به نوعی تولید شود. در بعضی از کشورها، بخش قابل توجهی توسط نیروی برق آبی یا توان جزر و مد یا با استفاده از دیگر منابع تجدید پذیر تولید می‌شود. با این حال، در بیشتر موارد، بخش اعظم توان از طریق موتورهای گرما تولید می‌شود.

موتور حرارتی، وسیله ای برای تبدیل گرما به توان است. گرما با دمای بالا با سوختن ذغال سنگ، نفت، گاز طبیعی یا سایر سوخت‌های فسیلی یا مواد قابل احتراق تأمین می‌شود؛ در عوض، این گرما می‌تواند از طریق یک واکنش هسته‌ای تأمین شود. در بیشتر کارخانه‌ها از گرما برای تبخیر آب برای ایجاد بخار با فشار بالا استفاده می‌شود. سپس این بخار به یک توربین منتقل می‌شود و برای چرخاندن توربین و تولید برق شفت، نیرویی را بر روی تیغه اعمال می‌کند. بخار خروجی در فشار کم ظاهر می‌شود. اغلب این بخار چگالش شده و آب سرد مجدداً به دیگ‌های بخار بر می‌گردد تا مجدداً مورد استفاده قرار گیرد. بنابراین، گرمای نهان چگالش بخار هدر می‌رود. در نتیجه، راندمان حرارتی این فرآیندها (توان تولید شده توسط گرمای حاصل از سوخت تقسیم می‌شود) حداکثر ۴۰٪ است.

انواع دیگری از موتورهای حرارتی وجود دارند. به عنوان مثال، موتور احتراق داخلی نفت دیزل، بنزین یا گاز طبیعی را سوزانده و برق تولید کرده و در گازهای خروجی و نیز در آب مورد نیاز برای خنک شدن سیلندرها، گرما را تولید می‌کند. به همین ترتیب، در توربین گازی، سوخت در جریان هوای فشرده سوزانده می‌شود تا گاز داغ با فشار بالا تولید شود؛ سپس، این گاز از یک توربین عبور می‌کند، برق تولید کرده و به عنوان گاز داغ با فشار کم و در دمای حدود ۵۰۰ °C ظاهر می‌شود. علاوه بر این، این فرآیندها فقط در حدود ۴۰٪ یا کمتر در تولید برق کارآمد هستند.

راندمان پایین تولید موتورهای حرارتی بدین معنی است که مقدار قابل توجهی گرما تولید شده و هدر می‌رود. با این حال، کارخانه‌های فرآیندی معمولی دارای نیازهای گرما و همچنین توان هستند. چرا ما نباید از یک موتور حرارتی در سایت خود استفاده کنیم تا برق تولید کند و همزمان از حرارتی که به عنوان یوتیلتی گرم به فرآیندهای ما بر می‌گردد، استفاده کنیم و بدین ترتیب یک سیستم بسیار کارآمدتر ارائه دهیم؟

این مفهوم CHP است. با این وجود، چنین سیستمی باید با دقت طراحی شود تا مطمئن شویم که هرگونه گرمای تولید شده در سطح مفیدی می‌باشد. به عنوان مثال، بخار خروجی از یک کارخانه مستقل معمولی در دمای ۴۰ °C متراکم می‌شود که برای ارائه هرگونه کار گرمایشی مفید بسیار کم است. با «قطع» تولید برق به مقدار اندکی، بخار را می‌توان در دمای ۱۰۰ °C متراکم کرد که برای تأمین آب گرم یک طرح گرمایشی منطقه کافی است. علاوه بر این، بخار را می‌توان از توربین در دماهای بالاتر بیرون آورد و اگرچه با کاهش بیشتر در تولید برق، مستقیماً برای نیازهای گرمایشی فرآیند استفاده کرد. ما برای تهیه گرما در دماهای مورد نیاز کارخانه، باید راه‌هایی برای طراحی یک سیستم CHP پیدا کنیم. این بخش چگونگی این کار را به ما توضیح می‌دهد.

همچنین آگاهی از سایر سیستم‌هایی که نیازهای گرما و توان را پیوند می‌دهند، بسیار مهم است. پمپ‌های حرارتی، نمونه‌های اصلی هستند. این‌ها عموماً با استفاده از یک منبع تغذیه برای افزایش حرارت از دمای پایین به دمای بالاتر، به عنوان یک موتور حرارتی معکوس کار می‌کنند. پمپ‌های حرارتی همچنین شامل سیستم‌های تراکم مجدد بخار هستند.

سرانجام، ما یادآوری می‌کنیم که نیازهای یوتیلتی گرم در دمایی بالاتر از دمای محیط، به‌طور مستقیم یا غیرمستقیم، توسط نوعی از فرآیند احتراق فراهم می‌شود. گرمایش پایین‌تر از دمای محیط و سرمایش بالاتر از دمای محیط می‌تواند از شرایط محیطی به عنوان یک چاه یا منبع حرارتی نهایی استفاده کند (به عنوان مثال، سیستم‌های خنک‌کننده آب در نهایت گرما را به محیط برمی‌گردانند). این شرایط، یوتیلتی سرد پایین‌تر از دمای محیط را ترک می‌کند؛ برای فراهم کردن این کار، هیچ معادل ساده‌ای برای احتراق وجود ندارد (هرچند که جذب در بعضی شرایط می‌تواند این کار را انجام دهد - بخش (۵-۳-۱)). در عوض، گرما باید از طریق یک سیستم تبرید از دمای فرآیند (به عنوان مثال،°C ۲۰) تا دمای محیط افزایش یابد. برای این کار برق لازم خواهد بود و بنابراین، این نوعی پمپ حرارتی است.

۵-۱-۳- اصول اساسی موتورهای حرارتی و پمپ‌های حرارتی

همان‌طور که در شکل (۵-۱) (الف) نشان داده شده است، اساس ترمودینامیکی موتور حرارتی کاملاً ساده است. این موتور بین یک منبع حرارتی با دمای T_1 و یک چاه حرارتی با

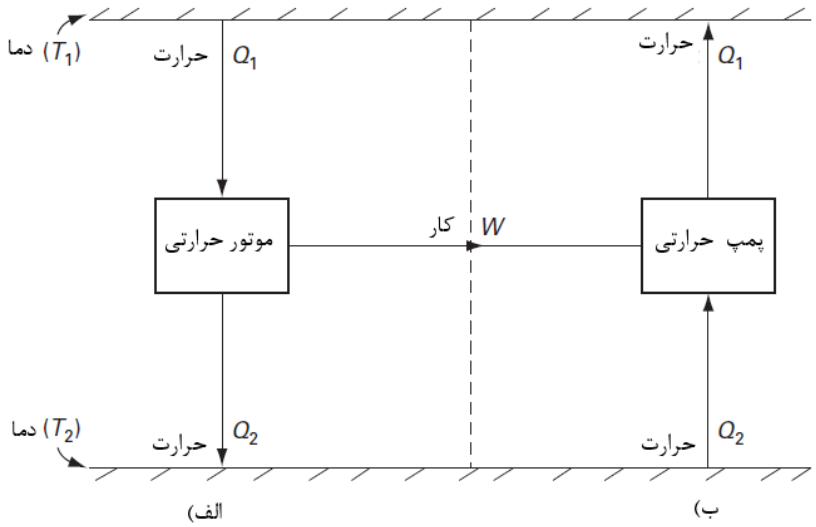
دمای اندکی کمتر T_2 کار می‌کند. گرمای Q_1 را از منبع حرارتی گرفته و گرمای Q_2 را به چاه حرارتی منتقل کرده و کار W را تولید می‌کند. طبق قانون اول ترمودینامیک:

$$W = Q_1 - Q_2 \qquad ۱-۵$$

قانون دوم ترمودینامیک (معادله کارنو) بیان می‌کند که همه این گرما را نمی‌توان به کار تبدیل کرد و یک حد بالایی مشخص وجود دارد که تحت کنترل دماهایی است که موتور حرارتی بین آن‌ها کار می‌کند:

$$W = Q_1 \eta_{mech} \frac{(T_1 - T_2)}{T_1} \qquad ۲-۵$$

η_{mech} در معادله (۵-۲) راندمان مکانیکی سیستم است که برای موتورهای ترمودینامیکی ایده‌آل یا «برگشت پذیر»، معادل یک است. این مقدار برای تمام موتورهای واقعی از این مقدار ایده‌آل کمتر است. عامل $(T_1 - T_2)/T_1$ بازده کارنو η_c است که بیانگر حداکثر تبدیل ممکن گرما به کار است. T_1 و T_2 دمای مطلق (کلوین یا درجه رنکین) هستند.



شکل ۵-۱: اساس ترمودینامیکی موتورهای حرارتی و پمپ‌های حرارتی

با توجه به معادله کارنو می توان گفت که که برای یک دمای منبع حرارتی معین T_1، اگر دمای چاه حرارتی T_2 افزایش یابد، توان تولید کاهش می‌یابد. از آنجایی که در یک سیستم گرما و توان، T_2 به میزانی می‌رسد که در آن یوتیلتی گرم تأمین می‌شود، انتخاب صحیح T_2 بسیار مهم است.

همان‌طور که در شکل (۵-۱) (ب) نشان داده شده است، پمپ حرارتی صرفاً یک موتور حرارتی است که در حالت معکوس کار می‌کند. این پمپ گرمای Q_2 را از چاه حرارتی در دمای T_2 دریافت می‌کند، گرمای Q_1 را به منبع حرارتی در دمای T_1 منتقل کرده و کار W را مصرف می‌کند. به علاوه، طبق قانون اول ترمودینامیک معادله (۵-۱) اعمال می‌شود و طبق قانون دوم:

$$W = \frac{Q_1}{\eta_{mech}} \frac{(T_1 - T_2)}{T_1} \qquad ۳-۵$$

معمول است که بازده کلی موتورهای حرارتی و پمپ‌های حرارتی واقعی براساس رابطه زیر تعریف شود:

$$W = \eta Q_1 \qquad ۴-۵$$

که برای موتورهای حرارتی $\eta < \eta_c$ و برای پمپ‌های حرارتی $\eta > \eta_c$ است. معادله (۵-۴) را می‌توان برای پمپ‌های حرارتی بازنویسی کرد:

$$W = \frac{Q_1}{COP_p} = \frac{Q_2}{COP_r} \qquad ۵-۵$$

که در آن COP_p به اصطلاح «ضریب عملکرد» مبتنی بر گرمای Q_1 خروجی از یک پمپ حرارتی یا سیستم تراکم مجدد بخار است و COP_r ضریب یک سیستم تبرید مبتنی بر گرمای Q_2 ناشی از فرآیند است. از معادلات (۵-۱)، (۵-۳)، (۵-۴) و (۵-۵) روابط زیر به دست می‌آید:

$$COP_p = \frac{Q_1}{W} = \frac{1}{\eta} = \eta_{mech} \frac{(T_1 - T_2)}{T_1} \qquad ۶-۵$$

$$COP_r = \frac{Q_2}{W} = \frac{Q_1 - W}{W} = COP_p - 1 \qquad ۷-۵$$

$$COP_r = \frac{Q_2}{W} = \frac{1 - \eta}{\eta} = \frac{T_2 \eta_{mech}}{(T_1 - T_2)} \qquad ۸-۵$$

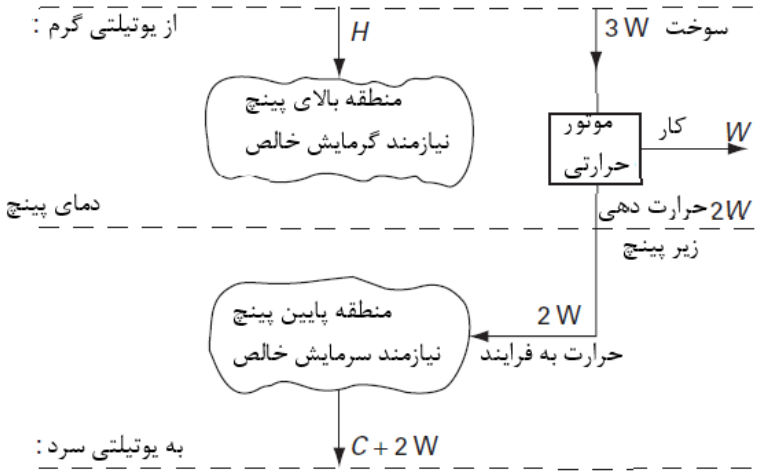
از این‌رو، یک افزایش دمای کم (T_1 - T_2) منجر به یک COP_p بالا و مقدار زیادی از گرمای افزایش یافته در واحد توان می‌شود. با این حال، مقادیر پایین‌تر T_2، COP_r را کاهش می‌دهد، بنابراین، سیستم‌های برودتی با کاهش دمای مطلق به توان بیشتری در واحد گرمای افزایش یافته، نیاز دارند.

با درک مفاهیم بالا، می‌توانیم آنالیز مسئله بازیابی توان و گرمای ترکیبی را شروع کنیم.

۵-۱-۴- جانمایی مناسب برای موتورهای حرارتی و پمپ‌های حرارتی

گرمای حاصل از موتور حرارتی می‌تواند به یک یوتیلتی گرم فرآیند تبدیل شود؛ گرمای حذف شده توسط پمپ حرارتی به یک یوتیلتی سرد فرآیند تبدیل می‌شود (و گرمای برگردانده شده می‌تواند به یک یوتیلتی گرم تبدیل شود). بنابراین ما می‌توانیم انتظار داشته باشیم اصولی که قبلاً در جانمایی یوتیلتی به‌طور کلی تعیین شدند، در اینجا به کار برود.

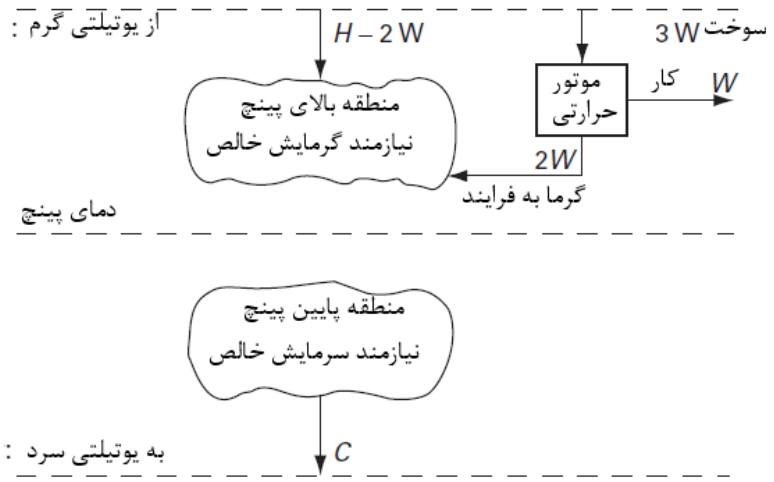
شکل (۵-۲) نمودار شماتیک یک فرآیند را نشان می‌دهد که در دمای پینچ به دو قسمت تقسیم می‌شود. ناحیه بالای پینچ به گرمایش H کمتری نیاز دارد و مناطق پایین پینچ، به سرمایش خالص C نیاز دارند. ما سعی خواهیم کرد تا توسط یک موتور حرارتی که کار W را تولید می‌کند، برخی از نیازهای گرمایشی را تأمین کنیم. اگر تولید گرما در یک دمای مفید باشد، بازده آن تا حدودی کمتر از مقدار آن در یک کارخانه خواهد بود؛ فرض خواهیم کرد که این مقدار ۳۳٪ است، به طوری که ۳ واحد W سوخت لازم است و ۲ واحد W خروجی تولید می‌شود. اگر موتورهای حرارتی به طور جداگانه از فرآیند کار می‌کردند، در این صورت، کل (H + 3W) یوتیلتی گرم و (C + 2W) یوتیلتی سرد مورد نیاز بود. در شکل (۵-۲) موتور حرارتی به جای برگرداندن گرما به آب خنک‌کننده، آن را به فرآیند منتقل می‌کند. با این حال، اگر ملزومات یوتیلتی گرم و یوتیلتی سرد را به هم اضافه کنیم، متوجه می‌شویم که آن‌ها هیچ تفاوتی با حالت مستقل ندارند. سیستم CHP هیچ صرفه‌جویی خالصی را ایجاد نکرده است. چه اشتباهی پیش آمده است؟



شکل ۵-۲: جانمایی نامناسب موتور حرارتی

پاسخ هنگامی مشخص می‌شود که می‌بینیم گرمای هدر رفته از موتور حرارتی به کجا می‌رود. این گرما برای فرآیند پایین پینچ به کار گرفته می‌شود. اما ما از قبل می‌دانیم که این فرآیند در آنجا نیازی به گرمایش ندارد - این یکی از سه قانون طلایی را زیر پا می‌گذارد. بنابراین موتور حرارتی از نظر ترمودینامیکی به اشتباه قرار داده شده است.

حال بگذارید سیستم را تغییر دهیم تا موتور حرارتی همان‌طور که در شکل (۵-۳) نشان داده شده است، گرما را به بالای پینچ برگرداند. در حال حاضر، گرمای خروجی فراهم شده برای منطقه بالای پینچ، موجب صرفه‌جویی مستقیم در حرارتی می‌شود که باید برای این منطقه تأمین شود. در حال حاضر، نیاز به یوتیلتی گرم کل به (H + W)، در حالی که نیاز به یوتیلتی سرد به C کاهش یافته است. از آنجایی که ما در حال تولید کار W هستیم، ما در واقع در حال تبدیل گرما به برق با بازده نهایی ۱۰۰٪ هستیم! با این حال، این کار، قانون دوم ترمودینامیک را نقض نمی‌کند. بازده ۱۰۰٪ از مقایسه دو سیستم حاصل می‌شود که یکی از آن‌ها نسبت به سیستم دیگر در شرایط مطلق، کارآمدتر است. (در عمل، تلفات انرژی «ثانویه» مانند تلفات تبدیل برق (ژنراتور) به این معنی است که تبدیل به میزان ۱۰۰٪ نیست؛ اما «۱۰۰٪» برای درک مفهومی مفید است).

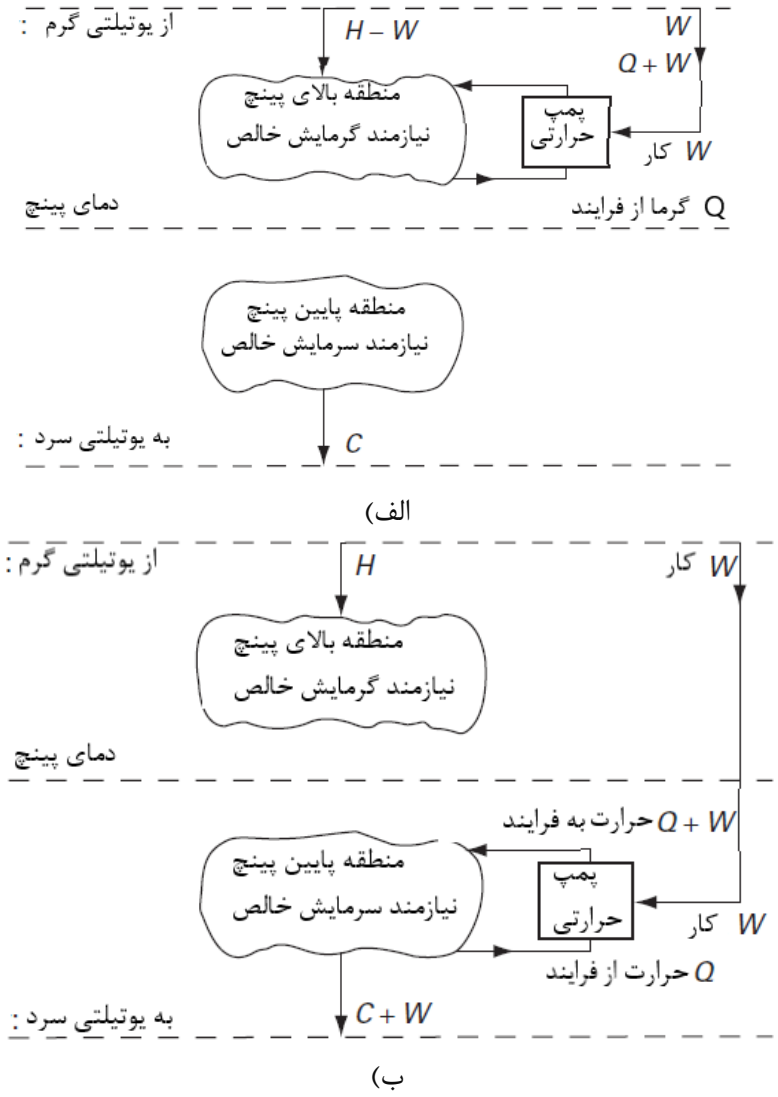


شکل ۵-۳: جانمایی مناسب موتور حرارتی

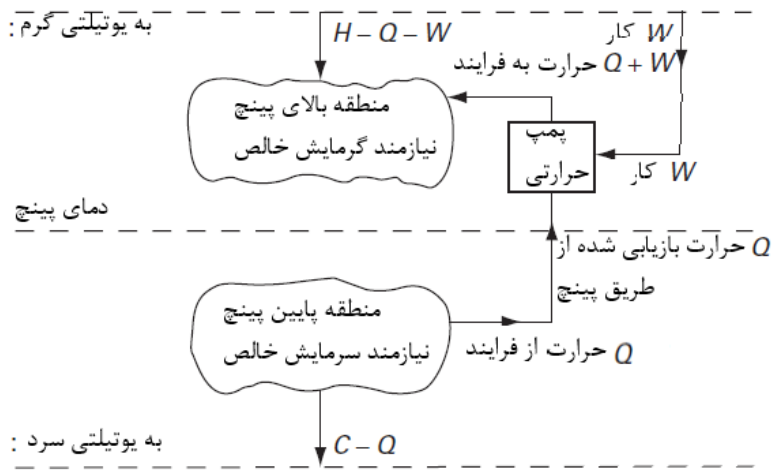
تنها شرط این است که فرآیند باید بتواند از تمام حرارتی که توسط موتور حرارتی در دمای خروجی تأمین شده است، استفاده کند. به عبارت دیگر، یوتیلتی دما-پایین جدید باید از اصل جانمایی مناسب پیروی کند؛ این یوتیلتی نه تنها بالای پینچ، بلکه همچنین باید بالای منحنی ترکیبی گراند باشد. بنابراین انتخاب موتور حرارتی به میزان بار یوتیلتی و میزان دمای مورد نیاز بستگی دارد و این موضوع در بخش (۵-۲) بحث شده است.

مفهوم جانمایی مناسب بلافاصله برای پمپ‌های حرارتی گسترش می‌یابد. در شکل (۵-۴) (الف)، یک پمپ حرارتی که کاملاً بالای پینچ قرار گرفته است، نمایش داده شده است. مشاهده می‌شود که تمام موفقیت‌های این پمپ حرارتی در کار، جایگزین کردن مقداری یوتیلتی گرم W با کار W است که به ندرت (در صورت وجود) مبادله‌ای ارزشمند خواهد بود. در شکل (۵-۴) (ب) یک پمپ حرارتی با تبدیل کار W به گرمای هدر رفته W، کاملاً پایین پینچ عمل می‌کند. این به قرار دادن یک هیتر غوطه‌ور در یک برج خنک‌کننده تشبیه شده است! به‌طور کلی، همان‌طور که در شکل (۵-۵) نشان داده شده است، فقط هنگامی که پمپ حرارتی از طریق پینچ عمل کند، انرژی صرفه‌جویی می‌شود، یعنی هنگامی که آن از منبع فرآیند به سمت چاه فرآیند پمپ می‌شود. بدیهی است، هنگامی که راندمان «طبیعی» به دست می‌آید، جانمایی مناسب برای پمپ‌های حرارتی به معنای قرار گرفتن آن‌ها از طریق پینچ است. قرار گرفتن در هر دو طرف پینچ نامناسب است و منجر به هدر رفتن انرژی می‌شود. این اصل

جامع‌تر نیز دوباره اعمال می‌شود - پایین منحنی ترکیبی گراند، گرما باید از بین برود و بالای منحنی ترکیبی گراند قرار گیرد.



شکل ۵-۴: جانمایی‌های نامناسب پمپ حرارتی



شکل ۵-۵: جانمایی نامناسب یک پمپ حرارتی

۵-۲- سیستم‌های CHP

۵-۲-۱- موتورهای حرارتی کاربردی

روش معمول تولید CHP صنعتی استفاده از موتور حرارتی است که سوخت را می‌سوزاند، کار شفت را تولید می‌کند و همچنین حرارتی را تولید می‌کند که می‌تواند برای گرم کردن فرآیند مورد استفاده قرار گیرد. از سه نوع دستگاه می‌توان استفاده کرد که همه در شکل (۵-۶) نشان داده شده است:

(الف) توربین‌های بخار[1] (چرخه رنکین[2]): بخار با فشار بالا در یک دیگ بخار ایجاد می‌شود و از طریق یک یا چند توربین به دماها و فشارهای پایین‌تری که برای فرآیندهای سایت لازم است، کاهش می‌یابد. از شفت توربین، برق تولید می‌شود. برای گرم کردن دیگ می‌توان از انواع سوخت استفاده کرد.

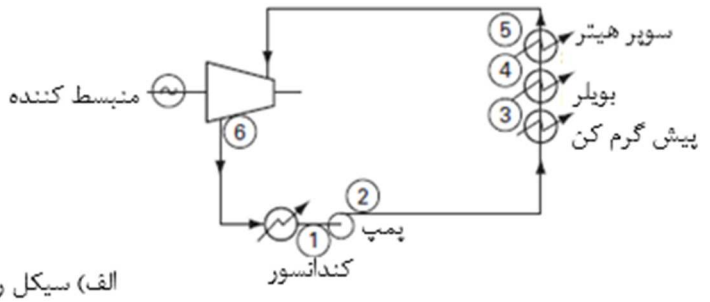
(ب) توربین‌های گازی[3]: سوخت (معمولاً گاز طبیعی) با هوای فشرده شده در یک کوره سوزانده می‌شود. گازهای حاصل، در فشار و دمای بالا (به‌طور معمول ۱۰۰۰ °C) مستقیماً از طریق یک توربین عبور کرده و کار تولید شفت را تولید می‌کنند، اگرچه حدود دو سوم از این

[1] Steam turbines
[2] Rankine cycle
[3] Gas turbines

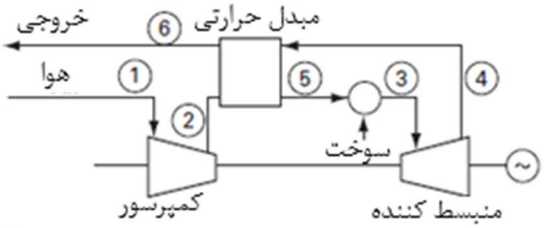
مورد برای راه‌اندازی کمپرسور لازم است. گازهای خروجی در دمای°C ۵۵۰-۴۵۰ ظاهر می-شوند و می‌توانند برای گرم کردن فرآیند، گاهی اوقات به‌طور مستقیم، اما معمولاً با افزایش بخار در دیگ بخار گرمای زاید مورد استفاده قرار گیرند.

ج) موتورهای رفت و برگشتی[1]: سوخت در موتور احتراق داخلی سوزانده می‌شود و با تنظیم معمول پیستون و میل لنگ، برق تولید می‌شود. گازهای گرم خروجی، به طور معمول در دمای °C ۴۰۰-۳۰۰، می‌توانند گرمای فرآیند را فراهم کنند. سیلندرهای موتور همچنین تقریباً همواره به سرمایش قابل توجهی توسط آب در دمای ۷۰ تا °C ۹۵ نیاز دارند. این سوخت می‌تواند نفت دیزل، گاز طبیعی قابل قطع یا ترکیبی از این‌ها در موتور دوگانه سوز باشد.

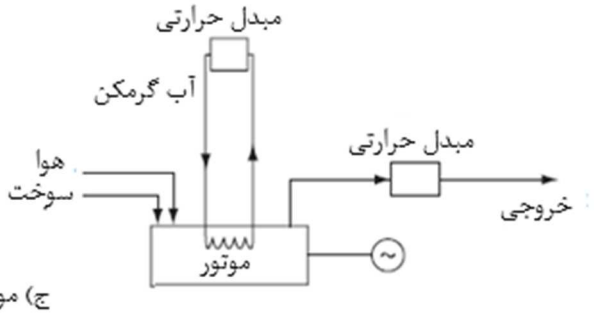
[1] Reciprocating engines



الف) سیکل رنکین بخار



ب) توربین گازی ساده با مبدل حرارتی



ج) موتور رفت و برگشتی

شکل ۵-۶: طرح‌واره‌های سیستم‌های موتور حرارتی

۵-۲-۲- انتخاب یک سیستم CHP

این سه گزینه می‌تواند به ترتیب نسبت توان تولید شده برای گرمای خروجی تأمین شده برای فرآیند رتبه‌بندی شود. تفاوت‌ها در جدول (۵-۱) در زیر خلاصه شده است و همچنین می‌توان آن‌ها را به‌طور مؤثر توسط نمودارهای سانکی نشان داد (شکل ۵-۷).

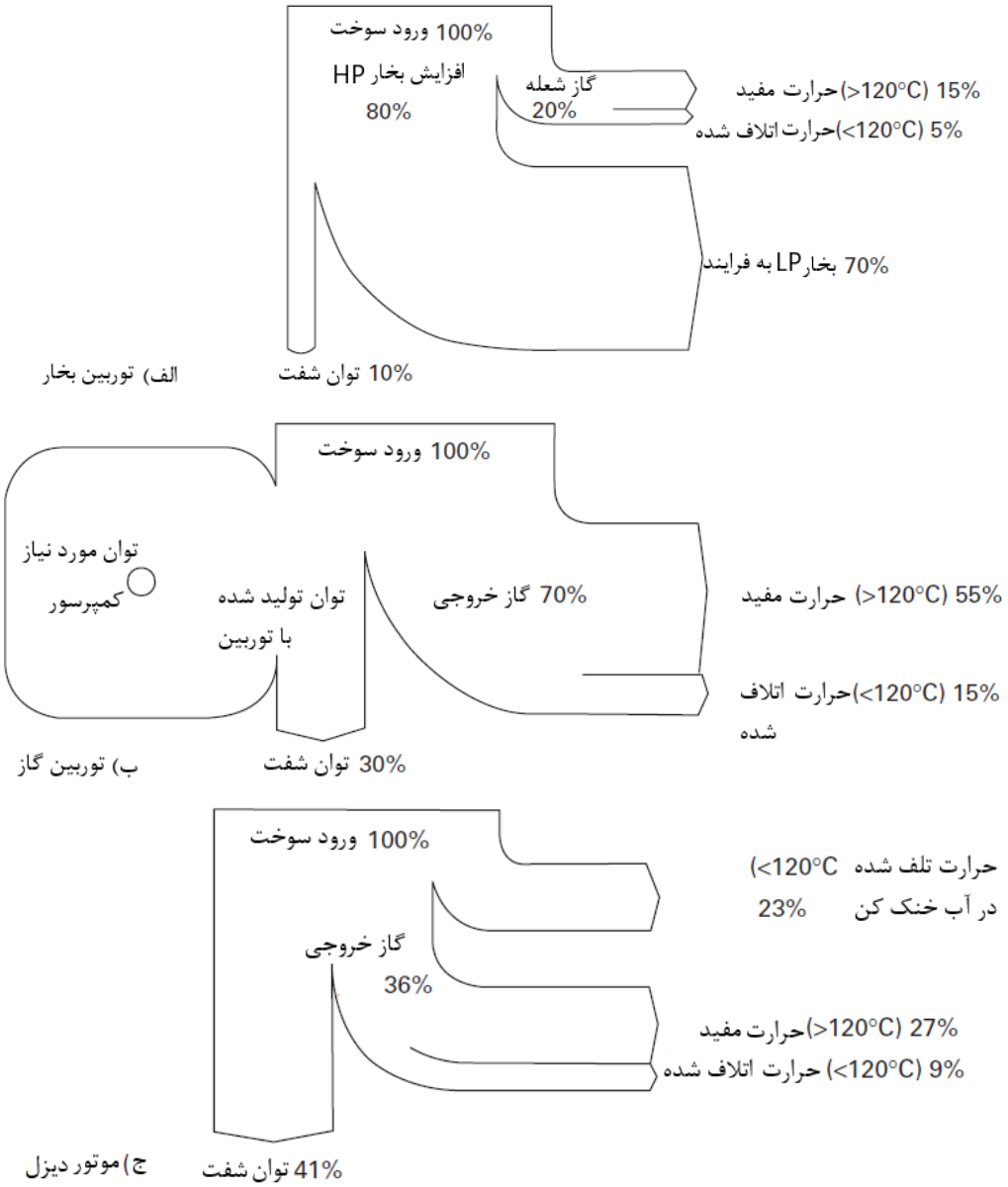
جدول ۵-۱- سیستم‌های ترکیبی حرارت و توان

سیستم CHP	نسبت توان بر حرارت	نسبت حرارت به توان	سایز معمول (th)MW	سایز معمول (e)MW	دامنه گرمایشی اصلی (ºC)
توربین‌های بخار	<۰/۲	>۵	۵۰-۳	۰/۵ -۱۰	۲۰۰-۱۰۰
توربین‌های گاز	۰/۲ – ۰/۶۷	۱/۵-۵	۳۰-۲	۲۰-۱	۵۰۰-۱۰۰
موتورهای دیزل/گاز	۰/۵ – ۱/۲۵	۰/۸ -۲	۰/۲ -۵	۰/۲ -۵	۳۰۰-۱۰۰و <۸۰

نمونه‌هایی از هر سه نوع در عملیات صنعتی هستند. انتخاب بین آن‌ها به اندازه و نسبت گرما به توان سایت، پتانسیل صادرات توان و نیز دماهایی که فرآیند در آن نیاز به گرما دارد، بستگی دارد. به علاوه، منحنی ترکیبی گراند، یک یوتیلتی مهم است.

توربین‌های بخار در دماهای متوسط مقادیر زیادی گرما تولید می کنند. توان کمی با پایین آوردن بخار پرفشار تا فشارهای بالاتر از حدود ۱۵ بار، که مربوط به دمای اشباع بالای°C ۲۰۰ است، تولید می‌شود. از این رو، در جایی که بیشتر از این سطح مورد نیاز است، آن‌ها انتخاب خوبی نیستند. برعکس، اگر بیشتر نیازهای حرارتی سایت برای بارهای حرارتی در دماهای نسبتاً ثابت در محدوده °C ۲۰۰-۱۰۰ باشد، به عنوان مثال برای بارهای تبخیر یا حتی گرمایش با تزریق مستقیم بخار، یک توربین بخار بسیار مناسب خواهد بود. آن‌ها به طور کلی واحدهای بزرگ هستند و برای مکان‌هایی با بار حرارتی بالای ۱۰ مگاوات مناسب هستند. سیستم‌های بخار به عنوان مجموعه‌ای از یوتیلتی‌های دما-ثابت چند سطحی (بخش ۳-۴-۳)، بر روی منحنی ترکیبی گراند ترسیم می‌شوند.

توربین‌های گازی گرما را از طریق گازهای خروجی خود در طیف وسیعی از دما از °C ۶۰۰ به سمت دماهای پایین‌تر آزاد می‌کنند. بنابراین، آن‌ها به ویژه برای سایت‌هایی با نیازهای حرارتی دما-بالا مناسب هستند، به عنوان مثال برای خشک‌کن‌های هوای گرم یا واکنش‌های با دمای بالا مناسب هستند. برای یک سایت با نیازهای حرارتی خاص، آن‌ها توان بیشتری نسبت به توربین‌های بخار تولید می‌کنند. تا سال ۱۹۸۰، بیشتر واحدهای تجاری موجود در محدوده اندازه ۱۰-۵۰ مگاوات بودند، اما از آن زمان تاکنون توربین‌های گازی با اندازه متوسط



شکل ۵-۷: نمودارهای سانکی برای CHP

در محدوده ۱-۱۰ مگاوات ظاهر شده‌اند که از موتورهای هوایی گرفته شده است و این‌ها برای بسیاری از مکان‌های صنعتی بسیار مناسب هستند. با این حال، عملکرد روی منحنی،

ضعیف است و برای برخی از سایت‌های منزوی در جایی که هیچ منبع اصلی گاز بزرگ و کافی در این نزدیکی‌ها وجود ندارد، توربین‌های گازی گزینه مناسبی نیستند. توربین‌های گازی ابزاهای دما-متغیر هستند و در صورت استفاده مستقیم از گرما در فرآیند، باید به همان روش گاز دودکش کنترل شوند (بخش ۳-۴-۵). برای موقعیت رایج‌تر که بخار در یک دیگ بخار گرمای هدر رفته بالا می‌رود، این بخار به عنوان یک یوتیلتی دما-ثابت عمل می‌کند؛ به یاد داشته باشید که در افزایش این بخار یک جریمه ΔT بیشتر وجود دارد. گرمای پایین پینچ فرآیند هدر می‌رود؛ حتی نمی‌توان از آن برای گرم کردن هوا در توربین گازی استفاده کرد، زیرا هوای گرم دارای چگالی کمتری است و در نتیجه کمپرسور اولیه به توان بیشتری نیاز دارد. اگرچه شکل (۵-۶) (ب) یک مبدل حرارتی را نشان می‌دهد که گرمای حاصل از خروجی توربین را بازیابی می‌کند، هنگامی که هوا نسبتاً داغ بوده و تقریباً همواره بالای پینچ است، این مبدل باید بعد از کمپرسور قرار بگیرد.

موتورهای دیزلی و گازی نیز مقدار زیادی برق را تولید می کنند، اما گرمای فرآیند نسبتاً کمی دارند، اگرچه برخی از این‌ها در دمای حداکثر ۴۰۰ °C در دسترس است. به طور خاص برای موتورهای دیزلی، در صورت سرد شدن گاز خروجی تا دمای حدود ۲۰۰ °C، چگالش گاز اسیدی و خوردگی نقطه شبنم می‌تواند اتفاق بیفتد، ممکن است بازیابی گرما محدودتر شود. موتورهای رفت و برگشتی برای فرآیندهای دارای دمای پایین پینچ و بارهای حرارتی قابل توجه زیر ۱۰۰ °C، مناسب‌ترین هستند (به عنوان مثال، برای سیستم‌های گرمایش فضا - سیستم‌های گردشی گرمایش مرکزی معمولاً در محدوده ۹۰-۷۰ °C عمل می‌کنند)، زیرا از گرمای ژاکت آب می توان به طور مفید استفاده کرد. در غیر این صورت، فقط می‌توان از مقدار کمی گرمای موجود در گاز خروجی استفاده کرد و راندمان حرارتی کلی کمی بهتر از یک سیستم مستقل است. در ابتدا، آن‌ها نسبت به توربین‌ها واحدهای بسیار کوچکتری بودند، به‌طور معمول در محدوده ۵۰۰-۵۰ kW و باید از آن‌ها به صورت چندگانه برای خروجی‌های بزرگ توان استفاده می‌کردند. موتورهای پیشرفته می‌توانند بسیار بزرگ تر باشند؛ به عنوان مثال، موتور دوگانه سوز نصب شده در ساوتهمپتون (بخش ۵-۶-۲) دارای ۵/۷ مگاوات برق است. با این حال، بیش از ۵-۱۰ مگاوات، توربین‌های گازی به طور کلی ترجیح داده می‌شوند. گازهای خروجی در GCC به عنوان یک یوتیلتی دما-متغیر مانند گاز دودکش (بخش ۳-۴-۵) ترسیم می‌شوند؛ به علاوه، پیش گرم کردن ورودی هوا به موتور غیرممکن است. آب

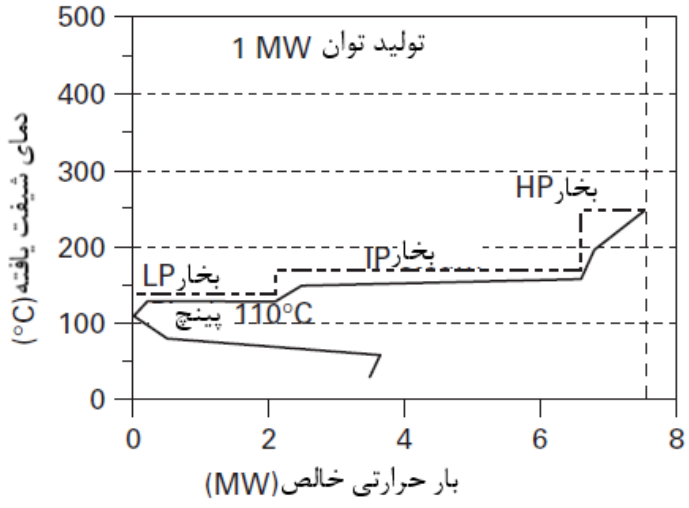
خنک‌کننده مانند یک سیستم نفت داغ، به عنوان یک یوتیلتی دما-متغیر با گردش مجدد عمل می‌کند. از این‌رو، یک فهرست انتخاب ساده می‌تواند به صورت زیر باشد:

۱. نیاز برقی سایت چیست؟ اگر کمتر از ۱ مگاوات باشد، موتورهای رفت و برگشتی را ترجیح دهید؛ بیشتر از ۵ مگاوات، توربین‌های گازی و توربین‌های بخار ترجیح دهید.
۲. نسبت گرما به توان سایت را بررسی کنید و با مقادیر موجود در جدول (۵-۱) مقایسه کنید. در سال‌های اخیر، تمایل به افزایش بارهای الکتریکی در سایت‌ها و ثابت ماندن یا کاهش نیازهای حرارتی وجود دارد. در نتیجه، نسبت گرما به توان سایت‌ها افزایش یافته است و موتورهای رفت و برگشتی و توربین‌های گازی را در مقابل توربین‌های بخار مورد تأیید قرار دهید.
۳. مشخصات انتشار گرمای سیستم‌های CHP را با مشخصات GCC فرآیند بالای پینچ مقایسه کنید تا ببینید که آیا بهترین جفت به دست می‌آید. به خصوص:

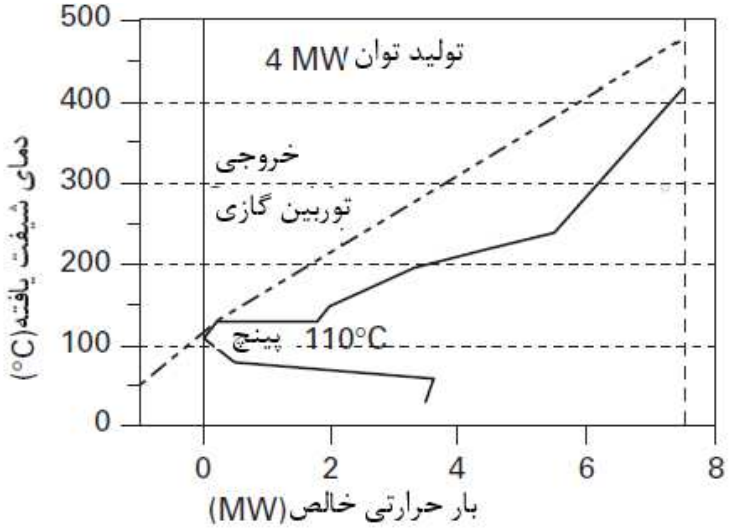
- اگر بارهای گرمایشی بالاتر از ۲۰۰ °C وجود داشته باشد، این امر توربین‌های گازی و موتورهای رفت و برگشتی را تأیید می‌کند.
- دماهای پینچ بیش از ۷۰ °C موتورهای رفت و برگشتی را تأیید نکنید.
- بارهای حرارتی قابل توجه در دمای پایین، کمتر از ۱۰۰ °C، موتورهای رفت و برگشتی را تأیید می‌کند. توجه داشته باشید که این بارهای حرارتی معمولاً «غیر فرآیندی» هستند، به عنوان مثال، گرمایش فضا یا آب گرم خانگی و اغلب از مجموعه داده‌های جریان حذف می‌شوند. ارزش بررسی دارد که آیا این الزامات وجود دارد یا خیر.

شکل (۵-۸) نمونه‌هایی از هر نوع سیستم را در شرایطی نشان می‌دهد که به خوبی با نیازهای حرارتی فرآیند جفت می‌شوند. توربین‌های بخار زمانی سیستم غالب CHP بودند. با این حال، به دلیل تولید پایین توان آن‌ها و پیشرفت‌های مهم در توربین‌های گازی، به تازگی تقریباً هیچ کدام نصب نشده است. به عنوان یک کلیت گسترده، بسیاری از فرآیندهای صنعتی دمای پینچ را در ۱۰۰ °C یا کمی بالاتر دارند و توربین‌های گازی اکنون انتخاب معمولی برای این کارخانه‌ها هستند. در جایی که بخار به عنوان محیط گرمایشی فرآیند ترجیح داده می‌شود، بخار می‌تواند در یک دیگ بخار با اتلاف گرما بالا رود که توسط گازهای خروجی از

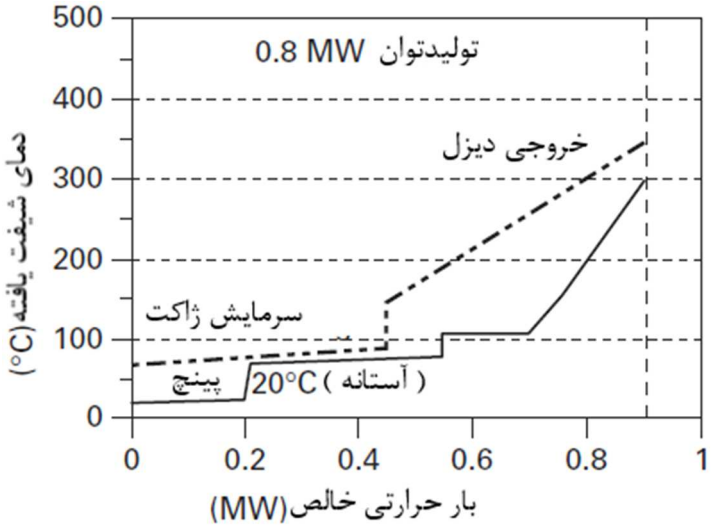
توربین گازی تغذیه می‌شود. در سایت‌های بزرگ، با ارائه به اصطلاح یک سیستم چرخه ترکیبی (بخش ۵-۲-۳-۳)، این بخار می‌تواند برای تولید توان بیشتر در یک چرخه رنکین استفاده شود؛ هزینه بالای سرمایه بدان معنی است که این کار در کمتر از ۱۰ مگاوات به ندرت اقتصادی است. در مقابل، برخی از سایت‌های دارای سیستم CHP توربین بخار موجود، دارای توربین گازی بازسازی شده‌اند؛ افزایش تولید توان هزینه سرمایه را توجیه می‌کند. اگر توربین گازی گزینه مورد نظر باشد، اما نسبت گرما به توان مورد نیاز از حد طبیعی بیشتر باشد، یک راه حل آسان و مؤثر، اضافه کردن سوخت تکمیلی است. مشعل‌ها برای افزایش دما در مجرای گاز خروجی سوار شده‌اند؛ هوای احتراقی مجزا تأمین می‌شود، یا مشعل‌ها می‌توانند اکسیژن باقیمانده را در گازهای احتراق حرکت دهند. دمای حداکثر ۸۵۰°C را می‌توان به دست آورد که این حد بالایی کاربردی به دلیل بررسی‌های مواد است. در مورد ساختمان‌ها یا سایت‌های صنعتی کوچک که بخش عمده‌ای از نیاز گرما مربوط به گرمایش فضا است، شرایط کاملاً متفاوت است. پینچ اغلب در دمای محیط قرار دارد و بارهای حرارتی به ندرت بالاتر از ۱ مگاوات هستند. از این‌رو، موتورهای رفت و برگشتی محبوب‌ترین شکل CHP در این حالت هستند.



الف)



ب)



ج)

شکل ۵-۸: یوتیلتی‌های به خوبی جفت شده معمولی و GCC

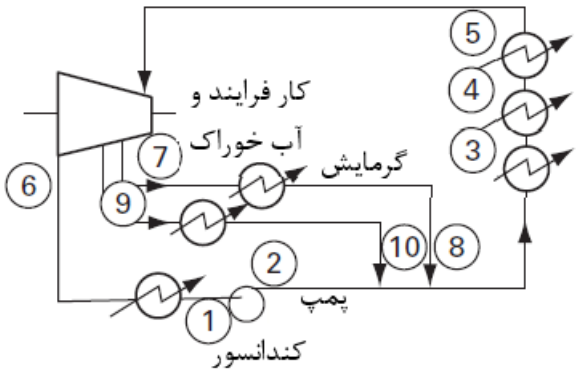
سرانجام، ما متذکر می‌شویم که تولید برق از کار شفت تولید شده توسط سیستم CHP ما ضروری نیست؛ همچنین می‌تواند به عنوان پیشران‌های مکانیکی مستقیم برای پمپ‌ها،

کمپرسورها و غیره مورد استفاده قرار گیرد. راندمان می‌تواند کمی بالاتر از تولید برق باشد، اما دومی می‌تواند گزینه انعطاف‌پذیرتری باشد؛ اما این دو اغلب با هم مخلوط می‌شوند.

۵-۲-۳- اصلاحات سیستم‌های حرارت و توان سایت

۵-۲-۳-۱- بهینه سازی یک چرخه رنکین بخار

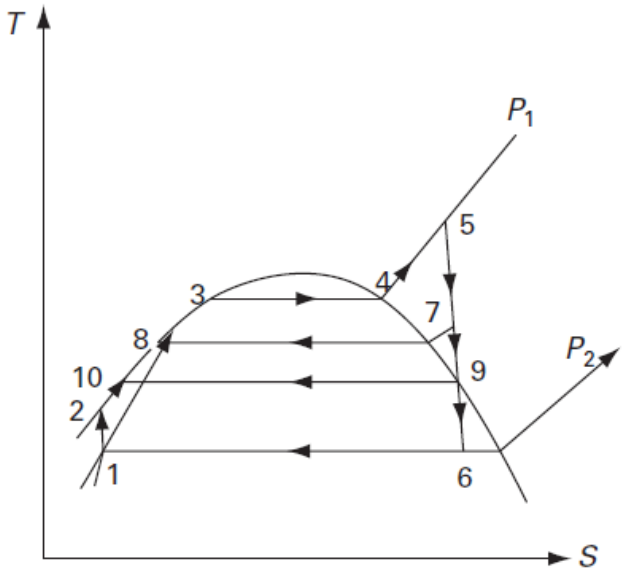
چرخه رنکین بخار قدیمی در شکل (۵-۹) نشان داده شده است. این مورد در انبوهی از ایستگاه‌های تولید برق اعم از ذغال‌سوز، نفت سوز، سوخت هسته‌ای یا بر پایه سایر سوخت‌ها مورد استفاده قرار گرفته است و تصفیه شده است تا با افزایش پیچیدگی آن، سطح بهینه راندمان تولید برق مستقل را به دست آورد. بخار توسط دیگ بخار به صورت مافوق گرم و با فشار بالا تولید می‌شود و سپس از طریق آبشار مراحل توربین فشار معکوس گسترش می‌یابد. برای یک کارخانه در محل، در صورت لزوم، بخار IP و LP برای رفع نیازهای سایت بیرون کشیده می‌شود. برای یک ایستگاه مستقل تولید، بیشتر بخار به فشار زیر اتمسفر منبسط می‌شود و سپس با آب خنک کننده متراکم می‌شود؛ این توربین‌های چگالنده برای سیستم CHP سایت اختیاری هستند.



شکل ۵-۹: طرح‌واره چرخه رنکین بخار با سطوح بخار متوسط و پیش گرم کن

به همین ترتیب، جریان‌های سرد نیز وجود دارند که باید گرم شوند - منبع تغذیه دیگ بخار و احتراق و هوای ثانویه برای کوره. ترجیح عملیاتی این است که گرم کردن این‌ها از

طریق خود سیستم بخار باشد، نه از طریق تبادل با یکی از فرآیندهای ورودی (نمونه دیگری از منطقه‌بندی و حفظ سیستم‌های فرعی خودکفا). آب جبرانی تازه، وارد شده و هر نوع میعانات برگشتی با پایین‌ترین سطح بخار فشار معکوس هواگیری می‌شود و پس از آن، همان‌طور که در طرح‌واره در شکل (۵-۹) و نمودار دما-آنتروپی نشان داده شده است (شکل ۵-۱۰)، می‌تواند توسط میعانات داغ، گرمای حاصل از خروج باقیمانده سوخت دیگ بخار، بخار فشار معکوس LP و IP و در آخر گاز دودکش گرم کوره در یک پیش گرمکن گرم شود. پیش از ورود به پیش گرمکن، منبع آب دیگ بخار معمولاً تا دمای بخار IP (مثلاً ۲۰۰ °C) افزایش می‌یابد، بنابراین گاز دودکش خارج شده از پیش گرمکن نمی‌تواند کمتر از این دما باشد. از آنجایی که هنوز هم دارای گرمای بسیار مفیدی است، پس از آن با جریان‌های هوای سرد ورودی جفت می‌شود. دمای نهایی خروجی گاز دودکش معمولاً ۱۴۰ °C است و بازده مؤثر دیگ بخار ۹۰٪ یا بیشتر به دست می‌آید.



شکل ۵-۱۰: نمودار دما-آنتروپی برای چرخه رنکین با دو سطح بخار متوسط

بسیاری از «تغییرات در موضوع» معرفی شده در بالا، در عمل استفاده می شوند و خواننده می‌تواند برای اطلاعات بیشتر به متون استاندارد ترمودینامیک مهندسی مانندهایوود (۱۹۹۱) مراجعه کند. سطوح فشار معکوس اضافی فقط به منظور پیش گرم شدن آب تغذیه (که اغلب

به عنوان «بخار تخلیه» شناخته می‌شود) می‌تواند اضافه شود. این امر باعث افزایش بیشتر گردش مجدد داخلی بخار در سیستم و در نتیجه باعث افزایش توان خروجی و بهبود بازه چرخه می‌شود. با وجود همه این‌ها، راندمان تولید مستقل برق بخار، به ندرت از ۴۰ درصد تجاوز می‌کند، در حالی که پس از چگالش بخار در برج‌های خنک کننده، بخش عمده گرما هدر می‌رود. تولید برق سیستم CHP توربین بخار سایت کمتر خواهد بود، زیرا در مقایسه با مجموعه‌های متراکم کننده، توربین‌های IP وLP برق کمتری تولید می‌کنند، اما این کار با ایجاد فرصتی برای استفاده بهتر از گرمای موجود در بخار IP/LP و بازگرداندن ۶۰٪ «هدر رفته»، بهتر است.

همچنین می‌توان از گرمای هدر رفته حاصل از فرآیند برای گرم کردن آب تغذیه دیگ بخار استفاده کرد. این یا نیازهای حرارتی دما-بالا را کاهش می‌دهد و یا تولید برق بهتری برای یک کاربرد معین کوره فراهم می‌کند، (زیرا بخار IP/LP که قبلاً برای گرم کردن BFW استفاده می‌شده است، اکنون می‌تواند تا فشار چگالشی پایین آورده شود). با این حال، سیستم بخار دیگر خودکفا نیست. گزینه دیگر، گرم کردن هوای سرد ورودی توسط گرمای هدر رفته فرآیند است؛ درست است که مشکلاتی در مورد کاهش دمای گاز دودکش بیش از حد به دلیل تراکم احتمالی یا خوردگی دودکش وجود دارد، اما این کار مزایای ویژه ای دارد.

توان تولید شده از یک توربین بخار که بین دماهای معینی کار می‌کند، می‌تواند با فرض اولیه انبساط ایزنتروپیک محاسبه شود و پس از آن امکان تلفات معقول آنتروپی را فراهم کند (۱۵٪ معمولی است). جدول (۵-۲) داده‌های نمونه را برای یک چرخه رنکین نشان می‌دهد (براساس ESDU 1989) که با بخار ۴۰ بار (دمای اشباع ۲۵۰/۳ °C) تأمین شده و تا °C ۵۰۰ با راندمان ایزنتروپیک توربین ۸۵٪ مافوق گرم می‌شود. با کاهش سطح بخار خروجی، تولید برق به طور پیوسته بالا می‌رود؛ در حقیقت، ستون آخر نشان می‌دهد که برق تولید شده تقریباً متناسب با کاهش دمای اشباع است.

جدول ۵-۲- برق از یک توربین بخار تولید می‌شود که با بخار مافوق گرم در ۴۰ بار و $^{\circ}C$ ۵۰۰ تأمین می‌شود

فشار جریان (بار)	دمای اشباع (°C)	دمای خروج (°C)	کار محوری تولیدی (kWh بر تن بخار)	توان بر اختلاف دما اشباع (kWh/°C)
۴۰	۲۵۰	۵۰۰ سوپرهیت	۰	-
۳۰	۲۳۴	۴۵۹ سوپرهیت	۲۳	۱/۴۴
۲۰	۲۱۲	۴۰۴ سوپرهیت	۵۳	۱/۴۰
۱۰	۱۸۰	۳۰۹ سوپرهیت	۹۸	۱/۴۰
۵	۱۵۲	۲۴۷ سوپرهیت	۱۳۶	۱/۳۹
۲/۲۵	۱۲۴	۱۷۶ سوپرهیت	۱۷۳	۱/۳۷
۱	۱۰۰	۱۱۴ سوپرهیت	۲۰۶	۱/۳۷
۰/۴۴	۷۸	۷۸ سوپرهیت	۲۳۶	۱/۳۷
۰/۲	۶۰	۶۰ سوپرهیت	۲۶۳	۱/۳۸
۰/۰۷۴	۴۰	۴۰ سوپرهیت	۲۹۲	۱/۳۹

۵-۲-۳-۲- تعیین اندازه یک سیستم توربین گازی

یک توربین گازی معین دارای نسبتاً باریکی از نسبت گرما به توان دارد که بعید است دقیقاً مطابق با نیازهای سایت باشد. همچنین، گرما و توان سایت معمولاً متغیر هستند، در حالی که توربین‌های گازی تمایل به نسبت احتراق ضعیفی دارند و در بار کامل یا نزدیکی آن

به بهترین حالت کار می‌کنند. اندازه توربین‌های گازی را می‌توان برای تأمین نیاز گرما یا نیاز توان تعیین کرد. در واقع چهار گزینه وجود دارد:

۱. گرمای خروجی سیستم CHP با سایت مطابقت دارد، بازده توان CHP کمتر از نیاز توان سایت است. توان اضافی را وارد کنید.
۲. گرمای خروجی سیستم CHP با سایت مطابقت دارد، بازده توان CHP بیشتر از نیاز توان سایت است. توان اضافی را خارج کنید. اقتصاد به شدت به قیمت پرداخت شده توسط شرکت‌های خارجی برای تأمین برق از این طریق بستگی دارد.
۳. توان خروجی سیستم CHP با سایت مطابقت دارد، بازده گرمای CHP کمتر از نیاز حرارتی سایت است. کمبود گرما را با مجموعه دیگ‌های بخار یا با سوخت تکمیلی جبران کنید تا گرمای بیشتری به گازهای خروجی توربین اضافه شود.
۴. توان خروجی سیستم CHP با سایت مطابقت دارد، بازده گرمای CHP بیشتر از نیاز حرارتی سایت است. به طور معمول نامطلوب است، زیرا گرمای اضافی باید دور ریخته شود و در نتیجه، این بخش از سیستم CHP صرفاً با تولید مستقل برق رقابت می‌کند. اگر قیمت برق بسیار بالا باشد، مثلاً برای «اوج مصرف»، ارزشمند است.

انتخاب بین این گزینه‌ها به اقتصاد سیستم بستگی دارد (بخش ۵-۲-۴). سیستم CHP بسته به نیاز سایت می‌تواند در زمان‌های مختلف در حالت‌های مختلف کار کند.

نسبت دقیق گرما به توان برای توربین گازی به تولید کننده و مدل بستگی دارد. با این حال، برای اهداف تعیین اندازه اولیه، عملکرد متوسط برای توربین‌های گازی معمولی به شرح زیر است، با فرض این که راندمان تولید برق ۳۰٪ و دمای گاز خروجی ۵۰۰ °C است:

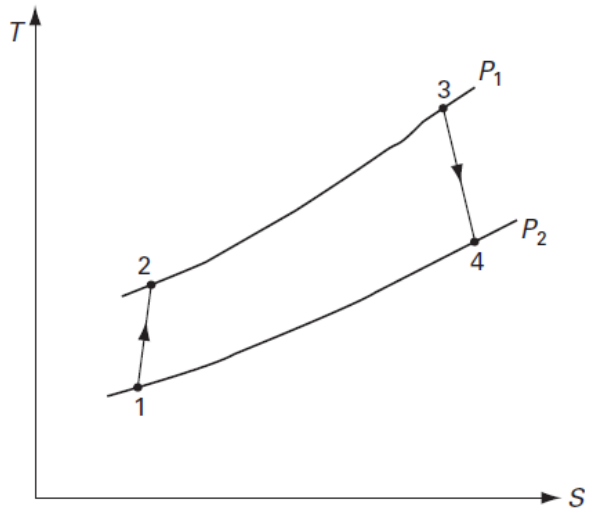
برای استفاده از سوخت ۱ مگاوات، ۳/۶ گیگاژول بر ساعت.

توان تولید شده ($۳۰) = ۰/۳ مگاوات.

گرمای منتشر شده (۶۶٪) = ۰/۶۶ مگاوات بیش از محدوده دمای ۵۰۰-۲۰ °C؛ میانگین CP گازهای خروجی = ۱/۳۷۵ kW/K =۰/۰۰۱۳۷۵ MW/K، مطابق با دبی گاز به میزان ۱/۲۵ kg/s با Cp = 1.1 kJ/kgK.

تلفات حرارتی (۴٪) = ۰/۰۴ مگاوات.

نمودار دما-آنتروپی برای یک توربین گازی در شکل (۵-۱۱) نشان داده شده است.



شکل ۵-۱۱: نمودار دما-آنتروپی برای سیستم توربین گازی

۵-۲-۳-۳- تولید توان چرخه ترکیبی

گرمای حاصل از خروجی توربین گازی اغلب باید به بخار تبدیل شود، زیرا این کار معمولاً راحت‌ترین روش تهیه گرما برای کارخانه‌ها است (به عنوان مثال، به دلیل ضرایب بالای انتقال حرارت آن در هنگام چگالش، منجر به مبدل‌های حرارتی کوچک و ارزان می‌شود). از آنجایی که این گرما در محدوده دما از ۵۰۰ °C به سمت دماهای پایین‌تر آزاد می‌شود، می‌توان از آن برای افزایش بخار در فشارهای مختلفی از جمله فشار بسیار بالا (تا حدود ۴۰ بار) استفاده کرد. اگر الزامات سایت برای بخار فشار-بالا کم باشد یا وجود نداشته باشد، می‌توان دقیقاً به همان روشی که با چرخه رنکین انجام می‌شود، آن را از طریق یک توربین بخار پایین آورد. توان تولید شده معمولاً نسبت متوسطی است از توانی که در توربین گازی اصلی تولید می‌شود – به‌طور معمول ۱۰ تا ۲۰٪ - اما با این وجود ارزشمند است.

سود اقتصادی توان اضافی باید در برابر هزینه سرمایه اضافی توربین بخار تنظیم شود و بازپرداخت معمولاً کمی طولانی‌تر است. با این حال، تقریباً تمام ایستگاه‌های مدرن توربین گازی که در سال‌های اخیر توسط شرکت‌های تولید برق در انگلستان نصب شده است، به دلیل اندازه بزرگ و عمر طولانی مدت پیش‌بینی شده آن‌ها، چرخه ترکیبی هستند.

یک نوع دیگر از چرخه ترکیبی، مجرای گازهای خروجی از توربین گازی به طور مستقیم به درون دیگ بخار برای یک چرخه رنکین است، جایی که آن‌ها به عنوان منبع هوای پیش گرم شده عمل می‌کنند. این گازها هنوز هم حاوی حدود ۱۴٪ حجمی اکسیژن بوده و در نتیجه می‌توانند احتراق را تقویت کنند، اگرچه مقداری هوای تازه به طور معمول با آن مخلوط می‌شود. راهبرد اتخاذ تصمیم در مورد نحوه تقسیم جریان‌های سوخت و هوا بین توربین گازی و دیگ بخار، به نسبت گرما به توان مورد نیاز بستگی دارد.

۵-۲-۳-۴- موتوهای دیزلی و گازی

مانند توربین‌های گازی، نسبت دقیق گرما به توان به دستگاه مورد استفاده بستگی دارد، اما می‌توان عملکردی معمولی به دست آورد. در اینجا، ما یک راندمان تولید برق ۴۰ درصد و دمای گاز خروجی ۴۰۰ °C را فرض می‌کنیم:

برای استفاده از سوخت ۱ مگاوات، ۳/۶ گیگاژول بر ساعت.

توان تولید شده (۴۰٪) = ۰/۴ مگاوات.

گرمای موجود در گاز خروجی (۳۴٪) = ۰/۳۴ مگاوات در محدوده دمای ۴۰۰ °C-۲۰؛ میانگین CP گازهای خروجی ۰/۹ kW/K =۰/۰۰۰۹ MW/K، دبی گاز = ۰/۸ کیلوگرم بر ثانیه با Cp = 1.1 kJ / kgK.

گرما در آب خنک کننده (۲۲٪) = ۰/۲۲ مگاوات.

تلفات حرارتی (۴٪) = ۰/۰۴ مگاوات.

۵-۲-۳-۵- گرمایش توزیع شده و تولید توان

آرایش قدیمی منبع بخار برای یک سایت بزرگ، استفاده از یک مرکز بزرگ دیگ بخار متمرکز و توزیع بخار تولید شده از طریق منابع اصلی بخار در تعدادی از فشارهای مختلف بود. یک مورد معمولی این است که بخار HP را در ۶۰۰ psig (فشار مطلق ۴۲ بار، دمای اشباع ۲۵۳ °C)، بخار IP در ۱۰۰ psig (۷/۸ بار، دمای اشباع ۱۶۹ °C) و بخار LP در psig ۱۰ (۱/۷ بار، دمای اشباع ۱۱۵ °C) داشته باشیم. مزایای مشاهده شده از یک مرکز دیگ بخار مرکزی با چندین دیگ بخار به صورت زیر بودند (با یا بدون سیستم تولید برق همراه):

(الف) انعطاف پذیری در عملکرد - دیگ‌های بخار می‌توانند برای نگهداری و یا در دوره-هایی با تقاضای کم خاموش شوند، در حالی که دیگر بخش‌ها این بار را به دوش می‌کشند؛

(ب) توانایی سوزاندن طیف گسترده‌ای از سوخت‌ها، از جمله روغن‌های سوختی با دمای پایین یا سوخت کم مصرف با ضایعات کم کالری.

(ج) صرفه‌جویی خالص بزرگ از طرف اقتصاددانان و دیگر بهبودهای راندمان در یک سیستم متمرکز بزرگ، زمان کوتاه و قابل قبول بازپرداخت را برای هزینه سرمایه اضافی ارائه می‌دهد.

(د) صرفه جویی نیروی کار از طریق عملیات و حفاظت متمرکز.

آنچه اغلب فهمیده نمی‌شد، میزان نشت بخار و تلفات گرما در شبکه طولانی بخار بود. کمپ (۱۹۹۱) دریافت که کمتر از ۵۰٪ بخار تولید شده در یک مرکز دیگ بخار سایت به یک مایل دورتر از مقصد خود رسیده و تصور می‌شود که این رقم وحشتناک برای سایت‌های بزرگ غیرمعمول نیست. بدیهی است که چنین کاهش‌هایی از هرگونه افزایش جانبی در بازده دیگ بخار از طریق سیستم متمرکز، کاملاً مهم‌تر است. علاوه بر این، هزینه نگهداری مایل‌ها شاه لوله بخار و تله‌های بخار مرتبط با آن‌ها (دیگر منبع همیشگی تلفات) وجود دارد.

یک سیستم گرمایشی توزیع شده، با مجموعه دیگ‌های بخار محلی کوچک‌تر که یک فرآیند واحد یا گروهی از ساختمان‌ها را تأمین می‌کنند، از این‌رو دارای جاذبه‌هایی است. همچنین کاهش یا حذف تلفات اصلی، می‌تواند باعث شود که گرما برای آن کارخانه به جای مقادیری که سایت برای بخار HP، IP و LP قرار داد، در حد مطلوب تأمین شود. به همین روش، می‌توان از تولید برق محلی توزیع شده استفاده کرد. موتورهای رفت و برگشتی گازی، با اندازه کوچک خود، مزایای بالقوه خاصی برای این امر دارند.

اشکالاتی نیز وجود دارد که باید در نظر بگیرید. یک سیستم گرمایشی پشتیبان برای استفاده در طول خاموشی‌های برنامه‌ریزی شده یا بدون برنامه‌ریزی باید ارائه شود؛ هر کارخانه نیاز به نگهداری جداگانه دارد و سر و صدای همراه آن، دیگر محدود به یک مکان واحد در سایت نمی‌شود (یک نقطه ضعف خاص در قرار دادن موتورهای گازی در ساختمان‌های اشغال شده، سنجیدن توانایی آن‌ها برای تأمین گرمایش فضا). با این وجود، استفاده از سیستم‌های گرما و توان غیرمتمرکز در طی ۲۰ سال گذشته رشد چشمگیری داشته و به نظر می‌رسد که این روند ادامه خواهد یافت. مطالعه در محل بیمارستان (بخش ۹-۶) موردی از این دست است.

۵-۲-۴- ارزیابی اقتصادی

ارزیابی اقتصادی فرآیندهای شامل سیستم‌های CHP دشوار است و در مورد بهترین روش اختلاف نظرهایی وجود دارد. فقط لازم نیست که اقتصاد سیستم CHP را به خودی خود در نظر بگیریم؛ این می‌تواند تأثیر عمده‌ای در پروژه‌های بازیابی گرما داشته باشد، زیرا مزایای صرفه‌جویی در سوخت و گرمای فرآیند به‌طور قابل توجهی تغییر می‌یابد.

اقتصاد CHP به شدت به هزینه گرما، هزینه برق و نسبت بین آن‌ها بستگی دارد. متأسفانه، همه این‌ها از دهه ۱۹۷۰ تاکنون به‌طرز قابل توجهی تغییر کرده است. یک دوره هزینه‌های بالای سوخت در دهه ۱۹۷۰ و اوایل دهه ۱۹۸۰ با افت قیمت انرژی به ویژه برای گاز طبیعی همراه بود. در اوایل دهه ۲۰۰۰ قیمت گاز دوباره ناگهان افزایش یافت. تأسیسات CHP پروژه‌های بلند مدت کلانی هستند و نرخ‌های نامشخص بازده می‌توانند سرمایه‌گذاری را مهار کنند.

در ابتدا با توصیف مفاهیم CHP، ما به توان تولید شده با راندمان نهایی نزدیک به ۱۰۰٪ اشاره داشتیم. با این حال، برای ارزیابی اقتصادی، معمولاً محاسبه هزینه نهایی یوتیلتی گرم سودمندتر است. این امر هنگام تصمیم گیری مهم است که آیا جابجایی بار بین یوتیلتی‌ها، به عنوان مثال بخار HP و LP به صرفه است یا خیر. به طور معمول، فقط یک تفاوت هزینه قابل توجهی برای (الف) سیستم‌های CHP، (ب) سطوح تبرید وجود دارد. تعریف اصلی این است:

(مقدار توان تولید شده) - (هزینه سوخت برای گرمایش مستقل) - (هزینه سوخت برای سیستم CHP) = (هزینه نهایی گرما)

هزینه‌های برق نیز بر نتیجه تأثیر می‌گذارند. از نظر تاریخی، آن‌ها کمتر از هزینه‌های سوخت تغییر کرده اند. با این حال، یک تفاوت مهم این است که آیا برق تولید شده جایگزین برق وارداتی خواهد شد یا صادر می‌شود (اگر بیش از نیاز سایت باشد). قیمت به دست آمده برای برق صادراتی به‌طور قابل ملاحظه‌ای پایین‌تر از قیمت پرداخت شده برای برق وارداتی است. بین تعرفه‌های روز و شب و بین زمستان و تابستان نیز می‌تواند تغییراتی وجود داشته باشد. این موضوع در بخش (۵-۲-۴-۲) بیشتر بحث شده است.

نسبت هزینه‌های گرما به برق نیز تأثیر عمده ای دارد. اگر برق تأمین شده از شبکه، از طریق کارخانه‌های سوخت فسیلی تولید شود، این‌ها به‌طور معمول دارای بازده تولید ۳۰ تا

۴۰٪ هستند (در مورد چرخه‌های ترکیبی تا ۵۰٪). از این رو انتظار می‌رود که نیازهای اولیه انرژی و هزینه به ازای هر kW برق، ۲ تا ۳ برابر هزینه سوخت باشد و صرفه‌جویی برق، نرخ خوبی از بازده اقتصادی را به همراه خواهد داشت. به‌طور کلی، سیستم CHP نسبت به یک سیستم تولید برق مستقل و بهینه راندمان کمی پایین‌تری خواهد داشت، اما هزینه نهایی گرمای تولید شده هنوز بسیار کمتر از حالتی است که سوخت به راحتی در یک کوره سوزانده شود. برای یک محاسبه نمونه به بخش (۵-۲-۴-۶) مراجعه کنید. با این حال، اگر هزینه برق کم باشد، به عنوان مثال در جاهایی که برق شبکه می‌تواند توسط نیروی برق آبی ارزان قیمت تأمین شود، هم صرفه‌جویی انرژی اولیه و هم صرفه‌جویی در هزینه برق بسیار پایین‌تر است و طرح CHP تقریباً غیراقتصادی خواهد بود.

در نهایت، هزینه‌های سرمایه بر زمان بازپرداخت تأثیر می‌گذارد. اگرچه این‌ها عموماً با تورم افزایش می‌یابند، این همیشه اتفاق نمی‌افتد، به خصوص برای تجهیزاتی که کاربرد آن در حال رشد است و صرفه‌جویی‌هایی در مقیاس برای موفقیت در تولید، شروع می‌شود. این امر در مورد توربین‌های گازی و موتورهای گازی به کار می‌رود که افزایش هزینه سرمایه در طی ۳۰ سال گذشته به‌طور قابل توجهی پایین‌تر از تورم بوده است.

۵-۲-۴-۱- CHP و بازیابی گرمای فرآیند

در بسیاری از سایت‌ها، ایستگاه توان به اندازه‌ای است که تقریباً میزان توان مورد نیاز سایت را تولید می‌کند، خصوصاً در جایی که بر مبنای یک توربین گازی یا چرخه ترکیبی باشد. اگر نسبت گرما به توان سایت بیشتر از این نسبت برای سیستم تولید باشد (که این وضعیت معمول است)، نیاز اضافی بخار معمولاً توسط «مجموعه» دیگ‌های بخار تولید می‌شود. هرگونه صرفه‌جویی در الزامات بخار توسط طرح‌های بهتر شبکه مبدل حرارتی، موجب ذخیره سوخت در مجموعه دیگ‌های بخار می‌شود و عملکرد کارخانه بدون تغییر باقی می‌ماند.

با این حال، اگر طرح CHP کل بار گرمای سایت را تأمین کند، می‌توان مقدار صرفه‌جویی حاصل از بازیابی بهتر گرما را در هر نوع یوتیلتی تولید شده از طریق CHP، به طور قابل ملاحظه‌ای کاهش داد (به عنوان مثال، بخار LP یا گاز خروجی توربین، اما بخار HP مستقیماً از دیگ‌های بخار نیست). این امر به این دلیل است که صرفه جویی یک تن بخار، نه تنها باعث ذخیره سوخت مورد نیاز برای بالا بردن آن می‌شود، بلکه باعث می‌شود که توان تولیدی

مرتبط با بازده نهایی ۸۰-۹۰٪ نیز از بین برود. از این رو، از آنجایی که توان تولید شده با بازده ۸۰٪ باید با توان تولید شده، مثلاً در ۳۰٪ جایگزین شود (یا در ایستگاه سایت یا توسط تأمین کننده خارجی)، صرفه‌جویی حاصل از یک تن بخار یوتیلتی ذخیره شده، بسیار کمتر از صرفه‌جویی به دست آمده از یک تن هیتر است که در یک دیگ بخار ساده ذخیره می‌شود؛ اگر هزینه سوخت در مقایسه با هزینه برق نسبتاً پایین باشد، صرفه‌جویی حتی ممکن است صفر یا منفی باشد. همان‌طور که در بخش (۵-۲-۴-۵) شرح داده می‌شود، ارزیابی «هزینه خالص» بخار با فشار پایین مفید است.

گاهی اوقات می‌توان از یک روش جایگزین استفاده کرد و این بدان معناست که پروژه‌های بازیابی گرما برای صرفه جویی بخار هنوز ارزشمند هستند. با در نظر گرفتن بخار LP، اگر صرفاً دیگ‌های بخار را کم کنیم و بخار کمتری تولید کنیم، توان کمتری تولید می‌کنیم و سود خالصی نداریم. از طرف دیگر، اگر دیگ‌های بخار را در محیط قبلی خود قرار دهیم و بخار را به سمت توربین چگالنده پایین بیاوریم، بدون سوخت اضافی، توان بیشتری نسبت به قبل تولید می‌کنیم. این در شرایطی خواهد بود که هزینه خالص برق تولید شده در توربین چگالنده، منفی باشد.

۵-۲-۴-۲- ساختارهای تعرفه برق

در سایت‌هایی که دارای تولید همزمان هستند، هزینه برق وارداتی تأثیر عمیقی بر سیاست عملیاتی ایستگاه توان سایت دارد. بیشتر اوقات، هزینه برق وارداتی با توجه به ساعت روز و فصل سال متفاوت است. به عنوان مثال، در تابستان هزینه برق می‌تواند در شب ۱۵ پوند/ مگاوات ساعت و در طول روز ۳۰ پوند/ مگاوات ساعت باشد و در زمستان این هزینه می‌تواند در شب به ۲۰ پوند/ مگاوات ساعت و در روز به ۴۰ پوند/ مگاوات ساعت برسد. در این شرایط اقتصادی است که فقط کارخانه برق در بخشی از روز کار کند و در شب هنگامی که برق ارزان است و نیاز به گرمای سایت نیز ممکن است کمتر باشد، آن را خاموش کرد.

در سال‌های اخیر انواع بسیار گسترده‌تری از ساختارهای تعرفه‌ای، با تقسیم ژنراتورهای برق به چندین شرکت رقیب به ویژه در انگلستان ارائه شده است. به عنوان مثال، در برخی موارد افزایش قیمت عمده در دوره‌های اوج وجود دارد (به‌طور معمول اواخر بعد از ظهر) و تولید برق در محل، باید در آن زمان به حداکثر برسد. یا ممکن است کاربر برای بیشینه

مصرف خود بر حسب kW هزینه بیشتری بپردازد، بنابراین باید سعی کند تا حد امکان مصرف خالص برق خود را ثابت نگه دارد (وقفه کوتاهی در تولید برق در محل، می‌تواند در این مورد تأثیری جدی داشته باشد). واضح است که کاربر باید بررسی کند که آیا راهبرد عملیاتی کارخانه برق وی با سیستم تعرفه فعلی سازگار است یا خیر. ممکن است تغییر مؤثر در بازده توان دشوار باشد (خصوصاً برای واحدهایی با نسبت احتراق ضعیف مانند توربین‌های گازی، یا جایی که بار حرارتی مربوطه که مورد نیاز سایت است، ثابت و غیر قابل تغییر می‌باشد). به ویژه در این شرایط، ارزیابی مجدد تعرفه تأمین کننده برق می‌تواند سودمند باشد.

توربین‌های بخار می‌توانند بیشترین انعطاف پذیری عملکرد را از خود نشان دهند، زیرا بخار فشار- بالا نه تنها از طریق عبور از توربین‌های توزیع کننده قادر به تولید برق و بخار فشار-پایین است، بلکه در صورت نیاز به توان بیشتر می‌تواند از طریق توربین‌های چگالنده نیز پایین بیاید. با این حال، آیا این کار اقتصادی خواهد بود؟

فرض کنید سوخت موجود، روغن سوخته است، با قیمت ۱۵۰ پوند در هر تن و دارای ارزش کالری (خالص) ۳۹۹۰۰ کیلوژول بر کیلوگرم است، پس هزینه گرمای حاصل از این منبع (با نادیده گرفتن تلفات دیگ بخار و توزیع) به صورت زیر است:

مگاوات-ساعت بخار / ۱۳/۵۳ پوند = ۳۶۰۰/۳۹۹۰۰ × ۱۵۰ پوند

اگر بخش «چگالشی» چرخه توان، دارای بازده چرخه‌ای ۳۰٪ باشد، آن‌گاه هزینه نهایی توان داخلی به صورت زیر است:

مگاوات-ساعت توان / ۴۵/۱ پوند = ۰/۳ / ۱۳/۵۳ پوند

احتمالاً این امر، گران‌تر از توان وارداتی در هر زمان، حتی در یک روز زمستانی است، از این رو هرگز به ارائه مجموعه‌های چگالنده نمی‌پردازد. کسری برق همیشه باید با واردات جبران شود.

در مقابل، هزینه نهایی تولید برق در جایی که بخار کم فشار مفید تولید می‌شود، با فرض این که راندمان دیگ بخار ۸۵ درصد باشد، (و با نادیده گرفتن هزینه بخار که به هر روش مورد نیاز است) به صورت زیر خواهد بود:

مگاوات-ساعت / ۱۵/۹۲ پوند = ۰/۸۵ / ۱۳/۵۳ پوند

این همیشه ارزشمند است، تنها علامت سؤال در شب‌های تابستانی به وجود می‌آید که واردات برق می‌تواند درست به همان اندازه ارزان باشد. سپس کارخانه برق می‌تواند به عنوان

منبع حرارتی فرآیند مورد استفاده قرار گیرد، با توربین‌هایی که خاموش شدند یا فقط «بدون محصول کار می‌کنند». اما این امر فرض می‌کند که تمام گرمای اضافی که برای تولید برق از آن استفاده می‌شود، یا با دادن بخار LP اضافی یا به عنوان کاهشی در مصرف سوخت موجود در دیگ‌های بخار، بازیابی می‌شود. اگر بخار HP تولید شود و سپس به راحتی از طریق یک دریچه پایین بیاید، این مسئله همیشه صادق نیست؛ بیش از حد گرم کردن و تلفات حرارتی می‌تواند رخ دهد.

سرانجام، قرارداد برق ممکن است شامل توافق «کاهش بار» باشد. در مواقع خاصی از روز که بار منبع یوتیلتی خارجی زیاد است، ممکن است سایت مجبور شود تا نیاز برق خود را ظرف مدت کوتاهی به حداقل مقدار توافق شده برساند. هر مقدار برق وارد شده بیشتر از مقدار حداقل در طی دوره کاهش بار، جریمه سنگینی از هزینه را متحمل می‌شود (۲۰،۰۰۰ پوند/ مگاوات ساعت، یک رقم معمولی است!). شاید در این شرایط امکان‌پذیر نباشد که سایت به میزان کافی نیاز برق را در مدت کوتاهی در دسترس قرار دهد و در این حالت نه تنها برای تولید در مجموعه‌های چگالنده، بلکه با تخلیه بخار فشار معکوس به اتمسفر، هزینه کارخانه برق را متحمل می‌شود!

۵-۲-۴-۳- صادرات توان

اگر یک طرح CHP قادر به تولید برق بیشتری نسبت به نیاز سایت در هر زمان باشد، صرفه‌جویی فقط با فروش برق مازاد به تأمین‌کننده یوتیلتی خارجی می‌تواند به دست آید. در گذشته نرخ‌های به دست آمده برای صادرات برق پایین بود و گاهی اوقات تأمین‌کننده، آن را به سادگی نمی‌پذیرفت. تغییرات اخیر در وضع قانون، این وضعیت را حداقل در انگلیس به طور قابل توجهی تغییر داده است. اما اگر برق اضافی قابل استفاده یا صادرات نباشد، جایگزینی نیاز به بخار درجه پایین به جای بخار درجه بالا نمی‌تواند موجب صرفه‌جویی در انرژی شود، همچنین نمی‌تواند بازده چرخه توان داخلی را بهبود بخشد. تمام آنچه اتفاق می‌افتد، این است که سوخت سوخته شده در کارخانه برق، جایگزین سوخت سوخته شده در مجموعه دیگ‌های بخار می‌شود!

۵-۲-۴-۴- ارزش سوخت

در مرحله بعد، ما هرگز نباید از رصد این واقعیت غافل شویم که یک واحد گرما (یعنی ۱ مگاژول یا ۱ kW/h) بسته به منبع سوخت مورد استفاده، می‌تواند هزینه‌های کاملاً متفاوتی داشته باشد.

به طور معمول، یک سایت دارای بیش از یک سوخت با قیمت‌های مختلف است (براساس یک انرژی مشترک). طی سال‌های اخیر در انگلیس، سوخت گازی از سود قابل توجهی در هزینه نسبت به سوخت نفتی برخوردار بوده است. از این‌رو، این روند استفاده از گاز طبیعی قابل قطع به عنوان یک سوخت «بار پایه» (سوزاندن تا حداکثر مقدار مجاز در قرارداد گاز) و سوخت نفتی برای هرگونه کار گرمایش اضافی است. در بعضی موارد ذغال سنگ نیز به صورت ارزان قیمت در دسترس است. اگر کل نیاز سایت با یک سوخت ارزان قیمت مانند گاز تأمین شود، ممکن است تولید برق داخلی با استفاده از مجموعه‌های چگالشی در دوره تعرفه بالای برق در طول روز از نظر اقتصادی جذاب باشد. سیاست قبلی دولت در انگلستان این بود که با بالا بردن قیمت گاز، از این امر جلوگیری کند، اما این سیاست در دهه ۱۹۹۰ کنار گذاشته شد و باعث ایجاد «حرکت سریع به سمت گاز» شد. اکنون که منابع معتبر ارزان قیمت کمیاب‌تر می‌شوند، آونگ به گذشته در زمان نوشتن (۲۰۰۶) نوسان داشته است. تجربه گذشته نشان می‌دهد که تلاش برای پیش‌بینی قیمت‌های انرژی آینده، یک تمرین بی‌حاصل است!

در دسترس بودن سوخت‌های ارزان قیمت، اقتصاد یک طرح CHP را به شدت بهبود می‌بخشد. در بعضی موارد، این محدودیت اقتصادی نیست، اما عملی است - حداکثر میزان تأمین گاز از طریق منابع موجود (اگر اصلاً یک منبع گاز وجود نداشته باشد - به هیچ وجه در مناطق روستایی تضمین نمی‌شود).

۵-۲-۴-۵- هزینه نهایی گرمایش فرآیند

اگر یک سیستم CHP وجود داشته باشد یا در نظر گرفته شود، ارزیابی هزینه خالص یا هزینه نهایی گرمایش فرآیند بسیار مفید است. این امر معمولاً بسیار پایین‌تر از هزینه ارزیابی شده صرفاً از نظر سوزاندن سوخت خواهد بود و می‌تواند تأثیر عمیقی بر اقتصاد طرح‌های بازیابی گرما داشته باشد.

هزینه ۱ مگاوات ساعت بخار فرآیند تولید شده را توسط روش‌های مختلف در نظر بگیرید.

(الف) از طریق یک مجموعه دیگ بخار گازسوز با راندمان ۸۰٪.

هزینه گاز را به عنوان مثال ۳/۳۳ پوند/ گیگاژول (تقریباً ۳۳p در واحد گرما) انتخاب کنید که ۱۲ پوند/ مگاوات ساعت است. در بازده ۸۰٪ ، هزینه ۱۵ پوند/ مگاوات ساعت خواهد بود.

(ب) با تولید همزمان از طریق توربین بخار، به‌طور معمول ۱۰٪ برق برای یک افزایش مربوطه ۱۱/۵ درصدی در سوخت تولید می‌شود (بازده نهایی ۸۷٪). بنابراین هزینه سوخت به ۱۶/۷ پوند افزایش می‌یابد، اما ما ۰/۱ مگاوات ساعت برق را تولید می‌کنیم که در ۴۰ پوند/ مگاوات ساعت (قیمت در طول روز)، به ارزش ۴ پوند است.

بنابراین هزینه خالص ۱ مگاوات ساعت گرمایش فرآیند، به ۱۲/۷ پوند در مگاوات ساعت کاهش یافته است.

برای توربین گازی، یک تعادل معمولی این است که سوخت ۵۰٪ گرمای مفید و ۳۰٪ توان تولید می‌کند. از این رو، برای تولید ۱ مگاوات ساعت گرمای فرآیند، به ۲ مگاوات ساعت سوخت (هزینه ۲۴ پوند) نیاز دارد که توان ۰/۶۷ مگاوات ساعت را به ارزش ۲۶/۷ پوند تولید می‌کند. بنابراین هزینه خالص ۱ مگاوات ساعت گرمایش فرآیند در حال حاضر با ۲/۷- پوند/ مگاوات ساعت منفی است. در این شرایط انگیزه‌ای برای نصب پروژه‌های بازیابی گرما وجود ندارد! اما به یاد داشته باشید که این امر فقط در صورتی اعمال می‌شود که سیستم CHP تمام نیازهای گرمای سایت را برآورده سازد؛ اگر مجموعه دیگ‌های بخار نیز به کار رود، بخار صرفه‌جویی شده از طریق این‌ها به ارزش کامل ۱۵ پوند/ مگاوات ساعت است.

ارقام دقیق برای هزینه‌های بخار را می‌توان از روش‌های واربانو و همکاران (۲۰۰۴) و اسمیت (۲۰۰۵) به دست آورد.

۵-۲-۴-۶- مثال: جنبه اقتصادی برای یک پروژه توربین گازی

نصب یک توربین گازی را در نظر بگیرید که ۶ مگاوات برق و ۱۰ مگاوات گرمای مفید تولید می‌کند و ۲۰ مگاوات سوخت مصرف می‌کند. یک توربین گازی مشتق شده از موتور هوایی یا مجموعه جایگزین با همین اندازه با قیمت‌های معمولی تاریخی در حدود ۱ میلیون پوند قیمت دارد، به‌طور معمول نیاز به یک عامل نصب در حدود دو دارد. از این رو کل هزینه سرمایه نصب شده حدود ۲ میلیون پوند خواهد بود.

صرفه‌جویی حاصل از این پروژه به شدت به تعرفه برق و تعداد ساعات کار در سال بستگی دارد. برای عملیات تک شیفت، ۸ ساعت در روز، ۵ روز در هفته، سال کار ۲۰۸۰ ساعت است. هزینه تولید ۱۰ مگاوات سوخت در مجموعه دیگ‌های بخار، ۳۱۲۰۰۰ پوند و هزینه خالص طرح CHP توربین گازی، ۵۶۰۰۰ پوند است که از آن، سود خالص سالانه ۳۶۸،۰۰۰ پوند و بازپرداخت برنامه کار پنج سال و نیم به دست می‌آید که ناخوشایند است. با این حال، برای کار مداوم سه شیفت، ۲۴ ساعته در روز، ۷ روز در هفته، ۸۰۰۰ ساعت در سال (مجاز به خاموش کردن) سود خالص سالانه با بازپرداخت کمتر از ۲ سال به ۱/۴۷ میلیون پوند افزایش می‌یابد. در واقع، بیشتر توان صرفه‌جویی شده در این شرایط، در «نرخ شب» خواهد بود که به ۲۰ پوند/ مگاوات ساعت نزدیک‌تر خواهد بود تا ۴۰ پوند/ مگاوات ساعت. با فرض این که نیمی از توان ذخیره شده در این نرخ باشد، ترازنامه نهایی را به شرح زیر نشان می‌دهد:

(الف) سوخت سوزانده شده در مجموعه دیگ‌های بخار، ۱۰ مگاوات، ۱۵ پوند/ مگاوات-ساعت، ۸۰۰۰ ساعت در سال: ۱۲۰۰۰۰۰ پوند

(ب) سوخت مصرفی توسط توربین گازی، ۲۰ مگاوات، ۱۲ پوند/ مگاوات-ساعت، ۸۰۰۰ ساعت در سال: ۱۹۲۰۰۰۰ پوند

(پ) توان تولید شده در نرخ روز، ۶ مگاوات، ۴۰ پوند/ مگاوات-ساعت، ۴۰۰۰ ساعت در سال: ۹۶۰۰۰۰ پوند

(ت) توان تولید شده در نرخ شب، ۶ مگاوات، ۲۰ پوند/ مگاوات ساعت، ۴۰۰۰ ساعت در سال: ۴۸۰۰۰۰ پوند

(ث) سود سالانه خالص حاصل از توربین گازی، (الف - ب + پ + ت): ۷۲۰۰۰۰ پوند

این کار موجب بازپرداختی ساده در حدود ۳ سال می‌شود. این نتیجه، نمونه‌ای از طرح‌های توربین گازی تاریخی است.

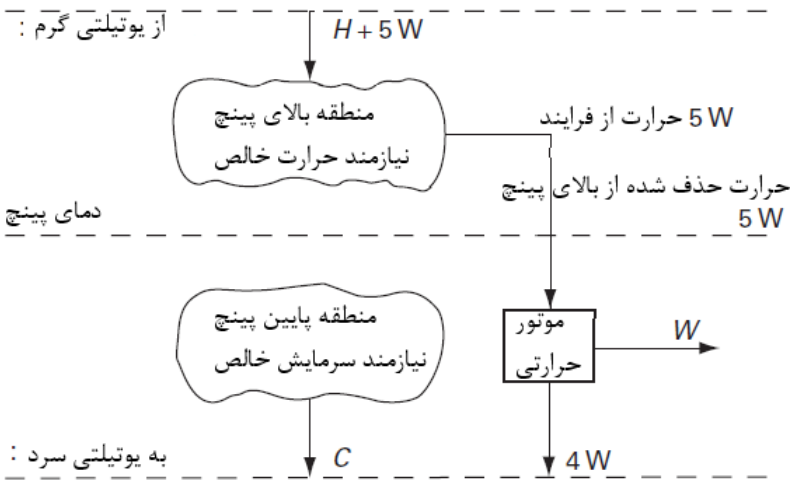
تعیین اندازه و محاسبات اقتصادی بیشتر را می‌توان در بخش (۵-۵) برای واحد تقطیر مواد آلی مشاهده کرد.

۵-۲-۵- چرخه رنکین مواد آلی

یک روش کاربردی دیگر برای استفاده از موتور حرارتی وجود دارد. اگر دمای پینچ فرآیند زیاد باشد، از گرمای هدر رفته در پایین پینچ می‌توان به عنوان منبع حرارتی با دمای بالا

استفاده کرد تا یک موتور حرارتی را که برق تولید می‌کند، به حرکت درآورد. نمونه‌ای از این روش، چرخه رنکین مواد آلی است که عملاً یک سیستم توربین بخار است، اما از یک ترکیب آلی به عنوان سیال عامل استفاده می‌کند.

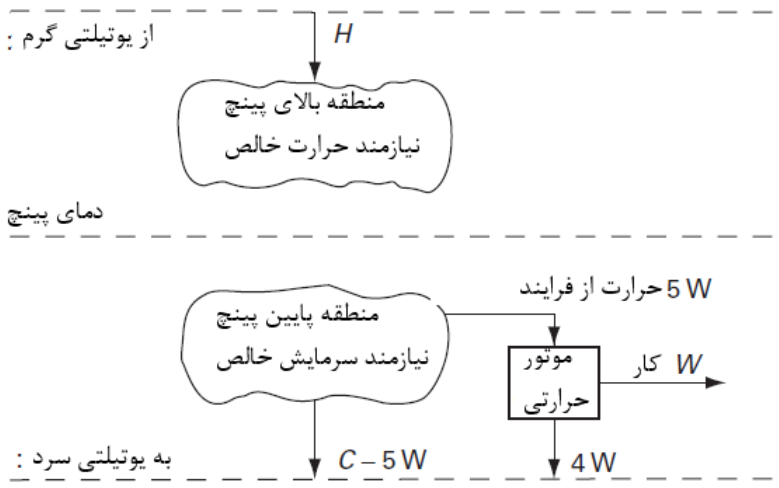
شکل (۵-۱۲) یک راه عملی را برای چنین چرخه‌ای نشان می‌دهد. آن‌ها معمولاً زیر °C ۲۰۰ کار می‌کنند و در نتیجه، راندمان کارنو نسبت به موتورهای حرارتی که قبلاً توضیح داده شده‌اند، پایین‌تر است؛ در مثال نشان داده شده، بازده ۲۰٪ فرض شده است، به‌طوری که برای تولید W واحد کار، ۵ واحد W از گرمای هدر رفته لازم است. در شکل (۵-۱۲) موتور حرارتی در مقایسه با حالت مستقل، اصلاً باعث صرفه‌جویی نمی‌شود. این امر به این دلیل است که گرما از ناحیه فوقانی پینچ گرفته شده و به سراسر پینچ منتقل شده است. نتیجه اصلی، صرفاً تولید توان با کارایی بسیار کمتر نسبت به زمانی است که از آن گرما در یک موتور حرارتی مستقل معمولی استفاده شده باشد.



شکل ۵-۱۲: جانمایی نامناسب یک چرخه رنکین مواد آلی

شکل (۵-۱۳) جانمایی صحیح یک چرخه رنکین آلی را نشان می‌دهد. در اینجا، چرخه گرما را از پایین پینچ می‌آورد. کار W تولید می‌شود و نیاز به یوتیلتی سرد به اندازه W کاهش یافته است. به نظر می‌رسد بسیار جذاب است، اما شرط این است که ۵ واحد W از گرما را

باید از پایین پینچ و زیر منحنی ترکیبی گراند استخراج کرد. یافتن فرآیندی با گرمای هدر رفته کافی در دمای به اندازه کافی بالا، برای تأمین چنین چرخه‌ای نادر است. حتی در جایی که این امر امکان‌پذیر باشد، توان تولید شده تقریباً همواره ناکافی است تا بازپرداخت مناسبی در هزینه سرمایه موتور حرارتی به دست آید. در حال حاضر، تنها به تولید اقتصادی توان در پایین پینچ امیدواریم، در جایی که یک واکنش بسیار گرمازا در دمای بالا انجام می‌شود – مثلاً ۵۰۰ °C - هنگامی که گرما می‌تواند یک توربین بخار استاندارد را به حرکت درآورد (مانند یک سیستم چرخه ترکیبی). یک ایده جالب استفاده از اختلاف دما بین سطح فوقانی و پایین اقیانوس است - مفهوم OTEC (تبدیل انرژی حرارتی اقیانوس)؛ ماهیت بسیار «ضعیف» نیروی محرکه انرژی به واسطه بزرگی آن جبران می‌شود، اما به همان نسبت تجهیزات با سرمایه‌ای عظیم احتیاج دارد.



شکل ۵-۱۳: جانمایی مناسب یک چرخه رنکین مواد آلی

۵-۳- پمپ‌های حرارتی و سیستم‌های تبرید

۵-۳-۱- چرخه‌های پمپ حرارتی

پمپ‌های حرارتی می‌توانند در دو زمینه استفاده شوند؛ یا به عنوان یک سیستم تبرید برای خنک کردن تا زیر دمای محیط، یا به عنوان یک سیستم بازیابی گرما برای پمپ کردن

وارونه گرما از طریق پینچ، همان‌طور که در بخش (۵-۱-۴) بیان شده است. اگرچه تجهیزات مورد استفاده در هر دو مورد مشابه هستند.

پمپ‌های حرارتی در مقایسه با آنچه اغلب تحقق می‌یابد، طیف وسیعی از تجهیزات را پوشش می‌دهد؛ آن‌ها را می‌توان به پنج نوع اصلی تقسیم کرد.

پمپ‌های حرارتی چرخه بسته[1] (شامل اکثر چرخه‌های تبرید): یک سیال عامل (به طور معمول آمونیاک، یک مبرد مبتنی بر هیدروکربن یا - در گذشته - یک فلوئوروکربن) گرما را گرفته و تبخیر می‌شود، فشرده می‌شود و سپس چگالیده می‌شود تا در دمای بالاتری گرما را به بیرون بفرستد و از طریق شیر فشارشکن به تبخیرکننده برگردد.

تراکم مجدد مکانیکی بخار[2] (MVR): یک کمپرسور توسط برق یا محصول یک توربین کارخانه هدایت می‌شود و بعضی از بخارات فرآیند را به فشار و دمای بالاتر فشرده می‌کند.

تراکم مجدد حرارتی بخار[3] (TVR): بخار فشار-بالا به یک ترموکمپرسور از نوع ونتوری منتقل می‌شود و در آنجا با بخار با فشار کمتر مخلوط می‌شود تا جریان بزرگ تری در یک دما و فشار متوسط ایجاد شود. این همچنین شامل اجکتورهایی است که عمدتاً برای ایجاد خلاء مورد استفاده قرار می‌گیرد.

چرخه‌های تبرید جذبی[4]: این‌ها مقداری گرمای با دمای بالا را گرفته (یا گرمای هدر رفته بالاتر از دمای محیط) و مقداری گرما با دمای کمتر از دمای محیط را از فرآیند خارج می‌کنند و تمام این گرما را در دمایی متوسط نزدیک به دمای محیط دفع می‌کنند.

ترانسفورماتورهای حرارتی[5]: این‌ها گرمای هدر رفته را گرفته، مقداری از آن را تا یک دمای مفید بالا می‌برند و مابقی را خنک می‌کنند، بنابراین به عنوان «تقسیم کننده‌های گرما» عمل می‌کنند. آن‌ها در واقع یک چرخه تبرید جذب معکوس هستند که کاملاً بالاتر از دمای محیط کار می‌کنند.

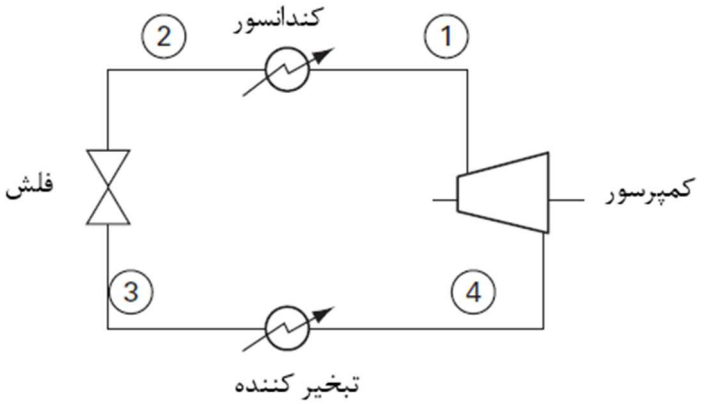
---

[1] Closed-cycle heat pumps
[2] Mechanical vapour recompression
[3] Thermal vapour recompression
[4] Absorption refrigeration cycles
[5] Heat transformers

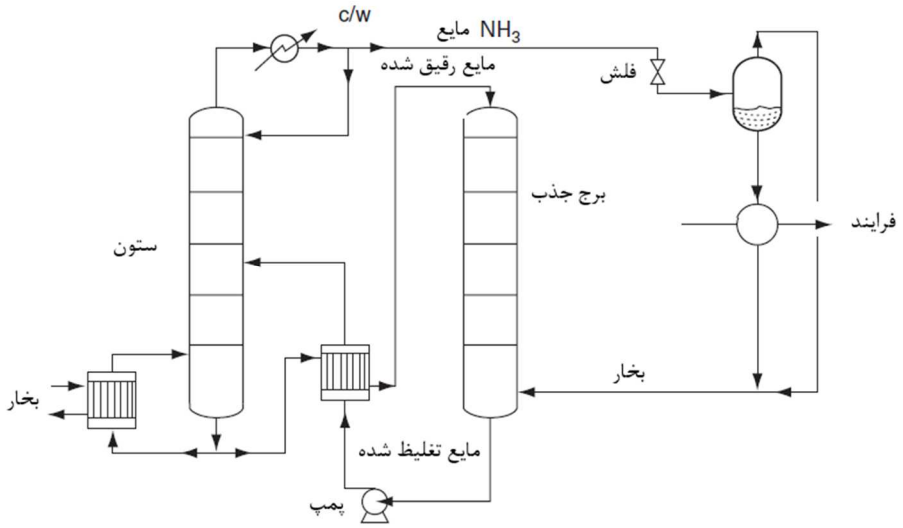
موارد ۱، ۴ و ۵ چرخه‌های بسته‌ای هستند که در آن‌ها سیال عامل پمپ حرارتی در یک حلقه جداگانه قرار دارد. موارد ۲ و ۳ چرخه‌های باز هستند که در آن سیال عامل پمپ حرارتی، یکی از جریان‌های فرآیند است.

پمپ حرارتی چرخه بسته ساده در شکل (۵-۱۴) (الف) نشان داده شده است. یک مقدار متوسط از توان الکتریکی یا مکانیکی برای افزایش مقدار زیادی گرما استفاده می‌شود. یک سیستم جذب در شکل (۵-۱۴) (ب) نشان داده شده است. در اینجا، آن «توانایی کار» گرمای با دمای بالاتر از محیط (معمولاً بخار) است که در واقع بر پمپاژ گرما بدون تبدیل گرما به برق شفت تأثیر می‌گذارد. امروزه این سیستم‌ها به دلیل هزینه بالای سرمایه آن‌ها (دو ستون مورد نیاز است، یکی از آن‌ها یک ستون با فشار بالا است) و نیاز به گرمای زیاد، مورد پسند نیستند.

انتخاب بین سیستم‌های پمپ حرارتی همچنین به دمای کار و به بارهای حرارتی مربوط در پایین و بالای پینچ بستگی دارد.



الف)



ب)

شکل ۵-۱۴: سیستم‌های پمپ حرارتی از نوع فشرده سازی و جذب

۵-۳-۱-۱- دمای عملیاتی

پمپ‌های حرارتی چرخه بسته، با استفاده از مبرد به عنوان سیال عامل، به‌طور معمول در دمای کمتر از ۸۰ °C کار می‌کنند، اگرچه سیستم‌هایی که از بخار استفاده می کنند در دمای ۱۲۰ °C کار می‌کنند. برای فرآیندی با سرمایش در زیر دمای محیط، با نیاز به تبرید و دمای پایین پینچ در شرایط نزدیک به دمای محیط، از گرمای آزاد شده از چرخه تبرید می‌توان برای گرمایش فرآیند استفاده کرد. ترانسفورماتورهای حرارتی و پمپ‌های حرارتی جذب تنها در دمای نزدیک محیط برای چرخه‌ای نشان داده می‌شود که بر مبنای آمونیاک و آب باشد. چرخه‌های مبتنی بر لیتیوم کلرید و آب در دمای تا حدود ۱۲۰ °C استفاده شده‌اند و جدی و همکاران (۱۹۹۳) محاسبات مفصلی را برای واحد تولید بخار با دمای ۱۸۰°C از سیال‌های عامل در ۱۰۵ °C-۶۵ ارائه می‌دهد، اما کاربردهای موفق در صنعت بسیار نادر هستند.

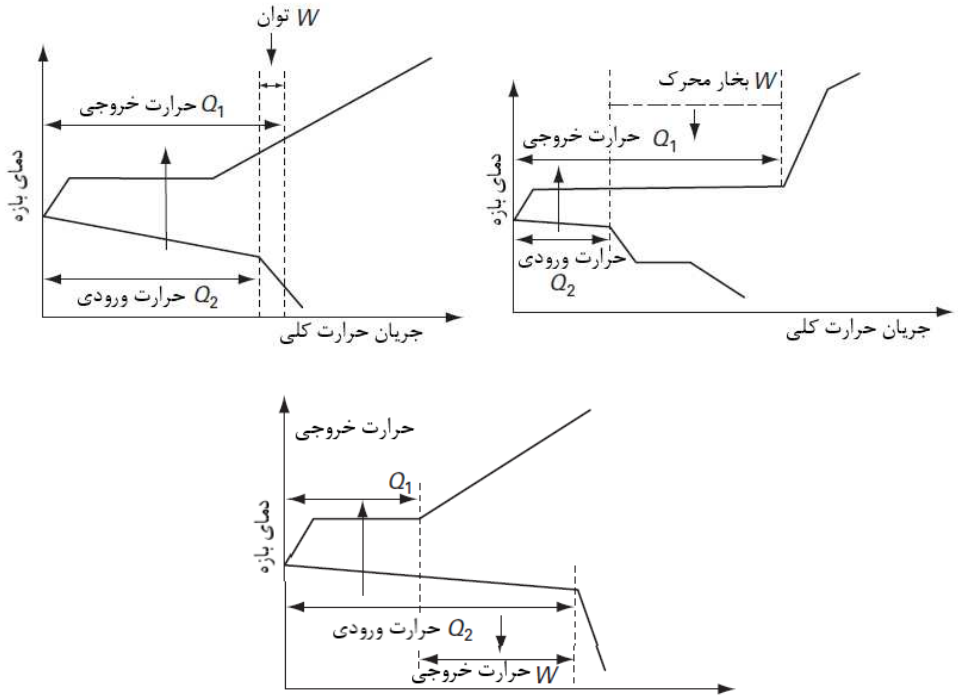
در مقابل، در جاهایی که پینچ در ۱۰۰ °C یا بالاتر باشد، هنگامی که بخار در فشار جو یا بالاتر می‌تواند به عنوان سیال عامل استفاده شود، MVR و TVR رایج هستند. در زیر این محدوده دما، بخار چگالی کمی دارد و کمپرسور مورد نیاز معمولاً بزرگ و ناکارآمد است. از

کمپرسورهای بخار تا ۶۰ °C به ویژه در تبخیر کننده‌های موجود در لبنیات استفاده شده است، اما افزایش دما فقط چند درجه است. یک جایگزین، استفاده از یک سیال فرآیند به عنوان یک سیال عامل با نقطه جوش پایین‌تر از بخار است. به عنوان مثال، در یک ستون تقطیر فرآوری یک ترکیب آلی، بخار بالا را می‌توان مجدداً متراکم کرده و از آن برای گرم کردن باز جوش‌آور استفاده نمود. اقدامات احتیاطی ویژه ایمنی برای جلوگیری از خطرات آتش سوزی در کمپرسور ممکن است لازم باشد.

۵-۳-۱-۲- نسبت بارهای حرارتی جذب شده و آزاد شده

در هنگام تطابق با فرآیند، لازم است به یاد داشته باشید که محدودیت بار روی چشمه فرآیند یا چاه فرآیند می‌تواند کل صرفه‌جویی در مصرف انرژی را محدود کند، زیرا جانمایی مناسب برای پمپ حرارتی به معنای قرار گرفتن از طریق پینچ است.

برای پمپ‌های حرارتی چرخه بسته و MVR، بارهای حرارتی در بالا و پایین پینچ مشابه هستند، اما گرمای آزاد شده در بالای پینچ به دلیل انرژی وارد شده توسط هدایت برق، کمی بیشتر است. در خصوص TVR، جریان بخار عامل بسیار بیشتر از جریان بخار جذب شده است، بنابراین گرمای هدر رفته بازیابی شده، کمتر از گرمای آزاد شده در بالای پینچ است. برعکس آن در مورد ترانسفورماتورهای حرارتی کاربرد دارد، جایی که معمولاً کمتر از ۵۰٪ از گرمای هدر رفته ارتقا می‌یابد. بنابراین، شکل GCC نشان می‌دهد که کدام سیستم مناسب‌تر خواهد بود؛ شکل (۵-۱۵) انواع مختلف متناسب با GCCهای ایده‌آل خود را نشان می‌دهد.



شکل ۵-۱۵: پمپ‌های حرارتی ایده آل متناسب با اشکال مختلف GCC

جدول (۵-۳) تفاوت بین انواع مختلف پمپ‌های حرارتی را خلاصه می‌کند.

جدول ۵-۳- خلاصه انواع مختلف پمپ حرارتی

نوع توصیف	نوع سیکل	کاربردی برای :			نسبت Q_{out} به Q_{in}	نسبت W_{in} به Q_{in}	دامنه دمایی معمول (ºC)
		بازیابی حرارت	خنک سازی	خلا			
۱-سیکل بسته	بسته	+	+		~ =۱	<۰/۲	کمتر از ۸۰
MVR-۲	باز	+			~ =۱	<۰/۲	بیشتر از ۶۰
TVR-۳	باز	+		+	> ۱	۱-۵	بیشتر از ۸۰
۴-جذب	بسته		+		> ۱	۱-۱/۵	کمتر از ۵۰
۵- ترنسفرمر (انتقال دهنده)	بسته	+			< ۱	-	کمتر از ۸۰

۵-۳-۱-۳- اقتصاد

این که آیا یک پمپ حرارتی از نظر هزینه و همچنین به لحاظ موارد ترمودینامیکی سودمند است یا خیر، بستگی به افزایش دمای مربوطه و به هزینه نسبی حرارت و توان دارد. نیاز برق توسط راندمان کارنو کنترل می‌شود:

$$W = \frac{Q_1}{COP_P} = \frac{Q_1 (T_1 - T_2)}{\eta_{mech} T_1} \qquad ۹-۵$$

به‌طور معمول، η_{mech} برابر ۵۰ درصد است و بنابراین، برای افزایش ۳۰ °C ی در دمای محیط (۳۰۰K)، W تقریباً یک پنجم Q_1 است. از آنجایی که به طور معمول برق ۳ تا ۴ برابر انرژی حرارتی هزینه دارد، صرفه‌جویی در هزینه از طریق افزایش ۱۰ kW گرما فقط معادل هزینه تأمین انرژی در حدود ۳-۲ kW است، اما اندازه تجهیزات باید برای کنترل ۱۰ kW مناسب شود. در افزایش‌های بیشتر دما، مزیت اقتصادی پمپاژ گرما می‌تواند به کلی از بین

برود، به خصوص که افت دما در داخل کندانسور و تبخیرکننده باید در یک سیستم چرخه بسته مجاز باشد. در اروپای غربی و ایالات متحده آمریکا، فقط سیستم‌های MVR به طور مرتب پروژه‌های مقرون به صرفه را به همراه داشته اند؛ افزایش دما معمولاً کم است، برای افت فشار مرتبط با آن تبخیرکننده مجزایی وجود ندارد و تجهیزات ساده‌تر و ارزان‌تر هستند. در صورتی که نسبت پایین گرمای بازیافت شده به بخار ورودی قابل قبول باشد، گاهی TVR به دلیل هزینه پایین سرمایه، اقتصادی بوده است (به مطالعه موردی در بخش (۹-۴) مراجعه کنید).

پمپ‌های حرارتی در طول دهه‌های ۱۹۷۰ و ۱۹۸۰ به شدت مورد حمایت قرار گرفتند، هنگامی که هزینه سوخت فسیلی و انرژی حرارتی در انگلیس و اروپا نسبتاً زیاد بود. با این وجود، پروژه‌هایی با دوره بازپرداخت به صرفه، به سختی یافت می‌شد، زیرا هزینه‌های سنگین سرمایه تجهیزات دوره‌های طولانی بازپرداخت غیرقابل قبولی را ارائه می‌داد. در دهه ۱۹۹۰، قیمت سوخت پایین بود (به ویژه برای گاز)، در حالی که قیمت برق آن‌چنان کاهش نیافت، بنابراین پمپ‌های حرارتی به‌طور کلی یک پیشنهاد سرمایه‌گذاری بسیار غیرجذاب بودند. برای کشف حساسیت، همیشه باید با استفاده از قیمت‌های فعلی و محدوده تاریخی، اقتصاد پروژه بررسی شود. در جایی که برق ارزان در دسترس باشد (به عنوان مثال، برق آبی) یا هیچ منابع محلی مناسبی از سوخت فسیلی وجود ندارد، پمپ‌های حرارتی امیدوار کننده‌ترین هستند. این البته معکوس مستقیم وضعیت برای طرح‌های CHP است.

۵-۳-۲- سیستم‌های تبرید

یک یخچال صرفاً یک پمپ حرارتی است، اما جایی است که مقصد نهایی گرمای دفع شده، چاه محیط است. با این حال، از پنج چرخه جایگزین که در بخش (۵-۳-۱) توضیح داده شده است، تنها چرخه بسته (الف) و سیستم‌های جذب (د) برای تبرید امکان‌پذیر هستند. یک سیستم تبرید «مکانیکی» ساده همان سیستم چرخه بسته‌ای است که در شکل (۵-۱۴) (الف) نشان داده شده است، به جز این که سیال عامل با آب خنک‌کننده متراکم می‌شود. شکل (۵-۱۴) (ب) سیستم جذب مربوطه را نشان می‌دهد. از آنجایی که دومی پیچیده‌تر و گران‌تر است، معمولاً ترجیح داده نمی‌شود.

منحنی ترکیبی گراند، یک بار دیگر، می‌تواند سرنخی از اینکه چه زمانی ممکن است سیستم جذب نسبت به سیستم فشرده سازی در همه جا ترجیح داده شود، ارائه دهد. سیستم جذب به یک ورودی بزرگ حرارتی بالاتر از دمای محیط نیاز دارد. اگر گرمای هدر رفته کافی از فرآیند پایین پینچ در دمای به اندازه کافی بالا وجود داشته باشد، آن‌گاه سیستم جذب را می‌توان با انرژی «رایگان» به‌طور کامل به کار انداخت، در حالی که سیستم تبرید فشرده سازی رقابتی باید با برق وارداتی گران قیمت راه اندازی شود (به عنوان جایگزین، با استفاده از گرمای هدر رفته پایین پینچ در یک چرخه رنکین مواد آلی که در بخش (۵-۲-۵) آمده است، تقریباً هرگز به اندازه کافی برق تولید نمی‌شود که اقتصادی باشد.) در مقابل، اگر گرمای هدر رفته کمی وجود داشته باشد، یا دمای پینچ نزدیک دمای محیط باشد، یا بار تبرید بسیار پایین‌تری نسبت به محیط لازم باشد، یا یک سیستم CHP بتواند بالای پینچ نصب شود، تبرید توأم با فشار میسر خواهد شد.

از بین تمام یوتیلتی‌های سایت، سیستم‌های برودتی به ازای واحد بار گرما گران‌ترین هستند. دلیل این امر را می‌توان به راحتی از بازده کارنو فهمید. کار مورد نیاز برای جذب گرما از منبع حرارتی با دمای کمتر از محیط توسط بازآرایی معادله (۵-۸) انجام شده است:

$$W = \frac{Q_2}{COP_r} = \frac{Q_2\,(T_1 - T_2)}{\eta_{mech}\,T_2} \qquad ۱۰\text{-}۵$$

دمای بالاتر، T_1 معمولاً در محیط ثابت است، اما زمانی که دمای پایین‌تر T_2 کاهش می‌یابد (تبرید)، جمله نهایی به صورت نمایی بالا می‌رود و با نزدیک شدن T_2 به صفر مطلق، بی‌نهایت می‌شود. از این‌رو، با کاهش دمای مورد نیاز تبرید، برق مصرفی در تبرید به شدت بالا می‌رود و نسبت به برگشت‌ناپذیری‌های موجود در طراحی سیستم بسیار حساس است. جدول (۵-۴) این مسئله را برای سیستمی نشان می‌دهد که گرما را به کندانسور با دمای ۲۷ °C (۳۰۰K) دفع می‌کند - برای تأمین نیروی محرکه دما، این مقدار باید کمی بالاتر از دمای محیط باشد. به همین ترتیب، مبرد موجود در تبخیرکننده باید خنک‌تر از فرآیندی باشد که گرما را از آن استخراج می‌کند؛ در اینجا ΔT به عنوان ۵ °C در نظر گرفته می‌شود، اگرچه مقادیر کمتری نیز ممکن است. خارج کردن ۱ kW گرما از یک فرآیند در ۰°C برای یک سیستم تبرید معمولی با راندمان مکانیکی ۵۰٪ (بیشترین تلفات در کمپرسور اتفاق می‌افتد)، در حال حاضر به ۰/۲۴ kW برق نیاز دارد. اگر قیمت برق سه برابر گرما باشد، هزینه یوتیلتی

سرد زیر $-۱۰^{\circ}C$ - از یوتیلتی گرم بیشتر است، این امر بسیار متفاوت از خنک کردن در دمای بالاتر از محیط است که معمولاً فرض می‌کنیم تقریباً رایگان است! با کاهش دما، جریمه انرژی و هزینه به شدت افزایش می‌یابد.

به همین دلیل، هر روش ممکن برای افزایش راندمان انرژی یک سیستم تبرید، ارزش توجه و بررسی را دارد. سیستم‌های برودتی چند سطحی متداول هستند و فاصله بین سطوح و اختلاف دما در سراسر کولرها بسیار کمتر از این مقدار برای یوتیلتی گرم و سیستم‌های خنک‌کننده آب است تا مصرف برق به حداقل برسد. از آنجایی که سرمایش فرآیند همیشه با تبخیر مبرد انجام می‌شود، چرخه‌های تبرید بر روی GCC به عنوان مجموعه‌ای از سطوح یوتیلتی دما-ثابت ترسیم می‌شوند و بارها و سطوح به روش معمول جفت می‌شوند.

جدول ۵-۴- مصرف برق یک سیستم تبرید که گرما را در دمای کندانسور ۳۰۰K دفع می‌کند

دمای فرآیند (°C)	دمای یخچال در تبخیرکننده		COP_t ایده آل	COP_t تجربی ($\eta_{mesh}=\%۵۰$)	توان مصرفی هر واحد خنک کننده (kW/kW)
	(°C)	(K)			
۳۲	۲۷	۳۰۰			۰
۲۰	۱۵	۲۸۸	۲۴	۱۲	۰/۰۸
۰	-۵	۲۶۸	۸/۳۸	۴/۱۹	۰/۲۴
-۲۰	-۲۵	۲۴۸	۴/۷۷	۲/۳۸	۰/۴۲
-۴۰	-۴۵	۲۲۸	۳/۱۷	۱/۵۸	۰/۶۳
-۶۰	-۶۵	۲۰۸	۲/۲۶	۱/۱۳	۰/۸۸
-۸۰	-۸۵	۱۸۸	۱/۶۸	۰/۸۴	۱/۱۹
-۱۰۰	-۱۰۵	۱۶۸	۱/۲۷	۰/۶۴	۱/۵۷
-۱۵۰	-۱۵۵	۱۱۸	۰/۶۵	۰/۳۲	۳/۰۸
-۲۰۰	-۲۰۵	۶۸	۰/۲۹	۰/۱۵	۶/۸۲
-۲۵۰	-۲۵۵	۱۸	۰/۰۶	۰/۰۳	۳۱/۳۳

یکی از راه‌های کاهش توان مورد نیاز توسط چرخه ساده در شکل (۵-۱۴) (الف)، همان-طور که در شکل (۵-۱۶) (الف) نشان داده شده است، گنجاندن یک «اکونومایزر[1]» است. فشرده‌سازی و انبساط ناگهانی به دو مرحله تقسیم می‌شوند که بخار فلش از اولین مرحله انبساط به مکش بالاترین مرحله کمپرسور فشار باز گردانده می‌شود. به این ترتیب مقدار بخاری که از پایین ترین قسمت سیستم عبور می‌کند کاهش می یابد و در مصرف انرژی صرفه جویی می‌شود.

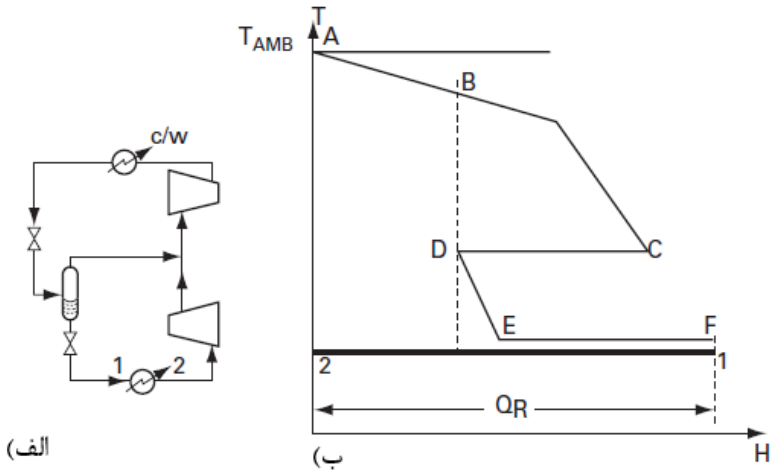
مطابقت چرخه‌های برودتی با منحنی ترکیبی گراند در شکل (۵-۱۶) (الف) تا (ز) نشان داده شده است. از آنجایی که یک نفر هرگز در هیچ فرآیندی وظایف خنک کردن را در دمای بالاتر از محیط با استفاده از تبرید انجام نمی‌دهد (به دلایل واضح!)، همیشه یک پینچ یوتیلتی در دمای خنک‌کننده آب وجود دارد. این مورد، نقطه A در شکل (۵-۱۶) (ب)، (د) و (ز) است. کار سرمایش، در زیر دمای پینچ آب خنک‌کننده باید با تبرید انجام شود. با مشخصات منبع فرآیند ABCDEF، با کلیه کارهای فرآیندی که از یک سطح واحد ۱-۲ تأمین می‌شود، تمام بار QR می‌تواند توسط سیستم موجود در شکل (۵-۱۶) (الف) کنترل شود (شکل (۵-۱۶) (ب)). با این حال، با این طراحی، اتلاف زیادی در نیروی محرکه بین AB و یوتیلتی تبرید وجود دارد. صرفه جویی قابل توجهی در برق با طرح موجود در شکل (۵-۱۶) (ج) به دست می‌آید که کار فرآیند به موجب AB به سطح بالاتر ۴-۳ منتقل می‌شود که در نمودار T/H موجود در شکل (۵-۱۶) (د) نشان داده شده است. تغییر بار دما به سمت بالا به این صورت، باعث کاهش جریان بخار در بخش کم فشار چرخه تبرید می‌شود، با این وجود، آن را در قسمت پرفشار افزایش می‌دهد. با این حال، نتیجه خالص کاهش مصرف برق است.

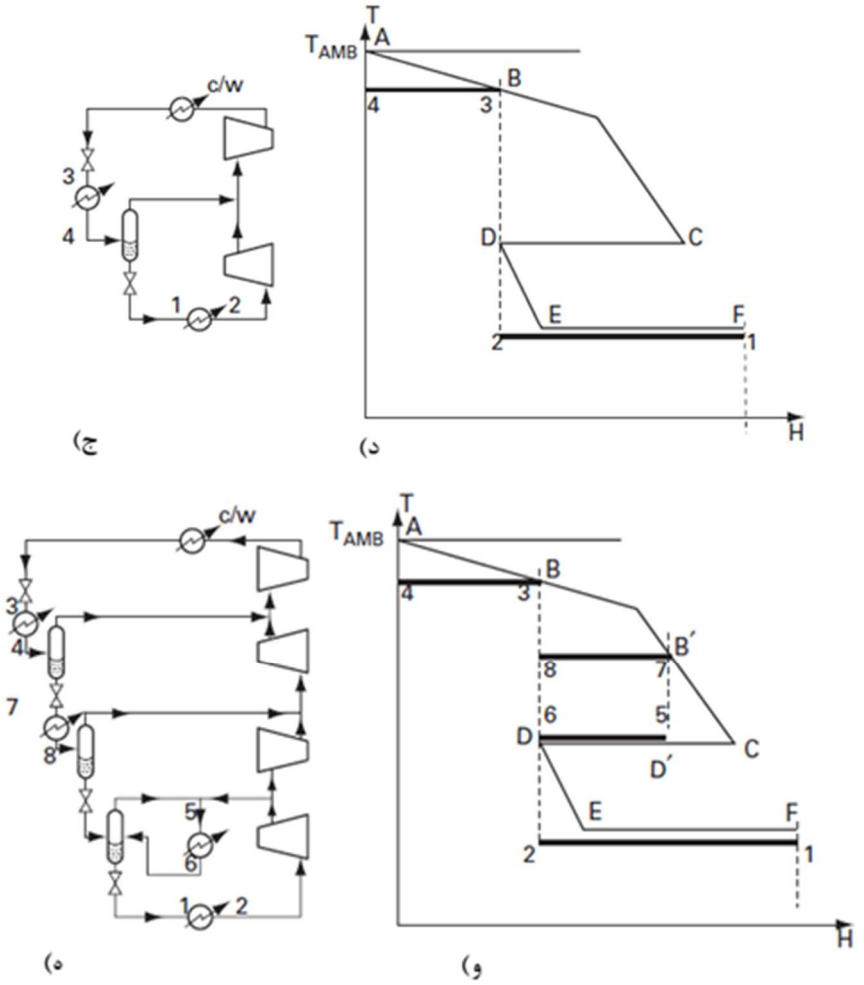
همان‌طور که در شکل (۵-۱۶) (ه) و (ز) نشان داده شده است، همچنین می‌توان از نقاط موجود در منحنی ترکیبی گراند استفاده کرد. یک سطح ۵-۶ برای بازیابی تبرید از DD′ اضافه شده است و یک سطح ۷-۸ اضافه شده است تا خنک‌کننده‌ای که قبلاً در تعویض فرآیند توسط DD′ به BB′ تأمین شده بود، جایگزین شود. صرفه‌جویی بیشتر در توان به دست می‌آید، زیرا اکنون بخشی از گرمای دفع شده توسط فرآیند در پایین‌ترین سطح یعنی ۱-۲ می‌تواند در دمایی کمتر از دمای محیط که بالاتر از سطح ۵-۶ است، دور ریخته شود. این بیشتر از مقادیر جبرانی برای بار افزایش یافته ۷-۸ در سطح بالاتر است. توجه داشته باشید

[1] Economiser

که افزایش شدید در پیچیدگی طراحی، از طرح موجود در شکل (۵-۱۶) (ج) به طرح شکل (۵-۱۶) (ه) می‌رسد. اقتصاد کاملاً به بارها و سطوح درگیر بستگی دارد؛ این تکامل به وضوح در دماهای نزدیک به محیط غیراقتصادی خواهد بود، اما طرح‌هایی از نوع نشان داده شده در شکل (۵-۱۶) (ه) معمولاً در کارخانه‌های جداسازی گاز با دمای پایین مشاهده می‌شود.

طراحی سیستم تبرید موضوعی بزرگ و پیچیده است که از حوصله این کتاب خارج است. مبردهای مختلف را می توان با نقاط جوش و انجماد مختلف استفاده کرد؛ حتی می توان از مخلوطی از مبردها استفاده کرد که به طور کلی در طیف وسیعی از دماها تبخیر و متراکم می شوند. می توان از سیستم‌های چند مرحله ای برای کاهش نیازهای برق کمپرسور استفاده کرد. موضوع به‌طور کامل توسط مثلاًهایوود (۱۹۹۱) و اسمیت (۲۰۰۵) پوشش داده شده است. نکته کلیدی از نظر آنالیز پینچ این است که از منحنی ترکیبی گراند زیر دمای محیط می‌توان در اکتشاف سازمان یافته گزینه‌های طراحی استفاده کرد.





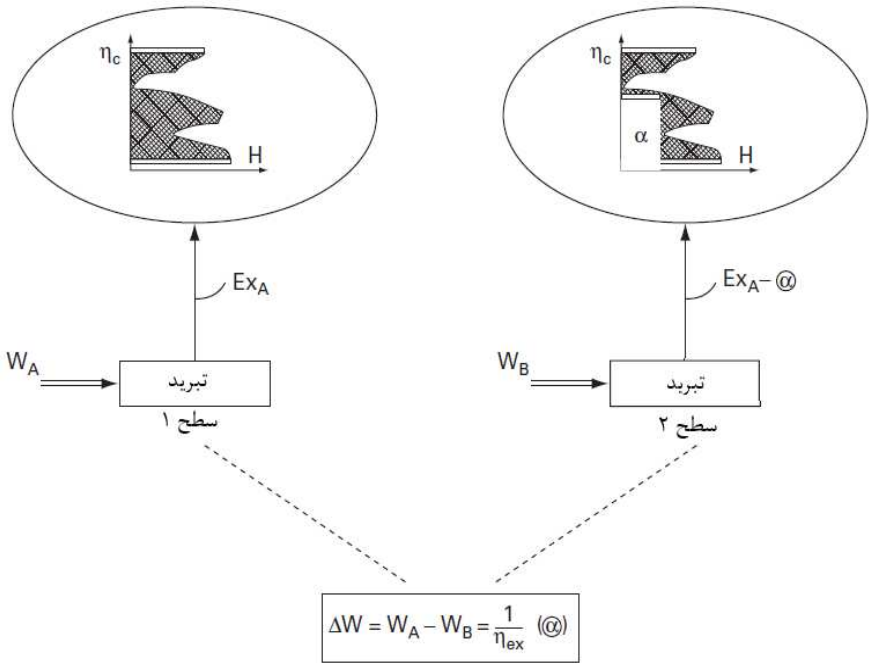
شکل ۵-۱۶: تطبیق سطح تبرید برای GCC

۵-۳-۳- آنالیز کار شفت

تولید اتیلن یک فرآیند معمولی در دمای پایین است که به طور قابل توجهی زیر دمای محیط با چندین تقطیر عمده در سراسر یا زیر محیط انجام می‌شود. بسیاری از چشمه‌ها و چاه‌های حرارتی زیر محیط در این فرآیند وجود دارد که فرصت‌های یکپارچه سازی متعددی دارند. یک سیستم تبرید پیچیده، گرما را زیر دمای محیط به فرآیند وارد کرده و از آن دور می‌کند. این سیستم تبرید معمولاً از دو چرخه (اتیلن و پروپیلن) تشکیل شده و در چندین

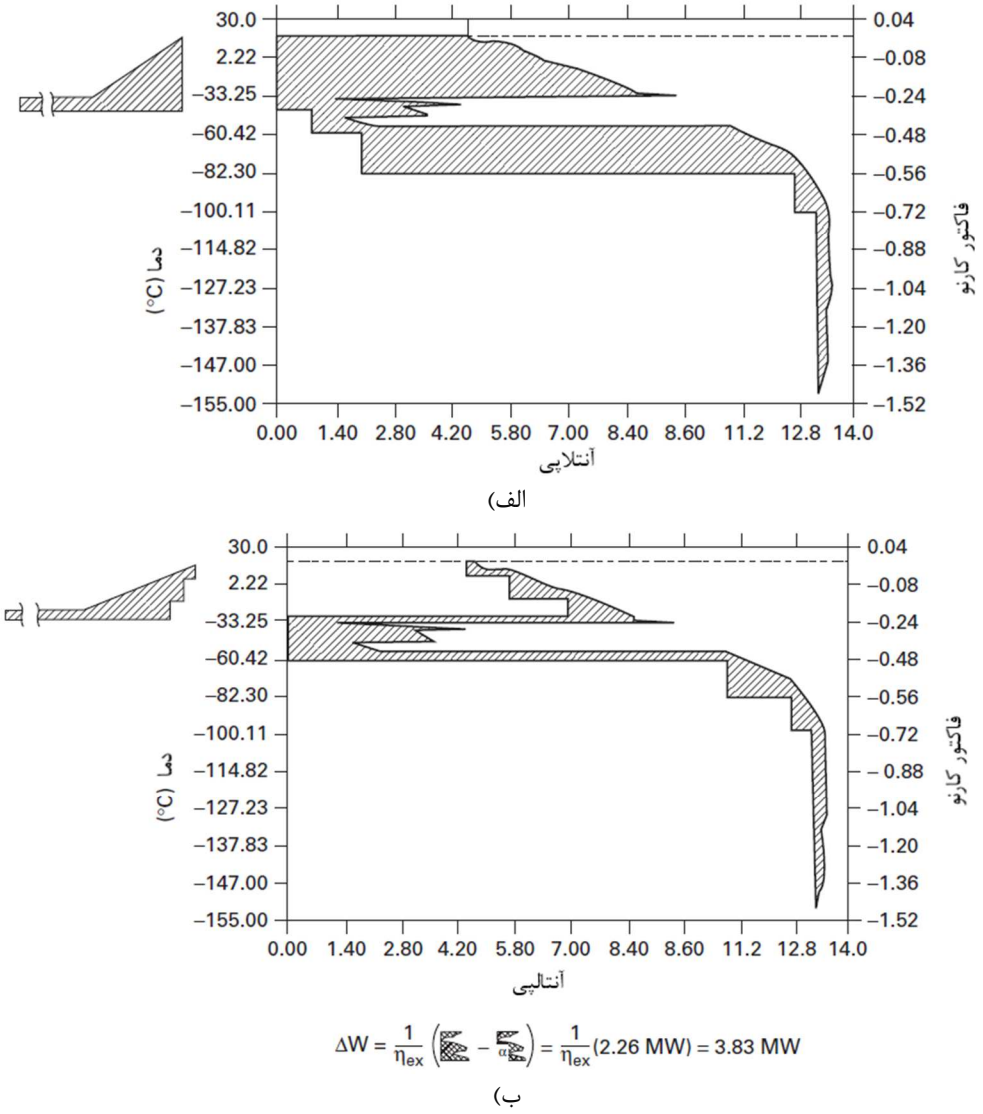
سطح عمل خواهد کرد. فقط دو یوتیلتی وجود دارد: آب خنک‌کننده و شفت. ما برای تقطیر با دمای پایین، سایر عملیات فرآیند، بازیابی گرمای فرآیند و سیستم تبرید دارای مشکل طراحی همزمان هستیم و تعاملات پیچیده‌ای وجود دارد. تأثیر تغییرات فرآیند یا سطوح تبرید جدید بر مصرف برق فقط به صورت غیرمستقیم قابل ارزیابی است که روشی نسبتاً دشوار است.

لینهوف و دول (۱۹۹۲) چگونگی دستیابی به اهداف شفت برای سیستم‌های دما-پایین کلی را نشان دادند. شکل (۵-۱۷) را در نظر بگیرید. یک منحنی ترکیبی گراند فرآیند در زیر دمای محیط، با عامل کارنو به عنوان محور عمودی به جای دما نشان داده شده است. به دلیل این تعویض، مساحت موجود در ساختار، نمایانگر اکسرژی است (لینهوف ۱۹۹۰). به‌طور خاص، سطح شطرنجی بین سطح ترکیبی گراند فرآیند و سطح تبرید نشانگر اتلاف اکسرژی است. در نتیجه، همان‌طور که در شکل (۵-۱۷) نشان داده شده است، تغییر در طراحی سیستم تبرید (مثال مربوط به ارائه یک سطح اضافی است) از نظر کاهش α حاصله از اتلاف اکسرژی و در نتیجه از اکسرژی تأمین شده توسط سیستم تبرید به راحتی ارزیابی می‌شود. کاهش در شفت کلی برابر است با (α/η_{ex}) که در آن η_{ex} (راندمان اکسرژیک سیستم تبرید) تقریباً ثابت است. از این رو می‌توان طراحی سیستم تبرید را در هدف‌گذاری نادیده گرفت.



شکل ۵-۱۷: تأثیر سیستم‌های برودتی سطح ۱ و ۲ بر روی شفت

استفاده از این روش در شکل (۵-۱۸) نشان داده شده است (لینهوف و دول ۱۹۹۲). یک طرح حالت پایه (حالت A) با یک طرح جایگزین (حالت B) مقایسه می‌شود. حالت‌های A و B از نظر شبکه مبدل‌های حرارتی و طراحی سیستم تبرید متفاوت هستند. هدف شفت، بهبودی در مصرف کلی برق را $\Delta W = 3.83MW$ پیش‌بینی می‌کند. طراحی دقیق و شبیه-سازی موارد A و B پیشرفت $\Delta W = 3.76MW$ را شناسایی می‌کند. این به معنی اختلاف ۱/۹ درصدی بین شبیه سازی و روش هدف‌گذاری است. دول و لینهوف (1993a) این روش‌ها را برای تغییرات فرآیند با استفاده از مفهوم «منحنی ترکیبی گراند اکسرژی» (EGCC) گسترش دادند.



شکل ۵-۱۸: اهداف شفت برای فرآیند اتیلن

مزیت مشترک از مشخصات ستون تقطیر و اهداف شفت دما-پایین در طراحی فرآیندهای مبتنی بر تقطیر با دمای پایین (مانند اتیلن) قابل توجه بوده است. نتایج به دست آمده با این

روش‌ها در مقایسه با نتایج به دست آمده با استفاده از اصول قبلاً منتشر شده برای آنالیز پینچ (مورگان ۱۹۹۲)، پیشرفت‌های چشمگیری را ارائه می‌دهد.

۵-۳-۴- سیستم‌های آب خنک کننده

آب خنک‌کننده تا اندازه‌ای یک «رابطه ضعیف» در بین یوتیلتی‌ها بوده است، زیرا عموماً هزینه بسیار کمتری نسبت به یوتیلتی‌های گرم یا تبرید دارد. با این حال، بهینه سازی هنوز هم می‌تواند مهم باشد، به ویژه اگر بخواهید بدون سرمایه اضافی، با افزایش بار خنک کننده مقابله کنید، یا محدودیتی در مصرف آب یا دمای تخلیه وجود داشته باشد. سیستم‌های آب خنک کننده توسط کیم و اسمیت (۲۰۰۴) به تفصیل مورد مطالعه قرار گرفته است.

۵-۳-۵- خلاصه

در این بخش از راهنما نشان داده شده است که چگونه می‌توان مفهوم جانمایی مناسب را برای موتورهای حرارتی و پمپ‌های حرارتی اعمال کرد و نیز چگونه می‌توان از آن برای به حداکثر رساندن بازده توان سیستم‌های CHP کاربردی با راندمان نهایی ۱۰۰٪ استفاده کرد. برخی از نکات نهایی را می‌توان به صورت زیر بیان کرد:

- اگرچه فقط چرخه‌های رنکین بخار، چرخه‌های توربین گازی، موتورهای رفت و برگشتی و پمپ‌های فشار حرارتی به صراحت در بالا مورد بحث قرار گرفت، هرگونه مشخصات چرخه توان مناسب را می‌توان با بررسی در برابر منحنی ترکیبی گراند مطابقت داد.
- چرخه‌های مختلف پمپ حرارتی و توان در هنگام تطبیق با فرآیند یکسان، نتایج بسیار متفاوتی را ایجاد می‌کنند. از این‌رو انتخاب بین گزینه‌های اصلی برای نوع چرخه به راحتی و با سطوح تقریبی یوتیلتی، قبل از طراحی دقیق قابل انجام است. برای مطالعه اثر تغییر ΔT_{min} و سطوح دما بر روی بازده توان، بهینه‌سازی را می‌توان در مرحله بعدی انجام داد.
- توربین‌های گازی و موتورهای گازی/ دیزلی به دلیل بازده توان بیشتر به سیستم‌های CHP توربین بخار نزدیک شده اند.

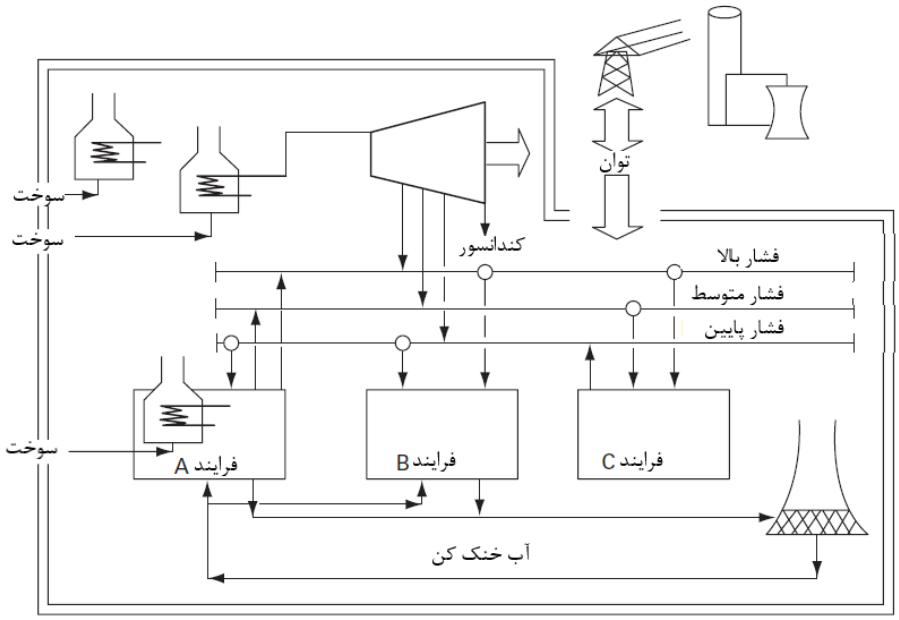
- پمپ‌های حرارتی چرخه بسته معمولی فقط برای افزایش‌های دما-پایین و در جایی که برق نسبت به گرما ارزان است، اقتصادی هستند. MVR و TVR هزینه سرمایه کمتری دارند و در برخی شرایط کاربرد دارند.
- تبرید در دمای پایین بسیار گران است و سیستم‌های چند سطحی پیچیده قابل قبول می‌شوند.
- همان‌طور که در بخش (۴-۶) توضیح داده شده است، پس از تعیین مشخصات چرخه برق، شبکه مبدل حرارتی با اضافه کردن جریان‌های یوتیلتی به داده‌های جریان فرآیند ناشی از سیال عامل چرخه، طراحی می‌شود.

۵-۴- آنالیز کل سایت

تاکنون سیستم‌های یوتیلتی را برای کارخانه‌های منفرد (فصل ۳)، ادغام یوتیلتی‌ها در شبکه‌های کارخانه‌های منفرد (فصل ۴) و اصول سیستم‌های حرارت و توان (بخش ۵-۲) بررسی کرده ایم. اکنون باید تعامل‌های پیچیده بین آن‌ها را در نظر بگیریم که همان‌طور که از نمودار شماتیک در شکل (۵-۱۹) مشاهده می‌شود، حتی در یک سایت نسبتاً پیچیده نیز یک کار مهم است. سؤالاتی که ممکن است بخواهیم بپرسیم، عبارتند از:

- در هر یک از سطوح بخار (HP، MP و LP) چقدر بخار مصرف خواهیم کرد؟
- چگونه می‌توان تولید برق را براساس کاهش تا سطوح مختلف به حداکثر رساند؟
- آیا نصب توربین‌های اضافی به جای تولید بخار MP توسط فرآیند اختناق از طریق یک سوپاپ ارزشش دارد؟
- آیا نصب مبدل‌های حرارتی بین جریان‌های موجود در فرآیندها یا مناطق جداگانه ارزش دارد؟
- آیا می‌توانیم بخار را از هر یک از فرآیندهای سایت در پایین پینچ بالا بیاوریم و آیا می‌توان آن را به صورت کاربردی به سایر فرآیندها انتقال داد؟
- هزینه واقعی بخار در هر سطح چقدر است؟ در زمان بررسی اتلاف تولید برق، آیا ارزش دارد که یک پروژه بازیابی گرما را نصب کنیم که بخار LP را ذخیره می‌کند؟

- آیا با در نظر گرفتن کل سایت به جای کارخانه‌های منفرد، سطح دمای انتخابی ما بهینه است؟



شکل ۵-۱۹: چیدمان یک سایت کلی معمولی

آنالیز کل سایت، مؤثرترین راه برجسته کردن نکات کلیدی را در این تعامل‌ها نشان می-دهد. این روش‌ها در اوایل دهه ۱۹۹۰ عمدتاً در گروه انتگراسیون فرایند UMIST توسعه یافته بودند.

۵-۴-۱- هدف گذاری انرژی برای کل سایت

اهداف انرژی و دمای پایین برای هر فرآیند را می توان با روش جدول مسئله همانطور که قبلاً توضیح داده شد و با استفاده از مجموعه داده‌های جریان هر فرآیند به دست آورد. بنابراین یک راه آسان برای به دست آوردن هدف بازیابی گرما برای سایت کلی، ترکیب همزمان تمام مجموعه داده‌های جریان و دستیابی به اهداف، دمای پینچ و منحنی ترکیبی گراند برای فرآیندهای ترکیبی است. آن‌گاه، پتانسیل بازیابی گرما بین این فرآیندها با اختلاف بین این

«هدف کلی» و جمع اهداف فرآیند منفرد به دست می‌آید. این مفهوم همان‌طور که در بخش (۳-۵-۱) توضیح داده شده است، شبیه به «منطقه بندی» برای زیرمجموعه‌های یک فرآیند است.

با این حال، با این روش ساده چندین مشکل وجود دارد.

(الف) این روش هیچ گونه مجوزی را برای امکان‌پذیر بودن بازیابی گرما بین فرآیندهای مختلف یا روش‌های عملی دستیابی به این امر، فراهم نمی‌کند. غالباً برای چنین جفت‌هایی، یک جریمه دمای اضافی نیز وجود خواهد داشت که این روش اجازه آن را نمی‌دهد.

(ب) فرض بر این است که می‌توان گرما را از درون یک «جعبه» در یک کارخانه بازیابی کرد؛ اجرای این امر در عمل ممکن است مستلزم انتقال گرما به یک جریان در یک کارخانه دیگر و در یک دما و انتقال حرارت از همان کارخانه در دمای دیگر باشد. چنین جفت‌هایی معمولاً به خط لوله‌های طولانی نیاز دارند و نیروهای محرکه کمی دارند و معمولاً در مقایسه با یک سیستم ساده‌تر صرف‌نظر از بازیابی انرژی درون جعبه، کاملاً غیراقتصادی خواهد بود.

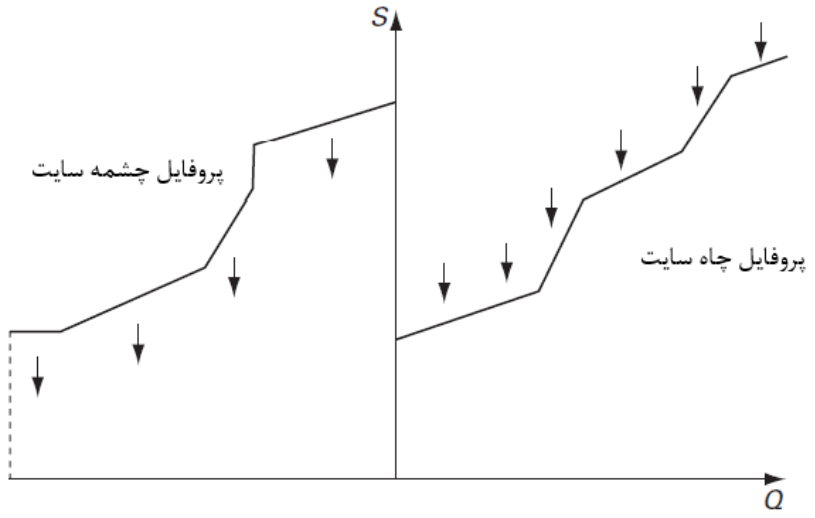
(ج) هیچ‌گونه اطلاعات واقعی در ارتباط با سیستم حرارت و توان سایت وجود ندارد.

از این‌رو، یک روش جایگزین مورد نیاز است.

۵-۴-۲- پروفایل کل سایت

گرمای خالص مورد نیاز یا در دسترس از هر کارخانه در هر دمایی توسط منحنی ترکیبی گراند یا جدول مسئله به دست می‌آید. گرمایش خارجی که در عمل لازم است، توسط نیاز گرمای بالای پینچ و با نادیده گرفتن نقاط به دست می‌آید. این فرآیند برای این مقدار گرما به عنوان یک چاه حرارتی در دماهای معین عمل می‌کند و می‌توان آن را به عنوان یک پروفایل چاه فرآیند توصیف کرد. به همین ترتیب، در پایین پینچ، گرمای آزاد شده به روشی مناسب برای انتقال به یک کارخانه جداگانه، با نادیده گرفتن نقاط و پروفایل چشمه فرآیند، جریان حرارتی خالص پایین پینچ است. به عنوان مثال، در مثال استاندارد چهار جریانی ما، پروفایل چاه فرآیند صرفاً شامل ۲۰ kW یوتیلتی گرم خالص و پروفایل منبع فرآیند شامل ۶۰ kW یوتیلتی سرد است. ساختار توسط کلیمس و همکاران (۱۹۹۷) و اسمیت (۲۰۰۵) نشان و توضیح داده شده است..

گرمای مورد نیاز کلیه کارخانه‌های سراسر سایت، که در دماهای مختلف با یکدیگر ترکیب می‌شوند، پروفایل چاه سایت را ارائه می‌دهد؛ این شبیه به منحنی ترکیبی سرد است. به همین ترتیب، ترکیب تمام پروفایل‌های چشمه فرآیند برای انتشار گرما، پروفایل منبع سایت را ارائه می‌دهد که مشابه با منحنی ترکیبی گرم است (شکل (۵-۲۰) را ببینید). مانند منحنی‌های ترکیبی، این موارد در صورت دلخواه می‌توانند با هم ترسیم شوند و همپوشانی امکان بازیابی گرما را نشان می‌دهد. علاوه بر این، می‌توان برای انتقال حرارت بین فرآیندهای مجزا، یک ΔT_{min} اضافی اعمال کرد؛ این جداسازی دما بین پروفایل‌های چشمه و چاه سایت است و می‌توان آن را ΔT_{site} نامید.



شکل ۵-۲۰: پروفایل‌های چشمه و چاه سایت

در عمل، معمولاً راحت‌تر است که با تفریق ΔT_{site} /2 از دماهای پروفایل چشمه و اضافه کردن ΔT_{site} /2 به دماهای پروفایل چاه، پروفایل‌ها را همزمان بیاورید. این شبیه به ساختار منحنی‌های ترکیبی شیفت یافته (یا منحنی ترکیبی گراند) است و مزایای آن در بخش زیر مشخص می‌شود.

توجه به این نکته ضروری است که دو رویکرد برای توسعه چنین پروفایل‌هایی وجود دارد. اولین روش، همان‌طور که در بالا توضیح داده شد، از منحنی‌های ترکیبی گراند فرآیندهای منفرد استفاده می‌کند. این روش معتبر است، اما در آن فرض بر این است که تمام پروژه‌های

احتمالی بازیابی گرما اجرا خواهد شد که این مورد به ندرت اتفاق می‌افتد (به خصوص اگر اقتصاد به‌طور معکوس تحت تأثیر هزینه‌های کم یوتیلتی ناشی از CHP قرار گیرد). بنابراین، یک روش رایج‌تر، به ویژه در شرایط بازسازی، استفاده از نیازهای فعلی یوتیلتی برای فرآیندهای منفرد است. این داده‌ها می‌توانند با سرعت بیشتری استخراج شوند و تمهیدات ادغام گرما را که پیش از این در فرآیندهای منفرد در مکان مناسب بودند، بپذیرند. پیش‌بینی شده برای مصارف یوتیلتی پیش‌بینی شده توسط این روش دوم، بالاتر اما واقعی‌تر خواهد بود؛ این مورد به عنوان آنالیز سطح بالا شناخته می‌شود (واربانوف و همکاران، ۲۰۰۴).

به‌طور کلی، ما می‌توانیم سه هدف برای بازیابی گرما پیدا کنیم؛ منحنی ترکیبی گراند ترکیبی، پروفایل‌های سایت بر مبنای منحنی‌های ترکیبی گراند و پروفایل‌های سایت بر مبنای نیازهای فعلی به یوتیلتی، به ترتیب افزایش می‌یابند. این بسته به میزان بازیابی گرمای اضافی که برای پیاده سازی در فرآیندها انتخاب می کنیم، محدوده عملی به ما می دهد.

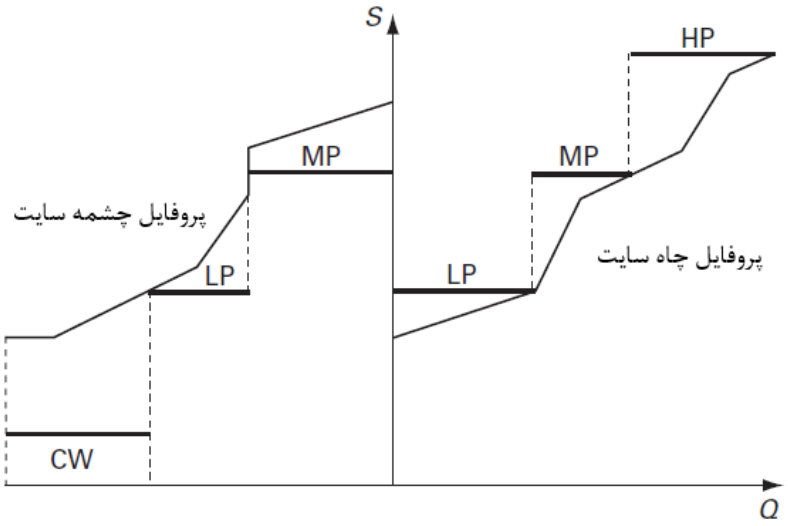
۵-۴-۳- بازیابی حرارت عملی از طریق سیستم بخار سایت

همان‌طور که قبلاً نیز گفته شد، استدلال‌های شدیدی علیه اتصال فرآیندهای جداگانه به هم از طریق مبدل‌های حرارتی وجود دارد. جدای از مشکل جداسازی فیزیکی (گاهی اوقات در فواصل طولانی) و هزینه‌های لوله کشی، اگر یکی از فرآیندها خاموش شود در حالی که دیگری در حال اجرا است، باعث ایجاد مشکلاتی می‌شود؛ باید یک منبع گرمایش یا سرمایش جایگزین برای جایگزینی گرمای تبادل شده قبلی پیدا شود.

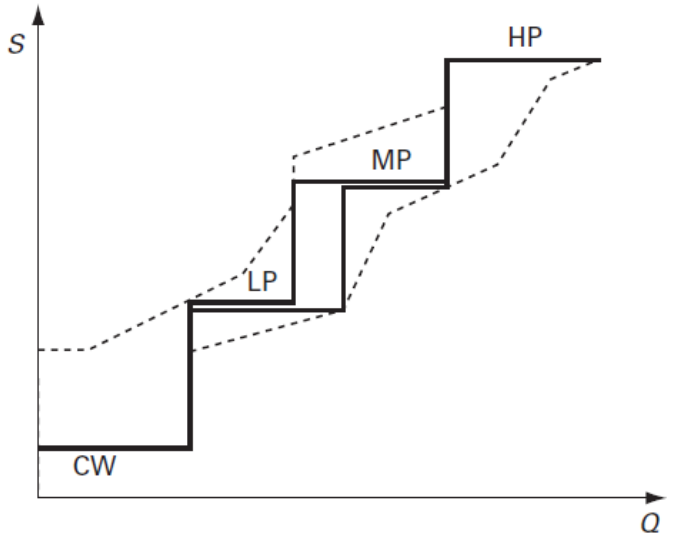
با این حال، گرما ممکن است پیش از این با استفاده از منابع بخار به اطراف سایت منتقل شده باشد. بنابراین یک جایگزین مناسب‌تر خود را نشان می‌دهد - بخار را در یک کارخانه افزایش داده (هیتر که قبلاً در مرکز دیگ بخار تولید شده است را جایگزین کنید) و از بخار اضافی در کارخانه دیگری استفاده کنید. لوله‌کشی جدیدی لازم نیست و اگر یک کارخانه خاموش شود، با تغییر بار روی دیگ‌های بخار سایت، تغییر لازم به راحتی تعدیل می‌شود. در اصل، ما در حال دستیابی به بازیابی گرما از طریق سیستم یوتیلتی سایت هستیم. نمونه‌ای از این موضوع را می‌توان در مطالعه موردی در بخش (۹-۵) مشاهده کرد.

سطوح بخار سایت را می‌توان در پروفایل‌های کل سایت ترسیم کرد و نشان داد که چگونه گرمای موجود را می‌توان با بخار تولید شده و استفاده شده توسط فرآیندهایی با سطوح

مختلف بخار معادل دانست. همان‌طور که در شکل (۵-۲۱) و (۵-۲۲) نشان داده شده است، پروفایل‌های کل سایت به ترکیبی‌های سیستم بخار تبدیل می‌شوند. اکنون مزیت استفاده از تغییر دمای بیشتر مشخص است؛ اگر $\Delta T_{site}/2$ به عنوان توزیع اختلاف دمای مورد نیاز برای افزایش بخار انتخاب شود، سطوح بخار ترسیم شده در پروفایل کل سایت، در دمای واقعی آن‌ها خواهد بود، چه بخار تولید شود یا از آن استفاده شود و احتمالات انتقال حرارت را می‌توان در یک نگاه مشاهده کرد.



شکل ۵-۲۱: ترکیبی‌های بخار سایت براساس پروفایل‌های منبع و چاه



شکل ۵-۲۲: بازیابی گرما با استفاده از ترکیبی‌های بخار سایت

بگذارید مثالی بزنیم. فرض کنید ما یک جریان گرم در ۱۳۰ °C و یک جریان سرد در °C ۱۰۰ داریم و ΔT_{min} نیز ۲۰ °C در منحنی‌های ترکیبی شیفت یافته یا گراند، جریان گرم در یک دمای تغییر یافته (بازه) ۱۲۰ °Cو جریان سرد در ۱۱۰ °C ظاهر می‌شود. با این حال، آن‌ها در کارخانه‌های جداگانه قرار دارند و تبادل مستقیم نامطلوب است. حال اگر ΔT_{site} در ۱۰ °C که ΔT کل در هر یک از مبدل‌های بخار/ فرآیند، ۱۵°C است، می‌توان بخار LP را در دمای ۱۱۵ °C از جریان گرم افزایش داد، آن را در سراسر منبع بخار منتقل کرد و از آن برای گرم کردن جریان سرد استفاده کرد.

این آنالیز ساده برای جریان‌های گرمای نهان در دماهای ثابت کافی است. برای جریان‌های گرمای محسوس، همه چیز پیچیده‌تر است.

۵-۴-۴- انتقال حرارت غیر مستقیم

دو جریان را در کارخانه‌های مختلف در نظر بگیرید که قابلیت تبادل حرارت را دارند. جریان گرم از ۲۰۰ تا ۱۶۰ °C با CP = 2 kW/K و جریان سرد از ۱۰۰ تا ۱۸۰ °C با CP = 1 KW/K جریان می‌یابد. هر دو جریان دارای بار حرارتی ۸۰ kW هستند. ΔT_{min} در

تمام جریان‌ها ۲۰ °C در نظر گرفته می‌شود. چندین گزینه مختلف برای بازیابی گرما وجود دارد.

(الف) یک جریان را می‌توان به کارخانه دیگر انتقال داد و گرما را مستقیماً با جریان دیگری تبادل کرد. سپس همان‌طور که در شکل (۵-۲۳) (الف) نشان داده شده است، تمام ۸۰ kW قابل بازیافت است. این البته مستلزم این است که دو کارخانه به‌طور همزمان کار کنند و افت فشار اضافی را از طریق لوله کشی متحمل شوند.

(ب) از جریان گرم می‌توان برای افزایش بخار در سطح دمای متوسط (در اینجا ۱۶۰ °C) استفاده کرد و سپس این بخار می‌تواند به کارخانه دوم منتقل شود و از آن برای گرم کردن جریان سرد استفاده شود. این باعث انعطاف‌پذیری بیشتر فرآیند شده و هیچ افت فشار اضافی در خطوط فرآیند به دست نمی‌آید. با این حال، افت دما اتفاق می‌افتد و بنابراین فقط ۴۰ kW را می‌توان بازیافت کرد - منحنی‌های ترکیبی را در شکل (۵-۲۳) (ب) مشاهده کنید.

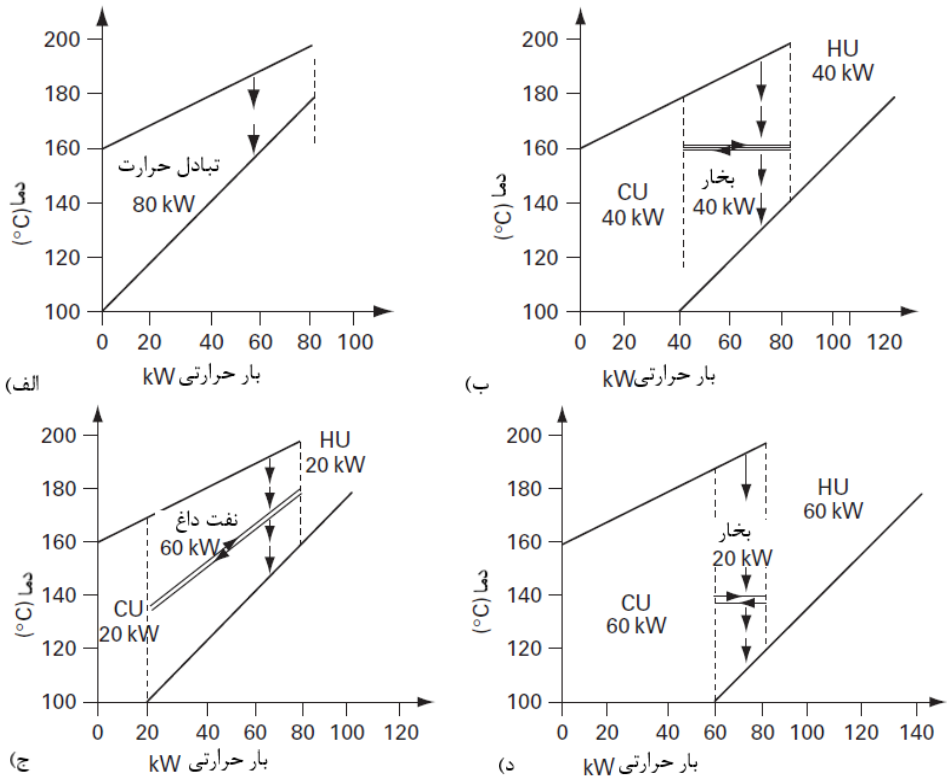
(ج) گرما را می‌توان به یک جریان گردش مجدد منتقل کرد، به عنوان مثال یک مدار نفت گرم که گرما را به کارخانه دوم منتقل می‌کند. در اینجا، از آنجایی که سیال انتقال حرارت تحت گرمایش محسوسی قرار دارد، همان‌طور که در شکل (۵-۲۳) (ج) نشان داده شده است، افت دمای کمتری اتفاق می‌افتد و ۶۰ kW را می‌توان بازیابی کرد. توجه داشته باشید که دبی‌های جریان و CP در دو نیمه مدار نفت گرم باید یکسان باشد.

به عنوان مثال، روش (ج) در یک کارخانه فرآوری مواد غذایی به کار رفته است که در آن از کوره زباله‌سوز برای حذف ترکیبات آلی فرار از گازهای خروجی استفاده شده است. سپس از گاز گرم دودکش برای گرم کردن یک مدار روغن گرم استفاده می‌شود که گرما را برای انجام وظایف گرمایش فرآیند در جای دیگر کارخانه بازیابی می‌کند؛ این به مراتب بسیار راحت‌تر از تبادل حرارت مستقیم است. برای محصولات حساس به دما که در آن به جای بخار از آب گرم به عنوان یوتیلتی گرم استفاده می‌شود، بازیابی گرما از طریق سیستم آب گرم سایت با موفقیت در تهیه و فرآوری روغن خوراکی به دست می‌آید؛ بخش (۸-۷) را ببینید.

روش (ب) به طور فزاینده‌ای در سایت‌های بزرگ و پیچیده‌ای به کار می‌روند که هم اکنون شبکه‌ای از منابع بخار دارند. با این حال، فشارهای اصلی معمولاً از قبل تنظیم می‌شوند و این باعث بازیابی گرمای بیشتری می‌شود. به عنوان مثال، اگر لازم باشد که دمای بخار متوسط در مثال ما ۱۴۰ °C باشد، همان‌طور که در شکل (۵-۲۳) (د) نشان داده شده است، فقط

۲۰ kW ی‌تواند بازیابی شود، زیرا تنها یک انتهای مبدل حرارتی بخار ΔT_{min} را به دست می‌آورد.

دیده می‌شود که اعمال جریمه اضافی ΔT_{site} برای حالت (ج) خوب عمل می‌کند، اما داستان کاملی را برای مورد (ب) ارائه نمی‌دهد.



شکل ۵-۲۳: گزینه‌های انتقال حرارت غیر مستقیم

۵-۴-۵- تخمین اهداف تولید همزمان

اکنون که ما ترکیبی‌های سیستم بخار را داریم، می‌توانیم ببینیم که چه مقدار بخار در هر سطح دما تولید و استفاده می‌شود. آیا می‌توان از این کار استفاده کرد تا سریع و آسان تخمین بزنیم که با کاهش VHP (بخار با فشار بسیار بالا) تولید شده در دیگ‌های بخار، به بخار HP،

MP یا LP، یا با دانستن مزایای برق با استفاده از بخار LP در کارخانه به جای بخار MP چقدر برق تولید می‌شود؟

خوشبختانه، همان‌طور که رئیسی نشان داد (۱۹۹۴)، یک رابطه تقریبی ساده بین بار گرما، دما و تولید برق وجود دارد. او نشان داد که:

$$W = m \times w = (Q/h_{sat})\ e\ (T_{in,sat} - T_{out,sat}) \qquad ۱۱-۵$$

که W کار تولید شده است، m دبی جرمی از طریق توربین است، w کار تولید شده در واحد دبی جرمی، Q بار گرما، h_{sat} آنتالپی ویژه در حالت اشباع، e یک ثابت و T_{in} و T_{out} دما در ورودی و خروجی توربین هستند. این مطابق با جدول (۵-۲) است. به عبارت دیگر، کار تولید شده متناسب با بار گرما و اختلاف دما بین سطوح است - یعنی، همان‌طور که در شکل (۵-۲۴) نشان داده شده است، برابر با مساحت یک مستطیل در کل پروفایل‌های سایت. (تخمین دقیق‌تری را می‌توان با استفاده از خط ویلان به دست آورد که این یک رابطه مشابه است، اما شامل یک ثابت می‌شود، به‌طوری که کار به‌طور مستقیم با دبی جرمی و دبی حرارتی توربین متناسب نباشد.)

جدول ۵-۵- داده‌های مربوط به پروفایل‌های چاه سایت براساس جریان‌های سردی که در کوره‌ها گرم می شوند

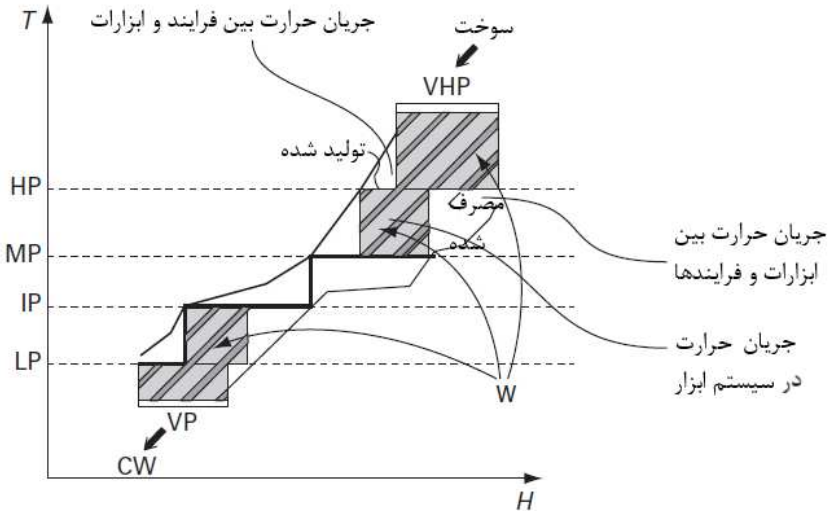
نام جریان	دمای اولیه (°C)	دمای هدف (°C)	نرخ جریان ظرفیت حرارتی (kW/K) CP	نرخ جریان حرارتی (kW)
خوراک خام	۹۲	۱۸۰	۲۶/۸	-۲۳۶۰
دی هیدرات	۱۵۲	۳۰۲	۳۰	-۴۵۰۰
خام خلا	۱۵۵	۳۱۹	۱۰	-۱۶۴۰

بنابراین اکنون می‌توانیم بدانیم که احتمالاً چه مقدار برق با تولید همزمان، یعنی با ترکیب مساحت‌های مستطیل‌ها برای سطوح بین یک توربین (شامل محرک‌های پمپ مکانیکی و غیره) به دست آمده است. اگر بخار به راحتی دچار اختناق شود، مساحت آن مستطیل را

برای اهداف تولید برق باید نادیده گرفت؛ از طرف دیگر، این کار انگیزه لازم برای بازسازی یک توربین جدید را نشان می‌دهد.

از این طرح به راحتی می‌توان دریافت که اگر بخار از طریق منابع بخار به حداکثر میزان ممکن احیا نشود، منحنی‌های ترکیبی سیستم بخار از هم جدا می‌شوند. از این رو باید بخار بیشتری تولید شود - اما کار تولید همزمان نیز افزایش می‌یابد.

این طرح از لحاظ مفهومی به منحنی ترکیبی گراند اکسرژی که در قسمت (۵-۳-۳) ذکر شده، بسیار شبیه است و در واقع، می‌تواند در صورت دلخواه با فاکتور کارنو به عنوان محور عمودی به جای دما ترسیم شود. دول و لینهوف (1993b) این رویکرد را توصیف کردند، از جمله یک مطالعه موردی که در آن استفاده از پروفایل‌های کل سایت با کاهش سطح بخار MP موجب صرفه‌جویی قابل توجهی می‌شود. با این حال، برای اکثر اهداف، دما ساده‌ترین و راحت‌ترین پارامتر جهت ترسیم است.



شکل ۵-۲۴: تخمین تولید برق از کل پروفایل‌های سایت

۵-۴-۶- هدف گذاری انتشار

کاهش انتشار و هدف‌گذاری انتشار هر دو دارای یک فرآیند و یک بعد کلی سایت هستند. به عنوان مثال، دو طرح فرآیند جایگزین را در نظر بگیرید، طرح A را با یک تخلیه ساده و طرح B با مفهوم پیچیده‌تر جداسازی/ بازیافت، با کاهش تلفات فرآیند. با این حال، همان‌طور

که این مورد اغلب وجود دارد، جداسازی بهتر شامل انرژی اضافی می‌شود و لازم است که کاهش در انتشار فرآیند را نسبت به افزایش در انتشارهای مربوط به سوخت بسنجیم. این معضل هم توسط طراحان و هم قانون گذاران بیش از پیش شناخته می‌شود (لینهوف مارس ۱۹۹۱). مواردی وجود داشته است که مقررات نیازمند کاهش بیش از حد پایین ppm در میزان انتشار فرآیند منجر به مصرف سوخت اضافی شود، به طوری که انتشار کلی بدتر می‌شود. آنالیز پینچ می‌تواند تصویر کلی را ارزیابی کند و به طراحان، برنامه ریزان و قانون گذاران کمک کند تا ارزیابی منطقی از تعاملات بین انتشارهای مربوط به فرآیند و انتشار مربوط به سوخت را انجام دهند و در مورد اهداف قابل دستیابی توافق کنند.

آنالیز کل سایت با ارائه اهدافی برای (۱) احتراق سایت مرکزی، (۲) کل واردات یا صادرات برق سایت و (۳) احتراق غیر متمرکز در سایت نقش مهمی دارد. برای مثال، انتشار CO_2 جهانی به عنوان یک تابع سرمایه گذاری، دنبال شده و می‌تواند به صورت هدف قرار گیرد. هدف‌گذاری انتشار توسط لینهوف و دول (۱۹۹۳) و روسیتر و همکاران (۱۹۹۳) به تفصیل مورد بحث قرار گرفته است.

۵-۵- مثال کار شده: واحد تقطیر مواد آلی

بگذارید ببینیم چگونه می‌توانیم به عنوان مثال در مورد واحد تقطیر مواد آلی، انتخاب و تعیین اندازه یک سیستم CHP را انجام دهیم. واحدهای اتمسفری و خلاء در کنار هم در نظر گرفته خواهند شد (به نظر می‌رسد دلایل کمی برای جایگزینی یک کوره، نه کوره دیگری). از جمع‌آوری داده‌ها و هدف‌گذاری‌های ذکر شده در بخش‌های (۳-۲) و (۳-۸)، می‌دانیم که مصرف یوتیلتی گرم فعلی، ۸/۵ مگاوات است، اما هدف برای کارخانه‌های ترکیبی فقط ۶/۰۸۵ مگاوات است. متوسط برق مورد نیاز سایت، تقریباً ۳ مگاوات است.

با استفاده از معیارهای مختلف مندرج در بخش (۵-۲-۲):

۱. از آنجایی که توان مورد نیاز سایت، بیشتر از ۱ مگاوات است، توربین‌های گازی و بخار نسبت به موتورهای گازی و دیزلی ترجیح داده می‌شوند که برای واحدهای چندگانه مورد نیاز خواهد بود.
۲. نسبت حرارت به توان سایت، تقریباً ۲ است. در مقایسه با جدول (۵-۱)، موتورهای رفت و برگشتی و توربین‌های گازی نسبت به توربین‌های بخار ترجیح داده می شوند.

۳. فرآیند GCC در بالای پینچ، شیب‌دار است و به تأمین گرما تا دمای تغییر یافته °C ۳۲۹ نیاز دارد:

(الف) بارهای گرمایشی بالاتر از °C ۲۰۰ توربین‌های گازی و موتورهای رفت و برگشتی را بیش از توربین‌های بخار تأیید می‌کنند، زیرا در غیر این صورت یک کوره جداگانه لازم است.

(ب) و (ج) دمای پینچ بیش از °C ۷۰ است، بنابراین تمام آب پوشش گرم ناشی از موتورهای رفت و برگشتی هدر می‌رود (دفاتر یا ساختمان‌های محلی با بار گرمایشی قابل توجه در فضا وجود ندارند).

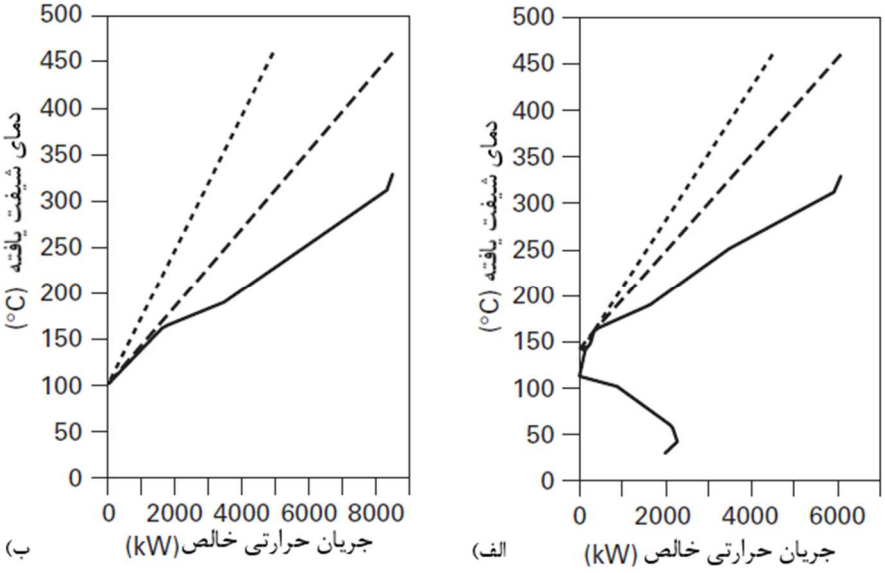
تصمیم گیری در این مورد نسبتاً واضح به نظر می‌رسد؛ اگر یک سیستم CHP انتخاب شود، باید یک توربین گازی و یک موتور دیزلی/ گازی به عنوان گزینه دوم باشد. حال سؤال اینجاست که آیا CHP اقتصادی خواهد بود یا خیر.

نسبت گرما به توان کارخانه، بین ۲ و ۳ است که برای توربین گازی، کمی زیاد است. دمای بالای گاز خروجی (بیش از °C ۵۰۰) ممکن است برای به حداکثر رساندن بازده حرارتی و کاهش تولید برق مورد استفاده قرار گیرد. از طرف دیگر، اندازه این واحد ممکن است برای تأمین نیازهای معمولی برق سایت با گرمای اضافی تعیین شود که توسط سوخت تکمیلی (یا کوره‌های موجود) تأمین می‌شود؛ یا ممکن است برای تولید ۶ مگاوات (گرما) طراحی شود که در این صورت می‌توان برق مازاد را صادر کرد.

منحنی ترکیبی گراند برای فرآیند ترکیبی در شکل (۵-۲۵) (الف) نشان داده شده است. ما همچنین می‌توانیم بر اساس بارهای گرمایش یوتیلتی فعلی و دمای فرآیند، یک پروفایل چاه سایت ایجاد کنیم و این مورد در شکل (۵-۲۵) (ب) نشان داده شده است. در جدول (۵-۵) داده‌های مربوط به این مورد (از بخش (۳-۲) و (۳-۸)) نشان داده شده است.

در هر دو نیمه شکل (۵-۲۵)، ما اکنون پروفایل خروجی را برای یک توربین گازی اضافه می‌کنیم، بر اساس (الف) تطبیق با نیاز گرما (ب) بار حرارتی محاسبه شده برای تطبیق نیاز برق. از این مسئله می‌توان فهمید که هنگام تطبیق نیاز برق سایت، گرمای تولید شده توسط سیستم CHP از میزان گرمای مورد نیاز سایت به میزان قابل توجهی کمتر است. در همه موارد، یک پینچ یوتیلتی برای قسمت (الف) در دمای تغییر یافته °C ۱۶۲ (مطابق با دمای

گاز خروجی ۲۰۲ °C)، اما برای قسمت (ب) در ۱۰۲ °C (دمای واقعی گاز خروجی ۱۴۲ °C) وجود دارد.



شکل ۵-۲۵: منحنی ترکیبی گراند برای واحد تقطیر مواد آلی (واحدهای ترکیبی)

جدول (۵-۶) میزان گرمای محاسبه شده و صرفه جویی را برای توربین‌های گازی نشان می‌دهد که نیازهای توان یا گرمای سایت را با یک مقدار برای موتورهای گازی به عنوان مقایسه تأمین می‌کند. تولید توان و گرمای مفید به ازای هر kW سوخت از بخش (۵-۲-۳-۲) برای توربین‌های گازی و از بخش (۵-۲-۳-۴) برای موتورهای گازی گرفته شده است. هزینه گاز ۳/۳۳ پوند/ گیگاژول (۱۲ پوند/ مگاوات ساعت) است و راندمان مجموعه دیگ‌های بخار ۸۰٪ است که در واقع، هزینه مؤثر ۱۵ پوند/ مگاوات ساعت گرما را برای فرآیند ایجاد می‌کند. با فرض این که هزینه برق وارداتی ۴۰ پوند/ مگاوات ساعت حساب می‌شود، اما فقط ۲۰ پوند/ مگاوات ساعت برای برق صادر شده پرداخت می‌شود، اقتصاد در قسمت پایین جدول ارزیابی می‌شود. صرفه‌جویی سالانه با ضرب صرفه‌جویی خالص در تعداد ساعات کار در سال (۵۰۰۰ برای این سایت) به دست می‌آید. هزینه سرمایه نصب شده به عنوان ۵۰۰ پوند/ kW ساعت برای هر دو توربین گازی و موتورهای گازی در نظر گرفته می‌شود (احتمالاً یک تخمین اضافی برای دومی).

جدول ۵-۶- محاسبات عملکرد و اقتصاد برای توربین گازی و موتور گازی

	براساس هدف انرژی و ترکیبی گراند					براساس هدف انرژی و ترکیبی گراند				
	توربین گازی			موتور گازی		توربین گازی			موتور گازی	
	بدون CHP	توان	گرما	توان	گرما	بدون CHP	توان	گرما	توان	گرما
دمای خروج (ºC)		۵۰۰	۵۰۰	۴۰۰	۴۰۰		۵۰۰	۵۰۰	۴۰۰	۴۰۰
پینچ واحد (ºC)		۲۰۲	۲۰۲	۲۰۲	۲۰۲		۱۴۲	۱۴۲	۱۴۲	۱۴۲
ورودی گرما (kW)		۱۰۰۰۰	۱۴۸۵۱	۷۵۰۰	۳۴۳۴۸		۱۰۰۰۰	۱۷۲۶۸	۷۵۰۰	۳۶۸۲۲
توان(kW)		۳۰۰۰	۴۴۵۵	۳۰۰۰	۱۳۷۳۹		۳۰۰۰	۵۱۸۰	۳۰۰۰	۱۴۷۲۹
هدررفت(kW)		۴۰۰	۵۹۴	۱۹۵۰	۸۹۳۰		۴۰۰	۶۹۱	۱۹۵۰	۹۵۷۴
گرمای مفید (kW)		۴۰۹۸	۶۰۸۵	۱۳۲۹	۶۰۸۵		۴۹۲۳	۸۵۰۰	۱۷۳۱	۸۵۰۰
هدر رفت گرما (kW)		۲۵۰۳	۳۷۱۶	۱۲۲۱	۵۵۹۳		۱۶۷۸	۲۴۹۱	۸۱۹	۴۰۱۹
کمبود گرما (kW)	۶۰۸۵	۶۰۸۵	۶۰۸۵	۶۰۸۵	۶۰۸۵	۸۵۰۰	۸۵۰۰	۸۵۰۰	۸۵۰۰	۸۵۰۰
بویلرهای پکیج (kW)	۷۶۰۶	۲۴۸۴	۰	۵۹۴۵	۰	۱۰۶۲۵	۴۴۷۲	۰	۸۴۶۱	۰
هزینه گاز (£K/yr)	۰	۶۰۰	۸۹۱	۴۵۰	۲۰۶۱	۰	۶۰۰	۱۰۳۶	۴۵۰	۲۲۰۹
هزینه برق (£K/yr)	۶۰۰	۰	-۱۴۶	۰	-۱۰۷۴	۶۰۰	۰	-۲۱۸	۰	-۱۱۷۳
هزینه زغال سنگ (£K/yr)	۴۵۶	۱۴۹	۰	۳۵۷	۰	۶۳۸	۲۶۸	۰	۵۰۸	۰
صورتحساب کل (£K/yr)	۱۰۵۶	۷۴۹	۷۴۶	۸۰۷	۹۸۷	۱۲۳۸	۸۶۸	۸۱۸	۹۵۸	۱۰۳۶
ذخیره خالص (£K/yr)		۳۰۷	۳۱۱	۲۵۰	۶۹		۳۶۹	۴۱۹	۲۸۰	۲۰۱

هزینه تجهیزات (K)		۱۵۰۰	۲۲۲۸	۱۵۰۰	۶۸۷۰		۱۵۰۰	۲۵۹۰	۱۵۰۰	۷۳۶۴
زمان بازپرداخت (yr)		۴/۹	۷/۲	۶/۰	۹۹/۰		۴/۱	۶/۲	۵/۴	۳۶/۶

در این مورد، اقتصاد نسبتاً ناامید کننده است. اگر سیستم CHP را بر مبنای مصرف انرژی هدف و فرآیند GCC قرار دهیم، مطابق با نیازهای توان سایت، بهترین زمان بازپرداخت برای توربین گازی حداقل ۵ سال است. عوامل کمکی، تعداد نسبتاً کم ساعات کار در سال (۵۰۰۰، در مقابل ۸۸۶۰ برای عملیات ۲۴ ساعت کامل در ۷ روز) و دمای بالای پینچ یوتیلتی هستند که باعث تلفات گرمای هدر رفته زیادی در گاز دودکش می‌شوند. سیستم‌های CHP براساس مصرف انرژی فعلی و پروفایل‌های چاه سایت از اقتصاد بهتری برخوردار هستند، زیرا پینچ یوتیلتی به ۱۴۲ °C کاهش یافته است، اما هنوز بازپرداخت حداقل ۴ سال است. مطابقت نیازهای گرما و صادرات برق به دلیل قیمت نسبتاً پایین پرداخت شده برای برق صادر شده، باعث جنبه اقتصادی بدتری می‌شود. در واقع، برای موتور گازی در این حالت عدم تطابق چشمگیری وجود دارد و بخش اعظم برق صادر می‌شود، به طوری که صرفه‌جویی خالص به ندرت مثبت است و زمان بازپرداخت تا ۱۰۰ سال نیز می‌تواند باشد! موتور گازی مطابق با نیاز برق سایت بهتر عمل می‌کند، حتی اگر لازم باشد تا تمام گرمای دفع شده به آب خنک کننده هدر رود (یعنی، رقم بالا برای تلفات گرما). اگر هزینه سرمایه ۲۰ درصد کمتر باشد، دفعات بازپرداخت با توربین گازی قابل مقایسه است. از این‌رو، اگر توربین‌های گازی و موتورهای گازی/ دیزلی هر دو در یک کارخانه، مناسب به نظر برسند، ارزش آن را دارد که تخمین هزینه تولید کنندگان واقعی برای هر دو نوع فراهم شود.

اگر محاسبه را برعکس انجام دهیم، از نظر هزینه نهایی گرمایش، متوجه می‌شویم که هزینه ۱ مگاوات ساعت گاز سوخته شده در توربین گازی در ۱۲ پوند/ مگاوات ساعت، ۱۲ پوند است و تولید ۰/۳ مگاوات ساعت برق در ۴۰ پوند/ مگاوات ساعت، ۱۲ پوند صرفه‌جویی می‌کند، بنابراین هزینه خالص گرمای فرآیند ناشی از خروجی توربین گازی، صفر است! از این رو، اگر این‌ها باعث کاهش بار گرما در سیستم CHP شوند، هیچ انگیزه‌ای برای نصب پروژه‌های بازیابی گرما وجود ندارد. با این حال، سیستم CHP ترجیحی در اینجا براساس نیاز توان سایت قرار گرفته است و خروجی گرما همیشه کمتر از هدف یوتیلتی گرم است. بنابراین،

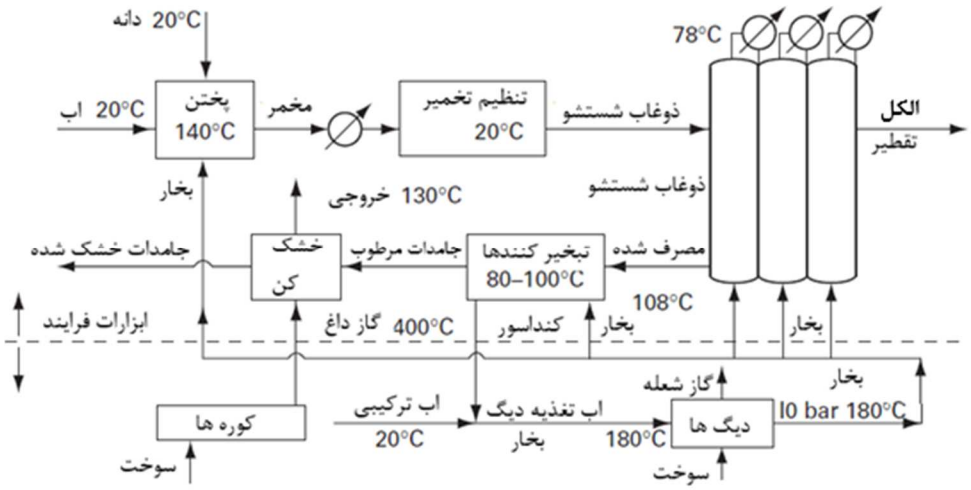
هرگونه بازیابی گرما در کارخانه باعث صرفه‌جویی در بخار با قیمت کامل (۱۵ پوند/ مگاوات ساعت) یا کاهش مصرف سوخت در سوخت‌های تکمیلی می‌شود.

۵-۶- مطالعات موردی و مثال‌ها

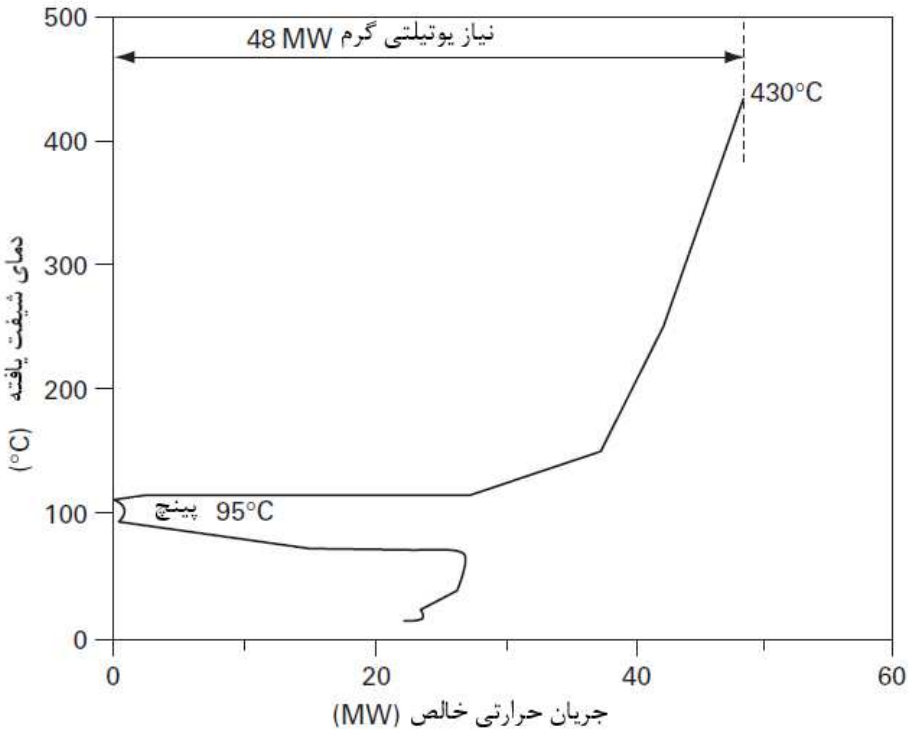
۵-۶-۱- تقطیر الکل

بخش اعظم تولید الکل، الکل حاصل از دانه‌های مخمری است که در فرآیندهای مداوم در مقیاس بزرگ تولید می‌شود. این دستگاه‌های تقطیر به طور کلی سابقه بسیار خوبی در زمینه به حداقل رساندن ضایعات دارند. اگرچه مقدار زیادی ضایعات جامد از غلات مصرف شده ای که الکل از آن استخراج شده است تولید می‌شود، خشک شده و به عنوان خوراک دام با عیار بالا فروخته می‌شود. در نتیجه کاربرد آنالیز پینچ، برخی از بزرگ ترین دستگاه‌های تقطیر همچنین سیستم‌های انرژی خود را بهینه کرده و به صرفه‌جویی قابل توجهی در کل دست یافته‌اند. توضیحی که در زیر آمده است، نشان دهنده بیش از یک تقطیر است.

نمودار جریان فرآیندی در شکل (۵-۲۶) نشان داده شده است و منحنی ترکیبی گراند، شکل (۵-۲۷) است. نیاز یوتیلتی گرم پایه، کمتر از ۴۸ مگاوات و پینچ در دمای ۹۵ °C است. بار اصلی گرما برای بخار است که ستون‌های تقطیر را گرم می‌کند، اما همچنین نیازی اساسی به گرمایش دما-بالا برای خشک کن‌های هوای گرم وجود دارد؛ مورد دوم معمولاً توسط یک مشعل گازسوز تأمین می‌شد، در حالی که بخار در مجموعه دیگ‌های بخار افزایش می‌یابد.



شکل ۵-۲۶: نمودار جریان فرآیند برای تقطیر الکل



شکل ۵-۲۷: منحنی ترکیبی گراند برای سایت دستگاه‌های تقطیر

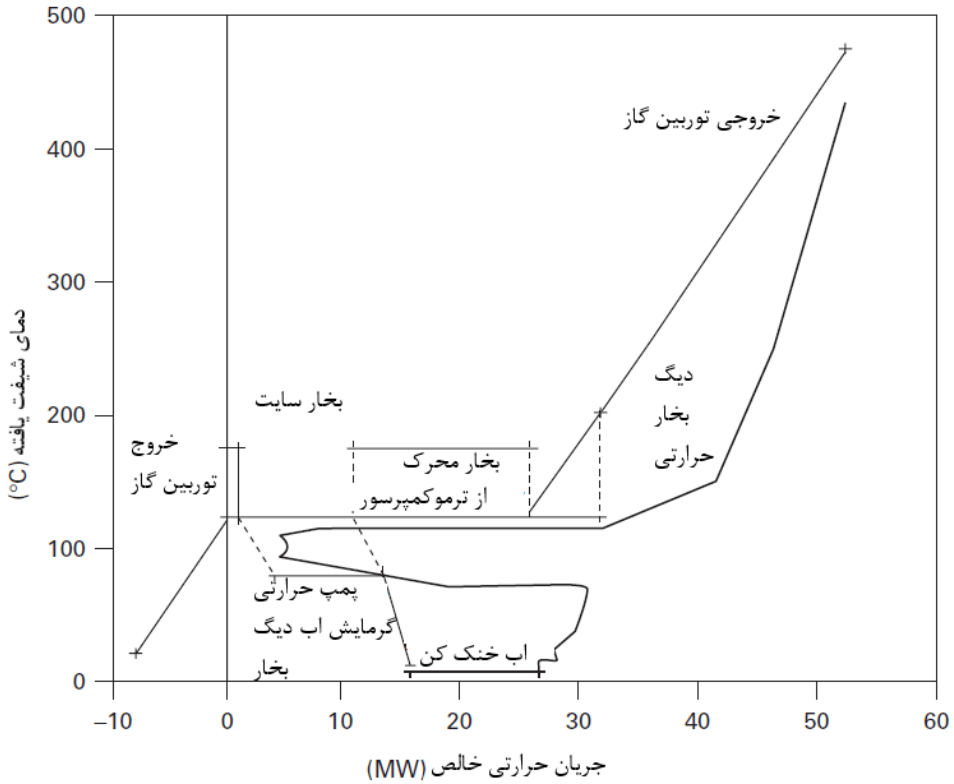
پینچ شدید نشان می‌دهد که پمپاژ گرما امکان‌پذیر است. در واقع، ترموکمپرسورها که در حال حاضر استفاده می شوند، بخار فشار زیر اتمسفر را از دوغاب بیرون آمده از پایه ستون‌ها گرفته و آن را برای گرم کردن ستون‌ها افزایش می دهند. با بهترین تجهیزات موجود، برای بالا بردن ۱ کیلوگرم بخار فلش در ۸۸ °C، ۱/۶ کیلوگرم بخار محرک فشار بالا لازم است. با این حال، نیاز به مقدار زیادی گرما درست در بالای پینچ وجود دارد، بنابراین این عدم تعادل مشکلی ندارد.

آیا می‌توانیم CHP را در نظر بگیریم؟ اندازه بارهای حرارت و توان در این زمان موتورهای رفت و برگشتی را رد می‌کند؛ حدود ۲۰ واحد موازی لازم خواهد بود! یک سیستم توربین بخار می‌تواند به‌طور مؤثری بارهای بزرگ گرما را در محدوده ۱۲۰°C-۱۰۰ تأمین کند، هرچند که نیاز به گرمای خشک‌کن نیست. با این حال، برق مورد نیاز سایت، تقریباً ۱۲ مگاوات بود. در دهه ۱۹۸۰ که اکثر این طرح‌ها نصب شدند، هزینه خرید برق از شبکه ملی به مراتب بیشتر از مبلغی بود که این شبکه به تولید کننده‌های مستقل برق برای برق صادر شده می‌پرداخت (این مقدار از آن زمان تغییر کرده است)، بنابراین یک طرح CHP که دقیقاً نیاز متوسط برق سایت را برآورده می‌کند، ترجیح داده شد. گرمای موجود در یک توربین گازی که ۱۲ مگاوات تولید می‌کند، تقریباً ۳۰ مگاوات بود، در حالی که این مقدار برای توربین بخار، بیش از ۱۰۰ مگاوات بود - برای نیاز سایت، بسیار بزرگ بود. علاوه بر این، هزینه سرمایه چنین توربین بخار بزرگی، بسیار بیشتر می‌شد. از این رو، توربین گازی انتخاب شد و این کار مزیت بیشتری داشت که خروجی به اندازه کافی تمیز بود تا مستقیماً به عنوان گاز حامل برای خشک کن استفاده شود.

گرمای حاصل از توربین گازی و گرمای حاصل از ترموکمپرسورهای موجود تقریباً کل حرارت مورد نیاز سایت را متعادل می‌کند. پکیج دیگ‌های بخار همچنان برای تامین بخار راه انداز ترموکمپرسورها مورد نیاز بودند. با این وجود، می‌توان با استفاده از گرمای هدر رفته در پایین پینچ، برای پیش گرم کردن آب تغذیه دیگ بخار، راندمان آن‌ها را افزایش داد. در جاهایی که سایر نیازهای گرمایشی باید از طریق بخار تأمین شود، در دیگ‌های بخار با اتلاف گرما که توسط گازهای خروجی از توربین گازی گرم می‌شوند، این راندمان افزایش می‌یابد.

سرانجام، باید به یاد داشته باشیم که GCC برای یک فرآیند هدفمند ایده آل است. در حقیقت، محدودیت‌های اجتناب‌ناپذیر در تبادل حرارت و تقلیل شبکه های مبدل حرارتی

بدان معنی است که نیاز به یوتیلتی گرم واقعی به جای ۴۸ مگاوات، ۵۲ مگاوات است. بنابراین GCC به اندازه ۴ مگاوات به سمت راست منتقل می‌شود. گرمای اضافی توسط بخار موجود در مجموعه دیگ‌های بخار تأمین می‌شد. نتیجه نهایی در شکل (۵-۲۸) نشان داده شده است.



شکل ۵-۲۸: تخصیص نهایی یوتیلتی‌ها برای تقطیر دانه

کارخانه‌های تقطیر الکل، که محصولات متمایز با کیفیت بالا را در مقیاس بسیار کوچک تر تولید می کنند، در صرفه جویی در انرژی نیز فعال بوده اند. در چندین مورد، گرمای حاصل از بخار تبخیر شده از دستگاه‌های تقطیر ناپیوسته بازیابی شده است. این گرما در پایین پینچ قرار دارد و به همین دلیل نیاز است که با استفاده از پمپ حرارتی بالا برود. از یک سیستم چرخه باز با MVR استفاده می‌شود. دمای بخار ۷۸ °C است و در صورت افزایش بخار در این دما، حداکثر ۰/۴ بار خواهد بود و حجم زیادی را اشغال می‌کند که این امر باعث ایجاد

یک کمپرسور سترگ، گران قیمت و ناکارآمد می‌شود. از این‌رو، بخار حاصل از دستگاه تقطیر، خود به عنوان سیال عامل استفاده می‌شود و به دمایی که به اندازه کافی بالا است، مجدداً متراکم می‌کند تا بتواند با استفاده از یک باز بویلر انتهایی، دستگاه تقطیر را گرم کند.

۵-۶-۲- CHP با گرمایش ناحیه زمین حرارتی

یک نمونه زیبا از یک سیستم CHP، نه در یک کارخانه فرآیند، بلکه در ساوتهمپتون، انگلیس، توسعه یافته است. این سیستم در سال ۱۹۸۶ با حفاری چاهی برای استخراج انرژی زمین گرمایی از آب نمک گرم موجود در صخره‌ها در فاصله چند مایلی زیر سطح زمین آغاز شد. آب نمک گرم به سطح پمپ می‌شود، از یک مبدل حرارتی عبور کرده و به دریا تخلیه شد. از آب گرم حاصل از آن برای گرم کردن دفاتر شهروندی استفاده شد.

عملکرد موفقیت‌آمیز این طرح نشان داد که فرصت‌هایی برای گسترش منابع آب گرم وجود دارد که یک طرح گرمایش محلی گسترده‌تر را فراهم می‌کند. چاه زمین گرمایی، بار پایه را تأمین کرد، اما نتوانست پاسخگوی زمان اوج نیاز گرما باشد. بنابراین دو موتور گازی ۴۰۰ kW‌ی نصب شده و از گرمای حاصل از خروجی و آب پوشش برای تکمیل گرمای حاصل از شورابه استفاده شد. این طرح همچنین یک سیستم CHP تولید کرده است که موتور گازی آن نیاز برقی ساختمان‌های محلی را تأمین می‌کند.

در طول تابستان، نیاز چشمگیری برای گرم شدن فرآیند وجود ندارد. با این حال، هنوز هم ارزش دارد که موتور دیزلی را برای تولید برق راه‌اندازی کنید. بنابراین، یک سیستم تبرید جذب نصب شده است که توسط گرمای خروجی دیزل هدایت می‌شود. این کار باعث ایجاد بار خنک‌کننده برای سیستم‌های تهویه مطبوع دفاتر می‌شود. از این‌رو، ترکیبی از سیستم‌های مختلف حرارت و توان قادر است تا نیازهای بسیار متفاوت محل را در طول سال برآورده کند.

این طرح بسیار موفق بوده و به‌طور پیوسته گسترش یافته است. در سال ۱۹۹۸، یک موتور دوگانه سوز گاز/ نفت با همان اندازه ۵/۷ مگاوات اضافه شد. ذخیره‌سازی یخ برای مقابله با اوج نیازهای خنک‌سازی در روزهای گرم تابستان برنامه‌ریزی شده است؛ هنگامی که تقاضا و قیمت صادرات برق، هر دو کم باشد، یخ با استفاده از مازاد برق CHP در طول شب تولید می‌شود. اکنون ظرفیت گرمایش هفت برابر ظرفیت چاه زمین حرارتی اصلی است که هنوز در حال استفاده است. مجموعه دیگ‌های بخار برای مابه‌تفاوت حداکثر گرمایش مورد نیاز

است، اما یک دیگ بخار جدید با سوخت زیست توده (با استفاده از تراشه‌های چوبی) برنامه-ریزی شده است. ابتکار پیشنهادی دیگر، کارخانه هضم بی‌هوازی برای تولید بیوگاز از زباله‌های خانگی، مناسب برای کارخانه CHP است. در سال ۲۰۰۵، ۷۰ گیگاوات ساعت انرژی در سال تولید می‌شد و کاهش انتشار کربن مربوط به ۱۱۰۰۰ تن در سال بود. یک مطالعه موردی دقیق توسط IEA (۲۰۰۵) انجام شده است.

یک جنبه گرمایش پخش شده نیز وجود دارد؛ به جای تأمین گرما از منابع آب گرم، زمینی را در اینجا به کارخانه CHP محلی خود اختصاص داد (یک موتور گازی ۱۱۰ kW‌ی با دیگ‌های بخار اضافی). منابع موجود برای به حداقل رساندن تلفات گرما، کاملاً عایق‌بندی شده‌اند. یک طرح دیگر برای منطقه مسکونی و صنعتی میلبروک برنامه‌ریزی شده است؛ این طرح کمتر از ۴۸ مگاوات تولید می‌کند و یک توربین گازی گزینه ارجح است. با این حال، این طرح در حال حاضر کنار گذاشته شده است، زیرا افزایش عمده در قیمت گاز در سال‌های ۲۰۰۶-۲۰۰۵ به طور جدی بر اقتصاد تأثیر گذاشته است.

۵-۶-۳- تولید برق و نمک زدایی مناطق گرمسیری

در خاورمیانه، تقاضای آب اکنون در بسیاری از مناطق (به عنوان مثال، امارات متحده عربی) از منابع موجود فراتر می‌رود. از کارخانه‌های نمک‌زدایی برای جبران این کمبود استفاده می‌شود و از آنجایی که این یک فرآیند تبخیر است، به مقادیر زیادی گرما نیاز است.

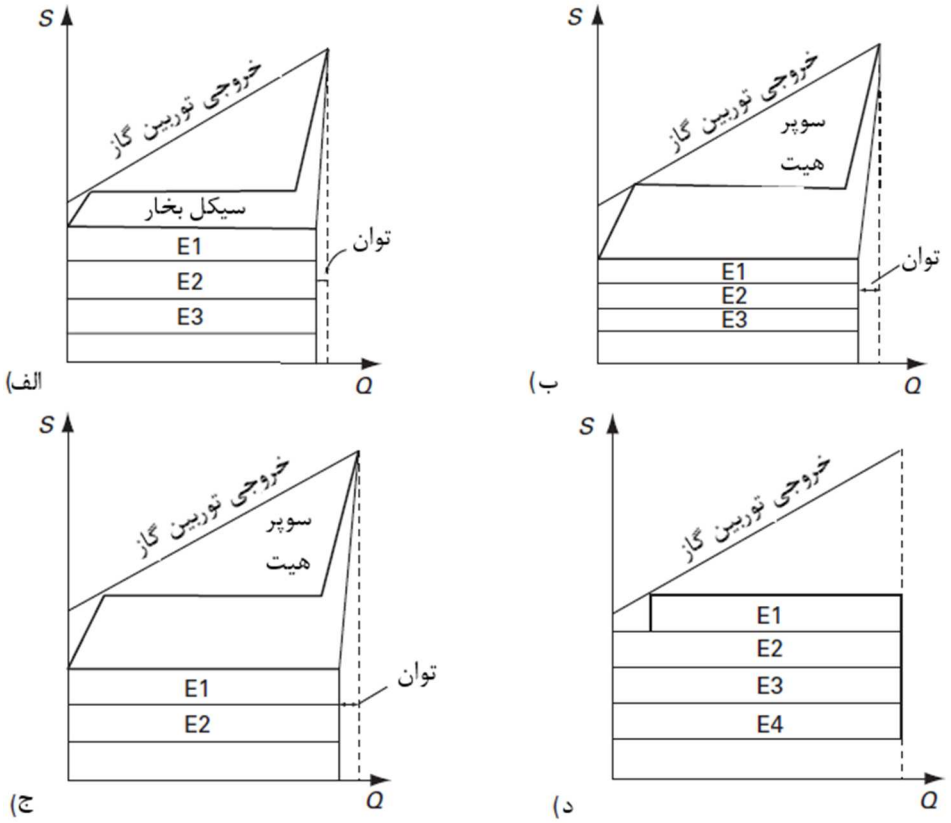
پروژه‌های ترکیبی برق و آب در سال‌های اخیر با استفاده از سیستم‌های توربین گازی با چرخه توأم رایج شده است. توربین بخار برای آزاد سازی بخار کم فشار در دما و فشار مناسب برای گرم کردن اولین مرحله تبخیرکننده تنظیم شده است. بخار حاصل از هر مرحله متراکم می‌شود، مرحله بعدی را گرم می‌کند و میعانات به محصول آب شیرین مورد نظر تبدیل می‌شود. گرمای نهان آزاد شده در هر مرحله تقریباً برابر با گرمای آزاد شده از خروجی توربین گازی است، بنابراین مقدار آب نمک زدایی تولید شده، تقریباً با تعداد مراحل تبخیرکننده متناسب خواهد بود. بین برق تولید شده از توربین بخار، دمای خروجی بخار، تعداد مراحل تبخیرکننده، اختلاف دما در هر مرحله و مقدار آب خالص تولید شده برای سطح معینی از مصرف سوخت و تولید برق، یک تعامل چند طرفه وجود دارد. همان‌طور که در بخش (۶-۵-

۱) شرح داده شده است، آنالیز باید هم پروفایل‌های سیستم یوتیلتی و هم ادغام تبخیرکننده را فراهم کند.

شکل (۵-۲۹) تعدادی از گزینه‌های دیگر را به صورت شماتیک نشان می‌دهد. گزینه ۱ دارای دمای بخار خروجی بالایی است، به طوری که تولید برق از توربین بخار نسبتاً کم است، اما یک تبخیرکننده سه مرحله‌ای می‌تواند مناسب باشد. گزینه ۲ از دمای خروجی پایین‌تری استفاده می‌کند و برق بالاتری برای توربین به همراه دارد؛ برای به دست آوردن سه مرحله تبخیرکننده، ΔT در هر مرحله باید فشرده شود تا هزینه سرمایه بالا باشد. در گزینه سه، دوباره دمای خروجی پایینی استفاده می‌شود و ΔT بازیابی می‌شود تا هزینه سرمایه پایین‌تر باشد، اما فقط دو مرحله می‌تواند در آن قرار بگیرد و خروجی آب کاهش می‌یابد. گزینه چهار توربین بخار را به طور کلی کنار می‌گذارد، اما اجازه می‌دهد تا با افزایش تولید آب، چهار مرحله در آن قرار گیرد. بسته به نیازهای آب و برق محلی و محدودیت سرمایه‌گذاری، هرکدام از این‌ها می‌تواند گزینه ارجح باشد.

از لحاظ تئوری، این موقعیت‌ها می‌توانند با استفاده از آنالیز اکسرژی مورد مطالعه قرار گیرند. در عمل، مقادیر اختصاص یافته به حرارت و توان در موقعیت‌های مختلف منعکس کننده بازده اکسرژیک آن‌ها نیست و این روش، از لحاظ اقتصادی بهینه نخواهد داد.

افزایش جمعیت و تقاضای آب در بسیاری از کشورها بدان معنی است که این روش‌ها می‌توانند گسترده‌تر شوند. در انگلیس، یک کارخانه نمک‌زدایی بحث برانگیز برای لندن پیشنهاد شده است.



شکل ۵-۲۹: شماتیک تنظیمات جایگزین برای کارخانه نمک زدایی چرخه ترکیبی

۵-۶-۴- سایت بیمارستان

مطالعه موردی در یک سایت بیمارستانی که در بخش (۹-۶) شرح داده شده است، نمونه-ای معمولی از چگونگی استفاده از CHP در یک مجموعه ساختمان است. نیازهای اصلی گرما در دمای زیر ۱۰۰ °C، برای گرمایش مرکزی، آب گرم خانگی و گرمایش هوا بود. به جای سیستم بخار سایت موجود که خسارت بسیار بزرگی در توزیع دیده است (کمتر از ۵۰٪ بخار تولید شده، به مقصد خود رسیده است)، استفاده از موتورهای گازی برای تهیه CHP محلی در هر ساختمان، راندمان بسیار بالاتری را به همراه داشت. در سال‌هایی که این مطالعه انجام شد، چنین «سیستم‌های طبقه‌بندی شده‌ای» با موفقیت در تعداد قابل توجهی از کارخانه‌ها، ادارات و مجتمع‌های مشابه نصب شده‌اند.

تمرین

طرح کارخانه نمک زدایی را که در بخش (۵-۶-۳) توضیح داده شده است، در نظر بگیرید. با استفاده از ارقام معمولی برای هزینه‌های گرما، توان و مبدل از سایر مطالعات موردی در این کتاب، و با فرض این که بخار تا ۴۰ بار افزایش می‌یابد، یک تخمین اقتصادی نسبی را از چهار پیکربندی جایگزین تهیه کنید. چه عواملی در مقایسه تأثیر می‌گذارد؟

منابع

1. Dhole, V. R. and Linnhoff, B. (1993a). Overall design of subambient plants, paper presented at *ESCAPE-III Conference*, Graz, Austria, July. Also in *Comp Chem Eng*, 1994, 18(Suppl): S105–S111.
2. Dhole, V. R. and Linnhoff, B. (1993b). Total site targets for fuel, co-generation emissions, and cooling, paper presented at *ESCAPE-II Conference, Toulouse, France, October 1992*. Also in *Comp Chem Eng*, 17(Suppl): S101–S109.
3. ESDU International (1989). Application of process integration to utilities, combined heat and power and heat pumps. ESDU Data Item 89001.
4. Haywood, R. W. (1991). *Analysis of Engineering Cycles*, 4th edition. Pergamon, Oxford, UK.
5. IEA (2005). Urban community heating and cooling; the Southampton district CHP scheme. International Energy Agency, District Heating and Cooling programme.Downloadable from www.iea-dhc.org or www.southampton.gov.uk.
6. Jeday, M. R., Labidi, J. and Le Goff, P. (1993). A heat transformer for upgrading the waste heat of an industrial sulphuric acid plant. ChERD (Trans IChemE Part A), 71:A5, 496–502.
7. Kemp, I. C. (1991). Some aspects of the practical application of pinch technology methods, *ChERD (TransIChemE)*, 69(A6): 471–479, November.
8. Kim, J. -K. and Smith, R. (2004). Cooling water system design. *Chem Eng Sci*, 56: 3641.
9. Klemes, J., Dhole, V. R., Raissi, K., Perry, S. J. and Puigjaner, L. (1997). Targeting and design methodology for reduction of fuel, power and CO_2 on total sites, *Appl Thermal Eng*, 17: 993.

10. Linnhoff, B. (1990). Pinch technology for the synthesis of optimal heat and power systems, Trans ASME, *J Energ Resour Technol*, 111(3): 137–147.
11. Linnhoff, B. and Dhole, V. R. (1992). Shaftwork targets for low temperature process design, *Chem Eng Sci*, 47(8): 2081–2091.
12. Linnhoff, B. and Dhole, V. R. (1993). Targeting for CO_2 emissions for total sites, *Chem Eng Technol*, 16: 252–259.
13. Linnhoff March Inc., Leesburg, Va. (1991). Expanded pinch analysis procedure for pollution prevention at Amoco's Yorktown, Va. refinery. (Report prepared for Amoco Corp., Chicago, Ill. and United States Environmental Protection Agency, Washington, DC, 6 June publicly available.)
14. Morgan, S. (1992). Use process integration to improve process designs and the design process, *Chem Eng Prog*, 62–68, September.
15. Raissi, K. (1994). *Total Site Integration*, PhD. Thesis, UMIST, Manchester, UK.
16. Rossiter, A. P., Spriggs, H. D. and Klee, H. (1993). Apply process integration to waste minimization, *Chem Eng Prog*, 30–36.
17. Smith, R. (2005). *Chemical Process Design and Integration*. John Wiley & Sons Ltd, Chichester, UK.
18. Varbanov, P., Perry, S., Makwana, Y., Zhu, X. X. and Smith, R. (2004). Top level analysis of utility systems, *TransIChemE*, Part A, 82: 784.

فصل ششم

تغییر و تکامل فرآیند

۶-۱- مفاهیم

تاکنون ما به روش‌های یافتن اهداف انرژی و هزینه، طراحی شبکه‌های مبدل حرارتی و انتخاب یوتیلتی‌های مناسب برای مجموعه معینی از داده‌های جریان، از یک فرآیند موجود یا از یک طرح‌واره پیشنهادی برای یک کارخانه جدید پرداخته ایم. اما اگر شرایط عملیاتی کارخانه را تغییر دهیم، چه اتفاقی می‌افتد؟ به عنوان مثال، ما ممکن است بخواهیم یک ستون تقطیر را با فشار و دمای کمی متفاوت راه‌اندازی کنیم. جریان‌های مرتبط با این ستون نیز با دما تغییر خواهند کرد، بنابراین مجموعه داده‌های جریان تغییر خواهد کرد. در نتیجه، اهداف انرژی، هزینه و شبکه مبدل حرارتی نیز متفاوت خواهند بود. در واقع، آیا می‌توانیم راهی را برای تغییر شرایط فرآیند به صورت نظام مند به منظور کاهش اهداف کلی انرژی پیدا کنیم؟

خواه در حال طراحی کارخانه جدید باشیم یا تلاش کنیم که یک کارخانه موجود را بهبود بخشیم، اغلب محدوده‌ای از شرایط عملیاتی وجود دارد که می‌تواند مورد استفاده قرار گیرد. البته، هر بار صرفاً با تکرار آنالیز جدول مسئله، می‌توان اهداف را برای تمام شرایط مختلف احتمالی به دست آورد. با این حال، این روش آزمون و خطا زمان بر است و در واقع درک ما از فرآیند را بهبود نمی‌بخشد.

ما می‌خواهیم بدانیم که چگونه تغییر در شرایط یک جریان، بر مصرف انرژی کارخانه کلی تأثیر می‌گذارد و شرایط جدید بهینه را پیدا کنیم. فناوری پینچ به ما این امکان را می‌دهد که با استفاده از آنچه به عنوان آنالیز **تغییر فرآیند**[1] شناخته می‌شود، به آن دست یابیم.

تغییر فرآیند به صورت تغییر شرایط عملیاتی یا در غیر این صورت، تغییر طرح‌واره فرآیند برای تغییر داده‌های جریان تعریف می‌شود، بنابراین فرصت‌های بیشتری برای بازیابی گرما را

[1] Process change

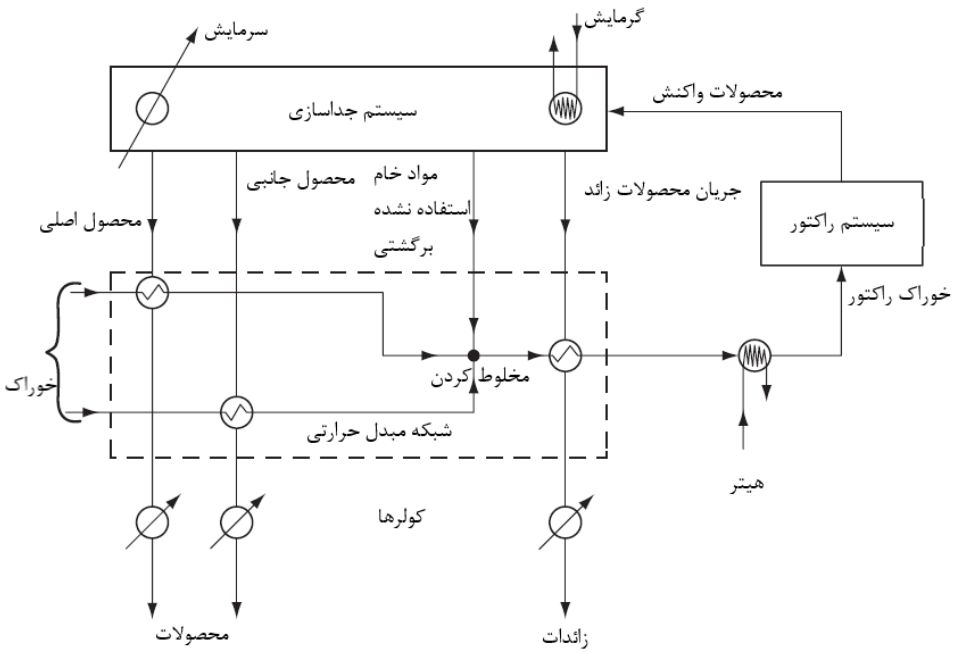
فراهم می‌کند؛ این امر می‌تواند اهداف انرژی را کاهش داده یا به شبکه‌های ساده‌تر و ارزان‌تری ارائه دهد. مثال‌ها شامل موارد زیر است:

- تغییر دمای یک ستون تقطیر؛
- اضافه کردن یک جریان پمپ به صورت چرخشی، دیگ بخار متوسط یا کندانسور میانی؛
- تغییر تعداد مراحل در یک سیستم تبخیرکننده یا تبخیر ناگهانی؛
- اصلاح یک خشک کن برای استفاده از گرمای دما -پایین یا یک گاز خشک کن متفاوت؛
- اندکی تغییر در دمای واکنش.

فصل‌های ۲ تا ۵ از این راهنمای کاربر، شبکه‌های مبدل حرارتی و سیستم‌های یوتیلتی را پوشش داده است. با این حال، این‌ها تنها بخشی از فرآیند کلی هستند. یک کارخانه فرآیند به‌طور کلی شامل همه یا برخی از بخش‌های زیر است:

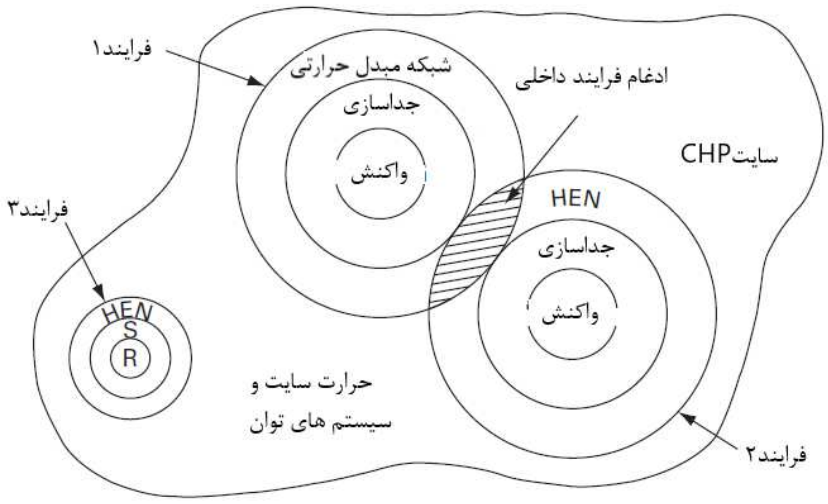
- یک راکتور، که در آن فرآیندهای اصلی شیمیایی انجام می‌شود و محصولی ناخالص از مواد اولیه تشکیل می‌شود.
- یک سیستم جداسازی، که مخلوط محصولات، مواد زائد و مواد اولیه واکنش نداده‌ای که از راکتور خارج می‌شود، با استفاده از برخی عوامل جداکننده مانند گرما یا حلال تقسیم می‌کند که معمولاً شامل جریان‌های برگشتی می‌شود.
- یک شبکه مبدل حرارتی، که نیازهای گرمایشی و سرمایشی جریان‌ها را تأمین می‌کند و ممکن است شامل بازیابی گرما از جریان‌های گرم به جریان‌های سرد باشد.
- سیستم‌های یوتیلتی سایت، با تأمین نیازهای گرمایش و سرمایش خارجی کارخانه توسط سوخت، بخار، آب خنک کننده، تبرید و غیره.

یک طرح‌واره از چنین فرآیندی در شکل (۶-۱) نشان داده شده است.



شکل ۶-۱: طرح‌واره فرآیند یک کارخانه معمولی

روش‌های طراحی مرسوم با طراحی راکتور، سپس سیستم جداسازی، پس از آن شبکه مبدل حرارتی و استفاده از یوتیلتی‌ها برای تأمین نیازهای باقیمانده آغاز می‌شوند. این روش در «نمودار پیازی» (شکل (۱-۳)) نشان داده شده است. طراحی در مرکز شروع می‌شود و به سمت بیرون عمل می‌کند. نسخه نشان داده شده در شکل (۶-۲) (در واقع، «یک کیسه پیاز») به ما یادآوری می‌کند که ممکن است بین فرآیندها یکپارچه‌سازی گرما وجود داشته باشد و این که آن‌ها غالباً سیستم‌های یوتیلتی سایت را به اشتراک می‌گذارند.



شکل ۶-۲: نمودار پیازی

آنالیز پینچ همچنین با اجازه دادن به طراح و شروع کردن از سمت بیرون به لایه‌های داخلی پیاز، یک مرحله فراتر می‌رود. این آنالیز اجازه می‌دهد تا سیستم‌های واکنش و جداسازی در چارچوب جریان‌های حرارتی فرآیند کلی و سایت مورد بررسی قرار گیرد. غالباً می‌توان تغییراتی در فرآیند یافت (معمولاً در سیستم جداسازی) که باعث افزایش بازیابی گرمای کلی می‌شود و سیستم یکپارچه بهتری را ارائه می‌دهد.

۶-۲- اصول کلی

۶-۲-۱- هدف اصلی

تاکنون همیشه فرض کرده‌ایم که دمای جریان‌ها ثابت است و نمی‌توانیم آن‌ها را تغییر دهیم. فرض کنید که ما مجاز به تغییر دمای آن‌ها بودیم؛ چه کاری می‌خواهیم انجام دهیم؟

یک جریان گرم را در نظر بگیرید که گرمای ۱۰۰ kWی را بین دو دمای ۱۰۰ °C و ۵۰ °C آزاد می‌کند. اگر بتوانیم آن را تغییر دهیم تا این ۱۰۰ kW بین دماهای ۱۱۰ °C و ۶۰ °C آزاد شود و همه جریان‌های دیگر بدون تغییر باقی بمانند، چه اتفاقی می‌افتد؟ در مرحله اول، جفت‌های جدید با جریان‌های سردی که دمای آن‌ها خیلی بالا است، امکان‌پذیر می‌شود تا با این جریان گرم در دمای اصلی خودش گرم شود و بازیابی گرمای اضافی و اهداف کم

انرژی ممکن خواهد بود. ثانیاً، حتی اگر از جفت‌های اصلی منحرف نشویم، نیروهای محرکه دما افزایش یافته اند، بنابراین مساحت مبدل حرارتی و هزینه سرمایه کاهش می‌یابند. ما در یک وضعیت برد-برد هستیم؛ هیچ تعاملی وجود ندارد. بنابراین در حالت ایده آل، ما باید **جریان‌های گرم را گرم نگه داریم** - میزان موجودی و یا دماهای هدف آن‌ها را به حداکثر برسانیم.

با اعمال همین منطق در مورد جریان‌های سرد، روشن می‌شود که ایده آل در آنجا سرد نگه داشتن جریان‌های سرد است. در هر دو مورد، سود بالقوه سه برابر است:

(الف) کاهش واقعی در اهداف انرژی، جایی که تبادل حرارت با جریان‌هایی که قبلاً برآورده نشده بودند، به ویژه در منطقه پینچ امکان‌پذیر می‌شود؛

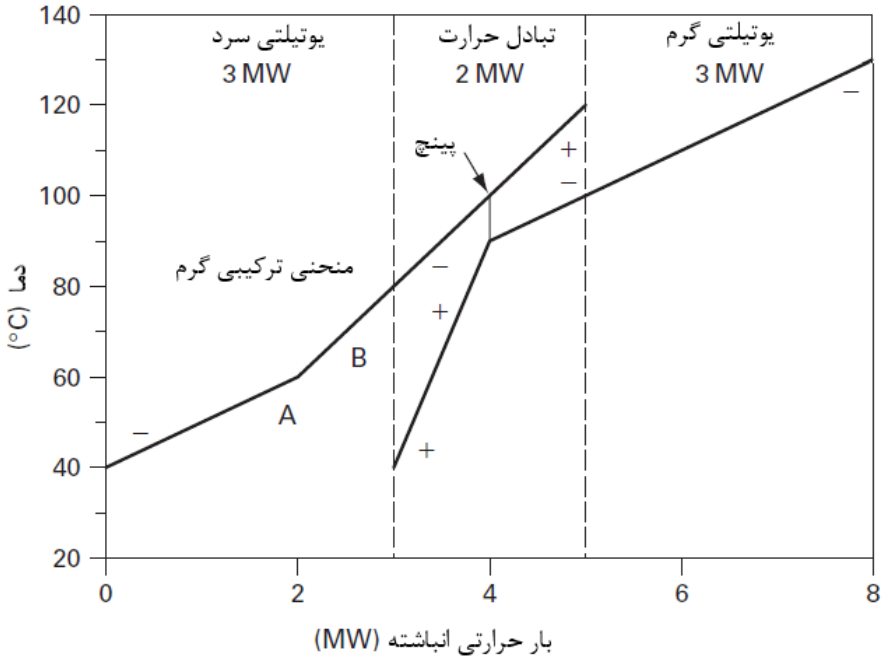
(ب) انتخاب‌های بیشتر در جفت سازی جریان، به‌طور بالقوه با کاهش پیچیدگی شبکه به وسیله میسر ساختن جفت‌های جداگانه کمتر، حلقه‌های کمتر و اجتناب از جفت‌های «نامطلوب»؛

(پ) با ارائه مبدل‌های کوچک تر و ارزان‌تر، نیروهای محرکه دما افزایش یافته اند.

بنابراین، حفظ جریان‌های گرم تا حد امکان و سرد نگه داشتن جریان‌های سرد، می‌تواند منجر به صرفه جویی در مصرف انرژی یا هزینه سرمایه، یا حتی هردو شود!

۶-۲-۲- اصل به علاوه - منها

فرآیندی ساده را در نظر بگیرید که منحنی‌های ترکیبی آن‌ها در شکل (۶-۳) نشان داده شده است. منحنی ترکیبی گرم فقط از دو جریان تشکیل شده است؛ جریان A بین ۲۰ °C تا ۴۰ °C و جریان B بین ۴۰ °C تا ۱۲۰ °C اگر مایل به افزایش تبادل حرارت و کاهش نیازهای یوتیلتی باشیم، چگونه باید منحنی‌های ترکیبی را اصلاح کنیم؟ پاسخ این است که بار گرمای جریان‌های گرم بالای پینچ یا جریان‌های سرد پایین پینچ را افزایش داده و برعکس جریان‌های سرد را در بالای پینچ و جریان‌های گرم را پایین پینچ کاهش دهید. این همان اصطلاح «اصل به علاوه - منها» است که توسط لینهوف و وردولد (۱۹۸۴) بیان شده است. در شکل (۶-۳)، بخش‌هایی از منحنی‌های ترکیبی که در آن باید بار حرارتی اضافه شود، با یک علامت به علاوه و بخش‌هایی که بار گرما در آن باید کاهش یابد، با علامت منها مشخص شده اند.



شکل ۶-۳: تصویرسازی اصل به علاوه – منها

بیانیه رسمی اصل به علاوه - منها این است که در صورت انجام یکی از موارد زیر، یک تغییر فرآیند باعث کاهش اهداف یوتیلتی می‌شود:

(الف) افزایش کل بار گرمای جریان گرم در بالای پینچ؛

(ب) کاهش کل بار جریان سرد در بالای پینچ؛

(ج) کاهش کل بار جریان گرم در پایین پینچ؛

(د) افزایش کل بار جریان سرد در پایین پینچ.

تغییرات (الف) و (ب) باعث کاهش نیاز به یوتیلتی گرم می‌شود. تغییرات (ج) و (د) باعث کاهش نیاز به یوتیلتی سرد می‌شود.

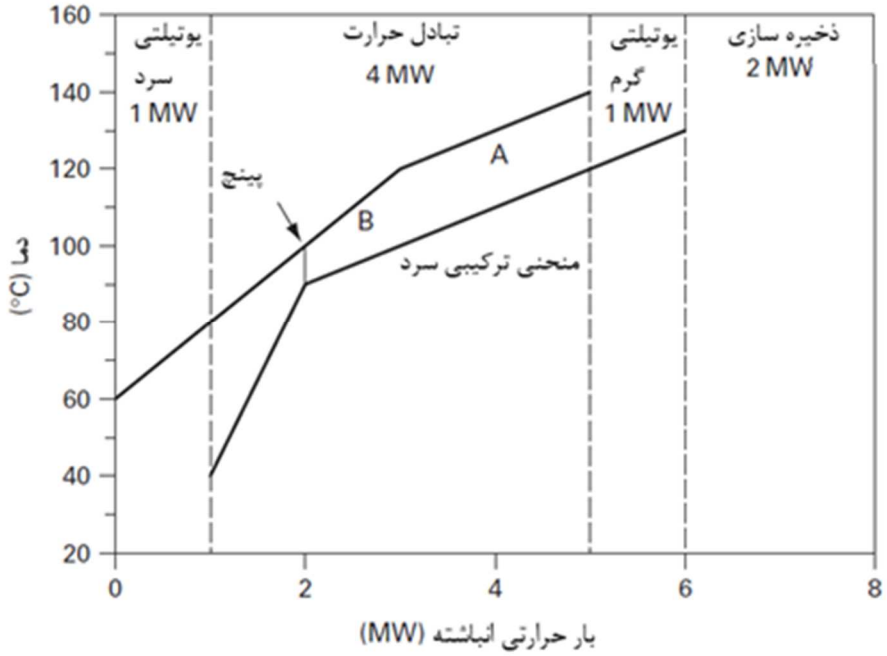
یک بیان فشرده‌تر از این اصل، آن است که با یک تغییر فرآیند، انرژی ذخیره می‌شود:

افزایش نسبت منحنی ترکیبی گرم در بالای پینچ، یا

کاهش نسبت منحنی ترکیبی سرد در بالای پینچ.

فرض کنید ما فرصتی داریم که دمای جریان گرم A را تغییر دهیم. این جریان در حال حاضر در پایین پینچ، در منطقه «منها» قرار دارد. اگر بتوانیم آن را به منطقه «به علاوه» در بالای پینچ منتقل کنیم، باید همپوشانی بین منحنی‌های ترکیبی را افزایش دهیم، بازیابی گرما را افزایش داده و نیازهای یوتیلتی را در همان مقدار قبلی ΔT کاهش دهیم.

بگذارید جریان A را تغییر دهیم تا بین ۱۲۰ °C تا ۱۴۰ °C کار کند. شکل (۶-۴) نشان می دهد که همان‌طور که انتظار می‌رفت، با انتقال ۲ مگاوات بار گرما از پایین پینچ به بالای آن، ۲ مگاوات از هر دو یوتیلتی سرد و گرم ذخیره شده است و تبادل حرارت را به طور مشابه افزایش داده است.



شکل ۶-۴: منحنی‌های ترکیبی فرآیند شیفت یافته

اصل به علاوه- منها برای غربالگری مرحله اول مفید است. با این حال، این اصل هیچ چیزی در مورد این که آیا تغییر پیشنهادی در جریان A امکان‌پذیر است و مهم‌تر از آن، آیا بر سایر جریان‌های موجود در کارخانه تأثیر می‌گذارد، به ما نمی‌گوید. غالباً دمای گروهی از

جریان‌ها در یک زیر بخش (جزء) از کارخانه (مثلاً، اطراف یک ستون تقطیر) به هم مرتبط می‌شوند و تغییر دمای یکی از آن‌ها، بر دمای سایر جریان‌ها تأثیر می‌گذارد. از این‌رو، اصل ساده به علاوه- منهای به خودی خود نمی‌تواند تغییرات فرآیند را با قاطعیت شناسایی کند. با این حال، این اصل می‌تواند راهی را برای صرفه جویی احتمالی نشان دهد و به عنوان یک بررسی ساده در مورد این که آیا یک تغییر پیشنهادی به طور کلی سودمند خواهد بود، عمل کند.

توجه داشته باشید که تغییرات فرآیند می‌تواند شامل بسیاری از روش‌های ساده صرفه-جویی در مصرف انرژی و همچنین اصلاحات پیچیده کارخانه باشد. به عنوان مثال، جریانی را در نظر بگیرید که بین دو قسمت از یک کارخانه با لوله فرستاده شده است و دمای آن بر اثر تلفات حرارتی ناشی از لوله کشی با عایق بندی ضعیف، از ۱۵۰ °C به ۱۴۰ °C کاهش می‌یابد. اگر این تلفات حرارتی با عایق بندی بهتر کاهش یابند، بار گرما و دمای ورودی جریان S که در زیر می‌آید، تغییر خواهد کرد. این یک تغییر فرآیند است، زیرا داده‌های جریان را تغییر می‌دهد. اگر جریان S یک جریان سرد باشد، بار گرمای آن کاهش می‌یابد و اگر یک جریان گرم باشد، گرمای بیشتری آزاد می‌شود.

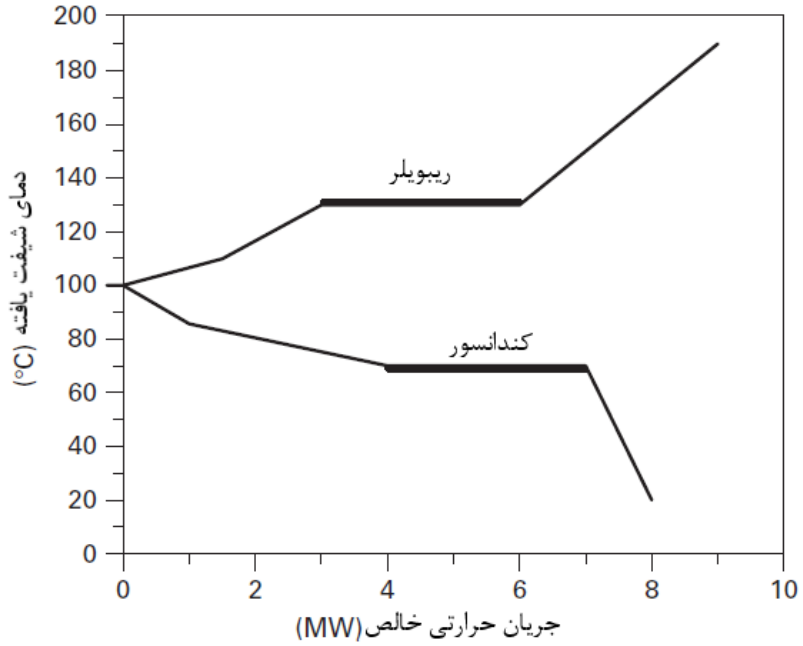
در هر صورت، اگر پینچ زیر ۱۴۰ °C باشد، S بالای پینچ است. از این رو، با توضیحات (الف) و (ب) از اصل به علاوه - منها، بازیابی گرما افزایش می‌یابد و هدف یوتیلتی گرم کاهش می‌یابد. به طرز عجیبی، اگر دمای پینچ بالاتر باشد و S پایین پینچ باشد، عایق کاری بیشتر فقط هدف یوتیلتی سرد را افزایش می‌دهد! مسلماً، عایق کردن یک جریان گرم که دقیقاً پایین پینچ است و از آن برای تبادل حرارت استفاده می‌شود، باعث افزایش نیروهای محرکه دما می‌شود و دوباره می‌تواند نیاز به مساحت را کاهش دهد. با این حال، هیچ فایده ای در عایق کاری جریانی در دمای نسبتاً پایین که صرفاً به سمت خنک کننده یا تخلیه می رود، وجود ندارد. این کشف در برخی از کارخانه‌ها با حذف عایق از خطوط تخلیه و یا حتی نصب لوله‌های پره‌دار مورد استفاده قرار گرفته است، به طوری که از حرارتی که در غیر این صورت هدر می‌رفت، برای گرمایش فضای کارخانه استفاده شود.

۶-۲-۳- جانمایی مناسب اعمال شده برای عملیات واحد

اصل جانمایی مناسب در بخش (۵-۱-۴) توضیح داده شده است. این اصل به صورت کلی، از نظر منابع و چاه‌های حرارتی بیان شده است. با این وجود، هر جریان فرآیندی گرم را می‌توان یک منبع گرما در نظر گرفت و هر جریان فرآیندی سرد، یک چاه حرارتی است. به‌طور خاص، اگر مجموعه‌ای از جریان‌های متصل گرما را در قسمت پایین پینچ آزاد کنند و به گرما در بالای پینچ نیاز باشد، سیستمی که آن‌ها تشکیل می‌دهند، در واقع انتقال حرارت از طریق پینچ است. اگر شرایط فرآیند تغییر کند، به گونه‌ای که سیستم گرما را بالاتر از منحنی ترکیبی گراند (GCC) آزاد کند یا گرما را در زیر آن دریافت کند، هدف کلی انرژی کاهش می‌یابد.

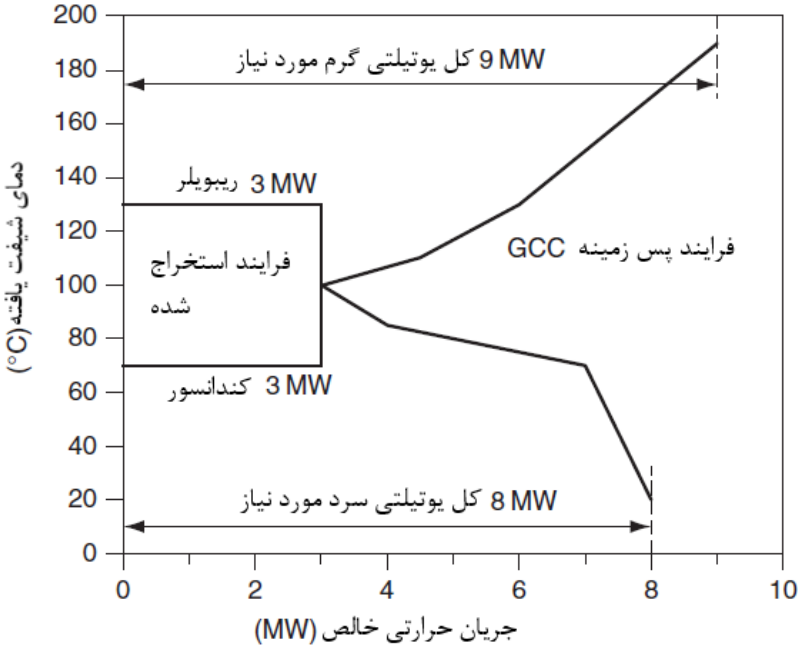
در اینجا، ما همچنین می‌خواهیم ببینیم که چطور چشمه‌ها و چاه‌های حرارتی از یک قسمت فرآیند با GCC بقیه قسمت‌ها ارتباط دارند.

شکل (۶-۵) GCC یک فرآیند را نشان می‌دهد که شامل یک ستون تقطیر است. ریبویلر در انتهای ستون با دمای شیفت یافته ۱۳۰ °C کار می‌کند؛ کندانسور در بالای ستون با دمای شیفت یافته ۷۰ °C کار می‌کند. ریبویلر و کندانسور هر دو دارای بار حرارتی ۳ مگاوات هستند؛ آن‌ها در شکل (۶-۵) به صورت خطوط افقی ضخیم نشان داده شده‌اند.



شکل ۶-۵: GCC فرآیند شامل ستون تقطیر

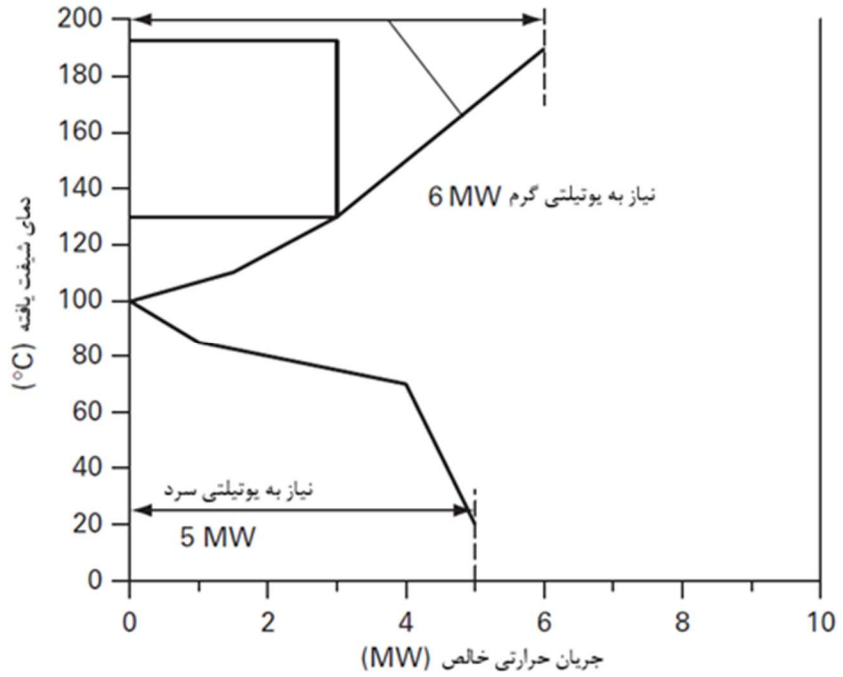
جالب است بدانید که چگونه ستون تقطیر با بقیه فرآیند ارتباط دارد. برای این کار، جریان‌های ریبویلر و کندانسور را بیرون می‌آوریم و آن‌ها را به صورت جداگانه ترسیم می‌کنیم. این امر به عنوان "تقسیم GCC" شناخته می‌شود، مفهومی که توسط هیندمارش و تاونسند (۱۹۸۴) معرفی شده است. جریان‌هایی که حذف شده اند، به عنوان فرآیند منتخب و جریان-های باقیمانده به عنوان فرآیند محیط شناخته می‌شوند. شکل (۶-۶) ستون تقطیر را که به صورت یک جعبه ترسیم شده است، نشان می‌دهد؛ این ستون در سمت چپ GCC فرآیند محیط قرار دارد.



شکل ۶-۶: GCC فرآیند شامل ستون تقطیر

با نگاهی به شکل‌های (۶-۵) و (۶-۶)، می‌بینیم که ریبویلر به گرمای بالای پینچ فرآیند کلی و فرآیند محیط نیاز دارد و کندانسور، گرما را به پایین پینچ دفع می‌کند. بنابراین، این ستون تقطیر از طریق پینچ کار می‌کند. شکل (۶-۶) را می‌توان با موتور حرارتی نابجا در شکل (۵-۳) مقایسه کرد. ما می‌خواهیم شرایط عملیاتی ستون تقطیر را به گونه‌ای تغییر دهیم که یا بالاتر یا پایین‌تر از GCC قرار بگیرد.

شکل (۶-۷) نحوه انجام این کار را نشان می‌دهد. اگر فشار ستون تقطیر بالا رود، به طوری که دمای کندانسور و ریبویلر تا ۶۰ °C افزایش یابد، ستون کاملاً بالای پینچ و بالاتر از GCC قرار می‌گیرد. از طرف دیگر، پایین آمدن فشار ستون به طوری که دمای آن تا ۵۵ °C کاهش یابد، باعث می‌شود ستون در پایین پینچ و زیر GCC قرار بگیرد. در هر دو حالت، ستون تقطیر اکنون می‌تواند با فرآیند محیط تبادل حرارت انجام دهد. قرار دادن ستون در بالا یا پایین پینچ، یکی دیگر از کاربردهای اصل جانمایی مناسب است.



شکل ۶-۷: ستون تقطیر تطبیق داده شده بالای فرآیند GCC محیط

البته، تغییری با این مقدار بزرگی در فشار عملیاتی و دمای ستون تقطیر به ندرت در یک کارخانه موجود امکان‌پذیر خواهد بود و اغلب حتی در طراحی جدید به دلیل تجزیه محصول، افت راندمان جداسازی، ایمنی یا ملاحظات دیگر مجاز نیست. با این حال، روش‌های دیگری نیز برای کاهش گرمای منتقل شده از طریق پینچ وجود دارد.

یک گزینه، نصب یک «کندانسور میانی» اضافی در قسمت مرکزی ستون است، به طوری که در دمای بالاتر از کندانسور اصلی در بالای ستون کار کند. انشعاب GCC بلافاصله به ما نشان می‌دهد که کندانسور میانی در چه دمایی باید باشد تا بالای پینچ قرار بگیرد و حداکثر حرارتی را که می‌تواند در هر دمای معینی بازیابی شود، مشخص می‌کند. به عنوان مثال، در شکل (۶-۶) یک کندانسور میانی در ۱۱۰ °C می‌تواند ۱/۵ مگاوات را بازیابی کند. روش‌های جایگزین استفاده از ریبویلرهای متوسط یا جریان پمپ به صورت چرخشی است و این‌ها در بخش (۶-۴-۱) با جزئیات بیشتر مورد بحث قرار می‌گیرد.

ایده‌های بیان شده در این بخش کوتاه، اساس تمام تغییرات فرآیند است. واضح است که این یک یوتیلتی بسیار قدرتمند است که به ما امکان می‌دهد تا شرایط عملیاتی و مصرف انرژی کل فرآیند را بهینه کنیم. از نظر نمودار پیازی، این بدان معنی است که ما دیگر محدود به کار در یک جهت در طراحی نیستیم، از سیستم واکنش گرفته تا سیستم جداسازی، شبکه مبدل‌های حرارتی و سیستم‌های حرارت و توان. درعوض، ما می‌توانیم تعاملی دو طرفه داشته باشیم. در بسیاری از مطالعات، صرفه‌جویی از طریق آنالیز تغییر فرآیند بسیار بیشتر از صرفه-جویی از طریق پروژه‌های بازیابی گرما است. به‌طور خاص در طراحی کارخانه‌های جدید، این امر به وضوح به معنی دست یافتن به کارخانه «درست در بار اول» و تولید ساده‌ترین و پربازده‌ترین محلول است. روش‌های تفصیلی به کار گرفته شد و نتایج آن برای انواع مختلف سیستم‌های جداسازی و راکتورها متفاوت است و در بخش‌های بعدی به طور عمیق مورد بحث قرار خواهد گرفت.

۶-۳- سیستم‌های راکتور

راکتور در قلب فرآیند قرار دارد و اغلب این شرایط راکتور است که ابتدا در هنگام توسعه یک جدول جریان فرآیند انتخاب می‌شود تا بازده، انتخاب‌پذیری و کیفیت محصول را به حداکثر برسانند. قابل درک است که طراحان اغلب تمایلی به ایجاد تغییرات عمده در شرایط واکنش حتی برای یک کارخانه جدید ندارند. با این حال، آنالیز پینچ ممکن است اصلاحات جزئی را نشان دهد که به فرآیند اجازه می دهد تا بهتر یکپارچه شود. برای یک فرآیند موجود، بسیار بعید است که تغییر در شرایط واکنش مجاز باشد، مگر در موارد نادری که واقعاً مزایای فرآوری را به همراه داشته باشد (به عنوان مثال، تولید مقدار بیشتری از یک جزء مطلوب موجود در یک مخلوط).

میزان احتمالی ادغام گرمای راکتور با بقیه فرآیند، به‌طور عمده به دمای واکنش بستگی دارد. تغییر این دما معمولاً سه اثر بر سیستم واکنش دارد:

۱. تغییر سرعت واکنش – افزایش ۱۰ °C دما، به‌طور معمول سرعت را دو برابر می‌کند.
۲. تغییر نسبت اجزای تولید شده در مخلوط خروجی- این‌ها بسته به واکنش‌های رقابتی که رخ می‌دهد، موارد بسیار خاصی هستند و برای یک اختلاف ۱۰ °C، دوباره می-توانند تا حد زیادی تغییر کنند.

۳. تغییر بار حرارتی راکتور - معمولاً اثر کمتری از دو مورد دیگر دارد.

اگر بخواهیم آنالیز پینچ سیستم راکتور را انجام دهیم، اولین سؤال این است که چگونه گرمای واکنش را در داده‌های جریان وارد کنیم. اغلب، گرمای جذب شده یا آزاد شده در راکتور مستقیماً توسط محتویات مایع جذب می‌شود. تأثیر گرمای واکنش در این است که دمای محصول در حال تولید با دمای جریان‌های خوراک در ورودی راکتور متفاوت است. در واقع، راکتور «شبه جریانی» را ایجاد می‌کند که دقیقاً با گرمای واکنش متعادل می‌شود.

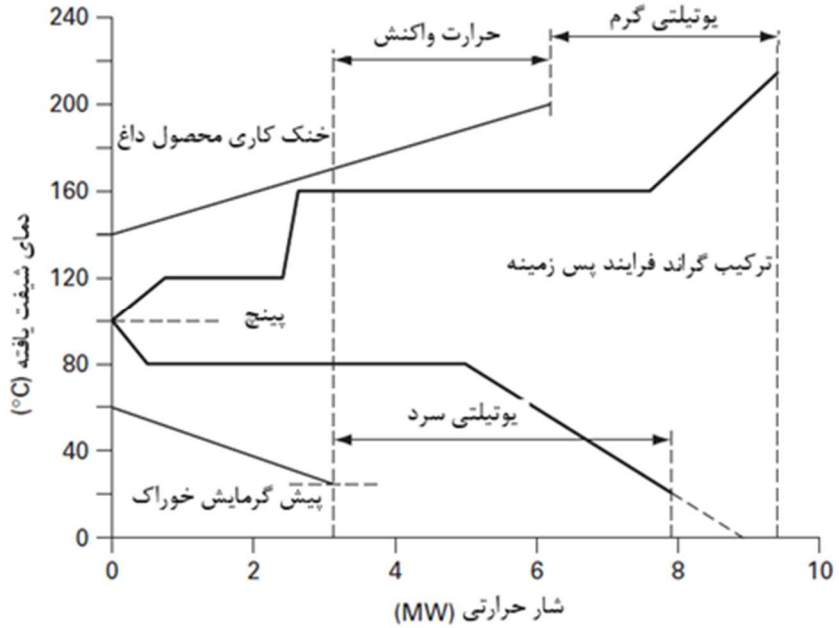
با این حال، برخی از راکتورها باید در دمای ثابت یا در محدوده مشخص نگهداری شوند، بنابراین به گرمایش یا سرمایش خارجی نیاز دارند. این کار را می‌توان با یوتیلتی‌ها یا از طریق تبادل حرارت با بقیه فرآیند انجام داد. اصل جانمایی مناسب به کار می‌رود؛ اگر واکنش گرمازا باشد، گرما باید به‌طور ایده‌آل در بالای پینچ و بالای GCC آزاد شود؛ در صورتی که گرماگیر باشد، گرما باید پایین پینچ قرار گیرد تا بتواند با گرمای هدر رفته ناشی از فرآیند کار کند. محل قرارگیری را می‌توان با خارج کردن جریان راکتور از طرح‌واره فرآیند، با دادن یک انشعاب GCC مطالعه کرد. شکل (۶-۸) یک راکتور گرمازا را نشان می‌دهد که به طور مناسب قرار گرفته است، به طوری که گرما را در بالای GCC آزاد می‌کند. یک جریان پیش گرم خوراک گنجانده شده است که در پایین پینچ قرار می‌گیرد، بنابراین می‌تواند با گرمای هدر رفته گرم شود.

از آنجایی که معمولاً فقط تغییرات کوچکی در شرایط راکتور می‌تواند تحمل شود، فرصت کمی برای تغییر دمای راکتور جهت ادغام بهتر با بقیه فرآیند وجود دارد، مگر این که به دمای پینچ یا دمای بار گرمای نهان بزرگی، نزدیک باشد. هرگونه تغییر، مخلوط محصول را به میزان قابل توجهی تغییر می‌دهد و احتمالاً به طراحی مجدد کاملی از سیستم جداسازی نیاز دارد. این ضررها می‌توانند از مزایای ناشی از جابجایی راکتور بیشتر باشند، مثلاً، در صورت افزایش نسبت‌های برگشتی. اگر راکتور دارای یک کندانسور برگشتی باشد، انتخاب جریان و دمای جریان برگشتی برای ادغام بهتر با بقیه فرآیند امکان پذیر است، بدون این که در شرایط واکنش واقعی تأثیر بگذارد.

با این حال، به جای جابجایی راکتور، چرا پینچ را جابجا نکنیم؟ در بسیاری از موارد این امکان وجود دارد که سایر قسمت‌های فرآیند تغییر کند تا با راکتور سازگارتر شود. به عنوان مثال، در شکل (۶-۸) اصلاح دیگری اضافه شده است؛ به جای تغذیه راکتور با خوراک سرد،

خوراک در پایین پینچ پیش گرم می‌شود. این امر باعث افزایش حرارتی می‌شود که باید از راکتور حذف شود، اما از آنجایی که این کار در بالای پینچ انجام می‌شود، می‌توان از آن به طور مفید برای گرم کردن فرآیند استفاده کرد.

سیستم‌های راکتور توسط گلاویک و همکاران (۱۹۸۸) و اسمیت و نسرین امیدخواه (۱۹۹۳) به طور عمیق آنالیز شده‌اند.



شکل ۶-۸: راکتور گرمازا که به طور ایده آل بالای پینچ قرار گرفته است

۶-۴- ستون‌های تقطیر

ستون‌های تقطیر از اهمیت زیادی در آنالیز فرآیند برخوردار هستند، زیرا هم رایج‌ترین و هم پرانرژی‌ترین سیستم جداسازی هستند، و از این‌رو، آن‌ها همچنین اولین سیستم جداسازی بودند که به‌طور اختصاصی از لحاظ پینچ توسط لینهوف و همکاران (۱۹۸۳) آنالیز شدند. از آن زمان، بسیاری از دیدگاه‌های مکمل یافت شده است.

۶-۴-۱- مروری بر روش آنالیز پایه

در ستون‌های تقطیر، مخلوط دو یا چند جزئی از مایعات فرار با استفاده از حرارت از هم جدا می‌شوند. تفاوت در فراریت نسبی باعث می‌شود که ترکیب فاز بخار با فاز مایع متفاوت باشد. با این حال، این تفاوت تقریباً هرگز به اندازه ای نیست که اجازه جداسازی مؤثر در یک مرحله را بدهد. به‌طور کلی یک برج با سینی‌های متعدد استفاده می‌شود و بخش زیادی از بخار بالا، متراکم شده و به ستون بر می‌گردد. به طور کلی، تقطیر یک عملیات بسیار انرژی بر است. همچنین رایج‌ترین سیستم جداسازی فاز مایع است و بنابراین در اینجا با شدت کمی رفتار می‌شود.

روش تقسیم GCC، که در بخش (۶-۲-۳) توضیح داده شده است، به‌طور کلی، برای آنالیز ستون‌های تقطیر بسیار مؤثر است. با این حال، در مثالی ساده فرضیات مهمی ایجاد شده است که در آن آنالیز را به طور چشمگیری ساده کرده است. فرضیات این‌ها بودند:

۱. هر دو ریبویلر و کندانسور در یک دمای ثابت بودند.
۲. بارهای ریبویلر و کندانسور برابر بودند.
۳. فقط یک ستون تقطیر منفرد در سیستم وجود داشت.
۴. کلیه گرمایش و سرمایش ستون از طریق ریبویلر و کندانسور تأمین می‌شد.

به‌طور کلی، این فرضیات کاربرد ندارند. بگذارید ببینیم که چگونه حالت کلی را کنترل کنیم.

۶-۴-۲- اصلاحات برای آنالیز

۶-۴-۲-۱- بارهای حرارتی محسوس و نهان

در صورتی که تمام بارهای حرارتی ناشی از گرمای نهان باشد، ریبویلر و کندانسور فقط در دمای ثابت خواهند بود. در عمل، اغلب اینگونه نیست. اغلب مخلوط‌های دو فازی وجود دارند، و این‌ها می‌توانند در محدوده‌ای از دما براساس منحنی فشار بخار، متراکم شوند. گرمای محسوس نیز ممکن است دخیل شود. یک مثال خوب برای این مورد، سوپرهیتری (ابرگرمکنی) است که به دنبال دیگ بخار یک نیروگاه برق قرار می‌گیرد.

نتیجه خالص این شرایط این خواهد بود که ریبویلر و کندانسور در محدوده‌ای از دما کار می‌کنند. با این حال، این موضوع باعث ایجاد مشکلات بزرگی نمی‌شود. فرآیند حاصل به جای

مستطیل، به صورت یک ذوزنقه با خطوط بالا و پایین شیب‌دار ترسیم می‌شود. سپس تغییرات احتمالی دقیقاً به همان روش قبلی بررسی می‌شوند.

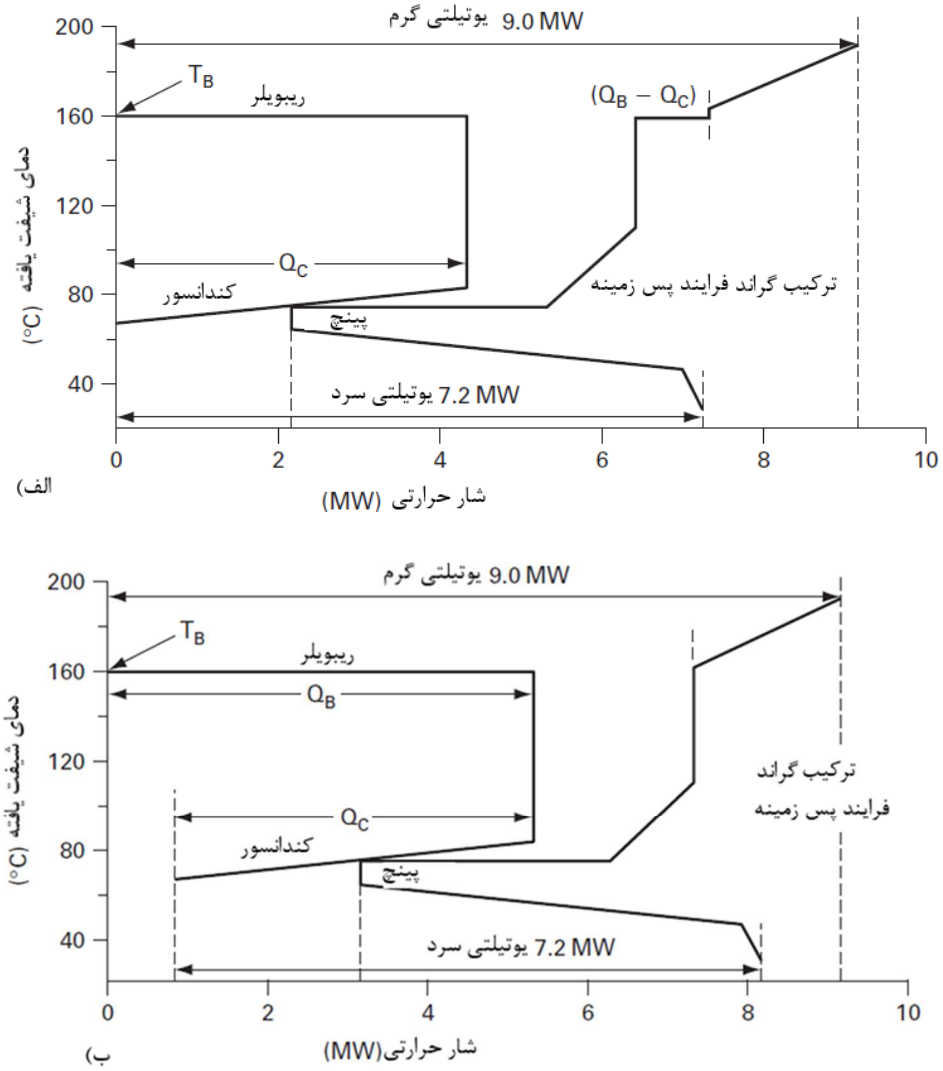
۶-۴-۲-۲- بارهای نابرابر ریبویلر و کندانسور

این یک وضعیت رایج است. تلفات حرارتی حاصل از ستون، گرمای محسوس که توسط جریان‌های خوراک وارد شده و توسط جریان‌های محصول گرم حذف شده است، همگی ممکن است منجر به اختلاف بین بارهای حرارتی ریبویلر و کندانسور شوند. این امر می‌تواند به دو روش کنترل شود.

اگر تفاوت بین بارهای ریبویلر و کندانسور اندک باشد، می‌توان آن را نادیده گرفت. مقادیر پایین‌تری از دو بار حرارتی در نظر گرفته شده است و ذوزنقه مانند گذشته ترسیم می‌شود. بار گرمای اضافی کوچک در واحد دیگر که متعادل نشده است، در فرآیند محیط باقی می‌ماند.

مزیت این روش، سادگی آن است. با تغییر جعبه، هنوز می‌توان تأثیر تغییرات دمای ستون را خیلی سریع یافت. با این حال، بار حرارتی نامتعادل کوچک در فرآیند محیط در موقعیت اشتباه باقی مانده است. هنگامی که دمای ستون نهایی انتخاب می‌شود، داده‌های جریان باید اصلاح شده و فرآیند دوباره اجرا شود تا یک GCC تصحیح شده به دست آید.

روش دوم، ترسیم متوالی بارهای حرارتی ستون فعلی با استفاده از GCC فرآیند پس زمینه است. در این صورت، مقداری توجه و دقت باید در خواندن اهداف یوتیلتی گرم و سرد صورت گیرد، اما این نمایش واقع بینانه است. هر دو روش برای ستونی که شامل یک جریان چگالشی است که در محدوده‌ای از دما کار می‌کند، در شکل (۶-۹) نشان داده شده است.



شکل ۶-۹: ترکیبی گراند انشعابی برای ستونی با بارهای نابرابر ریبویلر و کندانسور

روش دیگری که توسط کمپ (۱۹۸۶) پیشنهاد شده است، این است که جریان‌های گرمای محسوس خوراک و محصول را وارد بارهای حرارتی ستون کرده و مستطیل را به چند ضلعی تبدیل کنید. اما در بیشتر موارد این پیچیدگی اضافی، غیرضروری است. به یاد داشته باشید که ما در حال انجام یک جستجوی اولیه هستیم، نه یک بهینه‌سازی بسیار دقیق. اگر ما تغییر

احتمالی فرآیند را تشخیص دهیم، لازم است داده‌های جریان و اهداف انرژی را به هر روشی دوباره محاسبه کنیم.

۶-۴-۳- ستون‌های متعدد

اگر نمای جعبه ایی برای یک ستون قابل استفاده باشد، از آن برای چندین ستون نیز می‌توان استفاده کرد. بنابراین در یک کارخانه با چندین ستون تقطیر، همه می‌توانند به صورت جعبه‌های جداگانه در اطراف GCC فرآیند پس زمینه ترسیم شوند. این می‌تواند گزینه‌های زیادی را برای تغییر شرایط ستون پیشنهاد کند. به عنوان مثال، در شکل (۶-۱۰) سه ستون ترسیم شده و A و C در کنار B قرار دارند. آن‌ها می‌توانند با استفاده از چندین روش در بالای یکدیگر قرار بگیرند:

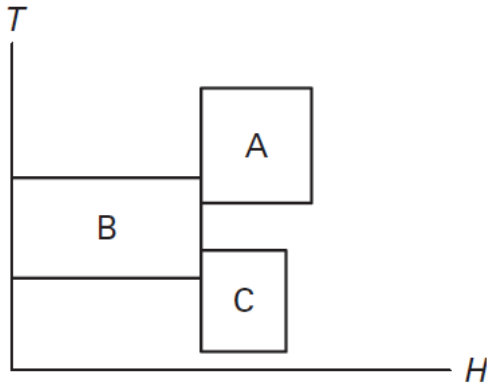
افزایش فشار B به مقدار کم و A به مقدار قابل توجهی؛

کاهش فشار B به مقدار کم و C به میزان قابل توجهی؛

افزایش فشار A به مقدار کم و کاهش فشار C به مقدار کم؛

افزایش فشار A به مقدار کم (به دلیل این که C هنوز در کنار B قرار دارد، موجب صرفه جویی کمتری در انرژی می‌شود).

دو اخطار باید درج شود. ابتدا، بارهای ریبویلرو کندانسور برابر باید فرض شوند؛ اگر چند ستون با بارهای نابرابر ترسیم شوند، نما غیرعملی خواهد بود. ثانیاً، جعبه فقط یک نمایش تقریبی از ستون است و همان‌طور که در زیر بحث شده است، ممکن است گزینه‌هایی برای تغییر دما و فشار کل ستون وجود داشته باشد.



شکل ۶-۱۰: ستون‌های تقطیر چندگانه که با نمایش جعبه ای نشان داده شده است

۶-۴-۴- پروفایل‌های ستون تقطیر

انجام کل گرمایش یک ستون تقطیر در پایین، که در آن دما بالاترین است، یا انجام کل سرمایش در بالای کندانسور، ضروری نیست. گزینه‌های مختلفی وجود دارد.

یک **جریان پمپ به صورت چرخشی**[1]، جریان بزرگی از مایع است که از یک ستون تقطیر خارج می‌شود که گرمای محسوس را در دمایی بالاتر از دمای کندانسور آزاد می‌کند و به یک سینی بالاتر در ستون باز می‌گردد. آن‌ها بیشتر در پالایشگاه‌های نفت مورد استفاده قرار می‌گیرند.

یک **کندانسور میانی**[2] با متراکم کرن مقداری بخار روی یک سینی میانی در ستون، گرما را در دمای بالاتری از دمای کندانسور بازیابی می‌کند.

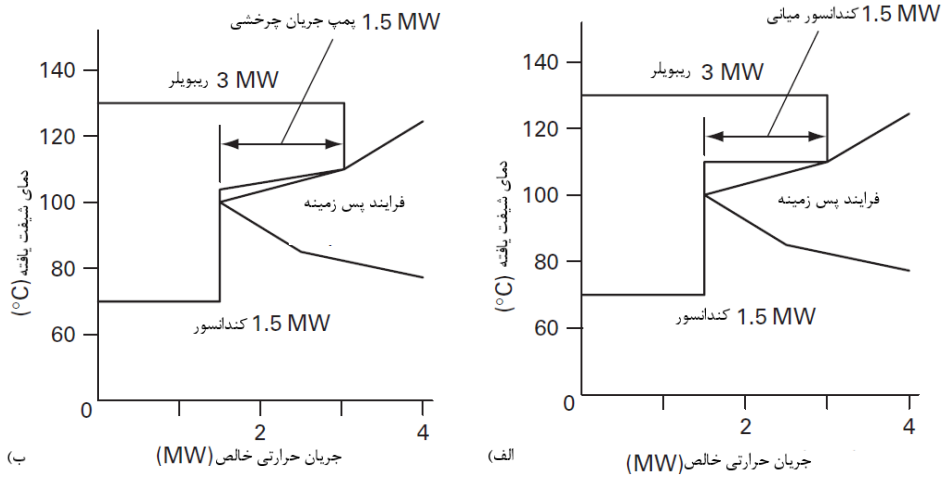
یک **ریبویلر میانی**[3] گرما را در دمای پایین‌تری از دمای ریبویلر برای تبخیر مایع در یک سینی میانی در ستون تأمین می‌کند.

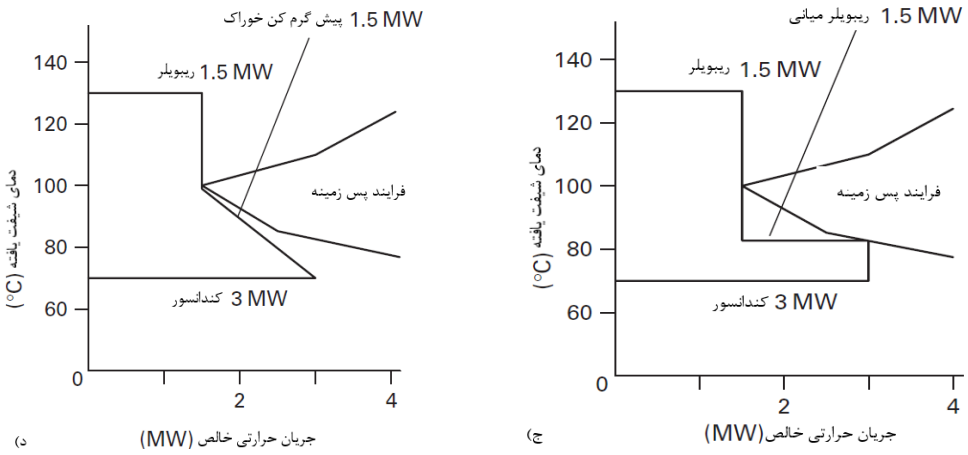
پیش گرمکن خوراک[4]، دمایی را که مایع وارد ستون می‌شود، افزایش می‌دهد؛ بخشی از آن ممکن است بخار موجود در سینی خوراک را دچار تبخیر ناگهانی کند.

---

[1] Pumparound
[2] Intermediate condenser
[3] Intermediate reboiler
[4] Feed preheating

اصل جانمایی مناسب در همه این موارد اعمال می‌شود، بنابراین، برای صرفه جویی در انرژی، یک کندانسور پمپی یا میانی باید بالای پینچ و پس‌زمینه GCC قرار گیرد در حالی که یک ریبویلر میانی یا پیش گرمایش خوراک باید زیر پینچ و GCC قرار گیرد. شکل (۶-۱۱) اشکال جعبه‌های اصلاح شده را نشان می‌دهد که در هر مورد به دست می‌آیند. دمای خوراک ستون نسبت به خمیدگی فرآیند پس زمینه یک عامل مهم است. اگر این دما بالاتر از پینچ باشد، مقداری از بخش عاری‌ساز ستون، بالای پینچ خواهد بود و یک کندانسور میانی یا جریان پمپ به صورت چرخشی امکان‌پذیر است. برعکس، اگر این دما پایین‌تر از پینچ باشد، یک ریبویلر میانی در زیر سینی خوراک نیز می‌تواند در پایین پینچ باشد، زیرا می‌تواند خوراک را پیش گرم کند. اگر دمای سینی خوراک نزدیک دمای پینچ باشد، کار کمی می‌توان انجام داد، مگر این که دمای سینی خوراک به خودی خود تغییر کند.





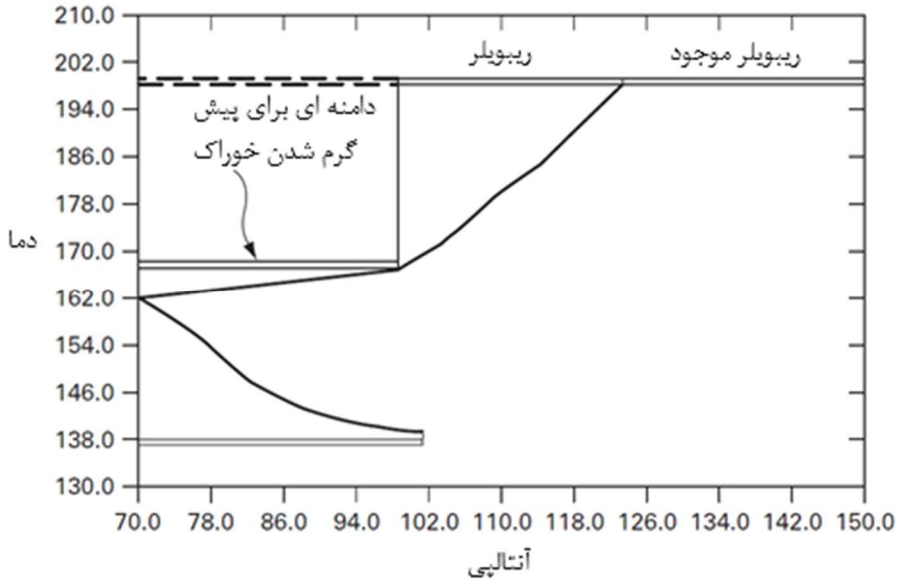
شکل ۶-۱۱: ستون‌های تقطیر با گرمایش و سرمایش اضافی

با این حال، اگرچه شکل (۶-۱۱) به ما نشان می‌دهد که چه مقدار گرما می‌تواند با فرآیند در دمای معینی تبادل شود، اما چگونه متوجه شویم که آیا خود ستون تقطیر هنوز هم تحت شرایط جدید به‌طور مؤثر کار می‌کند؟ تمام تغییرات پیشنهادی تمایل به کاهش نسبت مایع به بخار L/V در قسمت بالای ستون (بخش عریان‌ساز) و افزایش L/V در قسمت پایین ستون (بخش استخراج) دارد. این امر می‌تواند به‌طور معکوس بر بازده جداسازی تأثیر بگذارد. برای بازیابی ترکیبات اصلی محصول، با کاهش مزایای یکپارچه سازی انرژی، نسبت جریان برگشتی ممکن است افزایش یابد. در ابتدا، روش مشخصی برای تعیین این که این جریمه چقدر بزرگ خواهد بود، وجود نداشت. با این حال، کار انجام شده توسط دول و لینهوف (۱۹۹۳) نشان داد که چگونه می‌توان **پروفایل‌های ستونی**[1] دقیقی را تولید کرد که این امکان را فراهم آورد تا تعاملات به سرعت ارزیابی شود. پروفایل‌های ستونی از نظر ظاهری بی شباهت به GCCها نیستند و به روشی مشابه رفتار می کنند. آن‌ها نشان می دهند که گرما در چه دمایی باید تامین شود و از بالا و پایین ستون دفع شود. نقطه پینچ مربوط به پروفایل ستون، در خوراک ستون قرار دارد. لازم نیست که تمام گرما در دمای ریبویلر تأمین شود. بخشی از آن را می‌توان در دمای پایین‌تر تهیه کرد. به همین ترتیب، لازم نیست که تمام گرما در دمای

[1] Column profiles

کندانسور حذف شود. حذف گرمای جزئی در دماهای بالاتر ممکن است مناسب باشد. شباهت به یوتیلتی‌های چندگانه کاملاً واضح است.

شکل (۶-۱۲) یک مجموعه معمولی از پروفایل‌های ستون را براساس یک مورد واقعی نشان می‌دهد؛ توجه داشته باشید که این کار با موفقیت بارهای نابرابر ریبویلر و کندانسور را نیز کنترل می‌کند. محدوده‌ای برای تأمین میزان قابل توجهی گرما درست بالاتر از نقطه خوراک وجود دارد. یک ریبویلر میانی امکان‌پذیر است، اما از آنجایی که گرما عمدتاً درست بالای پینچ ستون موردنیاز است، پیش گرم کردن خوراک احتمالاً با هزینه سرمایه بسیار پایین‌تری، یک گزینه عالی است. در این حالت، پیش گرم کردن، باید کم و بیش بر مبنای یک به یک، منجر به کاهش کار ریبویلر شود.

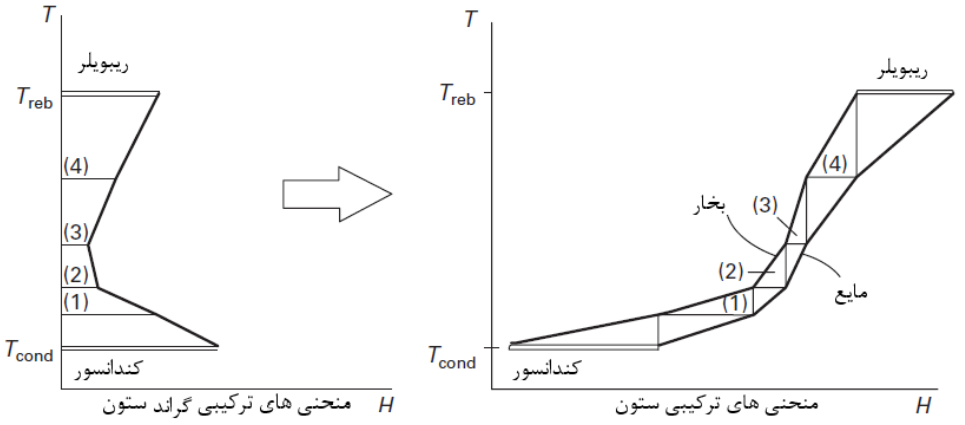


شکل ۶-۱۲: پروفایل ستون برای یک تقطیر پتروشیمی

پروفایل‌های ستون یا نمودارهای مشابه توسط کایبل (۱۹۸۷) و فونیو (۱۹۷۴) توصیف شده‌اند، اما فقط به عنوان مفاهیم نظری که واقعاً نمی‌توانند برای هر چیزی جز مخلوط‌های دوتایی ایده‌آل محاسبه شوند. محاسبه آن‌ها برای ستون‌های واقعی تقریباً غیرممکن بود. با این حال، روش‌های دول و لینهوف می‌توانند نمودارهایی از این نوع را با دقت معقول از طریق

یک شبیه‌سازی سینی به سینی با همگرای بی‌نظیر، حتی برای مخلوط‌های غیر ایده‌آل چند جزئی، تولید کنند.

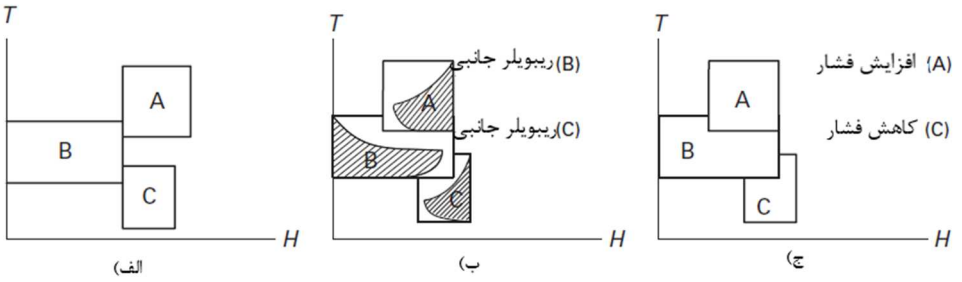
همان‌طور که در شکل (۶-۱۳) نشان داده شده است، منحنی ترکیبی گراند ستون (CGCC) و منحنی‌های ترکیبی ستون (CCC) را می‌توان به روش سینی به سینی تولید کرد. CCCها، حرکت بخار و مایع را به بالا و پایین ستون توصیف می‌کنند و نیروهای محرکه موجود را به تصویر می‌کشند. CGCC به ارزیابی استفاده از منابع و چاه‌های حرارتی خارجی کمک می‌کند و نشان می‌دهد چه مقدار بار حرارتی را می‌توان در کندانسورها و ریبویلرهای میانی قرار داد؛ CCCها به تفسیر فرآیندهای داخلی ستون، نیروهای محرکه و هزینه‌های سرمایه کمک می‌کنند. هر دو به طراح این امکان را می‌دهند که ملاحظات اقتصادی (نسبت برگشتی) را همراه با امکان‌سنجی فنی درج کنند.



شکل ۶-۱۳: منحنی‌های ترکیبی و ترکیبی گراند ستون

چگونه این اطلاعات باید در آنالیز گنجانده شود؟ یک گزینه این است که CGCC را به‌طور مستقیم با نمایش جعبه ستون تقطیر جایگزین کنید. با بازگشت به حالت چند ستونی از بخش (۶-۴-۳)، نمای جعبه (شکل (۶-۱۴) (الف)) نشان می‌دهد که برای ادغام، باید فشار در ستون A افزایش یافته و فشار در ستون C کاهش یابد. در نظر گرفتن همان مسئله از لحاظ پروفایل‌های ستون (شکل (۶-۱۴) (ب))، ارزیابی کاملاً متفاوتی را از این وضعیت ارائه

می‌دهد؛ یک ریبویلرجانبی در ستون B باعث می‌شود که یکپارچه‌سازی بین ستون‌های A و B انجام شود و یک ریبویلر جانبی در ستون C امکان یکپارچه‌سازی را بین ستون‌های B و C فراهم می‌کند و هیچ‌یک از فشارهای ستون اصلاً نیازی به تغییر ندارد. واضح است که این یک پیشنهاد جذاب‌تر است. با این حال، پروفایل‌های ستون یک حالت ترمودینامیکی ایده‌آل را نشان می‌دهند که تمام گرما دقیقاً در دمایی که در آن تولید می‌شود، مورد استفاده قرار می‌گیرد که در عمل برای دستیابی به آن، تجهیزات بسیار پیچیده‌ای مورد نیاز است. بنابراین به دست آوردن دمایی مناسب برای یک ریبویلر میانی از CGCC ممکن است راحت‌تر شود و سپس همان‌طور که در شکل (۶-۱۴) (ج) نشان داده شده است، نمای جعبه را به سادگی تصحیح می‌کند.



شکل ۶-۱۴: ستون‌های تقطیر چندگانه:

(الف) نمایش جعبه ای، (ب) نمایش پروفایل‌های ستون، (ج) نمایش جعبه ای اصلاح شده

یک هشدار مهم باید درج شود. هنگامی که امکانات اصلاح ستون در نظر گرفته شده و یک تغییر انتخاب شده است، **ضروری** است که ستون را دوباره با جزئیات شبیه سازی کنیم. تغییر پیکربندی ستون غالباً یک یا چند مورد از مقادیر نسبت برگشتی، ترکیب بالا و پایین و سطح ناخالصی‌های موجود در محصولات را تغییر می‌دهد. بعضی اوقات، میزان تغییرات غیرقابل قبول است و برای به دست آوردن طراحی نهایی مناسب‌ترین ستون، یک فرآیند تکراری لازم است.

پمپاژ حرارتی بین کندانسور و ریبویلر، روش دیگری برای صرفه‌جویی انرژی در یک ستون تقطیر است. متأسفانه، معمولاً افزایش دما خیلی بالاست که اجازه دهد تا یک سیستم اقتصادی به دست آید. ریبویلرها یا کندانسورهای میانی ممکن است به کاهش در بالا رفتن

دما کمک کنند. تراکم مجدد مکانیکی بخار (MVR) با موفقیت در دستگاه‌های تقطیر الکل اعمال شده است.

۶-۴-۵- ترتیب دهی ستون تقطیر

در جایی که قرار است تعدادی از ستون‌ها برای تقسیم یک مخلوط چند جزئی (مثلاً ABCD) استفاده شوند، انشعابات به چند ترتیب مختلف قابل انجام است:

(الف) AB/CD و به دنبال آن A/B و C/D؛

(ب) A/BCD و به دنبال آن B/CD و سپس C/D؛

(پ) A/BCD و به دنبال آن BC/D، سپس B/C؛

(ت) ABC/D و به دنبال آن AB/C، سپس A/B؛

(ث)ABC/D و به دنبال آن A/BC و سپس B/C.

حتی برای یک مخلوط سه جزئی ساده، همان‌طور که در شکل (۶-۱۵) نشان داده شده است، دو ترتیب جایگزین وجود دارد. انتخاب بهترین ترتیب، می‌تواند صرفه‌جویی انرژی حتی بیشتری را برای چندین ستون نسبت به بهینه‌سازی دماهای نسبی ستون ایجاد کند. تعدادی از اکتشافات در طی سال‌ها برای تصمیم‌گیری در مورد توالی‌ها توسعه یافته است. قوانین تجربی مطلوب به شرح زیر هستند:

(الف) آسان‌ترین جداسازی‌ها را ابتدا انجام دهید، یعنی جایی که فراریت نسبی بالایی بین اجزای مجاور وجود دارد.

(ب) سبک‌ترین اجزا را یک به یک حذف کنید (یعنی، «توالی مستقیم» را ترجیح دهید).

(پ) جزئی را که در ابتدا نسبت بزرگی از خوراک است، حذف کنید.

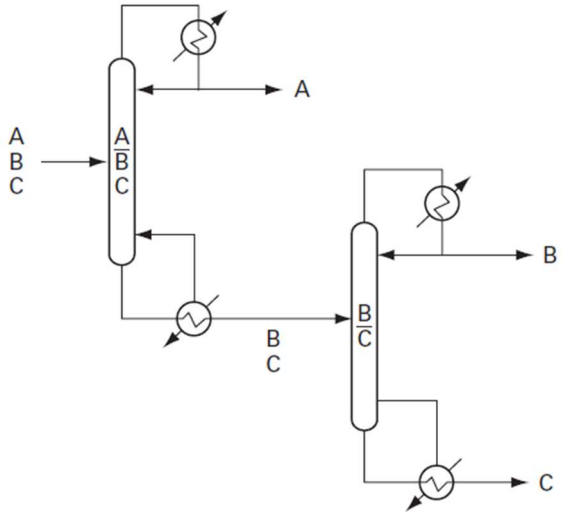
(ت) انشعاب‌های تقریباً هم مول را بین بخش‌های بالا و پایین در هر ستون انتخاب کنید.

سه مورد اکتشافی اخیر اغلب کاملاً با یکدیگر تداخل دارند و گزینه دیگری که برای جایگزینی آن‌ها پیشنهاد شده است، این است:

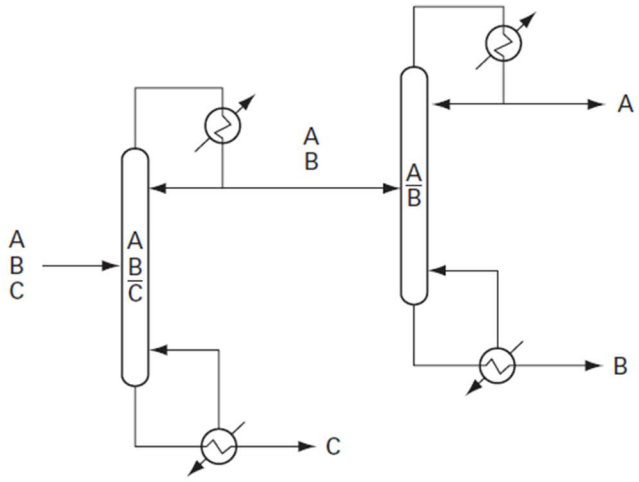
(ث) جداسازی را بین اجزائی که محصول بالایی، ۲۰ تا ۵۰٪ از کل جریان است، ترجیح دهید.

این قوانین برای توالی‌های مستقل ستون‌ها بدون ادغام گرما توسعه یافته اند. با این حال، اسمیت و لینهوف (۱۹۸۸) دریافتند که بهترین توالی‌های مستقل نیز به یکپارچه‌سازی بهتر

گرما با بقیه فرآیند تمایل دارند، بنابراین یک مزیت مضاعف وجود دارد. با این وجود اسمیت (۱۹۹۵) مجدداً بر محدودیت‌های اکتشافی ساده تأکید کرد که اغلب تمایل به ناسازگاری با یکدیگر دارند و صرفاً طراح را دچار سردرگمی می‌کنند.



الف) توالی مستقیم



ب) توالی غیر مستقیم

شکل ۶-۱۵: توالی‌های ستون جایگزین برای یک جداسازی سه جزئی

در سال‌های اخیر، افزایش قدرت رایانه امکان توسعه نرم افزاری را فراهم کرده است که تمامی ترتیب‌های ممکن را ارزیابی می‌کند، حتی برای مسائلی با تعداد زیادی از اجزا. یک مثال خوب، بسته CHiPS است که در دانشگاه ادینبورگ توسعه یافته است (فراگا و ام سی کینون ۱۹۹۴). دشوارترین و زمانبرترین مرحله، ارزیابی این است که کدام یک از توالی‌ها در عمل بهترین است. نه تنها انرژی، بلکه ویژگی‌هایی مانند رسوب، کارآیی و ایمنی نیز باید در نظر گرفته شود. مهم این است که مهندسان هنوز کارخانه خود را می‌شناسند و درک می‌کنند و به سادگی مسئولیت رایانه را از خود سلب نمی‌کنند.

راجا و پولی (۱۹۹۵) اظهار داشتند که با ایجاد یک جدول بار حرارتی - لیستی از بارهای حرارتی و دماهای مورد انتظار ریبویلر و کندانسور برای هر تقسیم در فشارهای مورد انتظار- طرح‌های ادغام گرما و جداسازی ایده‌آل را به راحتی می‌توان به دست آورد. مقایسه این مقادیر به سرعت نشان می‌دهد که آیا امکاناتی برای ادغام وجود دارد یا خیر، و آیا تغییر در فشار ستون مفید یا ضروری خواهد بود.

اسمیت (۱۹۹۵) یک روش جایگزین پیشنهاد کرد. هزینه انرژی و سرمایه برای یک ستون واحد، گرایش دارد به بار بخار پیوند داده شود (دبی بخار حاصل از بالای ستون). بنابراین با جمع کردن بارهای بخار برای همه ستون‌ها، می‌توان شاخص کل هزینه را برای یک دنباله پیدا کرد و این را می‌توان با دنباله‌های دیگر مقایسه کرد. آنچه اکنون مورد نیاز است، بیان ساده‌ای برای بار بخار است و این امر توسط پورتر و مامو (۱۹۹۱) ارائه شده است. آن‌ها با ساده کردن معادله آندروود[1]، عبارت زیر را برای یک ستون واحد به دست آورند:

$$V= F_L+FR_F/(\alpha-1) \qquad ۱-۶$$

که در آن:

F دبی مولی کل، $\mathbf{F_L}$ دبی مولی کلیه اجزای سبک‌تر و از جمله جزء سبک کلیدی، α فراریت نسبی جزء سبک کلیدی و جزء سنگین کلیدی ، و $\mathbf{R_F}$ نسبت بین نسبت برگشتی واقعی و حداقل نسبت برگشتی نظری است؛ $\mathbf{R_F}$ معمولاً به صورت ۱/۱ در نظر گرفته می‌شود. ارزیابی این عبارت برای همه توالی‌های ممکن با استفاده از یک صفحه گسترده آسان است.

[1] Underwood

اسمیت همچنین خاطر نشان کرد که ممکن است در یک فرآیند معمولی چند جزئی، ۲۰ تا ۵۰ گزینه ترتیب‌دهی عملی وجود داشته باشد و معمولاً انتخاب اندکی برحسب انرژی بین پنج مورد برتر یا موارد بیشتر وجود دارد. بنابراین انتخاب بین آن‌ها باید با استفاده از عوامل دیگر، به عنوان مثال طرح کارخانه، ایمنی یا ادغام گرما انجام شود.

۶-۴-۵-۱- ستون‌های پیچیده و برج‌های عریان ساز جانبی

تاکنون فقط ستون‌های ساده، با یک ریبویلر و کندانسور و با اجزای کلیدی دارای فراریت را در نظر گرفته‌ایم. با این حال، چیدمان پیچیده‌تری را می‌توان در نظر گرفت. به عنوان مثال، بخار یک ستون را می توان مستقیماً به ستون زیر هدایت کرد، بدون اینکه ابتدا آن را متراکم کند. این امر موجب صرفه‌جویی در سرمایه (کندانسورها و ریبویلرهای کوچک‌تر مورد نیاز است) و غالباً صرفه‌جویی در مصرف انرژی می‌شود (از اتلاف نیروهای محرکه دما در کندانسور و ریبویلر جلوگیری می‌شود). چندین احتمال دیگر نیز وجود دارد:

(الف) سه محصول را از یک ستون منفرد بگیرید - اگر جزء میانی دارای بیشترین کسر مولی و یکی دیگر از آن‌ها، کوچک باشد، غالباً بهترین انتخاب است.

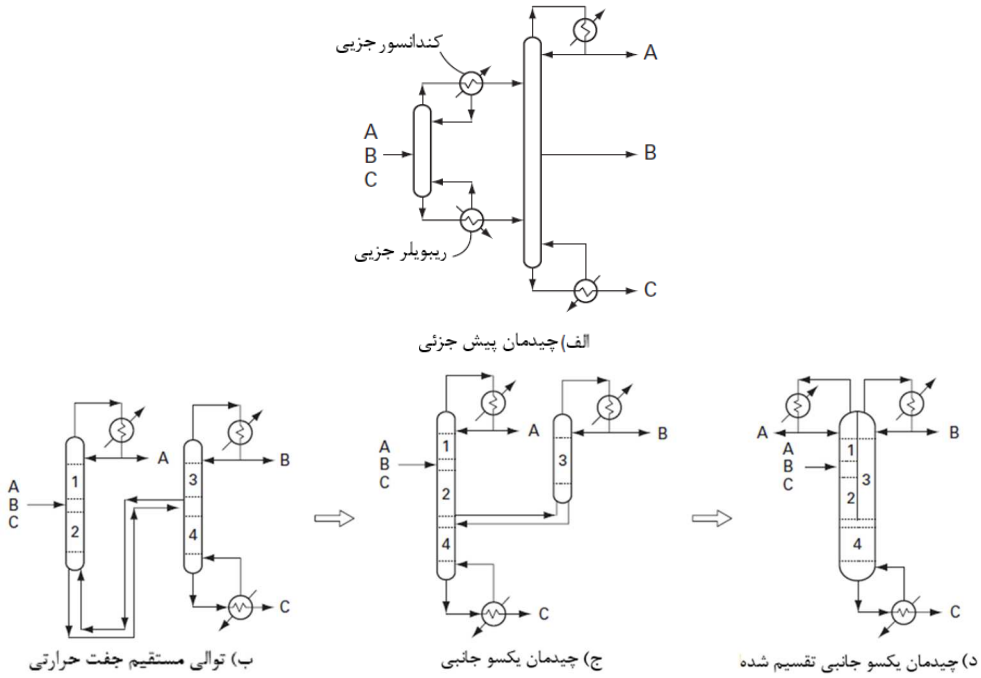
(ب) از پیش تقطیر کننده قبل از ستون منفرد که در آن سه محصول تولید می‌شود، همان‌طور که در شکل (۶-۱۶) (الف) آمده است، استفاده کنید - این امر می‌تواند یک محصول میانی خالص را به دست آورد و به طور معمول در مقایسه با ستون‌های ساده جداگانه، ۳۰٪ در مصرف انرژی صرفه‌جویی می‌کند.

(پ) جفت حرارتی ستون‌ها - با محصول بالا یا پایین از یک ستون مستقیماً به ستون دیگری با یک جریان برگشتی مربوطه منتقل می‌شود، مانند شکل (۶-۱۶) (ب).

(ت) یک محصول جانبی را از وسط یک ستون گرفته و آن را در یک ستون جداگانه که به عنوان یکسوکننده جانبی (برای یک محصول بالایی، مانند شکل (۶-۱۶) (ج)) یا عریان ساز جانبی (برای محصول پایینی) شناخته می‌شود، خالص سازی کنید.

(ث) با ایجاد یک «دیوار جداکننده» یا ستون «تقسیم شده» مانند شکل (۶-۱۶) (د)، ستون جانبی مانند یک پیش تقطیرکننده را مستقیماً درون همان پوسته به عنوان ستون اصلی ترکیب کنید. از آنجایی که فقط یک پوسته مورد نیاز است، این کار هزینه سرمایه کمتری نسبت به دو ستون جداگانه دارد.

بنابراین، برای جداسازی بین سه جزء، گزینه‌های مختلفی وجود دارند؛ ممکن است از سه ستون ساده، یک سیستم پیش تقطیرکننده/ ستون (با یا بدون اتصال حرارتی)، یک ستون/عریان ساز جانبی یا یک جفت ستون/ یکسوکننده جانبی یا یک ستون دیواره جداکننده واحد استفاده شود.



شکل ۶-۱۶: ستون‌های جفت شده حرارتی و یکسو کننده جانبی

اسمیت (۱۹۹۵) چیدمان‌های مختلف جایگزین را با حدودی دقیق بررسی می‌کند. به‌طور کلی، ستون‌های پیچیده بارهای گرمای نهان کاهش یافته و مقداری صرفه جویی در انرژی را در مقایسه با ستون‌های ساده ارائه می‌دهند. با این حال، اختلاف دمای کلی بین ریبویلر و کندانسور تمایل دارد که از این مقدار برای ستون‌های ساده منفرد بیشتر باشد (در GCC تقسیم شده، دو یا بیشتر از دو جعبه کوچک با یک ارتفاع جایگزین می‌شوند) و یکپارچه سازی حرارتی در بارهای باقیمانده، مشکل‌تر خواهد بود. از این‌رو، مصرف انرژی کلی سیستم

کاملاً یکپارچه حرارتی ممکن است برای ستون‌های پیچیده کمتر نباشد. بنابراین، اسمیت توصیه می‌کند تا زمانی که یک طرح کلی اولیه ایجاد نشود و اهداف یکپارچه‌سازی گرما با ستون‌های ساده مشخص نشود، نباید اتصال حرارتی در نظر گرفته شود.

۶-۵- سایر سیستم‌های جداسازی

۶-۵-۱- سیستم‌های تبخیرکننده

تبخیرکننده‌ها یکی از ساده‌ترین و واضح‌ترین سیستم‌های جداسازی هستند. یک حلال فرار، اغلب آب، تبخیر می‌شود تا آن را از محلول حاوی یک حل شونده غیر فرار خارج کند. از این رو، این جداسازی بسیار واضح‌تر از جداسازی در یک ستون تقطیر است و یک تبخیرکننده به مرحله ایده‌آل بسیار نزدیک است.

گرمای مورد نیاز یک تبخیر کننده تحت تأثیر گرمای نهان تبخیر مایع است. همچنین ممکن است سهم کمتری از گرمایش/ سرمایش محسوس جریان‌های خوراک و میعانات داشته باشد.

به طور معمول، گرمای مورد نیاز برای تبخیر یا متراکم کردن بخار یا بخارات گرم در یک مبدل حرارتی غوطه‌ور در مایع تبخیرکننده، به نام کالاندریا[1]، تامین می‌شود. مانند همه مبدل‌های حرارتی، سیال داخل کالاندریا باید از مایع موجود در تبخیرکننده گرم‌تر باشد تا انتقال حرارت بتواند رخ دهد. با این حال، اختلاف دمای کاملاً کم تا ۱-۲ °C ممکن است خصوصاً در واحدهای صفحه ای به کار رود.

مقدار آب قابل تبخیر و در نتیجه، حرارت مورد نیاز برای تبخیر، معمولاً توسط طرح‌واره فرآیند ثابت می‌شود. سه روش استاندارد برای کاهش انرژی مورد نیاز سیستم با حفظ میزان تبخیر مورد نیاز وجود دارد:

۱. از تبخیر چند مرحله‌ای استفاده کنید. بخار حاصل از یک تبخیرکننده متراکم می‌شود تا در دمای کمتری گرما را به مرحله دیگری برساند. این مراحل معمولاً مرحله نامیده می‌شوند. گرما در هر مرحله مجدداً استفاده می‌شود و به راحتی مشاهده می‌شود که مصرف انرژی سیستم با تعداد مرحله‌ها، نسبت عکس دارد. اما اگر یک مرحله واحد با چندین مرحله جایگزین شود، یا اختلاف دمای کل در سیستم باید بیشتر باشد یا

[1] Calandria

نیروهای محرکه ی دما در هر مرحله کمتر باشد. بنابراین سیستم‌های چند مرحله ای هزینه سرمایه بالاتری برای خنثی کردن هزینه انرژی پایین‌تر دارند.

۲. از MVR استفاده کنید. بخار حاصل از مرحله به کمپرسور منتقل می‌شود و فشار آن افزایش می‌یابد. بنابراین در دمای بالاتر از دمایی که در آن تبخیر می‌شود، متراکم می‌شود و می‌تواند برای دوباره گرم کردن همان مرحله مورد استفاده قرار گیرد. این، نوعی پمپ حرارتی مکانیکی است و می‌تواند صرفه‌جویی بسیار زیادی را انجام دهد - برای بالا بردن ۱۵ مگاوات بخار، یک کمپرسور یک مگاواتی شناخته شده است. با این حال، هزینه سرمایه آن بالاست و غیر اقتصادی است، مگر این که افزایش دما، به میزان کمی باشد. این بخار باید در فشار اتمسفر یا بالاتر باشد، زیرا حجم گاز با فشار آن و سیستم‌های خلاء به‌طور معکوس متناسب است و بنابراین کمپرسورهای بزرگ و گران قیمت لازم است؛ علاوه بر این، بازده مکانیکی آن‌ها پایین است.

۳. از تراکم مجدد حرارتی بخار (TVR) استفاده کنید. این نوع دیگری از پمپ حرارتی اما با تفاوت‌های چشمگیر است. بخار ارزان را می‌توان به جای نیروی مکانیکی یا برقی گران‌قیمت استفاده کرد و هزینه سرمایه نیز کمتر است، اما درصد حرارتی که می‌تواند بالا برود، بسیار کمتر است؛ یک مگاوات بخار محرک بسته به شرایط، ۰/۱ تا ۰/۵ مگاوات بخار را ارتقا می‌دهد. افزایش‌های دمایی بسیار بالایی را می‌توان به دست آورد؛ ممکن است از TVR برای بالا بردن بخار در وسط زنجیره تبخیرکننده چند مرحله‌ای (مرحله‌ای) استفاده شود.

همه این روش‌ها به طور گسترده در صنعت مورد استفاده قرار می‌گیرند. تبخیرکننده‌ها با حداکثر هفت مرحله در صنایع لبنی و فرآوری قند استفاده شده‌اند. با این حال، قانون کاهش بازده‌ها اعمال می‌شود؛ در یک سیستم تبخیرکننده با بار تبخیر کل یک مگاواتی، رفتن از یک سیستم یک مرحله‌ای به یک سیستم دو مرحله‌ای باعث می‌شود که ۰/۵ مگاوات صرفه-جویی شود، اما با افزودن یک مرحله اضافی به یک سیستم چهار مرحله‌ای، فقط (۰/۲۵-۰/۲۰) مگاوات یا ۰/۰۵ مگاوات صرفه‌جویی می‌شود - به اندازه یک دهم. همچنین، افت شدید دما در سیستم چند مرحله‌ای به دما و فشار بخار اولیه بالا، یا دما و فشار بخار نهایی پایین (ضروری کردن پمپ‌های خلاء یا اجکتورها) یا اختلاف دمای پایین در مرحله‌ها و از این‌رو مساحت‌های زیادی از سطح گرمایش نیاز دارد. بنابراین سه یا چهار مرحله حداکثر معمول

است، حتی در کارخانه‌های بزرگ مواد شیمیایی. به همین ترتیب، MVR پیرامون چنین سیستمی شامل یک افزایش دمای بسیار بزرگ می‌شود، بازده حرارتی کم و هزینه سرمایه بسیار بالا خواهد بود.

۶-۵-۱-۱- آنالیز با استفاده از روش‌های پینچ

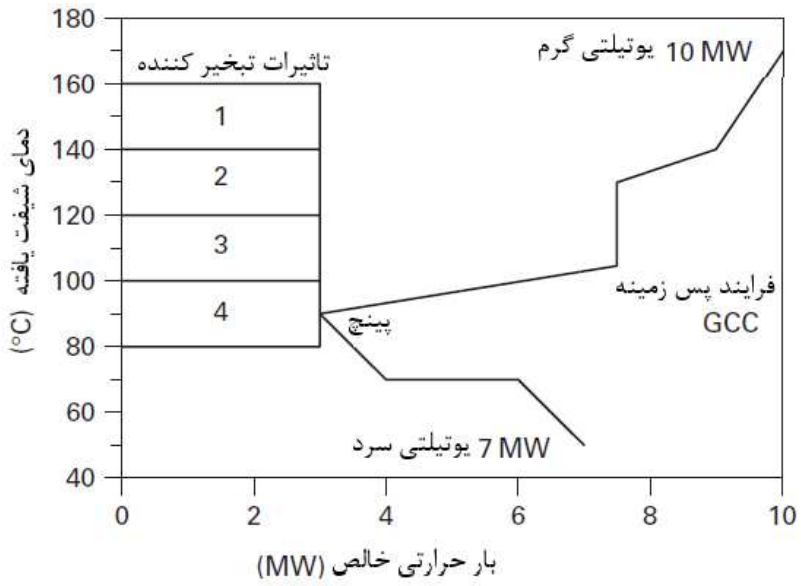
روش اصلی آنالیز، مانند ستون‌های تقطیر، تقسیم GCC است. بارهای ریبویلر و کندانسور برای هر مرحله از فرآیند پس زمینه خارج شده و به صورت یک جعبه ترسیم می‌شوند. به‌طور کلی، بارهای جوشش و چگالش برای هر مرحله تقریباً برابر است، خصوصاً برای تبخیرکننده-های پس خور (تغذیه از پشت) و به صورت یک مستطیل رسم می‌شود. یک سیستم چند مرحله ای به صورت یک «دسته» از جعبه‌ها ترسیم می‌شود؛ سهم ΔT_{min} از جریان‌های تبخیری و چگالشی اغلب کمتر از سهم آن برای جریان‌ها در جاهای دیگر این فرآیند خواهد بود.

موقعیت سیستم تبخیرکننده با اصل جانمایی مناسب بررسی می‌شود؛ اگر آن را به‌طور جزئی یا کاملاً در کنار پس زمینه GCC قرار داشته باشد، می‌توان اصلاحاتی را در نظر گرفت. یک مزیت اصلی این است که تغییر شرایط در تبخیر کننده‌ها تأثیر بسیار کمی بر جداسازی دارد. این در تضاد شدید با ستون‌های تقطیر است، جایی که تغییر دما و فشار یا اضافه کردن ریبویلرهای میانی بر بازده جداسازی و بار ریبویلر در یک روش پیچیده تأثیر می‌گذارد. در نتیجه، فضای قابل توجهی برای طراحی یک سیستم تبخیر کننده برای تطبیق ایده آل با بقیه فرآیند وجود دارد. مراحل را می‌توان اضافه کرد - یا حذف کرد؛ دمای عملیاتی آن‌ها قابل تغییر است؛ اگر گرما به‌طور مستقیم با سایر جریان‌های فرآیند تبادل شود، لازم نیست که بارهای گرما در مراحل مختلف برابر باشد؛ مراحلی را که به طور نامناسب قرار گرفته‌اند، بدون این که تأثیر قابل توجهی بر روی بقیه سیستم بگذارد، می‌توان تغییر داد.

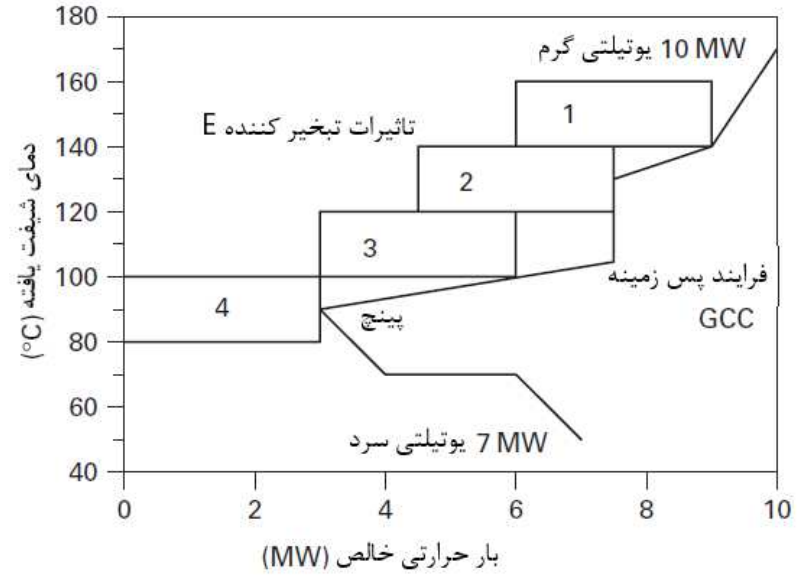
به عنوان نمونه، شکل (۶-۱۷) GCC انشعابی را برای سیستمی حاوی یک تبخیرکننده چهار مرحله‌ای نشان می‌دهد؛ کل بار تبخیر، ۱۲ مگاوات است. بخار در ۱۷۰ °C (دمای تغییر یافته ۱۶۰ °C) تأمین می‌شود، ΔT_{min} برای هر مرحله، ۲۰ °C و بخار نهایی دارای دمای چگالشی ۹۰ °C است (تغییر دمای ۸۰ °C). بارهای گرمای نهان هر مرحله به صورت خطوط افقی، هر یک ۳ مگاوات ترسیم می‌شود. ما می‌توانیم ببینیم که استفاده از چندین مرحله

باعث کاهش قابل توجهی در نیاز گرمایشی فرآیند شده است، زیرا این مقدار، در کل فقط ۱۰ مگاوات است و بیشتر این موارد به وضوح ناشی از فرآیند محیط است.

آیا می‌توانیم بهتر عمل کنیم؟ در نظر گرفتن تبخیرکننده به عنوان یک عملیات واحد، تنها یک احتمال را نشان می‌دهد - یک مرحله دیگر اضافه کنید. ما می‌توانیم میزان مصرف انرژی فعلی را به صورت (۱۲ تقسیم بر ۴) یا ۳ مگاوات و مصرف جدید را به صورت (۱۲ تقسیم بر ۵) یا ۲/۴ مگاوات محاسبه کنیم، یعنی تنها ۰/۶ مگاوات صرفه‌جویی. بعید به نظر می‌رسد که صرفه جویی ۶ درصدی، هزینه لوله کشی اضافی، مخازن و سطح گرمایش را توجیه کند. علاوه بر این، فرض کنید دمای ورودی بخار تا مرحله اول ثابت باشد، دمای مرحله اضافی باید پایین‌تر از موارد موجود باشد. سپس دمای نهایی بخار فقط ۷۰ °C خواهد بود و به پمپ خلاء قوی نیاز است، زیرا این کار با فشار ۰/۳۱ بار (فشار مطلق) مطابقت دارد. برای ترکیبی گراند انشعابی، مراحل تبخیرکننده می‌توانند در یک خط عمودی ترسیم شوند (شکل (۶-۱۷) (الف) یا با تماس پیدا کردن با GCC محیط (شکل (۶-۱۷) (ب)). هر دو روش به روشنی نشان می‌دهند که سیستم تبخیرکننده پینچ را شامل می‌شوند، بنابراین باعث جریمه انرژی ۳ مگاواتی می‌شود، اما این جریمه تنها به دلیل مرحله ۴ است.

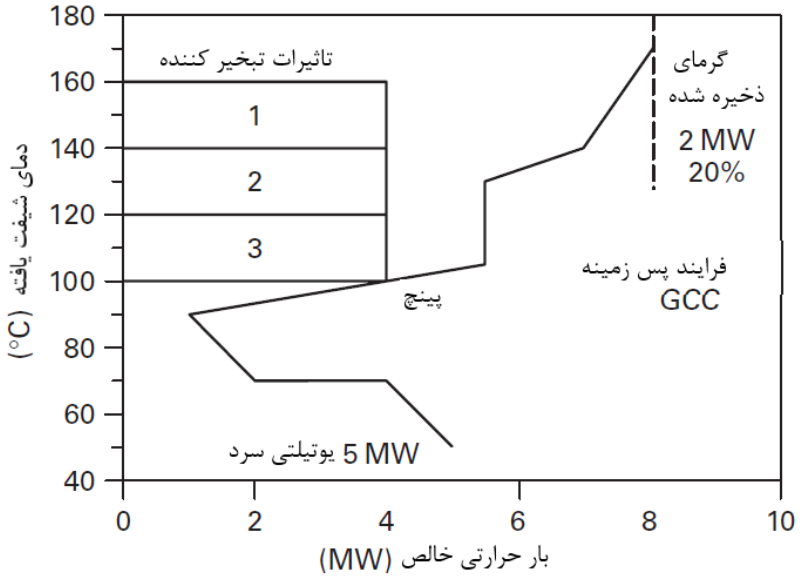


الف)



ب)

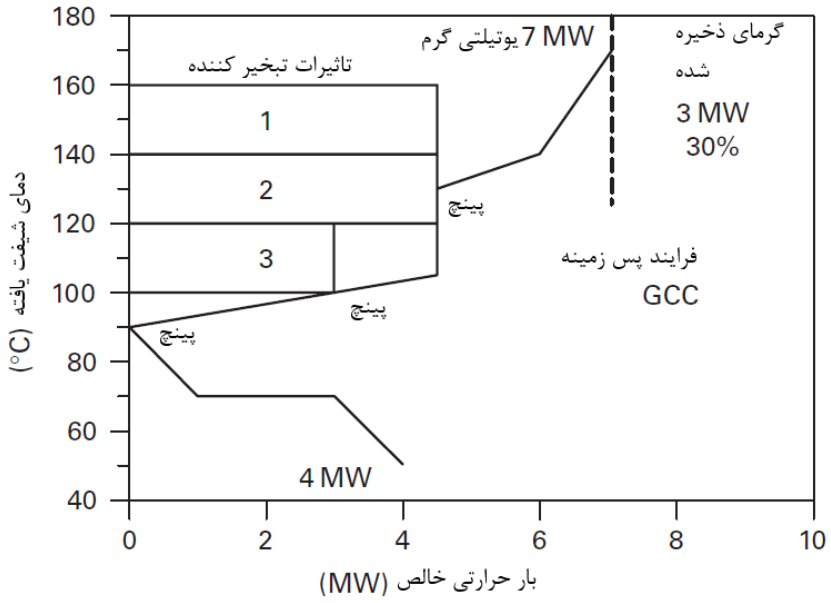
شکل ۶-۱۷: ترکیبی گراند انشعابی برای فرآیندی با تبخیرکننده چهار مرحله ای



شکل ۶-۱۸: سیستم تبخیرکننده با سه مرحله

با مشخص شدن عاملی که به وضوح شناخته شده است، می‌توان راه‌های حذف جریمه انرژی را پیشنهاد کرد. اولین گزینه این است که مرحله ۴ را حذف کرده و بار گرما را دوباره برای سایر مرحله‌ها توزیع کنید، به طوری که هر یک به جای ۳ مگاوات، ۴ مگاوات را تبخیر کنند. شکل (۶-۱۸) نشان می‌دهد که این کار، جریمه انرژی را به یک مگاوات کاهش می‌یابد. اکنون پینچ تغییر مکان داده است و در اثر بخار چگالشی از مرحله ۳ ایجاد می‌شود.

ما می‌توانیم مرحله ۳ را با همان اصول حذف کنیم، اما در آن دماها GCC پس زمینه قادر به جذب گرمای اضافی نیست که به مراحل ۱ و ۲ افزوده شود و صرفه‌جویی خالصی نیز نخواهد داشت. اما نیازی به حذف مرحله ۳ به طور کامل وجود ندارد - ما فقط باید بار آن را تا یک مگاوات کاهش دهیم. این کار را می‌توان با انتقال بار به سایر مرحله‌ها و گرفتن مقداری بخار از مرحله ۲ انجام داد و از آن نه برای گرم کردن مرحله ۳، بلکه مستقیماً برای گرم کردن فرآیند استفاده کرد. نتیجه آن در شکل (۶-۱۹) نشان داده شده است. اکنون به مرحله‌ها وظایف تبخیری نابرابر داده شده است؛ این امر به عنوان تغییر بار شناخته می‌شود.



شکل ۶-۱۹: سیستم تبخیرکننده با سه مرحله و تغییر بار

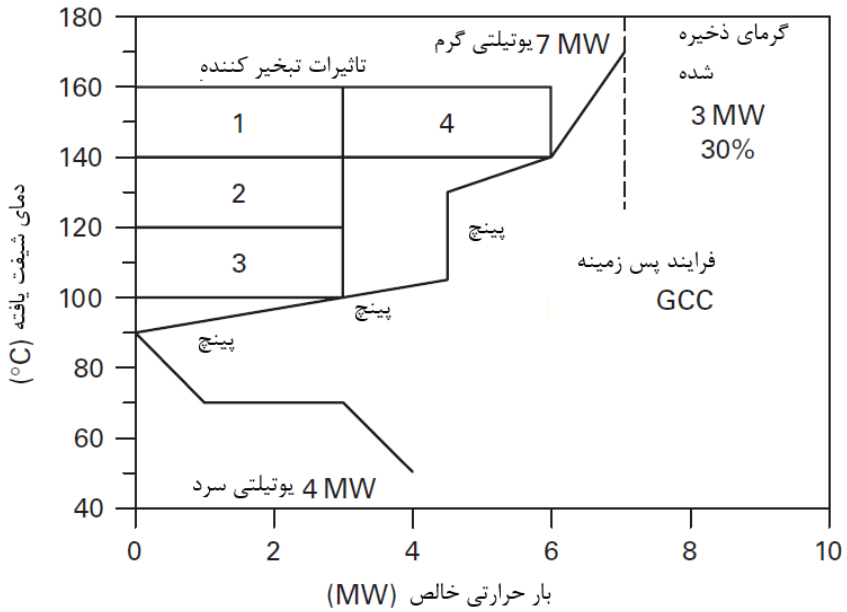
بگذارید شکل (۶-۱۷) و (۶-۱۹) را با هم مقایسه کنیم. مزایای سیستم جدید واضح است:

۱. ۳۰٪ صرفه‌جویی در انرژی وجود دارد.
۲. یک مرحله کمتر وجود دارد، بنابراین هزینه ساخت و لوله کشی کمتر است.
۳. نیازی به پمپ خلاء نیست، زیرا قبلاً در مرحله ۴ استفاده شده است.

بنابراین، فناوری پینچ در مقایسه با طراحی معمولی باعث صرفه‌جویی در سرمایه و انرژی شده است. علاوه بر این، با کاهش تعداد مرحله‌ها، انرژی صرفه‌جویی می‌شود، حرکتی که براساس اصول عملیات واحد مسخره به نظر می‌رسید. از طرف دیگر، ما اهمیت انتگراسیون فرایند را می‌دانیم - که این امر، مروری کلی را از تمام فرآیند ارائه می‌دهد و نشان می‌دهد که چگونه یک بخش بر بخش دیگر تأثیر می‌گذارد.

با این حال، این کار ممکن است برای مهندسی که قبلاً سیستمی مانند شکل (۶-۱۷) نصب کرده است، کمی راحت به نظر برسد. هزینه‌های بزرگ کردن هر سه مرحله باقیمانده، قابل توجه خواهد بود. بنابراین برای یک وضعیت بازسازی، ما به دنبال گزینه‌های دیگری هستیم.

مرحله ۴ تنها موردی است که پینچ را نقض می‌کند؛ ما می‌خواهیم آن را به موقعیتی منتقل کنیم که بار حرارتی ۳ مگاواتی آن برای فرآیند آزاد شود. بررسی دقیق شکل (۶-۱۷) نشان می‌دهد که این مورد بالاتر از ۱۴۰ °C است. بنابراین ما مرحله ۴ را دوباره به گونه‌ای ترتیب‌دهی می‌کنیم که به‌طور موازی با بقیه سیستم باشد نه به صورت سری، و آن را با بخار مستقیم مانند مرحله ۱ تغذیه می‌کنیم. بخار اضافی استفاده شده توسط گرمای آزاد شده، از مرحله ۴ به داخل فرآیند جبران می‌شود. نتیجه آن در شکل (۶-۲۰) نشان داده شده است. فقط با یک بار ترتیب‌دهی مجدد و بدون مساحت سطح اضافی، جریمه را حذف کردیم.



شکل ۶-۲۰: بازسازی برای سیستم تبخیرکننده با دو مرحله موازی

ما باید خاطر نشان کنیم که با این سیستم بازسازی، چند تغییر کمکی مورد نیاز خواهد بود. عصاره خوراک باید دو برابر بیشتر از گذشته تا بالاترین دما گرم شود، بنابراین یا صرفه-جویی در مصرف انرژی از آنچه نشان داده شده است، اندکی کمتر خواهد بود، یا تبادل حرارتی اضافی بین خوراک و محصول مورد نیاز خواهد بود. با این حال، بارهای گرمایش محسوس در مقایسه با انواع گرمای نهان کوچک هستند، بنابراین تفاوت جزئی است.

MVR را می‌توان به عنوان یک جایگزین - یا علاوه بر آن - برای تغییر پیکربندی مرحله‌ها در نظر گرفت. MVR در اطراف کل تبخیرکننده افزایش دمای ۸۰ درجه سانتیگرادی را شامل می‌شود که تقریباً بدون شک غیراقتصادی خواهد بود. با این حال، شکل (۶-۱۷) به ما نشان داد که تنها مرحله ۴ از طریق پینچ است، بنابراین ما فقط باید دور تا دور این مرحله را پمپاژ کنیم. این کار باعث می‌شود تا ۳ مگاوات گرما با افزایش دمای ۲۰ درجه سانتیگرادی صرفه‌جویی شود.

پس برای بازسازی، گزینه تغییر مرحله ۴ یا نصب MVR را داریم. هر دو مورد، ۳ مگاوات گرما صرفه‌جویی می‌کنند، اگرچه MVR به یک منبع برق کوچک برای کمپرسور نیاز دارد.

انتخاب بین گزینه‌ها به هزینه‌های نسبی ترتیب‌دهی مجدد، جابجایی مخازن، مصرف برق و یک کمپرسور بخار بستگی دارد. لازم به ذکر است که MVR به‌طور کلی بخار فوق گرم تولید می‌کند - خصوصاً اگر بخار را بسیار پایین‌تر از فشار اتمسفر فشرده‌سازی کند - و قبل از ورود مجدد آن به کالاندریا، به برخی از شکل‌های دی سوپر هیتر نیاز خواهد بود.

اگر ما تبخیرکننده‌ای را در یک فرآیند جدید نصب کنیم، حتی ممکن است امکانات بیشتری کشف شود. ما می‌توانیم مقدار آبی را که تبخیر می‌شود و در نتیجه، کل بار گرمای نهان را از طرح‌واره فرآیند به دست آوریم. اگر انتخاب کنیم که سیستم در کدام دما کار کند، می‌توانیم جعبه حاصل را بر روی GCC بقیه مراحل رسم کنیم و بفهمیم که چگونه به آن مربوط می‌شود. ما می‌توانیم بفهمیم که آیا از اصل جانمایی مناسب پیروی شده است و سیستم‌های جایگزین را توسعه دهیم. اگر تعداد مرحله‌ها را تغییر دهیم، این کار می‌تواند ΔT را در هر مرحله یا محدوده دمای عملیاتی کل سیستم تغییر دهد.

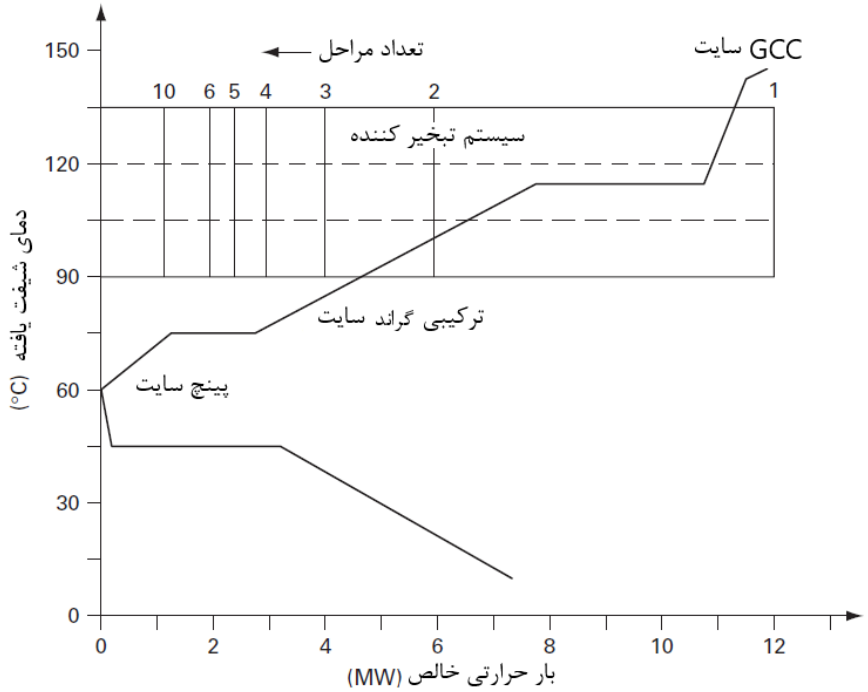
بگذارید مثالی بزنیم. سیستمی داریم که برای GCC محیط در شکل (۶-۲۱) نشان داده شده است و ما می‌خواهیم ۵ کیلوگرم در ثانیه آب را تبخیر کنیم. در یک گرمای نهان ۲۴۰۰ کیلوژول برکیلوگرم، این مربوط به یک بار گرمای ۱۲ مگاوات است. بخار کم فشار در دمای ۱۴۰ °C موجود است و می‌توانیم یک خلاء جزئی را برای چگالش بخار در ۹۵ °C به وجود آوریم. ΔT_{min} برای این فرآیند ۱۰ °C است، به طوری که بخار ورودی دارای دمای شیفت یافته ۱۳۵ °C و دمای شیفت یافته بخار چگالشی، ۹۰ °C است. بنابراین می‌توانیم «جعبه امکان‌سنجی» را برای این سیستم ترسیم کنیم که جعبه بزرگ موجود در شکل (۶-۲۱) است. با این حال، یک سیستم تک مرحله‌ای که در این محدوده دما کار می‌کند، بسیار کارآمد نخواهد بود. اگرچه این سیستم بالای پینچ است، اما بخشی از آن در بالا و بخشی در زیر GCC قرار دارد. کمتر از ۷/۵ مگاوات گرما نمی‌تواند توسط این فرآیند در دمای شیفت یافته ۹۰ °C جذب شده و از طریق پینچ منتقل شود.

اگر از یک سیستم چند مرحله‌ای با n مرحله استفاده کنیم، بار گرمای خارجی مورد نیاز با ضریب $1/n$ کاهش می‌یابد. بنابراین یک سیستم دو مرحله‌ای تنها به ۶ مگاوات گرمایشی خارجی نیاز دارد و یک سیستم سه مرحله‌ای نیز به ۴ مگاوات نیاز دارد. شکل (۶-۲۱) نشان می‌دهد که سیستم سه مرحله‌ای که در دمای اصلی کار می‌کند، کاملاً مناسب قرار گرفته است؛ اکنون از کل گرمای آزاد شده توسط چگالش بخار حاصل از مرحله نهایی، می‌توان برای

گرم کردن بقیه فرآیند استفاده کرد. بنابراین صرفه‌جویی قابل توجهی در انرژی وجود دارد - ۷/۵ مگاوات. اما ΔT در سراسر هر مرحله، کمتر از ΔT سیستم تک مرحله‌ای است؛ ۱۵ °C در مقابل ۴۵ °C. بنابراین مساحت سطح انتقال حرارت باید بزرگ تر و هزینه سرمایه نیز بیشتر شود. همچنین، سه مجموعه از تجهیزات به جای یک مورد، لازم خواهد بود.

گزینه‌های دیگری نیز وجود دارد. با حفظ همان ΔT یعنی ۱۵ °C در سراسر هر مرحله جداگانه، می‌توان یک سیستم دو مرحله‌ای را که بین دمای شیفت یافته ۱۳۵ °C و ۱۰۵ °C کار می‌کند، اجرا کرد. فقط دو مجموعه تجهیزات مورد نیاز است و نیازی به پمپ خلاء نیست. یا حتی می‌توان از یک سیستم تک مرحله‌ای استفاده کرد که بین دو دمای ۱۳۵ °C و ۱۲۰ °C کار می‌کند و باعث جریمه انرژی تنها یک مگاواتی می‌شود و ساده سازی بیشتری به دست می‌آید.

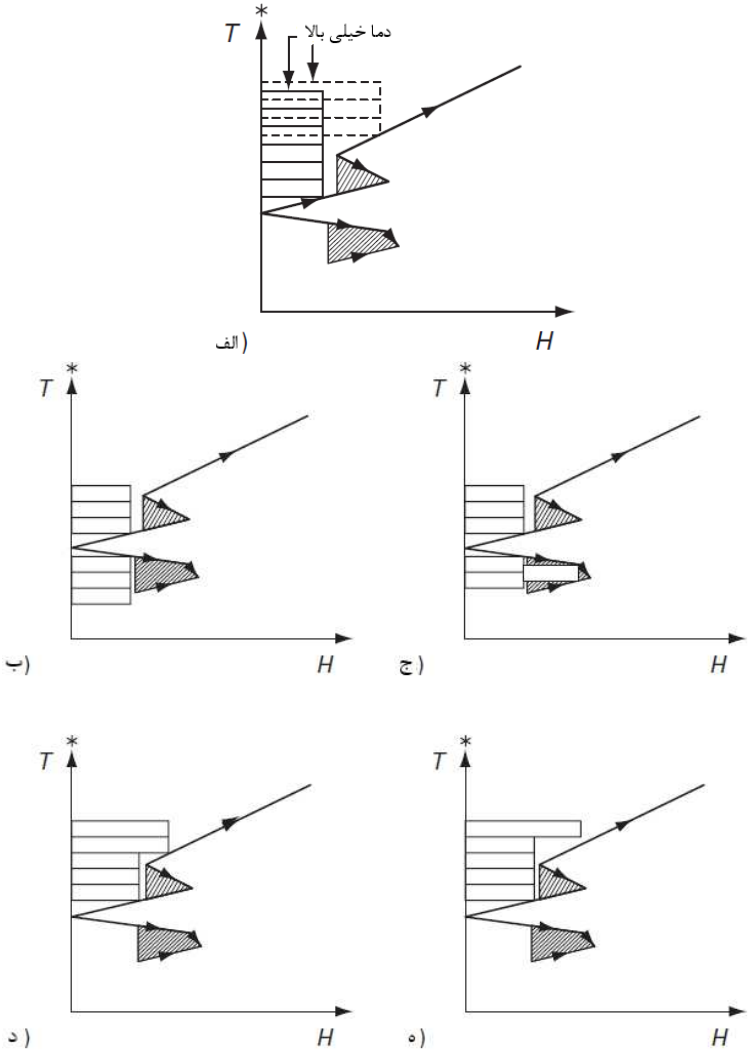
در یک سیستم موجود، مبادلات مشابهی رخ می‌دهد. با این حال، از آنجایی که مراحل یک اندازه معین، از قبل وجود دارد، بیشترین فواید دوباره از تغییر دمای مراحل به دست می‌آید تا اضافه کردن مراحل جدید. در مثال بالا، سیستم سه مرحله‌ای می‌تواند به سادگی با اتصال مراحل به صورت موازی و نه به صورت سری، به سیستم یک مرحله‌ای تبدیل شود. همچنین باید توجه داشته باشیم که برای یک مرحله موجود از مساحت مفروض، اگر ΔT را در سراسر مرحله تغییر دهیم، بار حرارتی را نیز به نسبت معکوس تغییر خواهیم داد.



شکل ۶-۲۱: انتخاب شماری از مراحل تبخیرکننده و دمای عملیاتی

شکل (۶-۲۲) برخی از طرح‌های جایگزین را برای یک سیستم تبخیرکننده با مساحت کل معین نشان می‌دهد. سیستم (الف) با شش مرحله کوچک یا سه مرحله بزرگ یا شش مرحله کوچک به صورت جفت‌های موازی قابل دستیابی است. اگر دماهای بالا در این سیستم تشخیص داده شود که بسیار بالا باشند، سیستم (ب) از طریق پینچ تقسیم می‌شود. برای تولید بخار از مرحله نهایی به خلاء بالایی نیاز است، بنابراین طرح (ج) سیستم مشابهی را نشان می‌دهد که جعبه را در GCC به کار گرفته و دمای خروجی بخار بالاتری دارد. سیستم (د) فرصتی را برای استفاده از مراحلی با بارهای حرارتی نابرابر نشان می‌دهد. اگر لازم باشد که همه مرحله‌ها به یک اندازه باشند (به عنوان مثال، زیرا یک سیستم شش مرحله‌ای موجود دوباره پیکربندی شده است)، سیستم (ه) راهی را برای انجام این کار با دو مرحله اول به موازات نشان می‌دهد. نکته مهمی که باید در همه موارد به خاطر داشته باشید، این است که جریان‌های گرمای محسوس مربوط به تبخیرکننده نیز وجود دارند. با تغییر دما و بارهای مرحله، داده‌های جریان آن‌ها تغییر خواهد کرد، اما این کار با آنالیز مجاز نیست. بنابراین، ما

نباید تحت تأثیر دقت «جعبه‌های پر شده» هرچه بیشتر و به‌طور فشرده‌ای در اطراف GCC قرار گیریم. مهم است که داده‌های جریان را با دقت دوباره محاسبه کنیم و اهداف جدیدی را به دست آوریم، به ویژه اگر دو یا چند طرح جایگزین وجود داشته باشد که از نظر ساختار بسیار متفاوت، اما در اهداف مشابه باشند. پس از هدف‌گذاری مجدد، می‌توان سود نسبی محاسبه شده از این طرح‌ها را معکوس کرد.



شکل ۶-۲۲: طرح‌های تبخیرکننده جایگزین

یک سیستم تبخیرکننده برای کارخانه ژلاتین در بخش مطالعات موردی شرح داده شده است. تبخیرکننده‌ها در مقالات متعددی از جمله اسمیت و لینهوف (۱۹۸۸) و اسمیت و جونز (۱۹۹۰) پوشش داده شده است.

۶-۵-۲- سیستم‌های تبخیر ناگهانی

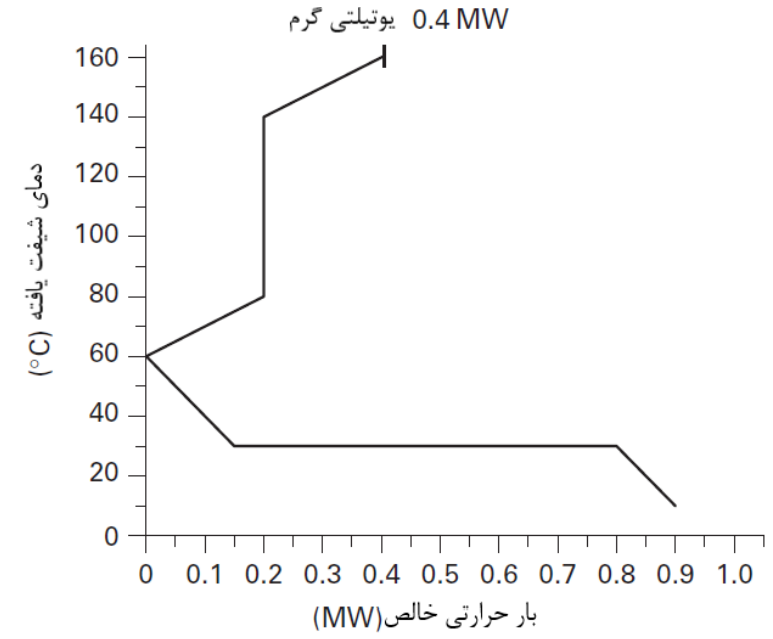
سیستم‌های فلش (تبخیر ناگهانی) اغلب به عنوان یک روش سرمایشی ارزان و با مزیت اضافی دستیابی به مقداری جداسازی مورد استفاده قرار می‌گیرند. یک مایع گرم در فشار کمتری درون یک ظرف منتقل می‌شود؛ دما کاهش می‌یابد و گرمای محسوس مقداری از مایع را که در بالای مخزن گرفته می‌شود، تبخیر می‌کند. بازیابی گرما از یک دوغاب در مبدل‌های معمولی می‌تواند دشوار باشد، زیرا مواد جامد می‌توانند در سطوح تبادل حرارت انباشته شوند. رسوب گیری بدتر از مایعات خالص است و امکان انسداد وجود دارد. در بسیاری از موارد، سیستم فلش بهترین راه حل برای حل این مشکل است. بخار مصرف نشده در قسمت بالایی مخزن متراکم شده و گرما به بقیه فرآیند بازیابی می‌شود. چنین طرحی با موفقیت در کارخانه تقطیر ویلیام گرانت در گیروان اسکاتلند با مساعدت یک کمک هزینه از وزارت انرژی به نمایش گذاشته شد. از گرمای بازیابی شده برای گرم کردن آب مورد استفاده در فرآیند پخت و پز استفاده شد و میزان گرمایش بخار مورد نیاز را کاهش داد.

با این حال، در یک سیستم فلش، انرژی در یک سطح دمایی پایین بازیابی می‌شود. در مقابل، اگر در یک مبدل حرارتی بازیابی شود، گرما در محدوده‌ای از دما آزاد می‌شود. سؤال این است، این مسئله چگونه بر مصرف انرژی کلی فرآیند تأثیر می‌گذارد؟ در اینجا می‌توان از آنالیز تغییر فرآیند نیز برای یافتن پاسخ استفاده کرد. برای یک فرآیند شامل یک جریان دوغاب گرم بین ۱۴۰ °C و ۸۰ °C (دماهای شیفت یافته)، به GCC در شکل (۶-۲۳) (الف) نگاه کنید. این جریان از بررسی به جهت دستیابی به فرآیند محیط بیرون برده می‌شود و این امر همان‌طور که در شکل (۶-۲۳) (ب) نشان داده شده است، شکل دیگری از GCC انشعابی را ارائه می‌دهد. مشاهده می‌شود که می‌توان تمام گرمای حاصل از این جریان را در این فرآیند بازیابی کرد. یوتیلتی گرم مورد نیاز، ۰/۴ مگاوات است.

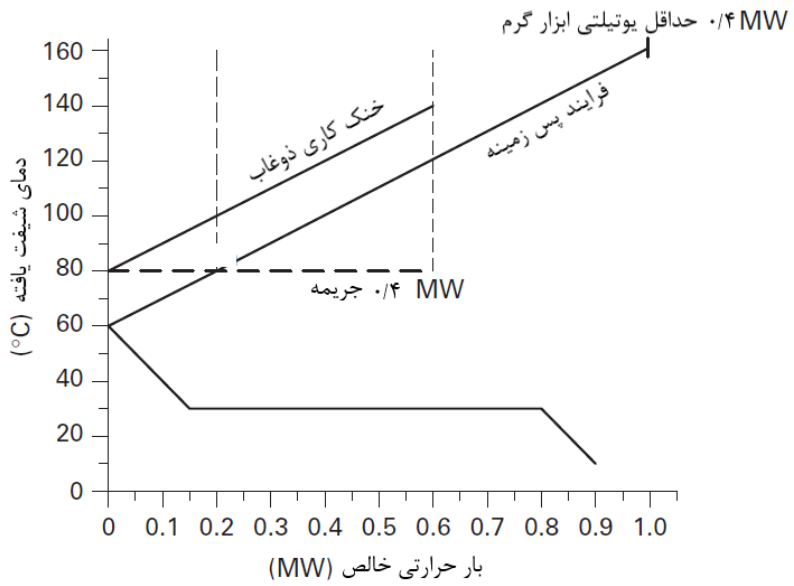
حالا بگذارید تصور کنیم که به جای آن، جریان را فلش می‌کنیم. همان مقدار گرما از بخار چگالشی بازیابی می‌شود، اما در یک دمای واحد؛ بنابراین می‌توان آن را با خط افقی در شکل

(۶-۲۳) (ب) نشان داد. واضح است که این حالت کاملاً بالای GCC قرار ندارد و بنابراین، مقداری از گرما هدر خواهد رفت. بنابراین فلش باعث ایجاد جریمه انرژی ۰/۴ مگاواتی شده است و همان‌طور که در شکل (۶-۲۳) (ج) مشاهده می‌شود، میزان مصرف یوتیلتی گرم کلی، دو برابر یعنی ۰/۸ مگاوات خواهد شد. اگر فلش در دمای بالاتری انجام شود، خط افقی بالاتر از GCC فرآیند قرار می‌گیرد. با تبادل حرارت می‌توان باقیمانده گرما را بازیابی کرد.

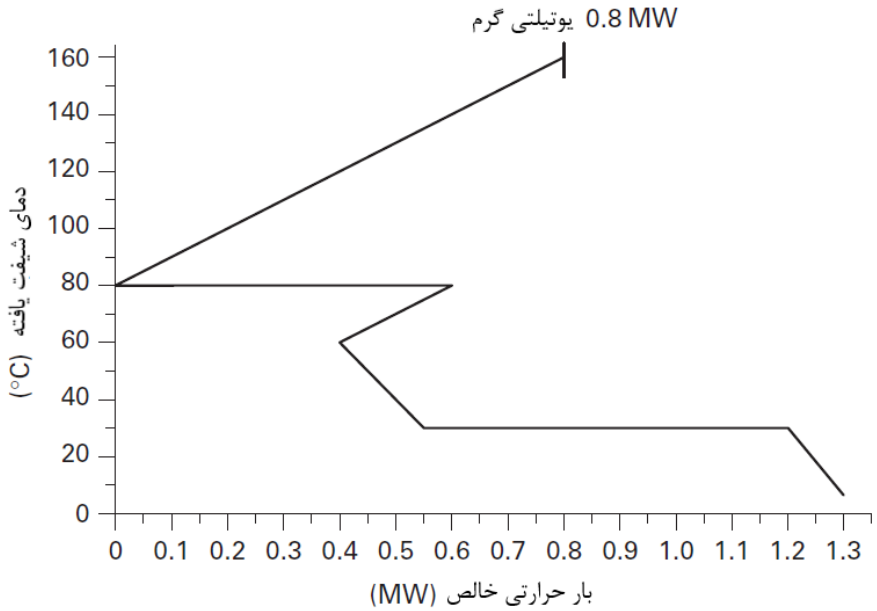
این کار دو عیب دارد. اول، یک مبدل حرارتی حاوی دوغاب مورد نیاز است. دوم، مایع کمتری با فلش از دوغاب خارج می‌شود و این اغلب به دلایل مربوط به فرآیند نامطلوب است. جریان‌های پایین دست بزرگ تر خواهند بود و در بسیاری از موارد، از فلش به طور عمدی برای خارج کردن آب از دوغاب استفاده می‌شود؛ در غیر این صورت، به یک تبخیرکننده نیاز خواهد بود. راه حل این است که یک فلش چند مرحله ای را جایگزین کنید، با این کار همان جداسازی کامل یک فلش منفرد حاصل می‌شود اما گرما را در طیف وسیعی از دماها بازیابی می‌کند. علاوه بر این، یک ساختار ساده در GCC نشان می دهد که چند مرحله در سیستم مورد نیاز است. این مورد در شکل (۶-۲۴) نشان داده شده است. دیده می‌شود که یک سیستم دو مرحله‌ای هنوز جریمه انرژی ۰/۲ مگاواتی دارد (به‌طور کلی ۰/۶ مگاوات از یوتیلتی گرم به دست می‌آید)، اما یک سیستم سه مرحله‌ای کاملاً بالاتر از GCC فرآیند محیط خواهد بود.


0.4 MW یوتیلتی گرم
دمای شیفت یافته (°C)
160
140
120
100
80
60
40
20
0
0 0.1 0.2 0.3 0.4 0.5 0.6 0.7 0.8 0.9 1.0
بار حرارتی خالص(MW)

الف)

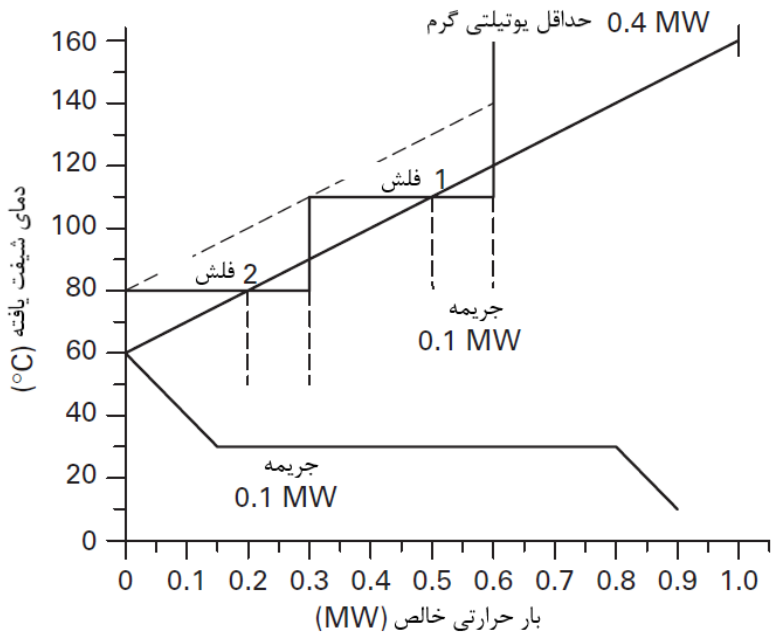

۰/۴ MW حداقل یوتیلتی ابزار گرم
خنک کاری ذوغاب
فرایند پس زمینه
۰/۴ MW جریمه
دمای شیفت یافته (°C)
160
140
120
100
80
60
40
20
0
0 0.1 0.2 0.3 0.4 0.5 0.6 0.7 0.8 0.9 1.0
بار حرارتی خالص (MW)

ب)

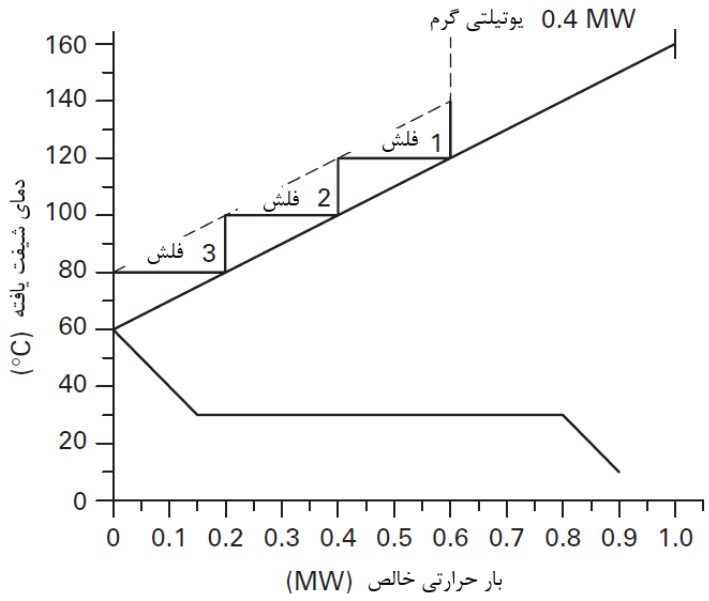


ج)

شکل ۶-۲۳: GCCهای گراند و انشعابی برای سیستم دوغابی



الف)



ب)

شکل ۶-۲۴: بهینه سازی یک سیستم فلش برای بازیابی گرما

نتیجه چیست؟ همانند تبخیرکننده، دقیقاً به میزان لازم از جداسازی دست یافته‌ایم. ما همچنین اطمینان حاصل کرده ایم که هیچ جریمه انرژی در مقایسه با استفاده از تبادل حرارتی معمولی وجود ندارد. این آنالیز راحت و سریع به ما گفته است که چند مرحله برای رسیدن به این هدف نیاز داریم.

اگرچه سیستم فلش به صورت یک مثلث رسم شده نشان داده شده است، اما این واقعاً یک بار حرارتی نامتعادل است و بنابراین شبیه به یک سیستم راکتور یا یک یوتیلتی است.

۶-۵-۳- خشک کردن مواد جامد

در خشک کن‌ها، رطوبت موجود در جامد تبخیر می‌شود؛ بار گرمای نهان باید تأمین شود. به‌طور معمول با در نظر گرفتن ۱۰ تا ۲۰٪ از کل مصرف انرژی صنعتی برای بسیاری از کشورهای توسعه یافته، این امر خشک کردن را یک عملیات واحد بسیار پرانرژی نشان می-دهد.

تقریباً همه خشک کن‌ها از هوا به عنوان گاز حامل و از آب به عنوان حلال برای تبخیر استفاده می‌کنند. نیاز به گرمای زیاد خشک کن‌ها، تقریباً به طور کامل ناشی از گرمای نهان تبخیر آب است. بیشتر گرمای وارد شده به خشک کن به عنوان گرمای نهان بخار موجود در گاز خروجی ظاهر می‌شود که تنها با چگالش بخار آب حاصل از خروجی، قابل بازیابی است. اما، رطوبت اشباع تقریباً به طور نمایی با دما افزایش می‌یابد، نقطه شبنم هوای خروجی به طور کلی ۵۰°C یا پایین‌تر است. این بسیار نادر است که این دما بالاتر از پینچ فرآیند باشد و بنابراین گرما باید هدر رود. از این رو معمول است که با بازیابی بخش کوچکی از گرما به عنوان گرمای محسوس، خروجی خشک کن را از طریق یک دودکش خالی کنید.

کمپ (۲۰۰۵) هفت روش سازگار با بینش‌های آنالیز پینچ برای کاهش مصرف انرژی خشک کن‌ها ارائه می‌دهد:

۱. کاهش انرژی درونی مورد نیاز برای خشک کردن، به عنوان مثال با آب‌زدایی خوراک.
۲. افزایش راندمان خشک کن، با کاهش تلفات گرما، جریان هوای کل یا زمان‌های سیستم ناپیوسته.
۳. بازیابی گرما در سیستم خشک کن، بین جریان‌های گرم و سرد.
۴. تبادل حرارت بین خشک کن و فرآیندهای اطراف آن.

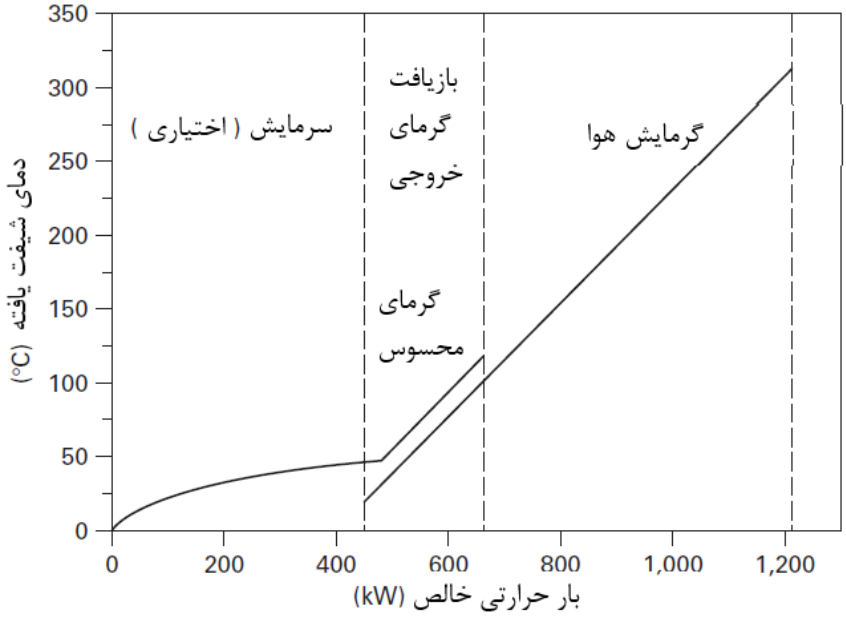
۵. استفاده از منابع حرارتی درجه پایین و کم هزینه برای تأمین نیاز به گرما.
۶. حرارت و توان ترکیبی؛ تولید همزمان برق با تأمین نیاز گرما به خشک کن.
۷. استفاده از پمپ‌های حرارتی برای بازیابی گرمای هدر رفته به منظور تأمین گرمایش خشک کن.

روش‌های ۱ و ۲ را می‌توان به عنوان روش‌های کاهش مستقیم وظیفه گرمای خشک کن (یعنی تغییر فرآیند) طبقه بندی کرد، روش‌های ۳ و ۴ از بازیابی گرما استفاده می‌کنند تا اهداف انرژی را کاهش دهند و روش‌های ۵، ۶ و ۷ هزینه یوتیلتی‌ها یا نیاز انرژی اولیه را کاهش می‌دهند.

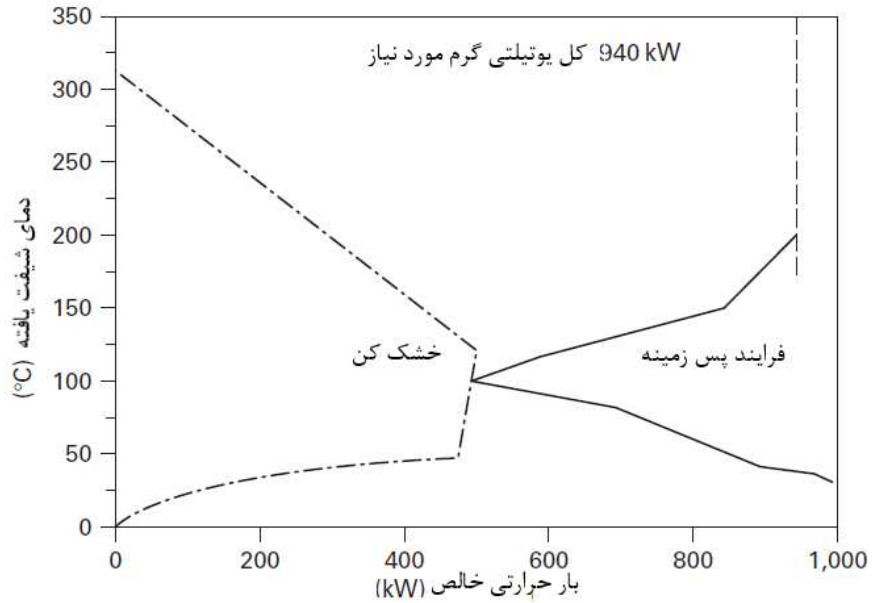
تامین گرمای بیشتر خشک کن‌ها به صورت هوای گرم است. هوای محیط در یک کوره با سوخت مستقیم یا غیرمستقیم به داخل کشیده و گرم می‌شود. بنابراین، بار گرمای خشک کن به صورت یک خط شیب‌دار ترسیم می‌شود.

منحنی‌های ترکیبی برای خشک کن معمولی در شکل (۶-۲۵) نشان داده شده است. مشخص است که محدوده بازیابی گرما در سیستم اصلی، محدود است. مقداری از گرما را می‌توان از خروجی خشک کن تا هوای خوراک سرد بازیابی کرد. معمولاً این تنها بخش کمی از گرمای موجود است، اما با این وجود صرفه‌جویی در هزینه واقعی می‌تواند قابل توجه باشد، زیرا خشک کن‌ها بسیار پرانرژی هستند.

دوباره GCC انشعابی وسیله مؤثری برای تجسم سیستم است. شکل (۶-۲۶) GCC انشعابی را برای یک فرآیند حاوی خشک کن نشان می‌دهد؛ جریان سرد اصلی، هوا است که تا ۳۲۰ °C گرم می‌شود و جریان گرم، گرمای موجود ناشی از گاز خروجی است که به طور عمده به صورت چگالش بخار در زیر نقطه شبنم، یعنی ۴۷ °C است. این با یک فرآیند محیط معمولی با یک پینچ موجود در ۱۰۰ °C مطابقت دارد.



شکل ۶-۲۵: منحنی‌های ترکیبی برای یک خشک کن معمولی



شکل ۶-۲۶: GCC انشعابی برای فرآیند خشک کن

واضح است که خشک کن از طریق پینچ در حال کار کردن است؛ خیلی مشخص نیست که چه کاری را در مورد آن می‌توان انجام داد. تنها گزینه‌ها عبارتند از:

(الف) دمایی را که در آن خشک کن نیاز به گرما دارد، کاهش دهید.

(ب) دمایی را بالا ببرید که در آن جریان خروجی خشک کن، گرما را آزاد می‌کند.

اولین مورد را می‌توان با استفاده از خشک کن با دمای پایین به دست آورد که گرما را در پایین پینچ به صورت هوای گرم یا آب گرم استخراج می‌کند. نیروهای محرکه کاهش یافته دما به طور معمول باعث افزایش عظیمی در اندازه و هزینه سرمایه خشک کن می‌شود. اما اگر یک خشک کن پاششی (به عنوان مثال، یک خشک کن بستر سیال یا خشک کن دوار آبشاری) جایگزین یک خشک کن لایه‌ای شود (به عنوان مثال یک آون یا واحد سینی)، ضرایب انتقال حرارت بسیار افزایش یافته ممکن است خشک کردن با دمای پایین را با یک واحد کوچک فراهم کند. هوای گرم مستقیماً به خشک کن تغذیه می‌شود؛ آب گرم می‌تواند آن را به‌طور غیرمستقیم از طریق کویل‌های داخلی گرم کند. از طرف دیگر، قدری پیش گرم کردن مواد جامد خوراک مرطوب ممکن است در یک پیش خشک کن انجام شود که در گرمای هدر رفته پایین پینچ کار می‌کند. این کار مزایای ویژه ای برای مواد چسبناک یا حساس به دما دارد.

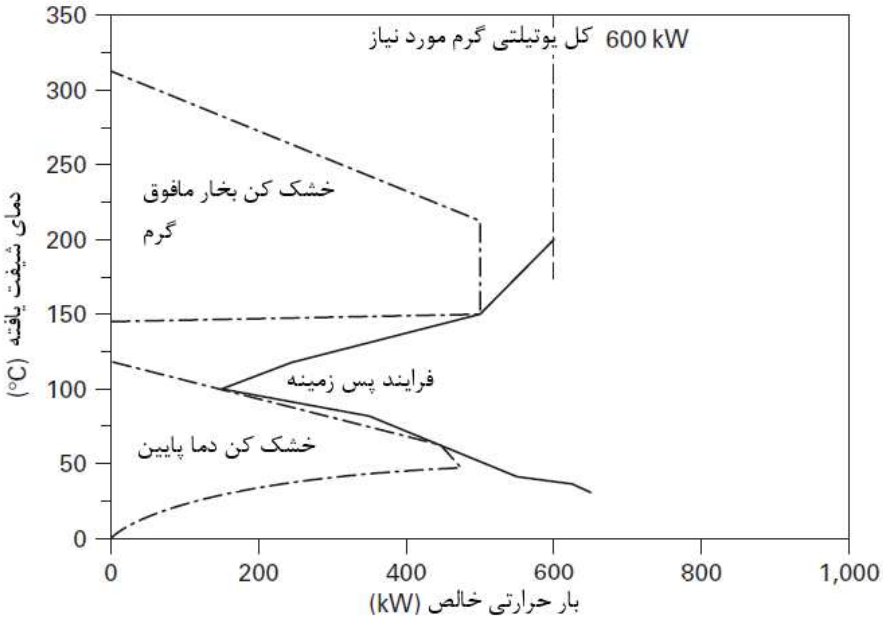
گزینه دوم با خشک کن‌های هوای معمولی، تقریباً غیرممکن است، زیرا نقطه شبنم نمی‌تواند به‌طور چشمگیری تغییر کند. بازیافت گازهای خروجی و افزایش رطوبت، باعث افزایش نقطه شبنم می‌شود؛ اما این امر ممکن است بر روی خشک شدن تأثیر معکوس بگذارد. در هر صورت هیچ حرارتی را نمی‌توان بالاتر از نقطه جوش، ۱۰۰ °C، بازیابی کرد، مگر این که کل سیستم تحت فشار بالایی قرار گیرد – یک گزینه بسیار پرهزینه. با این حال، در بعضی موارد از ترانسفورماتور گرما (به فصل ۵ مراجعه کنید) برای جذب رطوبت از گازهای خروجی و بازیابی مقداری از گرمای آن استفاده شده است.

اگر در عوض، از حالت مافوق گرم حلالی که درحال تبخیر است، به عنوان گاز حامل به جای هوا استفاده شود، تصویر بسیار متفاوتی ظاهر می‌شود. پس از آن، بخار بازیابی شده می‌تواند در دمای بالا، بالاتر از پینچ متراکم شود. متداول‌ترین حالت، خشک کردن بخار مافوق گرم است که همچنین از مزیت ضریب انتقال حرارت بهتر بین بخار و مواد جامد نسبت به هوا برخوردار است. بخار دوباره به جریان درآمده و مجدداً گرم می‌شود؛ هواگیری برابر با

سرعت تبخیر لازم است و این بخار را می‌توان به‌طور قابل توجهی بالاتر از ۱۰۰ °C متراکم کرد تا گرمای مفیدی به دست آید. خشک کردن بخار مافوق گرم قبلاً به دلیل انتقال حرارت یا ایمنی مورد حمایت قرار گرفته است، اما به وضوح دارای مزایایی در زمینه انرژی نیز است. اشکال اصلی این است که یک بادبزن (پنکه) بزرگ برای گردش مجدد بخار مورد نیاز است و مصرف برق آن می‌تواند صرفه‌جویی حاصل از بازیابی گرما را از بین ببرد. یک راه حل جالب برای این مشکل، خشک کن بدون هوا (استابینگ ۱۹۹۳) است که در آن از هیچ‌گونه گردش مجدد گاز استفاده نمی‌شود؛ آبی که از مواد جامد در مراحل اولیه خشک کردن خارج می‌شود، هوا را از سیستم بیرون می‌کشد تا هوای بخار مافوق گرم ایجاد شود. شکل (۶-۲۷) GCC انشعابی را برای خشک کن‌های بخار با دمای پایین و مافوق گرم نشان می‌دهد.

اگر این گزینه‌ها امکان‌پذیر نباشد، کاهش مصرف انرژی یک خشک کن با استفاده از فناوری پینچ بسیار دشوار است. اما، با استفاده از یک سیستم تولید همزمان، می‌توان هزینه خالص تأمین گرما را کاهش داد؛ خروجی حاصل از یک توربین گازی یا یک موتور رفت و برگشتی به اندازه کافی گرم است که تقریباً هر خشک کن با گاز گرم را تأمین کند. با اضافه کردن یک مقدار متغیر از هوای رقیق خنک، دمای ورودی دقیق به راحتی کنترل می‌شود. محدودیت‌های اصلی چنین سیستمی، هزینه سرمایه و پاکی گازهای خروجی است؛ توربین-های گازی و موتورهای گازی از نظر مورد دوم قابل قبول‌تر از موتورهای دیزلی هستند.

پمپ‌های حرارتی می‌تواند یک گزینه باشد. برای بسیاری از خشک کن‌ها، افزایش دما خیلی بالاست. با این حال، برای خشک کن‌هایی که از یک بازیافت هوای وسیع، همراه با افزایش کم دما استفاده می‌کنند، از جمله بسیاری از خشک کن‌های مواد غذایی و کشاورزی، پمپاژ گرما ممکن است اقتصادی باشد.



شکل ۶-۲۷: ترکیبی گراند انشعابی برای تنظیمات خشک کن با انرژی مؤثر

۶-۵-۴- سایر روش‌های جداسازی

سایر سیستم‌های جداسازی به عوامل جداسازی جرم متکی هستند، به عنوان مثال استخراج حلال. یکپارچه‌سازی فرآیند معمولاً در طراحی این سیستم‌ها تأثیری نمی‌گذارد. با این حال، اگر عامل جداکننده جرم از نظر حرارتی احیا شود، به عنوان مثال توسط یک سیستم بازیابی حلال، این بخش می‌تواند با بقیه فرآیند ادغام شود.

۶-۶- کاربرد مطالعه موردی فرآیند تقطیر مواد آلی

۶-۶-۱- شناسایی تغییرات احتمالی فرآیند

آیا با توصیف دامنه تغییرات احتمالی فرآیند، آیا می‌توانیم هر یک از آن‌ها را برای مطالعه موردی خود استفاده کنیم؟ این مورد به نظر می‌رسد که یک فرآیند ساده همراه با تنها تعداد کمی جریان باشد، بنابراین، مطمئناً هیچ چیز ممکن نیست؟ با این وجود، اگر ما یک «ایده-پردازی گروهی» را برای احتمالات انجام دهیم، ممکن است از تعدادی که مطرح می‌شود

متعجب شویم. خواننده ممکن است دوست داشته باشد که این کار را قبل از ادامه کار خود امتحان کند.

در روش‌های ایده پردازی گروهی، ما در ابتدا تمام احتمالاتی را که به ذهن می‌رسد، لیست می‌کنیم، خواه به نظر ممکن باشد یا حتی دور از عقل. ایده‌های «عجیب و غریب» نباید سرکوب شوند؛ آن‌ها ممکن است محرک برای سایر موارد واقع‌بینانه‌تر باشند. هنگامی که طیف مناسبی از ایده‌ها جمع آوری شده است، آن‌گاه ما آن‌ها را در یک محدوده معقول محدود کرده، آن‌ها را ارزیابی و رتبه بندی می‌کنیم.

برخی از احتمالاتی که در اینجا می توان در نظر گرفت عبارتند از:

(الف) برای بازیابی گرمای بیشتر، به ویژه در بالای نقطه فشار، مقداری از جریان‌های گرم را پایین بیاورید تا دماهای پایین تری داشته باشید.

(ب) دما و فشار ستون تقطیر را برای بهبود ادغام تغییر دهید.

(پ) ریبویلرها و کندانسورهای میانی را به ستون‌های تقطیر اضافه کنید یا ستون‌های دیواری تقسیم‌شده را در نظر بگیرید.

(ت) با دادن یک جریان سرد جدید در دمای پایین‌تر، مقداری بخار را از جریان‌های نفت خام در طول گرم کردن حذف کنید.

(ث) در کل، از انجام برخی کارهای گرمایش و سرمایش خودداری کنید، به عنوان مثال، به دنبال جریان‌هایی باشید که خنک می‌شوند و دوباره گرم می‌شوند، یا برعکس.

در مورد (الف)، ما می‌توانیم گرما را از جریان‌های قیر و موم در واحد تقطیر خلاء بازیابی کنیم. آن‌ها بسیار بالاتر از پینچ و GCC هستند، بنابراین این کار می‌تواند به‌طور مستقیم اهداف یوتیلتی گرم را کاهش دهد؛ خنک‌سازی به اندازه ۵۰°C، ۶۲/۵ kW گرما را از موم و ۱۸۷/۵ kW را از قیر را بازیابی می‌کند. با این وجود، محصول نهایی، لزج‌تر و پمپاژ آن، مشکل‌تر خواهد بود و با اختصاص و مبدل‌های حرارتی بزرگ، ضرایب انتقال حرارت بسیار ضعیف خواهد بود. رسوب گذاری نیز یک مشکل جدی خواهد بود و تمیز کردن به‌طور منظم، مورد نیاز است. بعید است که بازیابی گرما تحت این شرایط، اقتصادی باشد، خصوصاً برای این مقادیر بسیار متوسط.

ما فواید تغییرات موارد (ب) و (پ) را در اوایل فصل مشاهده کردیم. با این حال، در اینجا، برای دو ستونی که در دماهای مشابهی کار می‌کنند، جابجایی یکی بالاتر از دیگری دشوار

خواهد بود. با جابجایی برخی از بارهای بالاسری در بالای پینچ، یک کندانسور میانی یا یک جریان پمپ به صورت چرخشی ممکن است در ستون اتمسفری در نظر گرفته شود (در واقع، بازیافت نفت سنگین در حال حاضر، یک جابجایی را در ستون خلاء فراهم می‌کند). به نظر می‌رسد که این یک راه حل با سرمایه زیاد است که شامل اصلاحات اصلی ستون و تأثیرگذاری بر جداسازی است.

گزینه (ت) شامل جایگزینی فلش خوراک نفت خام خلاء پس از کوره با فلش دما پایین، و به دنبال آن با گرم کردن مایع با دمای پایین‌تر تحت خلاء است. سپس، خوراک در دماهای پایین‌تر تحت تبخیر جزئی قرار می‌گیرد، اگرچه برای حمل بخار، لوله‌هایی با قطر بزرگ تر لازم است و جریان‌های دو فازی بخار/ مایع دارای برخی از مشکلات حمل و نقل هستند. آیا سود باارزشی وجود دارد؟ برای فهمیدن آن، ما یک محاسبه فلش را انجام می‌دهیم که نشان می‌دهد دمای نفت خام خلاء از ۱۵۵ °C به ۱۲۵ °C، مطابق با فشار ستون کاهش می‌یابد و سپس تخمین می‌زنیم که به تدریج خوراک جدید را تا ۲۹۰ °C گرم می‌کنیم؛ بار حرارتی کل باید مانند قبل باشد. اکنون دوباره کل واحد تقطیر نفت خام (CDU) و واحد تقطیر خلاء (VDU) را به طور جداگانه هدف‌گذاری کرده و با قبل مقایسه می‌کنیم. با توجه به نگرانی خود دریافتیم که صرفه‌جویی در مصرف انرژی برای VDU، فقط ۶۰ kW و برای کارخانه‌های ترکیبی، صفر است - خوراک خلاء همچنان بالاتر از دمای کلی پینچ است و فقط مقدار کمی از جریان نفت سنگین در دمای به اندازه کافی بالا قرار دارد تا آن را گرم کند. بنابراین، هیچ محرکی برای تعویض سیستم فعلی با یک فلش قبل از کوره وجود ندارد. ملاحظات مشابهی برای اصلاح فلش در واحد اتمسفری به وجود می‌آید. جایگزینی سیستم‌های فلش با ریبویلرهای معمولی، یک احتمال عکس خواهد بود؛ این کار نباید در این حالت باعث ایجاد جریمه انرژی شود، اما هیچ فایده آشکاری از جایگزینی سیستم فعلی وجود ندارد.

سرانجام، در گزینه (ث)، ما به دنبال موقعیت‌هایی هستیم مانند جریان‌هایی که خنک شده، جداسازی می‌شوند و مجدداً گرم می‌شوند، جایی که جداسازی در دمایی متفاوت ممکن است موجب صرفه‌جویی در انرژی شود. بالاسری و بازیافت نفت سبک با این ترکیب‌بندی متناسب است، بنابراین یک تغییر در دمای جداکننده یا یک بازگرمایش جزئی نفت سبک با گرمای پایین پینچ را می‌توان در نظر گرفت، اگرچه این کار بار دیگر می‌تواند بر شرایط ستون داخلی و جداسازی تأثیر بگذارد. با این حال، هنگامی که واحدهای اتمسفری و نفت خام با

هم در حال فعالیت هستند، فرصت دیگری از این نوع قابل مشاهده است. جریان‌های پایینی خنک شده و بعداً به عنوان نفت خام خلاء مجدداً گرم می‌شوند. حذف این امر باعث می‌شود که یک کار عمده سرمایشی و گرمایشی از بین برود و حتی شامل تغییر هرگونه جداسازی هم نشود! ۱۰۳۰ kW گرمای جریان‌های پایینی که در حال حاضر به درون آب خنک‌کننده منتقل می‌شود و در نظر داشتیم که آن را برای گرم کردن خوراک خام بازیابی کنیم، حفظ می‌شود و بار مستقیم را در کوره واحد خلاء کاهش می‌دهد. این کار حتی به یک مبدل حرارتی جدید نیاز ندارد، فقط شبکه لوله کشی جدید لازم است!

از میان گزینه‌های مختلف تغییر فرآیند، این مورد آخر به وضوح امیدوار کننده‌ترین است و مستحق ارزیابی دقیق‌تری است.

۶-۶-۲- حذف جریان‌های پایینی رها شده: آنالیز دقیق

ما باید اهداف را ایجاد کرده و یک شبکه مبدل حرارتی عملی را برای این گزینه توسعه دهیم. تغییر فرآیند، داده‌های جریان را با از بین بردن جریان پایینی (۲۵۸°C-۱۵۵) و تغییر دمای ورودی نفت خام خلاء تغییر می‌دهد. هر دو دارای CP = 1 kW/K هستند. ما همان افت دمای ۳ °C را از طریق اتلاف گرما بین جریان‌های باقیمانده و نفت خام خلاء همان‌طور که در حال حاضر است، فرض می‌کنیم، بنابراین نفت خام خلاء به جای۱۵۲ °C، در ۲۵۵ °C وارد کوره شده و در دمای ۳۱۹ °C از آن خارج می‌شود. بنابراین ما یک جریان گرم kW ۱۰۳۰ ی را حذف کرده ایم و یک جریان سرد را به اندازه ۱۰۳۰ kW کاهش می‌دهیم. هدف‌گذاری مجدد نشان می‌دهد که پینچ مانند قبل از دمای ۱۲۳ °C باقی می‌ماند و اهداف یوتیلتی گرم و سرد در مقایسه با کارخانه‌های ترکیبی بدون تغییر می‌مانند. این منطقی است؛ جریان‌های گرم و سرد حذف شده، هر دو کاملاً بالاتر از پینچ بودند. با این حال، تبادل حرارت نیز به اندازه ۱۰۳۰ kW کاهش می‌یابد، همان‌طور که مصرف انرژی موجود است (جدول ۶-۱).

جدول ۶-۱- اهداف با تغییر فرآیند، حذف جریان‌های پایینی رها شده

موقعیت	واحد گرمایشی فعلی (kW)	بازیابی گرمای فعلی (kW)	هدف واحد گرم (kW)	ذخیره گرمای بالقوه (٪)	هدف واحد سرد (kW)	بازیابی گرمای هدف (kW)
واحدهای فعلی جداگانه	۸۵۰۰	۱۶۴۰	۶۴۳۵	۲۴/۳	۲۳۴۵	۳۷۰۵
واحدهای فعلی ترکیبی	۸۵۰۰	۱۶۴۰	۶۰۸۵	۲۸/۴	۱۹۹۵	۴۰۵۵
ترکیبی با تغییر فرآیند	۷۴۷۰	۱۶۴۰	۶۰۸۵	۱۸/۵	۱۹۹۵	۳۰۲۵

سپس، ما یک شبکه مبدل حرارتی احتمالی را در نظر می‌گیریم. دو جریان گرم در بالای پینچ وجود دارند - نفت میانی و نفت سنگین - و تنها یک جریان سرد، خوراک خام ستون اتمسفری. بنابراین، طراحی حداکثر بازیابی انرژی (MER) تنها در صورتی حاصل می‌شود که جریان سرد در بالای پینچ تقسیم شود و شبکه موجود در شکل (۶-۲۸) (الف) به دست آید.

اما هنگامی که کارخانه‌ها به‌طور جداگانه فعالیت می‌کنند، شبکه MER براساس شکل (۴-۴۱)، همان شکل (۶-۲۸) (ب) خواهد بود. بنابراین ما یک حالت پایه دوگانه داریم.

شبکه‌ها در پایین پینچ یکسان هستند، با مبدل بالاسری- خوراک خام بزرگ E1. مبدل خوراک نفت میانی - نفت خام E2 برای هر دو گزینه مشترک است. تفاوت در این است که خوراک نفت خام نیز با نفت سنگین در واحدهای ترکیبی جفت می‌شود و ۳۵۰ kW صرفه-جویی می‌کند و هنگام جفت شدن با باقیمانده جریان پایینی در واحدهای جداگانه، kW ۱۰۳۰ صرفه‌جویی می‌کند. این گزینه‌ها متناقض نیستند، اما اقتصاد آن‌ها به الگوی عملیاتی برنامه‌ریزی شده وابستگی زیادی خواهد داشت، زیرا هرکدام فقط برای بخشی از کل ساعات عملیاتی کارخانه کار می‌کنند؛ صرفه‌جویی پیش‌بینی شده در مصرف انرژی به نسبت زمانی که مبدل مورد استفاده قرار نمی‌گیرد، کاهش می‌یابد و زمان بازپرداخت افزایش می‌یابد.

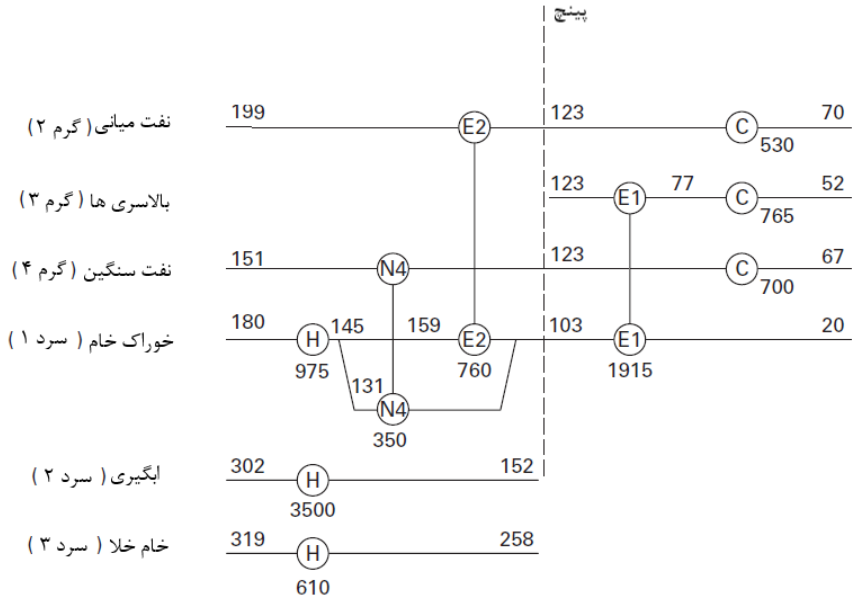
به‌طور ویژه، اگر کارخانه‌ها به‌طور عادی با هم کار کنند، توجیه وجود مبدل بین باقیمانده و خوراک نفت خام، عملاً از بین می‌رود.

در مقایسه با فرآیند موجود، جلوگیری از جریان‌های پایینی از کار افتاده و گرم شدن مجدد، ۱۰۳۰ kW گرما را بدون نیاز به مبدل اضافی صرفه‌جویی می‌کند. این مسئله، یک بحث بسیار قاطع‌تر برای پیوند دو کارخانه نسبت به ۳۵۰ kW بازیابی شده توسط مبدل حرارتی نفت سنگین - خوراک نفت خام فراهم می‌کند که در بخش (۴-۹-۲) مشخص شده است (اگرچه این دو پروژه می‌توانند جمع پذیر باشند). از آنجایی که هزینه لوله‌کشی اضافی اندک است، این پروژه زمان بازپرداخت بسیار کوتاهی خواهد داشت، شاید فقط یک یا دو ماه - که از هر یک از پروژه‌های بازیابی گرما که در بخش (۴-۹) بیان شده است، بهتر است.

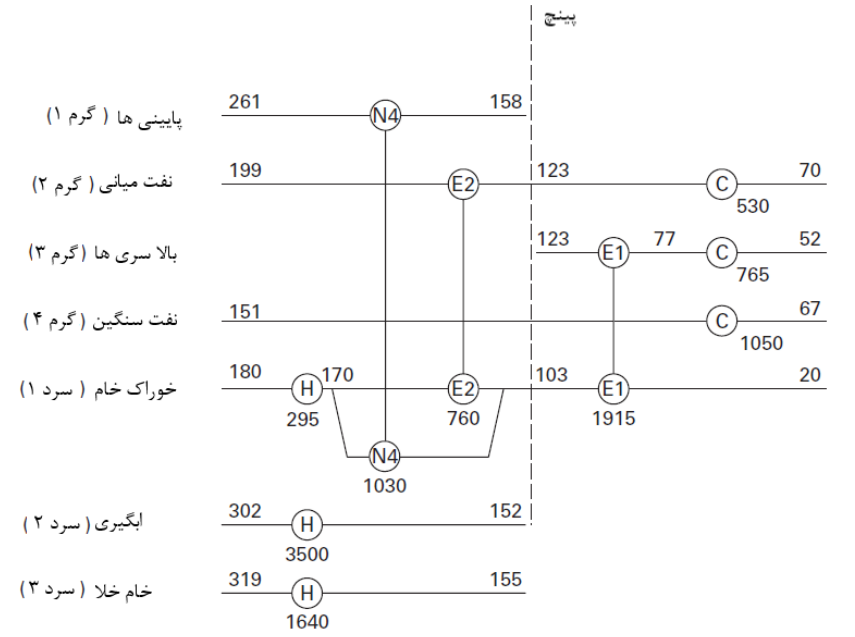
ما باید موارد جایگزینی را در نظر بگیریم که کارخانه‌ها با هم کار می‌کنند و یا یکی از آن‌ها به تنهایی کار می‌کند؛ هر سه موقعیت باید عملیاتی شوند. تهیه مبدل‌ها، هیترها و کولرهای جداگانه برای هر وضعیت، گران‌قیمت خواهد بود. با این حال، با کمی نبوغ، می‌توانیم مبدل‌های چند منظوره را در نظر بگیریم که برای کارهای مختلف در موقعیت‌های مختلف مورد استفاده قرار می‌گیرند. دو گزینه وجود دارد:

(الف) هنگامی که کارخانه‌ها به‌طور جداگانه کار می‌کنند، از یک مبدل حرارتی فرآیند به فرآیند، به عنوان هیتر یا کولر استفاده کنید.

(ب) هنگامی که کارخانه‌ها به‌طور جداگانه فعالیت می‌کنند، از یک مبدل فرآیند به فرآیند، با جریان فرآیندی متفاوت استفاده کنید.



الف)



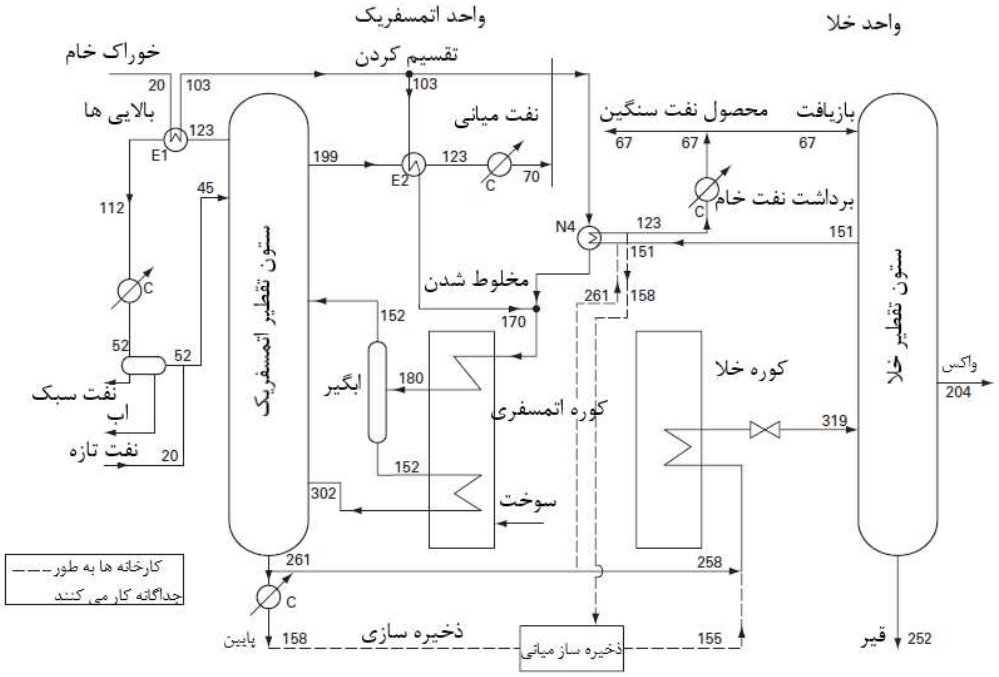
ب)

شکل ۶-۲۸: شبکه‌های MER با تغییر فرآیند برای کارخانه‌های ترکیبی و جداگانه

مورد (الف) ممکن است با مشکلات سازگاری روبه‌رو شود. آب خنک‌کننده و بخار اغلب می‌توانند با جریان‌های آبی جایگزین شوند، اما اگر سیال فرآیند یک هیدروکربن باشد، انتقال آلودگی رخ می‌دهد. در مقابل، در مورد (ب) اگر سیال‌های فرآیند جایگزین ناسازگار باشند، استفاده از مبدل چند منظوره یک گزینه نیست؛ اما اگر، مانند اینجا، آن‌ها فقط کسرهای مختلفی از همان مخلوط باشند، در آنجا نباید هیچ مشکلی ایجاد کند.

بنابراین می‌توان موارد زیر را در نظر داشت. یک انشعاب جریان جدید به جریان خوراک خام اضافه کنید که یک مبدل جدید N4 روی آن قرار دارد. هنگامی که این دو کارخانه با هم کار می‌کنند، جریان گرم برای N4، نفت سنگین حاصل از کارخانه خوراک خام خلاء است. هنگامی که واحد اتمسفری به تنهایی کار می‌کند، از جریان‌های پایینی به عنوان جریان گرم استفاده می‌شود. دو جریان گرم جانبی با هم سازگار هستند. بدیهی است که این دو جفت وظایف متفاوتی دارند و اندازه مبدل می‌تواند یک حد وسط باشد یا اندازه آن برای یک وظیفه تعیین شود که در این صورت، این اندازه در وظیفه دیگر به خوبی عمل نمی‌کند. مقایسه سریع $Q/\Delta T$ نشان می‌دهد که جفت شدن جریان پایینی، وظیفه سنگین‌تری است (۲۰ kW/K در برابر ۱۶/۹ kW/K). با فرض این که کارخانه‌ها به‌طور معمول با هم کار کنند، اگر اندازه مبدل N4 را برای کار عادی و کوچکتر از نفت سنگین تعیین کنیم، متوجه می‌شویم که با این کار ۹۵۰ kW در وظیفه جریان پایینی بازیابی می‌شود که از حداکثر رقم، kW ۱۰۳۰ خیلی کمتر نیست. طرح‌واره به دست آمده در شکل (۶-۲۹) نشان داده شده است.

کولر و کوره خلاء نفت سنگین در اندازه‌های موجود خود باقی می‌مانند و هنگامی که کارخانه‌ها با هم کار می‌کنند، برای انجام وظایف جدیدشان بزرگ تر از حد معمول خواهند شد، اما هنوز هم لازم است که در طول عملیات جداسازی مانند قبل عمل کنند.



شکل ۶-۲۹: طرح‌واره با تغییر فرآیند و پرداختی (تخفیف) برای عملکرد جداگانه کارخانه‌ها

کولر پایینی برای عملیات همزمان لازم نخواهد بود و در صورت نصب مبدل N4 به عنوان مبدل دومنظوره، برای عملیات جداگانه بزرگ تر می‌شود. از لحاظ تئوری اگر سیال سرد جانبی با مواد سازگار باشد، می‌توان دوباره از آن برای وظیفه جدیدی استفاده کرد (که قبلاً برای وظیفه آب خنک‌کننده انتخاب شده بودند). با این وجود، احتمالاً ترجیح داده می‌شود که آن را به عنوان یک کولر اضطراری نگه دارید و یک مبدل حرارتی طراحی شده جدید خریداری کنید.

۶-۶-۳- ارزیابی اقتصادی

گزینه‌های مختلف به دست آمده از طراحی شبکه و بهینه‌سازی موجود در بخش (۴-۹) و همچنین در اینجا را می‌توان برای ارزیابی کلی ترکیب کرد. یکی از راه‌های انجام این کار، لیست کردن تمام گزینه‌های ممکن پروژه، مانند جدول (۶-۲) است. اما با وجود چندین گزینه مختلف برای شبکه‌های مبدل حرارتی که هر یک از آن‌ها را می‌توان با یا بدون تغییر

فرآیند در نظر گرفت، این کار تا حدی سنگین و خسته‌کننده است. با این وجود مشاهده می‌شود که پروژه‌های بخش پایین جدول، از جمله تغییر فرآیند، بازپرداخت‌های کمتری را نسبت به پروژه‌های مربوطه بدون تغییر فرآیند (که معمولاً مبدل جدید N3 را شامل می‌شود) به دست می‌دهند. فرض می‌شود که ترتیب دهی مجدد مورد نیاز برای تغییر فرآیند، ۱۰ کیلو پوند هزینه دارد. یک گزینه، لیست کردن اثر تغییرات خالص است، یعنی اضافه کردن یک مبدل ویژه. مراقبت در این روش لازم است، زیرا موارد مختلف همیشه صرفاً افزودنی نیستند.

جدول ۶-۲- اقتصاد گزینه‌های مختلف بازیابی گرما، با و بدون تغییر فرآیند

شرح	واحد گرم (kW)			بازیابی حرارت (kW)	مساحت مبدل (m^2)	هزینه کل £	ذخیره انرژی (kW)	ذخیره هزینه (£/yr)	بازپرداخت (yr)
	اتمسفر	خلا	ترکیبی						
فعلی	۶۸۶۰	۱۶۴۰	۸۵۰۰	۱۶۴۰	۱۳۰/۷	۰	۰	۰	-
E۱ بزرگ شده	۶۰۵۵	۱۶۴۰	۷۶۹۵	۲۴۴۵	۳۴۲/۸	۵۸/۷K	۸۰۵	۴۸/۳K	۱/۲۱
E۱/E۲ بزرگ شده	۵۸۲۵	۱۶۴۰	۷۴۶۵	۲۶۷۵	۴۲۶/۸	۸۸/۹K	۱۰۳۵	۶۲/۱K	۱/۴۳
E۱ و E۳ جدید	۵۰۲۵	۱۶۴۰	۶۶۶۵	۳۴۷۵	۴۷۷/۳	۱۰۰/۳K	۱۸۳۵	۱۱۰/۱K	۰/۹۱
N۳، E ۱، E۲	۴۷۹۵	۱۶۴۰	۶۴۳۵	۳۷۰۵	۵۸۶/۴	۱۳۶/۰K	۲۰۶۵	۱۲۳/۹K	۱/۱
N۳،N۴،E۱،E۲	۴۴۴۵	۱۶۴۰	۶۰۸۵	۴۰۵۵	۷۱۶/۴	۱۷۶/۸K	۲۴۱۵	۱۴۴/۹K	۱/۲۲
فقط N۳ جدید	۵۸۳۰	۱۶۴۰	۷۴۷۰	۲۶۷۰	۲۱۸/۴	۳۱/۰K	۱۰۳۰	۶۱/۸K	۰/۵
تغییر فرآیند	۶۸۶۰	۶۱۰	۷۴۷۰	۱۶۴۰	۱۳۰/۷	۱۰/۰K	۱۰۳۰	۶۱/۸K	۰/۱۶
E۱ بزرگ شده+PC	۶۰۵۵	۶۱۰	۶۶۶۵	۲۴۴۵	۳۴۲/۸	۶۸/۷K	۱۸۳۵	۱۱۰/۱K	۰/۶۲
E۱ +PC و E۲	۵۸۲۵	۶۱۰	۶۴۳۵	۲۶۷۵	۴۲۶/۸	۹۸/۹K	۲۰۶۵	۱۲۳/۹K	۰/۸۰
E۱ +PC و E ۲ و N۴	۵۴۷۵	۶۱۰	۶۰۸۵	۳۰۲۵	۵۵۶/۸	۱۳۹/۷K	۲۴۱۵	۱۴۴/۹K	۰/۹۶

به عنوان مثال، در اینجا اندازه مورد نیاز مبدل جدید N3 بستگی به این دارد که آیا اندازه مبدل‌های E1 و E2 بزرگ شده است، زیرا این کار باعث تغییر نیروهای محرکه دما در سراسر شبکه می‌شود. با این حال، در این حالت پیکربندی شبکه اجازه این کار را می‌دهد. نتیجه آن

در جدول (۶-۳) نشان داده شده است. گزینه‌های 3a و 3b گزینه‌های جایگزین هستند و صرفه‌جویی را نمی‌توان ترکیب کرد.

جدول ۶-۳- اقتصاد پروژه‌های نصب مبدل حرارتی خاص

پروژه	شرح	ذخیره انرژی (kW)	مساحت افزوده (m^2)	هزینه تجهیزات (£)	ذخیره هزینه (£)	زمان بازپرداخت (سال)
۱	E۱ بزرگ شده	۸۰۵	۲۱۲/۱	۵۸/۷K	۴۸/۳ K	۱/۲
۲	E۲ بزرگ شده	۲۳۰	۸۴/۰	۳۰/۲K	۱۴/۰K	۲/۲
۳a	N۳ جدید	۱۰۳۰	۱۵۹/۶	۴۷/۱K	۶۱/۸K	۰/۷۶
۳b	تغییر پروژه	۱۰۳۰	-	۱۰/۰K	۶۱/۸ K *	۰/۱۶
۴a	N۴ جدید، فقط نفت سنگین	۳۵۰	۱۳۰/۰	۴۰/۸K	۲۱/۰K *	۱/۹
۴b	N۴ جدید، دومنظوره	۹۵۰و۳۵۰	۱۳۰/۰	۵۰/۸ K	۳۱/۲K *	۱/۶

در هر دو جدول (۶-۲) و (۶-۳)، با فرض این که کارخانه‌ها برای یک سال کامل کاری با هم کار می‌کنند، گزینه‌های تغییر فرآیند ارزیابی شده‌اند. بدیهی است، اگر این‌گونه نباشد، صرفه‌جویی نسبت به نرخ بهره کاهش می‌یابد؛ حتی در این صورت، تغییر فرآیند، با بزرگ-سازی (توسعه) مبدل E1 به عنوان بهترین گزینه بعدی، به وضوح بهترین پروژه یگانه است. ارزیابی گزینه دو منظوره برای N4، پیچیده‌تر است. فرض بر این است که این گزینه موجب یک هزینه ترتیب دهی مجدد اضافی ۱۰ کیلو پوندی می‌شود و از آنجایی که کارخانه‌ها ۷۵٪ زمان را با هم کار می‌کنند، بنابراین صرفه‌جویی محاسبه شده برای ۷۵٪ از ۳۵۰ kW به علاوه ۲۵٪ از ۹۵۰ kW است. اگر فرآیندها برای مدت زمانی خیلی کمتر از ۲۵٪ سال به‌طور جداگانه کار کنند، صرفه جویی حاصل از جریان پایینی - خوراک نفت خام کاهش می‌یابد و ممکن است هزینه ترتیب دهی مجدد را برنگرداند.

اقتصاد تغییر فرآیند به مراتب بهتر از اقتصاد سایر طرح‌های بازیابی گرما است. بنابراین، این یک «بی‌فکری» است و باید بخشی از هر پروژه کلی باشد. این امر به عملکرد آسیب نمی‌رساند، زیرا هنوز هنگامی که کارخانه‌ها به طور جداگانه کار می‌کنند، از پیکربندی موجود می‌توان استفاده کرد. انتخاب نهایی پروژه‌ها به سرمایه در دسترس و معیارهای بازپرداخت شرکت در یک زمان معین بستگی دارد، اما ترکیبی از تغییر فرآیند و بزرگ‌سازی مبدل E1، بیش از ۷۵٪ کل صرفه‌جویی در مصرف انرژی و هزینه موجود (۱۸۳۵ kW از kW ۲۴۱۵هدف) را با زمان بازپرداخت فقط بیش از ۶ ماه فراهم می‌کند.

در واقع، کاری که ما برای بهینه سازی شبکه‌ها برای طرح فعلی موجود در بخش (۴-۹) انجام دادیم، اضافی بود! آن کارها، یک کمک آموزشی مفید بودند، اما هرگز راه‌حل بهینه اقتصادی نخواهند بود (مگر در شرایط غیرمحتمل که تصمیم گرفته شود تا کارخانه‌ها هرگز به‌طور همزمان کار نکنند). خوشبختانه، اکثر محاسبات تعیین اندازه نیز با تغییر فرآیند در شبکه‌ها اعمال می‌شوند، اما غالباً اینگونه نخواهد بود. این امر به وضوح نشان می‌دهد که چرا فرصت‌های تغییر فرآیند همیشه باید در مرحله هدف‌گذاری اولیه و قبل از طراحی شبکه مبدل-های حرارتی مورد بررسی قرار گیرند!

با نگاهی به مطالعه موردی کلی، می‌فهمیم که حتی این کارخانه نسبتاً ساده از نظر بازیابی گرما، اقتصاد و کارایی، گزینه‌های گسترده‌ای را ارائه داده است. با این حال، برای ارزیابی این موضوع نیازی به نرم افزار پیچیده‌ای نداریم. هدف‌گذاری ساده، طراحی شبکه به صورت دستی و آنالیز صفحه گسترده کافی بوده است. در خارج از صنایع پالایش نفت و مواد شیمیایی در حجم و اندازه بزرگ، تقریباً همیشه اینگونه است.

۶-۷- خلاصه و نتایج

تغییرات فرآیند می‌تواند بسیار ارزشمند باشد و غالباً در بازپرداخت کوتاه‌تری نسبت به مبدل‌های حرارتی اضافی، انرژی بیشتری را ذخیره می‌کند. این تغییرات اغلب عملیات واحد جداسازی مانند تقطیر و تبخیر را در بر می‌گیرد، اما ممکن است برای هر جریان فرآیند به کار برود. نبوغ و تفکر جانبی اغلب برای شناسایی امکانات مورد نیاز است و «اصل به علاوه – منها» به ما نشان می‌دهد که آیا احتمال دارد که آن‌ها ارزشمند باشند یا خیر. تغییرات فرآیند

در مراحل اولیه آنالیز هدف‌گذاری باید رسیدگی و بررسی شوند، زیرا آن‌ها مجموعه داده‌های جریان و شبکه مبدل حرارتی حاصل را تغییر می‌دهند.

تمرین

E1.1 برای واحد تقطیر مواد آلی، اهداف، ترکیبی متعادل و GCCهای متعادل را برای سیستم دارای تغییر فرآیند و همچنین شامل جریان‌های یوتیلتی، دوباره محاسبه کنید. شبکه متوازن را ترسیم کنید و یک شبکه مبدل حرارتی شامل جریان‌های یوتیلتی بسازید. سپس آن را با شبکه‌های به دست آمده در بخش (۴-۹-۳) مقایسه کنید. منظور از مفاهیم به دست آمده چیست؟

منابع

1. Dhole, V. R. and Linnhoff, B. (1993). Distillation column targets, *Comp and Chem Eng*, 17(5/6): 549–560. (Paper originally presented at *Europ Symp on Computer Applications in Process Engineering ESCAPE-I, Elsinore, Denmark, May 24–28 1992*.)
2. Fonyo, Z. (1974). Thermodynamic analysis of rectification 1. Reversible model of rectification, *Int Chem Eng*, 14: 18–27.
3. Fraga, E. S. and McKinnon, K. I. M. (1994). CHiPS: A process synthesis package, *IChem E Symp Series*, 133: 239–255.
4. Glavic, P., Kravanja, Z. and Homsak, M. (1988). Heat integration of reactors; 1. Criteria for the placement of reactors into process flowsheet, *Chem Eng Sci*, 43: 593.
5. Hindmarsh, E. and Townsend, D. W. (1984). Heat integration of distillation systems into total flowsheets – a complete approach. *AIChE Annual Meeting*, San Francisco, November.
6. Kaibel, G. (1987). *PhD Thesis*, Technical University, Munich, Germany.
7. Kemp, I. C. (1986). Analysis of separation systems by process integration, *J Separ Proc Technol*, 7: 9–23.
8. Kemp, I. C. (2005). Reducing dryer energy use by process integration and pinch analysis, *Drying Technol*, 23(9–11): 2089–2104. Paper originally presented at *14th International Drying*

Symposium (IDS 2004), Sao Paulo, Proceedings Volume B, pp. 1029–1036.
9. Linnhoff, B., Dunford, H. and Smith, R. (1983). Heat integration of distillation columns into overall processes, *Chem Eng Sci*, 38(8): 1175, August.
10. Linnhoff, B. and Vredeveld, D. R. (1984). Pinch technology has come of age, *Chem Eng Progr*: 33–40, July.
11. Porter, M. E. and Momoh, S. O. (1991). Finding the optimum sequence of distillation columns – an equation to replace rules of thumb (heuristics), *Chem Engg J*, 46: 97.
12. Rajah, W. and Polley, G. T. (1995). Synthesis of practical distillation schemes, *Chem Eng Res Des* (*TransIChemE* Part A), 73A: 953–966.
13. Smith, R. (1995). Distillation sequencing. Chapter 5 of *Chemical Process Design*, McGraw Hill. Also Chapter 11 of *Chemical Process Design and Integration*, Wiley 2002.
14. Smith, R. and Linnhoff, B. (1988). The design of separators in the context of overall processes, *ChERD*, 66(3): 195–228.
15. Smith, R. and Jones, P. S. (1990). The optimal design of integrated evaporation systems, *J Heat Recov Syst CHP*, 10(4): 341–368, July.
16. Smith, R. and Omidkhah Nasrin, M. (1993). Trade-offs and interactions in reaction and separation systems. Part 1: Reactors with no selectivity losses. Part 2: Reactors with selectivity losses, *ChERD* (*TransIChemE* Part A), 71(A5): 467–473 and 474–478.
17. Stubbing, T. J. (1993). Airless drying: its invention, method and application, *Trans Inst Chem Eng*, 71(A5): 488–495.

فصل هفتم

فرآیندهای ناپیوسته و وابسته به زمان

۷-۱- مقدمه

تاکنون، ما منحصراً به فرآیندهای پیوسته پرداخته‌ایم. با این حال، همچنین می‌توان آنالیز پینچ را با اصلاحات مناسب برای فرآیندهای ناپیوسته[1] اعمال کرد. این نوع آنالیز تا حد زیادی نادیده گرفته شده است؛ زیرا، به‌طور کلی فرآیندهای ناپیوسته نسبت به سیستم‌های توده‌ای پیوسته انرژی کمتری لازم دارند. با این وجود، این روش‌ها به دلایل مختلف ارزش مطالعه دارند:

- فرآیندهای ناپیوسته موجود اغلب بازیابی گرمای کمی دارند و یا اصلاً ندارند و فرصت‌های صرفه‌جویی در مصرف انرژی آسان است.
- این آنالیز غالباً مزایای عملیاتی بدون انرژی سودمندی را فراهم می‌کند، مانند رفع تنگناها - شناسایی مراحل محدودکننده (تعیین‌کننده) سرعت و کاهش زمان چرخه.
- بسیاری از فرآیندهای پیوسته شامل بخش‌های نیمه پیوسته‌ای هستند که برای ارائه تصویر کلی باید در این آنالیز گنجانده شوند.
- این روش‌ها را می‌توان برای سایر موقعیت‌هایی به کار برد که داده‌های جریان با زمان تغییر می‌کنند؛ به عنوان مثال، هنگام راه‌اندازی و خاموش کردن، یا تغییرات روز / شب.

اگرچه فرآیندهای پیوسته بر تولید مواد شیمیایی با حجم بالا (توده‌ای) حاکم هستند، اما کارخانه‌های ناپیوسته بسیاری وجود دارند. در واقع، استفاده از آن‌ها در بسیاری از کشورها به دلیل گرایش به سمت محصولات باارزش و با تناژ پایین مانند مواد شیمیایی خاص، مواد

[1] Batch processes

شیمیایی ظریف و دارویی افزایش یافته است. با این وجود، توان عملیاتی و مصرف انرژی در این فرآیندها کم است و بنابراین صرفه‌جویی در مصرف انرژی و هزینه ناشی از بازیابی گرما نیز محدود هستند.

پروژه‌های آنالیز پینچ و نیز بازیابی گرمای عملی برای سیستم‌های ناپیوسته، به چند دلیل بسیار دشوارتر از فرآیندهای پیوسته هستند. بسیاری از جریان‌ها فقط برای بازه‌های زمانی مشخصی وجود دارند که این امر، امکان تبادل حرارت را محدود می‌کند. همچنین، آن‌ها ممکن است بین دماهای ثابت با دبی‌های ظرفیت حرارتی ثابت جاری نشوند؛ به عنوان مثال، گرمادهی زیادی در محل در مخزن‌ها انجام می‌شود. گرمایش یا سرمایش توسط یک ژاکت خارجی یا کویل‌های داخلی تأمین می‌شود و دمای محتوای مخزن به تدریج تغییر می‌کند. غالباً محصولاتی با ارزش بالا و میزان تولید پایین را دربر می‌گیرد و بنابراین مصرف انرژی نادیده انگاشته شده و بی‌اهمیت قرار گرفته است.

با این وجود، علیرغم این مشکلات، آنالیز پینچ نقش مهمی دارد. از آنجا که بازیابی گرما در گذشته نادیده گرفته شده است، صرفه‌جویی قابل توجهی در مصرف انرژی در بسیاری از کارخانه‌ها امکان‌پذیر است، اگرچه این پروژه با ارائه نرخ بهینه‌ای از بازده اقتصادی می‌تواند با پروژه «بهترین تئوری» بسیار متفاوت باشد. با این حال، در بسیاری از موارد، مهمتر از همه، مزایای عملکردی است که می‌توانیم به جهت درک بیشتر این فرآیند، به ویژه رفع تنگناها شناسایی کنیم (بخش ۷-۸).

آنالیز پینچ یک فرآیند ناپیوسته اجازه می‌دهد تا برخی یا همه موارد زیر را محاسبه کنید:

- اهداف حداکثر تبادل حرارت (MHX) در مدت یک بچ[1]؛
- امکان ذخیره‌سازی گرما در داخل و بین بچ‌ها؛
- زمان‌بندی مجدد عملیات فرآیند برای افزایش تبادل حرارت؛
- رفع تنگناها با یافتن این که کدام یک از عملیات و تجهیزات، محدودکننده سرعت هستند؛
- طراحی شبکه‌های مبدل حرارتی برای دستیابی به اهداف؛
- شناسایی «جفت‌های اصلی» که بیشترین بازیابی گرما را به دست می آورد؛
- مدل‌سازی مخزن‌هایی که به تدریج گرم یا سرد می‌شوند؛

[1] Batch

- آنالیز سیستم‌های یوتیلتی و کاهش بارهای اوج.

ماهیت وابسته به زمان روش‌های آنالیز، برخلاف روش‌های توصیف شده تاکنون که شرایط را پیوسته و حالت پایدار فرض کرده‌اند، در موقعیت‌های زیر نیز مورد استفاده قرار می‌گیرد:

- راه‌اندازی و خاموش کردن فرآیندهای پیوسته یا ناپیوسته
- ساخت و سازها و سایر عملیات غیرفرآیندی
- سایت‌های چند کارخانه که در آن، بخش‌های مختلف در زمان‌های مختلف فعالیت دارند.

تولید ناپیوسته تعیین شده و چند منظوره و فرآیندهای ناپیوسته دوره‌ای و تصادفی وجود دارند. تولید مشخص و دوره‌ای غالباً در صنایع غذایی و آشامیدنی یافت می‌شود. یکپارچه‌سازی گرما صرفه‌جویی قابل توجهی در فرآیندهای ناپیوسته در صنعت مالت، عمدتاً از طریق سیستم آبی به دست آورده است. تولید چند منظوره و تصادفی، به عنوان مثال در ساخت مواد دارویی، چسب و رزین و سایر محصولات تخصصی با حجم کم یافت می‌شود. اگرچه ادغام مؤثر فرآیند ممکن است به ویژه در تولید چند منظوره و تصادفی بعید به نظر برسد، اما تجربه نشان می‌دهد که این امر حتی در حداقل شرایط ممکن، می‌تواند بسیار ارزشمند باشد. در گزارش مختصر چاپ شده توسط واحد پشتیبانی فناوری انرژی (ETSU) در انگلیس (براون ۱۹۸۹)، نتایج حاصل از ۲۶ کاربرد عملی آنالیز پینچ در بخش‌های مختلف صنعت منتشر شده است. هجده مورد از این مطالعات شامل جنبه‌هایی از تولید ناپیوسته یا جزئی ناپیوسته بودند و تقریباً در همه موارد، پروژه‌های ارزشمند شناسایی شدند. اینها معمولاً از طریق مدیریت بهتر انرژی به دست آمدند، اما غالباً هدف اصلی آن‌ها، کاهش مصرف انرژی نبوده است. صرفه‌جویی در هزینه از موارد زیر به دست می‌آید:

- افزایش ظرفیت (رفع تنگناها)،
- بهبود عملکرد و کیفیت محصول،
- صرفه‌جویی در مصرف انرژی

این دستاوردها همچنین شامل کاهش زمان چرخه محصول و کاهش به‌کارگیری مجدد محصولی با کیفیت پایین‌تر از حد مورد نیاز است. با کمال تعجب، صرفه‌جویی در هزینه به عنوان درصدی از کل هزینه‌های عملیاتی اغلب بیشتر از مواردی است که در فرآیندهای پیوسته یافت می‌شود. یک دلیل عمده این است که در بسیاری از محیط‌های فرآیندی

ناپیوسته، قبلاً هرگز جستجوی روشمندی برای فرصت‌های یکپارچه‌سازی فرآیند صورت نگرفته است.

مدارک بیشتری درباره صرفه‌جویی ارائه شد و روش‌های آنالیز در یک پروژه تحت حمایت اتحادیه اروپا تحت عنوان برنامه ژول بیشتر توسعه یافتند که شامل گروه‌های تحقیقاتی و کاربردی از چندین کشور اروپایی است (اشتون و همکاران ۱۹۹۳).

۷-۲- مفاهیم

ویژگی‌های اصلی آنالیز ناپیوسته را می‌توان نسبتاً خلاصه کرد و سپس در بخش‌های (۷-۳) تا (۷-۷) به تفصیل بیان خواهد شد. برای نشان دادن مفاهیم، ما در ابتدا از ساده‌ترین شکل ممکن فرآیند ناپیوسته، یعنی، یک راکتور با یک خوراک و محصول واحد استفاده خواهیم کرد (دقیقاً همان‌طور که نمایش فرآیندهای پیوسته را در فصل ۲ با یک مثال دو جریانی شروع کردیم). خوراک از ۲۰ °C تا ۱۲۰ °C گرم می‌شود؛ سپس یک واکنش گرمازای ضعیف رخ داده و دما به تدریج تا ۱۳۰ °C افزایش می‌یابد. سرانجام محصول تا ۳۰ °C خنک می‌شود.

چرخه بچ یک ساعت است و به شرح زیر تقسیم می‌شود:

- پر کردن و گرم کردن: ۰/۵ ساعت (زمان $t = 0.0\text{-}0.5$ h)؛
- نگه داشتن در دمای ثابت: ۰/۳ ساعت ($t = 0.5\text{-}0.8$ h)؛
- خنک کردن و تخلیه: ۰/۲ ساعت ($t = 0.8\text{-}1.0$ h).

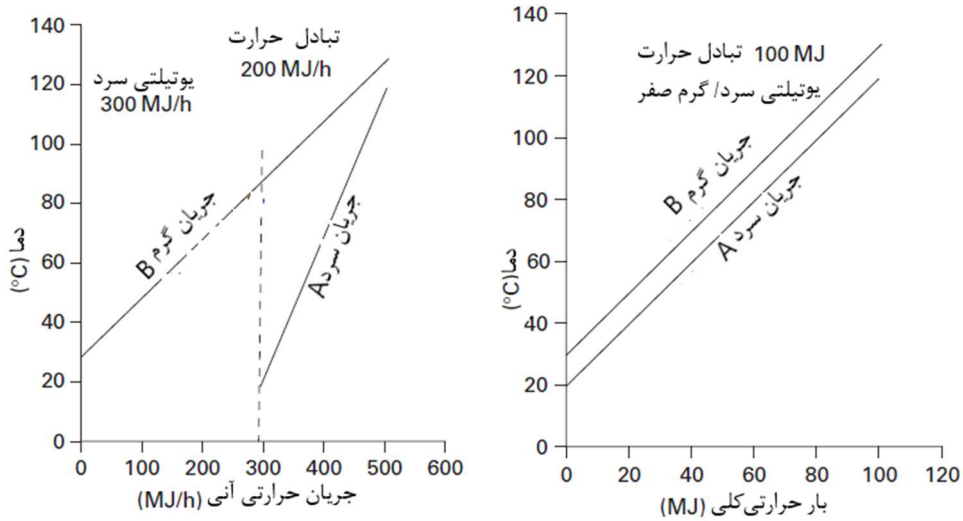
جرم واکنش دهنده‌ها و محصول، ۲۵۰ کیلوگرم و ظرفیت گرمای ویژه، ۴ kJ/kgK است، بنابراین ۱۰۰۰ kJ (یک مگاژول) برای گرم کردن یا خنک کردن مایعات به میزان $1^{\circ}C$ لازم است. از این رو، گرمایش و سرمایش هر دو دارای بار حرارتی ۱۰۰ MJ بوده و گرمای آزاد شده توسط واکنش گرمازا، ۱۰ MJ است. فرآیند موجود، بدون بازیابی گرما، به ۱۰۰ MJ یوتیلتی گرم و ۱۰۰ MJ یوتیلتی سرد نیاز دارد. ΔT_{min} قابل قبول، ۱۰ °C است. چگونه این فرآیند را آنالیز کنیم؟

اولاً، ما می‌توانیم جریان‌هایی را شناسایی کنیم که به شرح زیر هستند:

- جریان سرد A : ۰/۰-۰/۵ ساعت، ۱۲۰-۲۰ °C؛ کل بار حرارتی ۱۰۰ MJ، جریان حرارتی آنی ۲۰۰ MJ/h.

- جریان گرم B : ۰/۸-۱/۰ ساعت، ۳۰°C-۱۳۰؛ کل بار حرارتی ۱۰۰ MJ، جریان حرارتی آنی ۵۰۰ MJ/h.

اکنون می‌توانیم منحنی‌های ترکیبی را با استفاده از کل بار گرما برای دوره ناپیوسته بر روی محور افقی ترسیم کنیم. شکل (۷-۱) (الف) نشان می‌دهد که ترکیبی گرم کاملاً بالاتر از ترکیبی سرد قرار دارد و ظاهراً می‌توان بازیابی ۱۰۰ درصدی گرما را به دست آورد و سودمندی یوتیلتی گرم و سرد، صفر هستند. در واقع، ما جریان‌های گرما را در طول دوره بچ به‌طور متوسط گرفته‌ایم و از این رو، این روش به عنوان **مدل میانگین زمانی (TAM)**[1] شناخته می‌شود.



شکل ۷-۱: منحنی‌های ترکیبی برای فرآیند ناپیوسته ساده: (الف) بار متوسط گرما، (ب) جریان حرارتی لحظه ای

با این حال، یک مانع آشکار وجود دارد. عقل سلیم به ما می‌گوید که نمی‌توان از گرمای آزاد شده در انتهای بچ، بین ۰/۸ تا یک ساعت، برای گرم کردن جریان سردی که فقط نیم ساعت زودتر وجود داشته است، استفاده کرد. درست همانطور که گرما گرادیان دما را بالا

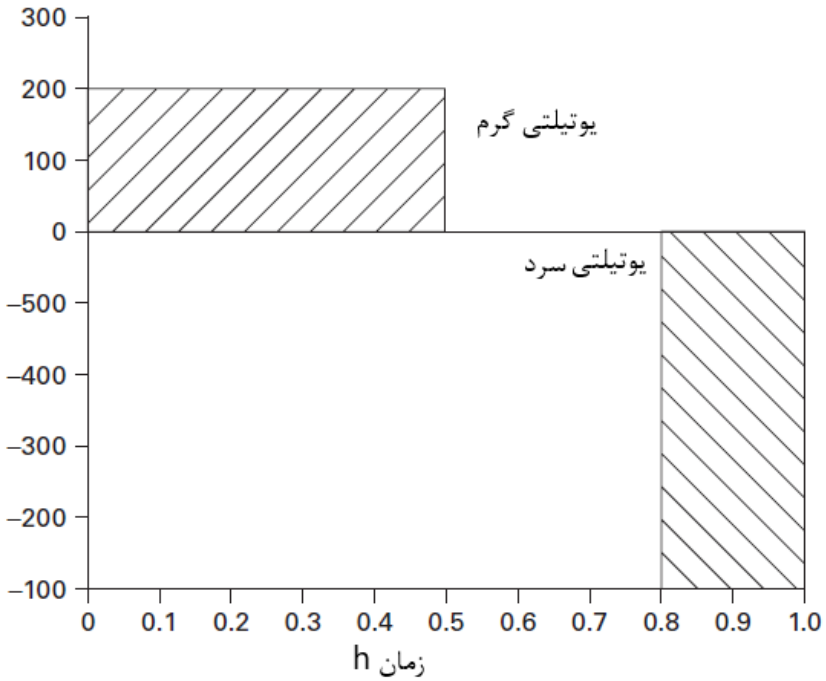
[1] Time average model (TAM)

نمی‌برد، سرانجام نمی‌تواند به طور معکوس جریان یابد. ما چیزی شبیه به «**پینچ زمان**[1]» داریم. با این وجود، TAM مفید است؛ زیرا، «بهترین حالت» محدودکننده را به ما می‌دهد که نشان می‌دهد اگر تمام محدودیت‌های زمانی برداشته شوند، چه می‌شود.

برای منظور کردن اثر زمان، می‌توانیم فرآیند را به **بازه‌های زمانی**[2] تقسیم کنیم. مرزها را می‌توان به عنوان زمان شروع یا پایان جریان انتخاب کرد. بنابراین در اینجا، ما بچ را به سه دوره، ۰/۰-۰/۵ ساعت، ۰/۵-۰/۸ ساعت و ۰/۸-۱/۰ ساعت تقسیم می‌کنیم. یک محاسبه سریع هدفمند به ما می‌گوید که در بازه زمانی اول ۱۰۰ مگاژول از یوتیلتی گرم و ۱۰۰ مگاژول از یوتیلتی سرد در بازه زمانی سوم مورد نیاز است. این **مدل برش زمانی**[3] **(TSM)** است.

یک محصول جانبی مفید این است که تغییر در نیازهای یوتیلتی با زمان را می‌توان به عنوان **نمودار یوتیلتی – زمان**[4] ترسیم کرد (شکل ۷-۲). در اینجا، این امر نشان می‌دهد که یوتیلتی گرم و سرد هرگز به‌طور همزمان مورد نیاز نیستند و هر دو می‌توانند به‌طور متناوب برای ژاکت مخزن تهیه شوند که هم به عنوان یک هیتر و هم یک کولر عمل می‌کند. مساحت زیر نمودار با کل مصرف یوتیلتی‌های گرم و سرد در طی دوره بچ مطابقت دارد.

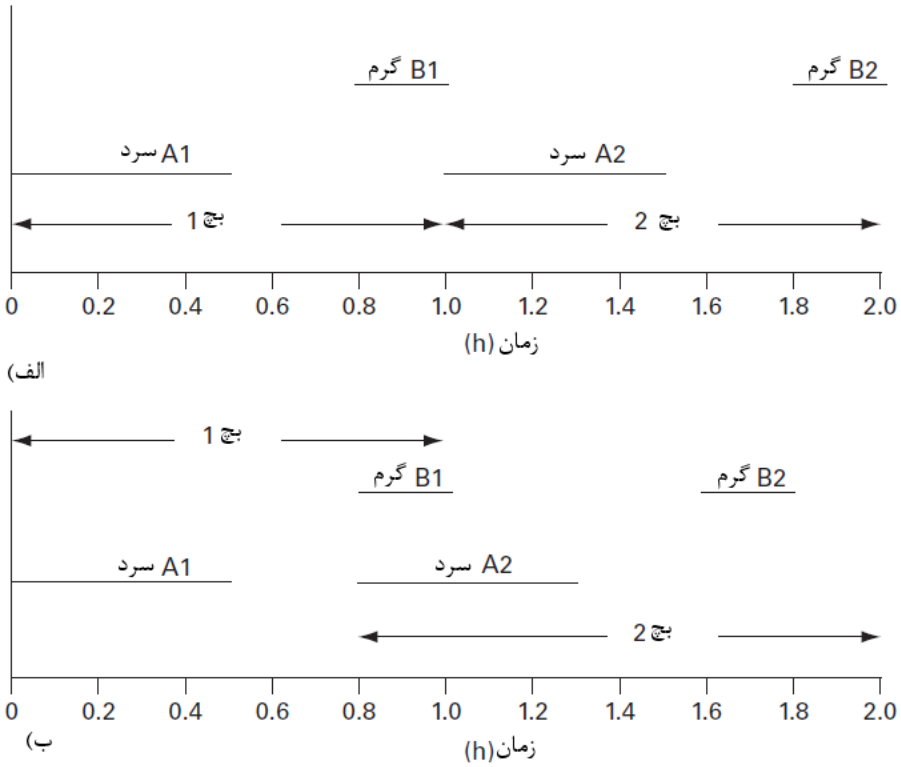
[1] Time pinch
[2] Time intervals
[3] Time slice model (TSM)
[4] Utility-time graph



شکل ۷-۲: نمودار یوتیلتی - زمان برای فرآیند ساده

واضح است که با روند فعلی، هیچ بازیابی گرما امکان پذیر نیست. با این حال، فرآیند ناپیوسته ممکن است تکرار شود تا گرما درون بچ بعدی بازیابی شود، یا ممکن است زمان‌های عملیاتی جریان‌ها تغییر کند. ما می‌توانیم جریان‌ها را در **نمودار رویدادهای زمانی**[1] نمایش دهیم تا این احتمالات را بررسی کنیم. شکل (۷-۳) (الف) جریان‌های مربوط به آن بچ و یک بچ دوم یکسان را نشان می‌دهد که می‌تواند یک بچ دیگر در همان تجهیزات یا یک بچ در یک خط فرآیند موازی باشد. اگر بتوانیم بچ دوم را به اندازه ۰/۲ ساعت حرکت دهیم، جریان سرد A2 آن با جریان گرم B1 در بچ اول همپوشانی دارد و آن‌ها می‌توانند مطابق شکل (۷-۳) (ب) گرما را مستقیماً تبادل کنند. تغییر زمان‌بندی فرآیندها از این طریق به عنوان **زمان-بندی مجدد**[2] شناخته می‌شود.

[1] Time event chart
[2] Rescheduling



شکل ۷-۳: نمودارهای رویداد زمانی برای جریان‌ها: (الف) فرآیند اولیه، (ب) دوباره زمان بندی شده

با این حال، عوامل متعددی ممکن است بازیابی گرما را محدود کنند که می توان با زمان بندی مجدد به دست آورد:

محدودیت‌های بار[1]: جریان‌های گرمای آنی جریان‌ها ممکن است با هم مطابقت نداشته باشند. مهم این است که با استفاده از TSM برای فرآیند دوباره زمان‌بندی شده، مجدداً هدف‌گذاری کنید. شکل (۷-۱) (ب) نشان می‌دهد که تنها ۲۰۰ MJ/h از دبی گرمای جریان گرم می‌تواند توسط جریان سرد استفاده شود؛ ۳۰۰ MJ/h باقیمانده به هدر می‌رود. به همین ترتیب، جریان سرد برای دوره ۰/۵-۰/۸ ساعت مطابقت ندارد و باید توسط یوتیلتی گرم، گرم

[1] Load limitations

شود. با ضرب طول دوره‌های زمانی، متوجه می‌شویم که ۴۰ مگاژول گرما بازیافت می‌شود و ۶۰ مگاژول از یوتیلتی گرم و سرد هنوز در طول دوره بچ مورد نیاز است.

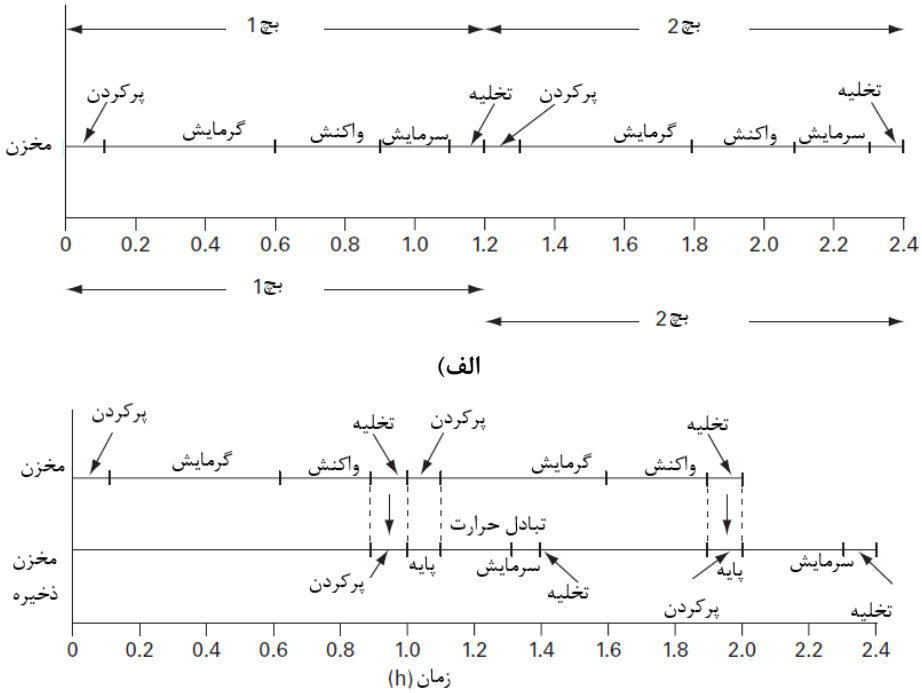
با این حال، اگر ما همچنین بتوانیم مدت زمان جریان گرم یا سرد را تغییر دهیم و از این رو، جریان‌های گرما را بهتر جفت کنیم، می‌توان به بازیابی بیشتری دست یافت. در حد مجاز، اگر جریان سرد در ۰/۲ ساعت با MJ/h ۵۰۰ گرم شود، بازیابی کامل گرما از کل ۱۰۰ مگاژول حاصل می‌شود. از طرف دیگر، جریان گرم می‌تواند کند شود تا در طول ۰/۵ ساعت با MJ/h ۲۰۰ کار کند. تمام این گزینه‌های زمان‌بندی مجدد دقیق و کامل در بخش (۷-۷) مورد بحث قرار گرفته است.

انواع جریان[1]: مایع ممکن است به طور مداوم در یک مبدل حرارتی جریان نداشته باشد. گرم کردن و خنک کردن محتویات یک مخزن در محل معمول است. در زمان صفر، محتویات مخزن در °C ۲۰ خواهد بود و از تمام گرمای حاصل از یک جریان گرم که بین°C ۱۳۰ و °C ۳۰ کار می‌کند، می‌توان استفاده کرد. در مقابل، هنگامی که دمای مخزن به °C ۱۲۰ رسیده است، هیچ حرارتی را نمی‌توان از جریان گرم بازیافت کرد (با در نظر گرفتن ΔT_{min} = °C 10). بنابراین اهداف بازیابی گرما برای گرمایش و خنک‌سازی در محل بسیار متفاوت خواهد بود. همان‌طور که در بخش (۷-۳) توضیح داده شده است، چهار نوع جریان جداگانه A-D را می‌توان تعریف کرد.

استقرار تجهیزات[2]: اگر گرمایش و سرمایش در همان مخزن انجام شود، تبادل مستقیم گرما با بچ بعدی امکان‌پذیر نیست. از طرف دیگر، اگر مایع گرم در یک مخزن ذخیره جداگانه (پس از ۰/۸ ساعت) تخلیه شود و از طریق ژاکت مخزن واکنش (یا یک مبدل حرارتی جداگانه) جاری شود، می‌تواند بچ بعدی را گرم کند. این‌گونه فرصت‌ها را می‌توان با استفاده از نوع دیگری از نمودار رویداد زمانی، نمودار گانت، مبتنی بر نه جریان‌ها، بلکه بر استقرار تجهیزات - شناسایی کرد. شکل (۷-۴) این دو سیستم را با هم مقایسه می‌کند، با فرض اینکه پر کردن و تخلیه مخزن واکنش هر یک از آن‌ها ۰/۱ ساعت طول می‌کشد، به طوری که زمان چرخه اولیه ۱/۲ ساعت است. با تخلیه مایع گرم، بازیابی گرما اکنون امکان‌پذیر است، اما مزایای تولید نیز وجود دارند. در نگاه اول این ممکن است شگفت‌آور به نظر برسد، گرچه بچ‌ها

[1] Types of stream
[2] Equipment occupancy

به موقع همپوشانی دارند، اما دوره فرآوری در هر بچ کمی طولانی‌تر است (۱/۴ ساعت)؛ زیرا مایع گرم باید در انتظار پر شدن مخزن باشد و مخزن ذخیره نیز باید در پایان تخلیه شود. اما نکته مهم این است که این بچ به جای ۱/۲ ساعت فقط به مدت یک ساعت مخزن واکنش را اشغال می‌کند. از آنجا که رآکتور ناپیوسته مرحله محدودکننده سرعت در این فرآیند است، افزایش توان عملیاتی ۲۰٪ حاصل می‌شود - یک بچ سوم می‌تواند به جای اینکه ۲/۴ ساعت منتظر بمانید، بعد از ۲ ساعت اضافه شود. بنابراین نمودار استقرار تجهیزات، یوتیلتی اساسی در شناسایی فرصت‌های رفع **تنگناها**[1] است.



شکل ۷-۴: نمودارهای استقرار تجهیزات برای (الف) گرمایش ژاکت، (ب) سیستم با مخزن ذخیره سازی و سیم پیچ جداگانه

[1] Debottlenecking

در پایان، جایگزینی برای زمان‌بندی مجدد، ذخیره گرما و استفاده مجدد از آن در زمانی دیگر است. بنابراین، مقداری یا تمام ۱۰۰ مگاژول آزاد شده در انتهای بچ می‌تواند در دماهای مناسب ذخیره شود و برای گرم کردن بچ بعدی استفاده شود. با آنالیز آبشاری شرح داده شده در بخش (۷-۵) هر دو امکان زمان‌بندی مجدد و ذخیره‌سازی گرما را می‌توان با دقت مشخص کرد.

توجه داشته باشید که اهداف حتی در این فرآیند ناپیوسته ساده می‌تواند از بازیابی گرمای صفر (TSM برای فرآیندی که زمان‌بندی مجدد نشده) تا ۱۰۰٪ (TAM)، با تعدادی گزینه‌های میانی متفاوت باشند.

۷-۳- انواع جریان‌های موجود در فرآیندهای ناپیوسته

در یک فرآیند پیوسته، یک جریان از یک دمای ورودی ثابت به دمای هدف ثابت در یک دبی و بار گرمای ثابت جریان می‌یابد و در همه زمان‌ها وجود دارد. در فرآیندهای ناپیوسته و سایر شرایط وابسته به زمان، یک یا چند مورد از این فرضیات به طور کلی برقرار نیستند. در عوض، چهار نوع اصلی جریان قابل شناسایی است:

نوع A : جریانی که بین دماهای ورودی و هدف ثابت عمل می‌کند و دارای بار گرمای ثابت است، اما فقط برای یک دوره زمانی معین وجود دارد. تمام جریان‌های موجود در کارخانه‌های پیوسته در حالت پایدار، نوع A هستند؛ آن‌ها ممکن است به عنوان **جریان‌های جاری**[1] **(سیال)** شناخته شوند.

نوع B: جریانی که اگرچه در دماهای مجموعه باقی می‌ماند، به‌تدریج در طی یک دوره زمانی در بار گرما تغییر می‌کند (به عنوان مثال، یک محصول فرار به دست آمده از یک واکنش ناپیوسته، جوشانده می‌شود).

نوع C: جریانی که به‌تدریج در دما تغییر می‌کند، اما بار حرارتی آن ثابت است (مثلاً، مایع توسط سیم‌پیچ‌های مقاومت الکتریکی با توان ثابت در یک مخزن واکنش گرم می‌شود).

نوع D: جریانی که هم در دما و هم در بار گرما با زمان تغییر می‌کند. مثال کلاسیک، یک مخزن واکنش ژاکت دار است که توسط بخار، گرم یا توسط آب، خنک می‌شود. سرعت انتقال

[1] Flowing streams

حرارت بستگی به اختلاف دما بین یوتیلتی و محتویات ظرف دارد، بنابراین، این مورد دائماً تغییر می‌کند. اینها احتمالاً متداول‌ترین نوع جریان در فرآیندهای ناپیوسته هستند.

برای یک جریان نوع C، بار گرما ثابت است و محتویات ظرف با سرعت ثابت گرم می‌شوند (با نادیده گرفتن ظرفیت حرارتی خود ظرف). برای جریان نوع D، میزان انتقال حرارت از ژاکت به محتویات ظرف، Q_J، توسط معادله زیر تنظیم می‌شود:

$$Q_J = AU\,(T_J - T_L) = m_L\,C_{PL}\,dT_L / dt \qquad ۱-۷$$

که در آن:

T_J = دمای محیط گرمایش در پوشش (ژاکت)؛

T_L =دمای مایع در مخزن؛

m_L = جرم مایع در مخزن؛

C_{PL} = ظرفیت حرارتی ویژه مایع؛

dT_L / dt = سرعت افزایش دمای مایع.

با تنظیم مجدد معادله زیر به دست می‌آید:

$$dT_L / dt = (AU/ m_L\,C_{PL})\,(T_J - T_L) \qquad ۲-۷$$

معادله (۷-۲) می‌تواند یکپارچه شود تا روابط زیر را ارائه دهد:

در هر لحظه،

$$T_L = T_J - (T_J - T_{L1})\,e^{-kt} \qquad ۳-۷$$

که در آن:

T_{L1} = دمای اولیه مایع در مخزن؛

t = زمان شروع بچ؛

$k = (AU/ m_L\,C_{PL})$

و در طول دوره بچ،

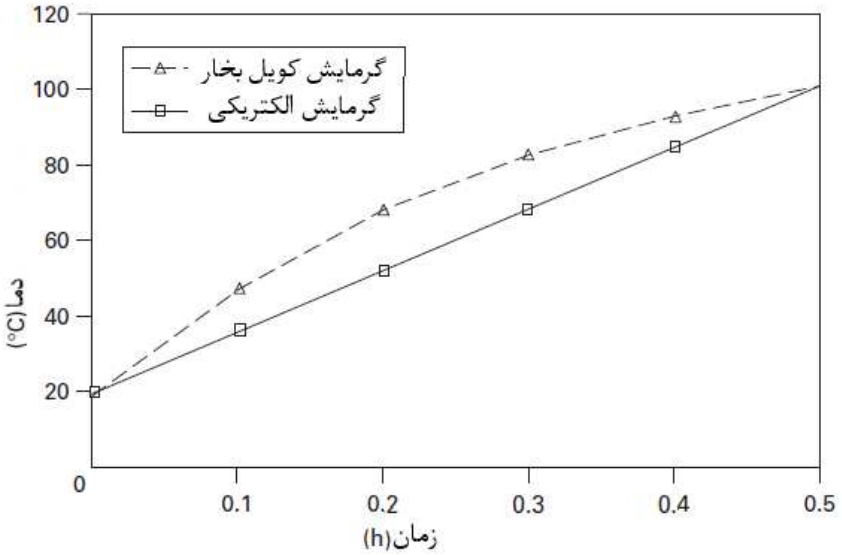
$$t = 1/k \ln ((T_J - T_{L1})/(T_J - T_{L2})) \qquad ۴-۷$$
$$H = m_L\,C_{PL}\,(T_{L2} - T_{L1})$$

که در آن:

T_{L2} = دمای نهایی مایع در مخزن؛

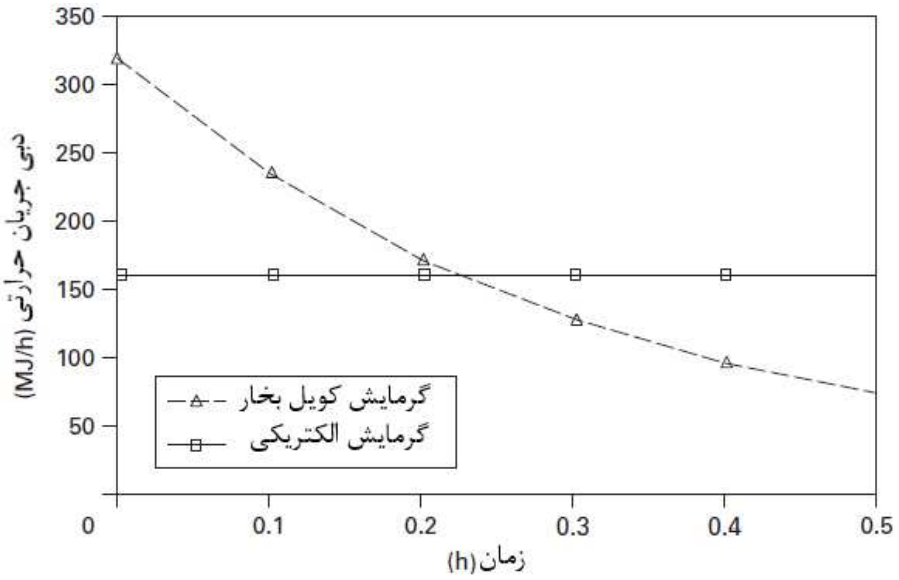
H = کل حرارت منتقل شده به مایع.

بنابراین نمودارهای افزایش دمای مخزن و سرعت انتقال حرارت در برابر زمان برای جریان نوع D به شکل لگاریتمی هستند. شکل (۷-۵) چگونگی تغییرات دمای مخزن T_L را با زمان برای گرمایش الکتریکی و ژاکت مقایسه می‌کند. شکل (۷-۶) نشان می‌دهد که چگونه سرعت ورود گرما، Q، به مخزن تغییر می‌کند.



شکل ۷-۵: نمودار دمای مخزن در برابر زمان

در صورت تبادل حرارت بین یک مخزن گرم که در حال خنک شدن است و یک مخزن سرد که در حال گرم شدن است، می‌توان مجموعه مشابهی از محاسبات را انجام داد. هر دو T_J و T_L تغییر می‌کنند و در نهایت، مخزن‌ها در یک دمای متوسط متعادل می‌شوند مگر اینکه یوتیلتی گرم یا سرد جداگانه تأمین شود.



شکل ۷-۶: نمودار دبی گرمای یوتیلتی در برابر زمان

۷-۴- بازه‌های زمانی

بازه‌های زمانی را می‌توان در ابتدا با بیان اینکه مرزها زمان شروع جریان، پایان آن یا تغییر قابل توجهی در ظرفیت حرارتی هستند، تعریف کرد. این دقیقاً معادل تعریف بازه‌های دما است و برای جریان‌های نوع A مناسب است. با این حال، این تعریف با مشکلاتی مواجه می‌شود که در آن دما یا بار گرمایی به طور مداوم با زمان تغییر می‌کند، مانند جریان‌های نوع B، C و D. کنترل دقیق هیچ‌یک از این نوع جریان‌ها با روش بازه‌های زمانی آسان نیست. برای مدل سازی دقیق آن‌ها، به تعداد بی نهایت بازه زمانی نیاز است. با این حال، برای اهداف عملی، با در نظر گرفتن یک تقریب برای شرایط جریان در طول بازه زمانی یا با استفاده از «عکس‌های فوری در زمان‌های مختلف، و در نظر گرفتن جریان به‌طوری که گویی جریان از نوع A است، تقریب‌های خوبی را می‌توان به دست آورد. جریان ممکن است به چندین بازه زمانی با دماهای متفاوت در هر یک تقسیم شود. باید مراقب باشید تا هدفی بیش از حد خوش‌بینانه ایجاد نشود. روش دقیق توسط کمپ (۱۹۹۰) پوشش داده شده است.

یک فرآیند پیوسته در حالت پایدار در حقیقت می‌تواند یک مورد خاص از یک فرآیند ناپیوسته تلقی شود. تمام جریان‌ها از نوع A هستند و دوره زمانی برای هر جریان، کل چرخه فرآیند است.

۷-۵- محاسبه اهداف انرژی

اهداف انرژی برای فرآیندهای ناپیوسته توسط آنالیز آبشاری محاسبه می‌شود (کمپ و دیکین ۱۹۸۹). روش کلی، اهداف مربوط به TAM، TSM و فرصت‌های ذخیره گرما را در بین بازه‌های زمانی فراهم می‌کند که از این طریق می‌توان فرصت‌های زمان‌بندی مجدد (بخش ۷-۷) را نیز نتیجه گرفت.

۷-۵-۱- تشکیل داده‌های جریان

TAM، TSM و نمودار یوتیلتی - زمان در حال حاضر به‌طور خلاصه تعریف شده‌اند. آن‌ها اکنون با استفاده از یک فرآیند ناپیوسته نشان داده می‌شوند که به‌طور مستقیم از مثال چهار جریانی در فصل‌های ۲ تا ۴ مشتق شده‌اند؛ داده‌های مثال چهار جریانی در جدول (۲-۲) آورده شده است. این فرآیند پیوسته با فرض اینکه هر جریان فقط برای یک دوره زمانی محدود وجود دارد، به یک فرآیند نیمه پیوسته معادل تبدیل می‌شود. زمان چرخه، یک ساعت در نظر گرفته می‌شود و جریان‌ها در طول دوره‌های زمانی زیر وجود دارند:

جریان سرد ۱: ۰/۷-۰/۵ ساعت

جریان گرم ۲: ۱/۰-۰/۲۵ ساعت

جریان سرد ۳: ۰/۵-۰ ساعت

جریان گرم ۴: ۰/۸-۰/۳ ساعت

جریان‌های گرم در قسمت آخر چرخه و جریان‌های سرد در قسمت اولیه غالب هستند. این بار دیگر، نمونه بسیاری از فرآیندهای ناپیوسته است که در آن یک خوراک سرد، گرم می‌شود و در دمایی بسیار بالا واکنش می‌دهد و سپس قبل از تخلیه، محصول خنک می‌شود. هر چهار جریان، از نوع A هستند.

بارهای حرارتی جریان در طی دوره بچ یک ساعته (برحسب kW-ساعت) با مقادیر آن‌ها در طول یک ساعت از فرآیند پیوسته اصلی در جدول (۲-۲) برابر در نظر گرفته می‌شوند؛

بنابراین به‌طور کلی، این دو فرآیند از نظر مواد فرآوری شده معادل خواهند بود. جریان‌های متناوب گرما (برحسب kW) نسبت به فرآیند پیوسته به طور قابل توجهی بالاتر هستند. مجموعه حاصل از داده‌های جریان در جدول (۷-۱) نشان داده شده است.

جدول ۷-۱- داده‌های جریان برای فرآیند نیمه پیوسته

شماره جریان	نوع	دماهای جریان		دماهای شیفت داده شده		CP kW/K	جریان حرارت kW	زمان‌های فرآیند		CP.Dt kW/K	بار حرارتی kWh
		مورد استفاده °C	هدف °C	مورد استفاده °C	هدف °C			آغاز	پایان		
۱	C	۲۰	۱۳۵	۲۵	۱۴۰	-۱۰	-۱۱۵۰	۰/۵	۰/۷	-۲	-۲۳۰
۲	H	۱۷۰	۶۰	۱۶۵	۵۵	۴	۴۴۰	۰/۲۵	۱	۳	-۳۳۰
۳	C	۸۰	۱۴۰	۸۵	۱۴۵	-۸	-۴۸۰	۰	۰/۵	-۴	-۲۴۰
۴	H	۱۵۰	۳۰	۱۴۵	۲۵	۳	۳۶۰	۰/۳	۰/۸	۱/۵	-۱۸۰

۷-۵-۲- مدل متوسط زمانی

اولین مرحله در هدف‌گیری انرژی، استفاده از TAM است که میانگین بارهای گرمایی را بر حسب کیلووات ساعت در طول دوره ۱ ساعته می‌دهد. این جریان حرارتی مشابه فرآیند پیوسته اصلی را ایجاد می‌کند. از این رو، همان جدول مسئله و منحنی ترکیبی گراند استفاده خواهد شد و همان‌طور که در بخش (۲-۱-۴) محاسبه شد، اهداف آن، ۲۰ kW یوتیلتی گرم و ۶۰ kW یوتیلتی سرد است. به همین ترتیب، برای یک چرخه ناپیوسته یک ساعته، به ۲۰ kWh یوتیلتی گرم و ۶۰ kWh یوتیلتی سرد نیاز دارد (جدول ۷-۲).

جدول ۷-۲- آبشارهای حرارتی غیرعملی و عملی برای مدل متوسط زمانی (TAM)

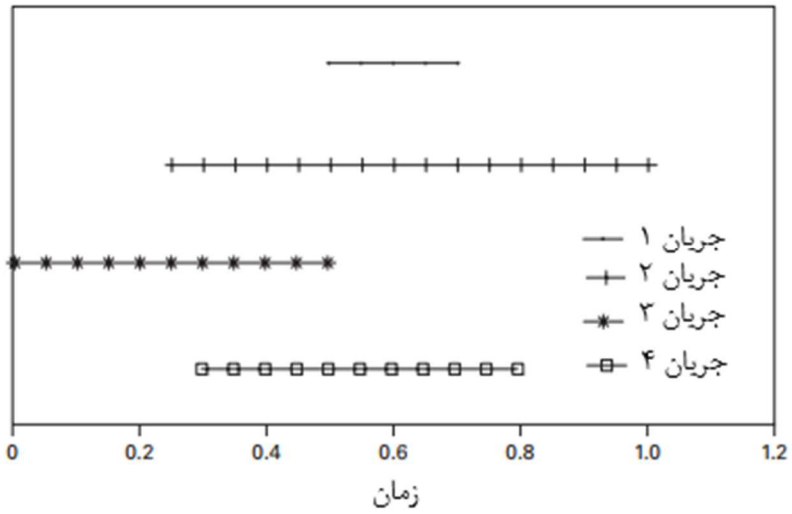
t (h)	T (°C)	آبشار عملی	آبشار غیر عملی
	۱۶۵	۰	۲۰
ΔH		۶۰	۶۰
	۱۴۵	۶۰	۸۰
ΔH		۲/۵	۲/۵
	۱۴۰	۶۲/۵	۸۲/۵
ΔH		-۸۲/۵	-۸۲/۵
	۸۵	-۲۰	۰
ΔH		۷۵	۷۵
	۵۵	۵۵	۷۵
ΔH		-۱۵	-۱۵
	۲۵	۴۰	۶۰

۷-۵-۳- مدل برش زمانی

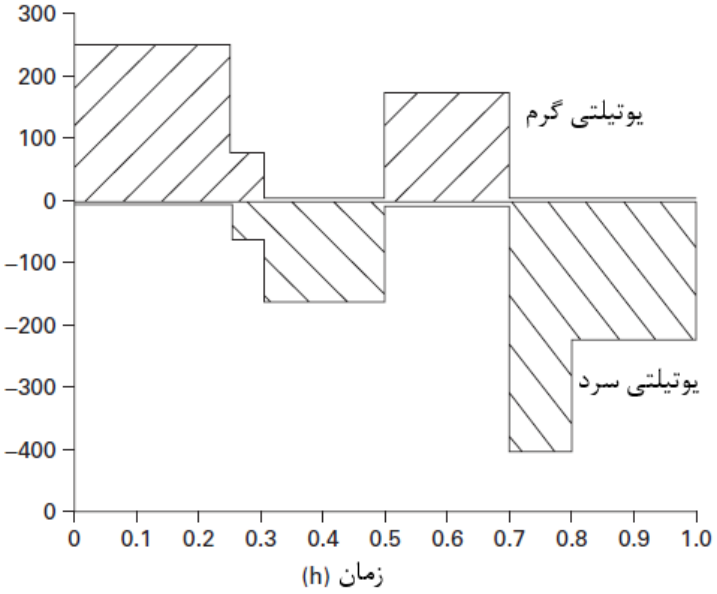
اکنون فرآیند را به بازه‌های زمانی تقسیم می‌کنیم. مرزها در شروع یا اتمام جریان‌ها رخ می‌دهند و بنابراین در مجموع با ارائه شش بازه زمانی، در زمان‌های ۰/۰ ، ۰/۲۵، ۰/۳، ۰/۵، ۰/۷، ۰/۸ و ۱/۰ ساعت قرار دارند.

در هر بازه زمانی، ترکیب معینی از جریان‌ها وجود خواهد داشت و شرایط آن‌ها را می توان ثابت در نظر گرفت. نمودار رویداد زمانی (شکل ۷-۷) تجسم مفیدی از این که کدام جریان‌ها در کدام دوره‌ها وجود دارند، ارائه می‌دهد. از این رو می‌توان برای آن بازه زمانی، یک آبشار حرارتی تنظیم کرد و دقیقاً به همان روشی که برای یک فرآیند پیوسته وجود دارد، اهداف یوتیلتی گرم و سرد با روش جدول مسئله محاسبه می‌شوند. یک آبشار غیرممکن ایجاد می‌شود، حداکثر مقدار منفی پیدا می‌شود و آن مقدار یوتیلتی گرم تأمین می‌شود. اهداف مربوط به حداکثر بازیابی گرما (MHR) در آن بازه زمانی با مبادله مستقیم حرارت به دست آمدند. آن‌ها ممکن است یا به عنوان جریان گرما (برحسب kW) یا با ضرب آن در طول بازه

زمانی، به عنوان بارهای گرما (برحسب kWh) محاسبه شوند. با ارائه شکل (۷-۸)، نمودار جریان گرما برای رسم نمودار یوتیلتی - زمان، صرفاً با خواندن بارهای یوتیلتی گرم و سرد در هر بازه زمانی مفید است. با این حال، برای محاسبه اهداف کلی یوتیلتی گرم و سرد، بارهای حرارتی لازم است؛ زیرا جریان‌های گرما در هر آبشار در طول بازه زمانی باید سنگین باشد. افزودن بارهای گرمای یوتیلتی گرم و سرد در طول دوره بچ، اهداف TSM را ارائه می‌دهد. اینها مطابق با موقعیتی است که در طی هر بازه زمانی، تمام گرمای احتمالی با تبادل مستقیم حرارت بازیابی می‌شود. بنابراین آن‌ها همچنین به عنوان اهداف MHX شناخته می‌شوند.



شکل ۷-۷: نمودار رویداد زمانی برای مثال اصلی



شکل ۷-۸: نمودار یوتیلتی - زمان برای مثال اصلی

آبشارهای حرارتی برای هر بازه زمانی ممکن است در کنار هم قرار بگیرند تا مانند جدول-های (۷-۳) تا (۷-۶) جریان‌های گرما در کل دوره مشاهده شود.

جدول ۷-۳- آبشارهای حرارتی غیرعملی از نظر جریان گرما

T (°C)	t (h)	0.0–0.25	0.25–0.3	0.3–0.5	0.5–0.7	0.7–0.8	0.8–1.0
		⇩	⇩	⇩	⇩	⇩	⇩
165		0	0	0	0	0	0
	ΔH	0	80	80	80	80	80
145		0	80	80	80	80	80
	ΔH	−40	−20	−5	35	35	20
140		−40	60	75	115	115	100
	ΔH	−440	−220	−55	−165	385	220
85		−480	−160	20	−50	500	320
	ΔH	0	120	210	−90	210	120
55		−480	−40	230	−140	710	440
	ΔH	0	0	90	−210	90	0
25		−480	−40	320	−350	800	440
		⇩	⇩	⇩	⇩	⇩	⇩

جدول ۷-۴- آبشارهای حرارتی امکان پذیر از لحاظ جریان گرما

T (°C)	t (h)	0.0–0.25	0.25–0.3	0.3–0.5	0.5–0.7	0.7–0.8	0.8–1.0
		⇩	⇩	⇩	⇩	⇩	⇩ مکان هندسی پینچ
165		480	160	0	350	0	0
	ΔH	0	80	80	80	80	80
145		480	240	80	430	80	80
	ΔH	−40	−20	−5	35	35	20
140		440	220	75	465	115	100
	ΔH	−440	−220	−55	−165	385	220
85		0 مکان هندسی پینچ	0	20	300	500	320
	ΔH	0	110	210	−90	210	120
55		0	120	230	210	710	440
	ΔH	0	0	90	−210	90	0
25		0	120	320	0	800	440
		⇩	⇩	⇩	⇩	⇩	⇩

جدول ۷-۵- آبشارهای حرارتی غیرعملی از نظر بارهای گرما

T (°C)	t (h)	0.0–0.25	0.25–0.3	0.3–0.5	0.5–0.7	0.7–0.8	0.8–1.0
165		0	0	0	0	0	0
	ΔH	0	4	16	16	8	16
145		0	4	16	16	8	16
	ΔH	−10	−1	−1	7	3.5	4
140		−10	3	15	23	11.5	20
	ΔH	−110	−11	−11	−33	38.5	44
85		−120	−8	4	−10	50	64
	ΔH	0	6	42	−18	21	24
55		−120	−2	46	−28	71	88
	ΔH	0	0	18	−42	9	0
25		−120	−2	64	−70	80	88

جدول ۷-۶- آبشارهای حرارتی امکان پذیر از نظر بارهای گرما

T (°C)	t (h)	0.0–0.25	0.25–0.3	0.3–0.5	0.5–0.7	0.7–0.8	0.8–1.0	
		198						مکان هندسی
165		HU 120	8	0	70	0	0	پینچ
	ΔH	0	4	16	16	8	16	
145		120	12	16	86	8	16	
	ΔH	−10	−1	−1	7	3.5	4	
140		110	11	15	93	11.5	20	
	ΔH	−110	−11	−11	−33	38.5	44	
85	مکان هندسی	0	0	4	60	50	64	
	ΔH پینچ	0	6	42	−18	21	24	
55		0	6	46	42	71	88	
	ΔH	0	0	18	−42	9	0	
25		0	6	64	0	80	88	CU 238

فقط سه بازه زمانی نیاز به یوتیلتی گرم و چهار مورد نیاز به یوتیلتی سرد دارند. اهداف TSM عبارتند از: ۱۹۸ kWh یوتیلتی گرم و ۲۳۸ kWh یوتیلتی سرد؛ بازیابی حرارتی

مربوطه، ۲۷۲ kWh است. توجه داشته باشید که نیازهای یوتیلتی بسیار بالاتر از اهداف TAM با مقادیر ۲۰ kWh و ۶۰ kWh است. با این حال، صرفه جویی قابل توجهی (بیش از ۵۵٪) در مقایسه با نیازهای بدون بازیابی گرما (۴۷۰ kWh و ۴۷۰ ۵۱۰) وجود دارد.

همچنین از نمودار یوتیلتی - زمان، شکل (۷-۸) مشخص است که بارهای گرما بسیار شدید به اوج می‌رسند. نیاز اصلی یوتیلتی گرم در آغاز فرآیند و نیاز به یوتیلتی سرد، در پایان آن است.

۷-۵-۴- امکان ذخیره سازی حرارت

در مرحله بعد، ممکن است ذخیره‌سازی گرما در نظر گرفته شود. اگرچه این ممکن است غیرعملی باشد، اما بینش‌های به دست آمده همچنین در شناسایی امکانات برای زمان‌بندی مجدد مفید هستند.

در بخش (۳-۵-۱) دیدیم که چگونه می‌توان از هدف‌گذاری منطقه‌ای برای ارزیابی امکانات بازیابی گرما بین کارخانه‌های فرآیند جداگانه با دماهای مختلف پینچ استفاده کرد.

مجموعه داده‌های جریان ترکیب می‌شوند، یا جداول مسئله یا منحنی‌های ترکیبی گراند می‌توانند روی هم قرار گیرند. این امر مشخص می‌کند که چقدر از گرمای پایین پینچ حاصل از یک فرآیند را می‌توان جهت تأمین گرمای بالای پینچ برای دیگری استفاده کرد، به طوری که گرمای بیشتری بازیابی شود و نیازهای کلی یوتیلتی کاهش یابد.

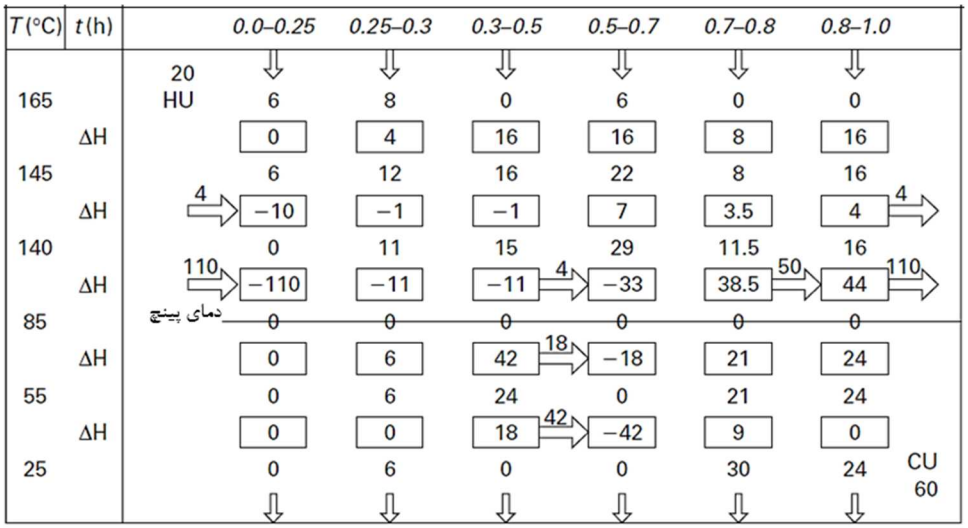
همین اصل را می‌توان برای دو بازه زمانی به کار برد. اگر بازه زمانی اولیه دارای یک پینچ در دمای بالا باشد، این گرما را می‌توان در صورت یافتن راهی برای ذخیره آن در یک بازه زمانی بعدی با دمای پایین پینچ استفاده کرد. باز هم، بازیابی گرما افزایش می‌یابد و اهداف یوتیلتی کاهش می‌یابند.

با نگاهی به جدول (۷-۶)، بازه زمانی سوم (۰/۳- ۰/۵ ساعت) دارای یک پینچ «آستانه» در دمای بالای ۱۶۵ °C است و در دمای پایین‌تر از آن، ۶۴ kWh گرما آزاد می‌کند، در حالی که بازه زمانی چهارم (۰/۵-۰/۷ ساعت) دارای نوع مخالف پینچ آستانه با نیاز به ۷۰ kWh خنک‌سازی است. ممکن است نتیجه‌گیری مشابهی از نمودار زمان – یوتیلتی به دست آید. بنابراین امکان انتقال حرارت بین این دو بازه زمانی وجود دارد. ساده‌ترین روش برای محاسبه میزان حرارتی که می‌توان بازیابی کرد، ترکیب داده‌های جریان دو بازه زمانی و محاسبه آبشار

گرما است. آبشار حاصل نشان می‌دهد که اکنون فقط ۶ kW گرما باید تأمین شود و نیازی به هیچ خنک‌کننده‌ای نیست؛ یک پینچ مضاعف در دمای ۸۵ و ۲۵ °C وجود دارد (دومی، یک پینچ آستانه است). بنابراین صرفه‌جویی بالقوه موجود از طریق ذخیره سازی گرما بین این دو بازه، ۶۴ kWh است که مربوط به یک هدف یوتیلتی گرم ۱۳۴ kWh و یک هدف یوتیلتی سرد ۱۷۴ kWh است.

به همین ترتیب، اگر دوره‌ها در فواصل منظم تکرار شوند، واضح است که از گرمای با دمای بالا از انتهای یک بچ می‌توان برای تأمین گرما در شروع بچ بعدی استفاده کرد. اگر فرض شود که جفت‌های ذخیره‌سازی گرما، مانند تبادل حرارت ، می‌توانند با $\Delta T_{min} = 10$ °C اتفاق بیفتند، در این صورت می‌توان تمام آبشارها را داخل یک مورد ترکیب کرد. سپس اهداف به مقادیر داده شده توسط TAM، ۲۰ kW یوتیلتی گرم و ۶۰ kW یوتیلتی سرد کاهش می یابند. می‌توان نتیجه گرفت که در کل از ذخیره‌سازی ۱۷۸ kWh استفاده شده است، اما تعیین اینکه در چه دماهایی مورد نیاز است، خیلی آسان نیست. استنتاج منطقی بر اساس آبشارهای TSM قابل استفاده است. کمپ و دیکین (۱۹۸۹a) یک روش آنالیز دقیق، یعنی، آبشار حرارتی موجود را ارائه دادند که نشان می‌دهد چه زمان‌ها و دماهای ذخیره‌سازی برای رسیدن به هدف TAM مورد نیاز است. برای کسب اطلاعات، نتایج در جدول (۷-۷) آورده شده است. با این حال، این الگوریتم پیچیده است و هیچ برنامه رایانه‌ای با استفاده از آن از نظر تجاری، موجود نیست.

جدول ۷-۷- آبشارهای حرارتی امکان پذیر با ذخیره سازی گرما در داخل و بین batchها



در عمل، بازیابی گرما در فرآیندهای ناپیوسته با استفاده از ذخیره‌سازی حرارت بسیار نادر است و احتمالاً این‌گونه باقی خواهد ماند. ذخیره حرارت برای دوره‌های نسبتاً طولانی مورد نیاز فرآیند ناپیوسته – ده‌ها دقیقه یا ساعت - بدون تلفات غیرقابل قبول گرما دشوار است. همچنین، عملی‌ترین روش‌های ذخیره‌سازی گرما به نیروی محرکه‌ای بسیار بزرگ تر از ΔT_{min} نیاز دارند یا این که گرما را در یک سطح دمای ثابت ذخیره می‌کنند. از این رو، ذخیره‌سازی گرما نسبت به تبادل حرارت بسیار پرهزینه‌تر است. با این وجود، گاهی اوقات از آن در سیستم‌های پیوسته با مقیاس بزرگ، به عنوان مثال، برای ذخیره آب گرم و بخار در یک سیستم سایت کامل استفاده می‌شود و روش‌های آنالیز فوق در این شرایط قابل استفاده است.

سیستم‌های ذخیره‌سازی احتمالی گرما شامل موارد زیر است:

(الف) چاه‌های گرم- مخازن بزرگ ذخیره‌سازی مایع در دمای تقریباً ثابت نگهداری می‌شوند. تمام حرارت ورودی تا رسیدن به دمای میانگین چاه گرم کاهش می‌یابد.

(ب) مخازن ذخیره‌سازی طبقه‌بندی شده - شبیه به چاه‌های گرم، اما اختلاط و آشفتگی به حداقل می‌رسد تا مایع در لایه‌هایی با گرم‌ترین لایه‌ها در بالای مخزن باقی بماند. در نتیجه

انواع مختلفی از دماهای ذخیره‌سازی به دست می‌آید و می‌توان به درجاتی از تبادل حرارتی متقابل دست یافت.

ج) مولدهای حرارتی - به عنوان مثال برج‌های کوپر که در آن گاز گرم و سرد به طور پی در پی از طریق یک محفظه آجری عبور می‌کند.

د) چرخ‌های حرارتی - بیشتر به عنوان مبدل‌های حرارتی به کار می‌روند؛ زیرا توانایی ذخیره‌سازی آن‌ها بسیار محدود است.

ه) سیستم‌هایی که از گرمای نهان تبخیر استفاده می‌کنند - به عنوان مثال مخازن بخار استوانه‌ای شکل و انباره، توپ‌هایی که با مخلوط آب/گاز بی‌اثر تحت فشار، انباشته می‌شوند.

و) سیستم‌هایی که از گرمای نهان ذوب استفاده می‌کنند – توپ‌های پلاستیکی حاوی یک یوتکتیک (زود ذوب شونده)، یخ (در سیستم‌های با دمای پایین).

روش‌ها و تجهیزات ذخیره‌سازی گرما به‌طور جامع در کتابی توسط دینسر و روزن (۲۰۰۲) بررسی شده است.

آنالیز آبشاری همان‌طور که توسط کمپ و دیکین (۱۹۸۹a) و کمپ (۱۹۹۰) شرح داده شده است، با در نظر گرفتن جریمه دمای اضافی، می‌تواند برای ارائه اهداف تنظیمات سیستم ذخیره‌سازی واقعی گرما سازگار شود. این مفاهیم به‌طور مستقیم با مفاهیم بازیابی گرما در سیستم‌های کل سایت از طریق سیستم بخار سایت یا یک سیال انتقال حرارت با گردش مجدد (بخش ۵-۴-۳) معادل هستند که شامل کاهش دما توسط سیستم انتقال حرارت میانی نیز می‌شود.

به جای استفاده از ذخیره‌سازی گرما برای بازیابی گرما بین دو جریان در بازه‌های زمانی مختلف، احتمالاً زمان‌بندی مجدد عملیات فرآیند به طوری که جریان‌ها در همان بازه زمانی قرار بگیرند، امکان‌پذیر باشد. این امر با تغییر داده‌ها برای TSM، بر نسبت تبادل حرارت به ذخیره‌سازی گرما تأثیر می‌گذارد، اما هدف TAM را بدون تغییر می‌گذارد. آبشار کلی نشان می‌دهد که ذخیره‌سازی گرما در کجا امکان‌پذیر است و بنابراین نشان می‌دهد که از زمان‌بندی مجدد در کجا می توان استفاده کرد تا این مورد به تبادل حرارت تبدیل شود. این روش‌ها در بخش (۷-۷) بیشتر توضیح داده شده است.

روش جایگزین دیگری برای ارزیابی TSM توسط گلولکر (۱۹۹۴) پیشنهاد شد. به جای تولید آبشارهای حرارتی برای هر بازه زمانی مجزا، روش وی با آبشارهای حرارتی برای جریان-های مجزا شروع می‌شود. این امر می‌تواند میزان محاسبه مورد نیاز را کاهش دهد، به خصوص در مواردی که جریان‌های بسیار کمتری از بازه‌های زمانی وجود دارد. همچنین این کار می-تواند به روشن کردن میزان گرمای موجود برای اهداف زمان بندی مجدد در یک دما و بازه زمانی معین کمک کند. روش و کاربرد آن توسط شینوی (۱۹۹۵) مورد بحث قرار گرفته است که مثال‌های عددی نیز ارائه می‌دهد.

خلاصه، هدف‌گذاری فرآیندهای ناپیوسته شامل مراحل زیر است:

- داده‌های مربوط به زمان عملیات، دما و بارهای حرارتی را جمع‌آوری کنید.
- از TAM برای محاسبه MHR توسط تبادل و ذخیره‌سازی گرما استفاده کنید.
- فرآیند را به بازه‌های زمانی تقسیم کنید.
- تقریبی برای جریان‌های با دمای متغیر یا بار گرما انجام دهید.
- در صورت لزوم بازه‌های زمانی بیشتری اضافه کنید.
- از TSM برای یافتن اهداف MHX برای هر بازه زمانی استفاده کنید.
- با استفاده از نمودار یوتیلتی - زمان به تغییر در نیازهای یوتیلتی گرم و سرد در طول دوره بچ توجه کنید.
- مکان‌های پینچ را بررسی کرده و فرصت‌های لازم برای ذخیره‌سازی گرما یا زمان‌بندی مجدد را استنباط کنید.
- در صورت لزوم محاسبات را در نزدیکی دمای پینچ اصلاح کنید.
- در صورت تمایل، سیستم‌های ذخیره‌سازی عملی گرما با دمای کار ثابت یا افزایش ΔT_{min} در نظر بگیرید.

۷-۶- طراحی شبکه مبدل‌های حرارتی

۷-۶-۱- شبکه‌ها براساس فرآیند پیوسته یا متوسط

در روش طراحی شبکه‌های مبدل حرارتی در فرآیندهای پیوسته که در فصل ۲ شرح داده شده است، اصل اساسی، شروع به کار در پینچ و کار به سمت بیرون بود که اطمینان حاصل

می‌کرد که اهداف به دست می‌آیند. مطالعات اولیه روی فرآیندهای بچ، با استفاده از TAM، فرض کردند که از آنجایی که هدف MHR با فرآیند پیوسته برابر است، طراحی شبکه بهینه نیز مانند فرآیند پیوسته خواهد بود. همان‌طور که در شکل (۷-۹) نشان داده شده است، شبکه MER به دست آمده در بخش (۲-۳-۳) (شکل ۲-۱۸) برای فرآیند پیوسته، می‌تواند برای وضعیت ناپیوسته اعمال شود. توجه داشته باشید که بین گرمای قابل بازیابی توسط تبادل مستقیم و ذخیره‌سازی در هر جفت، تفاوت وجود دارد.

اکنون تبادل حرارت مستقیم به دوره‌هایی محدود می‌شود که هر دو جریان در واقع وجود دارند، و حتی در آن زمان توسط نرخ جریان گرمای آنی، Q_{inst}، موجود از هر جریان محدود می‌شود. برای یک جریان نوع A، این پارامتر به صورت زیر تعریف می‌شود:

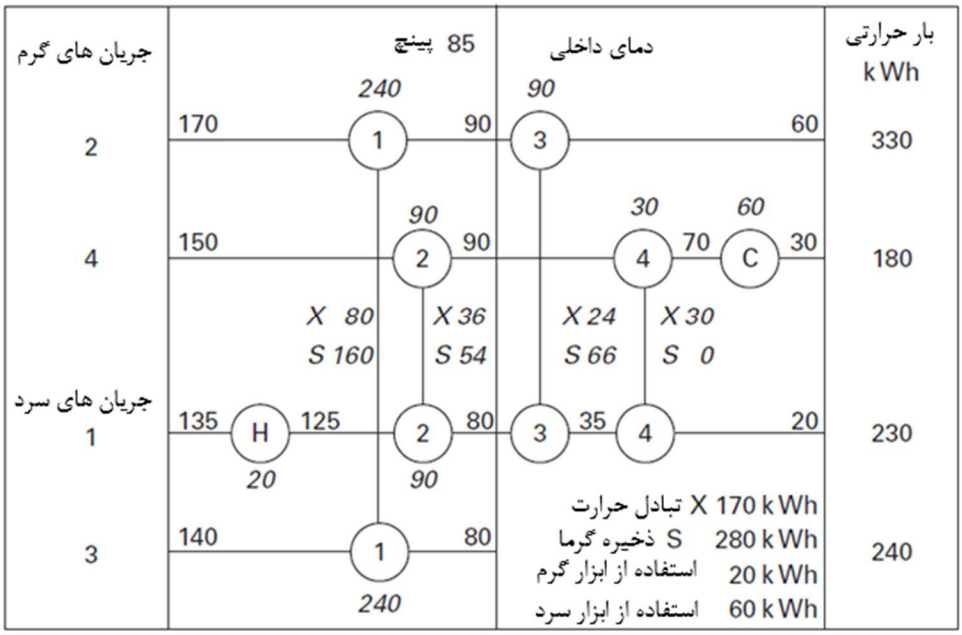
$$Q_{inst} = C_P (T_2 - T_1) \qquad ۵-۷$$

Q_{inst}، حاصل ضرب ظرفیت حرارتی در تغییر دمای جریان است. گرمای بازیابی شده توسط این جفت با ضرب کمتر از دو مقدار Q_{inst} و مدت زمانی که دو جریان جفت شده با هم وجود دارند، به دست می‌آید.

استفاده از این روش برای شبکه موجود در شکل (۷-۹)، مقادیر تبادل حرارتی ممکن (X) از هر جفت و ذخیره‌سازی گرمای لازم (S) برای تشکیل بار گرمای مورد نیاز را فراهم می‌کند؛ این مقادیر به صورت ایتالیک (مورب) در کنار جفت‌های که به آن‌ها مربوط هستند، نشان داده شده‌اند. اگرچه این شبکه در واقع می‌تواند به هدف انرژی TAM برای فرآیند ناپیوسته دست یابد، کمتر از نیمی از بازیابی گرما می‌تواند با تبادل مستقیم انجام شود (۱۷۰ kWh از ۴۵۰kWh). علاوه بر این، برای دستیابی به ΔT_{min} مورد نیاز، ۱۰ °C، یک سیستم ذخیره-سازی پیچیده با سطوح دمای دقیقاً فاصله‌بندی شده و زمان ذخیره‌سازی طولانی لازم است. استفاده از این شبکه برای به دست آوردن MHR با ترکیبی از تبادل حرارت و ذخیره‌سازی، مطمئناً اقتصادی نخواهد بود.

اغلب، مبدل حرارتی بازپرداخت قابل قبولی دارد، اما یک سیستم ذخیره‌سازی گرما وجود ندارد؛ زیرا مقدار قابل توجهی از تجهیزات اضافی مورد نیاز است. بنابراین شبکه شکل (۷-۹) می‌تواند تنها با تبادل حرارتی مستقیم سازگار باشد. تبادل حرارت ، ۱۷۰ kWh است. با این

حال، TSM (بخش ۷-۵) نشان داد که با تبادل حرارتی مستقیم، ۲۷۲ kWh قابل بازیافت است، بنابراین شبکه مبتنی بر فرآیند پیوسته، مطمئناً بهینه نیست.



شکل ۷-۹: شبکه MER اعمال شده برای فرآیند ناپیوسته

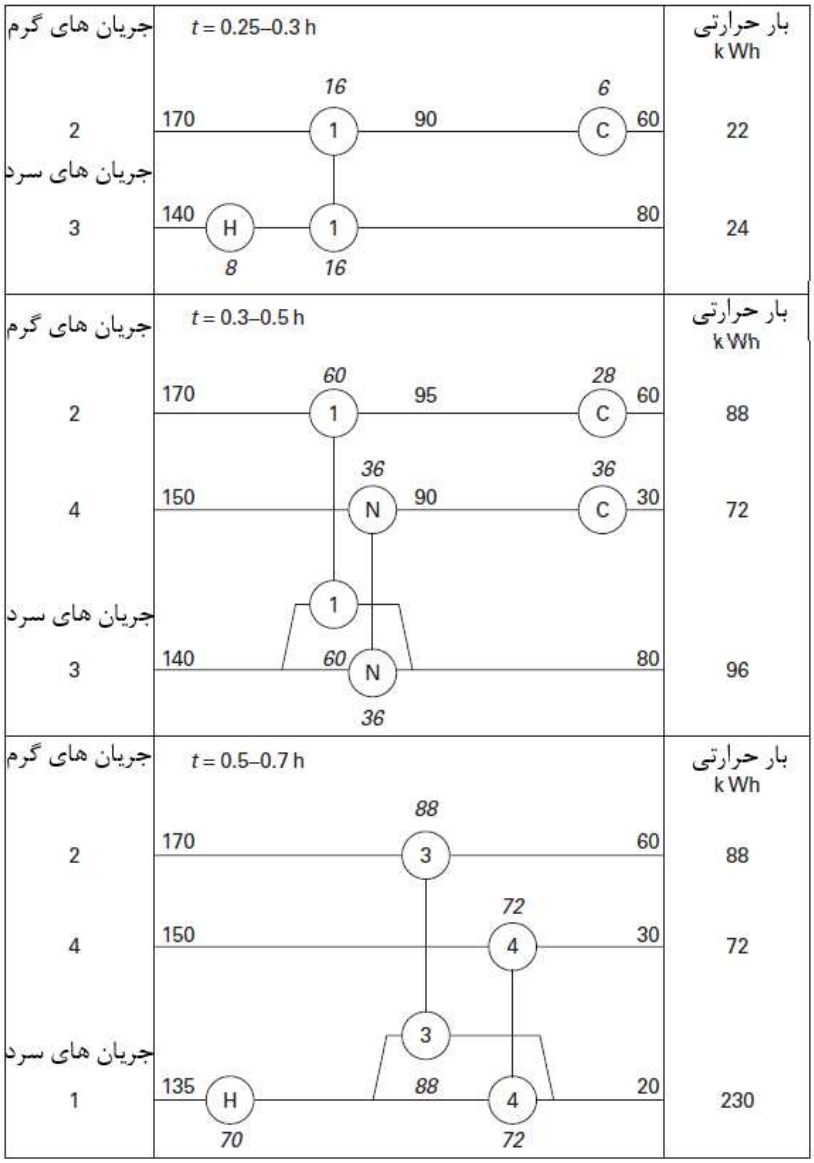
۷-۶-۲- شبکه‌های مبتنی بر بازه‌های زمانی مجزا

برای هر بازه زمانی می‌توان شبکه‌ای طراحی کرد که به MHX می‌رسد. از این‌رو، با قرار دادن هر شش شبکه، یک ساختار کلی شبکه به دست می‌آید که به هدف MHX می‌رسد.

بازه زمانی اول فقط به یوتیلتی گرمایشی نیاز دارد و دو مورد دیگر، فقط به خنک‌کننده نیاز دارند. شبکه‌ها برای سه بازه زمانی دیگر در شکل (۷-۱۰) نشان داده شده است. در هر حالت، آن‌ها با شروع از دمای پینچ برای آن بازه زمانی (به دست آمده از جدول (۵-۶)) و کار کردن به سمت بیرون توسعه یافته‌اند؛ هیچ کدام بیش از دو جفت نیاز ندارند. جفت‌های ۱، ۳ و ۴ در شبکه MER بودند، اما جفت N جدید است. تقسیم جریان در بازه‌های زمانی(۰/۳ تا ۰/۵ ساعت) و (۰/۵ تا ۰/۷ ساعت) مورد نیاز است که در آن، دو جریان گرم و فقط یک جریان سرد وجود دارد.

شبکه به دست آمده از ترکیب تمام جفت‌های مشخص شده در بازه‌های زمانی مجزا، شکل (۷-۱۱)، با استفاده از چهار مبدل که در کل ۲۷۲ kWh را بازیابی می‌کنند، به هدف MHX ، ۱۹۸ kWh یوتیلتی گرم دست می‌یابد. انشعابات جریان در هر دو جریان سرد لازم است. شکل (۷-۱۱) ساده ترین شکل **شبکه با حداکثر تبادل حرارت** است - به عنوان شبکه‌ای که برای تبادل حرارتی مستقیم به اهداف MHX / TSM دست می‌یابد، تعریف شده است.

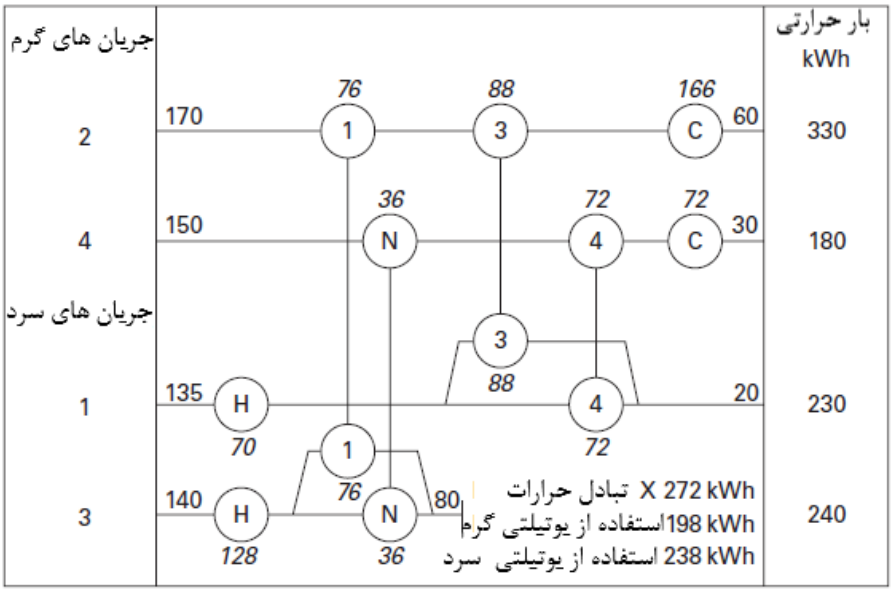
توجه داشته باشید که هر دو مبدل ۳ و ۴ باید گرما را از طریق پینچ کلی در دمای $^{\circ}C$ ۸۵ انتقال دهند. این ظاهراً با اصل اساسی انتگراسیون فرآیند مغایرت دارد و به این معنی است که این شبکه نمی‌تواند به هدف TAM دست یابد. این مورد لازم است؛ زیرا دمای پینچ برای هر بازه زمانی متفاوت است؛ در اکثر بازه‌های زمانی، گرما یا بالاتر از پینچ کلی دفع می‌شود و یا پایین‌تر از پینچ کلی لازم است. بنابراین طراحی شبکه‌ای که به هر دو اهداف MHX و TAM دست یابد، دشوار یا غیرممکن است. در عمل، یک شبکه MHX به احتمال زیاد مقرون به‌صرفه است.



شکل ۷-۱۰: شبکه‌های مبدل حرارتی برای بازه‌های زمانی مجزا

شبکه شکل (۷-۱۱) ممکن است غیراقتصادی به نظر برسد؛ زیرا چهار مبدل هنوز برای آنچه می‌تواند یک کارخانه نسبتاً کوچک باشد، مورد نیاز است. با این حال، استفاده از مبدل-های حرارتی ویژه می‌تواند هزینه‌ها را به‌طور قابل توجهی کاهش دهد.

به جای تقسیم جریان‌های ۱ و ۳، همان‌طور که در بخش (۴-۲-۶) توضیح داده شده است، می‌توان از مبدل‌های حرارتی چند جریانی، به عنوان مثال مبدل صفحه‌ای واشردار یا جوشکاری شده یا مبدل صفحه-پره‌ای استفاده کرد. در هر حالت، سمت «گرم» به یک بخش که جریان گرم ۲ از طریق آن جریان می‌یابد و یک بخش جداگانه که در آن جریان ۴ جاری است، تقسیم می‌شود، بنابراین هر دو همزمان با جریان سرد جفت می‌شوند. استفاده از مبدل-های حرارتی چند جریانی، تعداد واحدهای مورد نیاز در شکل (۷-۱۱) را از چهار به دو کاهش می‌دهد. علاوه بر این، از آنجایی که جریان‌های ۱ و ۳ همزمان وجود ندارند، از نظر تئوری می‌توان از یک مبدل یکسان برای هر دو استفاده کرد، به‌طوری که هر چهار جفت را می توان با یک مبدل چند منظوره واحد به دست آورد. چنین واحدهایی در کارخانه‌های مواد شیمیایی خاص، بسیار رایج هستند.



شکل ۷-۱۱: شبکه MER

محدودیت اصلی در مبدل‌های چند منظوره این است که آلودگی متقاطع بین مایعات مورد استفاده متوالی رخ می دهد (در اینجا جریان‌های ۱ و ۳). این امر ممکن است به دلیل الزامات ایمنی، واکنش‌های جانبی، سطوح ناخالصی غیرقابل قبول یا سایر موارد کیفیت محصول، غیرقابل قبول باشد. قبل از عبور سیال دوم، ممکن است این مشکل با پالایش مختصری (به عنوان مثال با بخار) برطرف شود؛ این امر به ویژه برای جریان‌های گازی مؤثر است.

فرصت‌های مشابه را همیشه باید در کارخانه‌های ناپیوسته جستجو کرد که غالباً کوچک هستند، به‌طوری که بازگشت اقتصادی ناشی از بازیابی گرما به وسیله نیاز به تعداد زیادی از مبدل‌های با بارهای حرارتی کوچک محدود شده و فقط به طور متناوب کار می‌کنند. با ترکیب جفت‌ها در تعداد کمی از مبدل‌های حرارتی چند جریانی یا چند منظوره می‌توان یک پروژه بازیابی گرمای به ظاهر غیراقتصادی را عملی کرد. با استفاده از مبدل‌های صفحه‌ای، ممکن است بازیابی گرما بدون استفاده از مبدل‌های اضافی قابل دستیابی باشد، زیرا یک قاب واحد می‌تواند هم تبادل حرارت و هم یک بخش گرمایش یا سرمایش را در خود جای دهد.

برای حذف جفت‌های کوچک یا نامطلوب، می‌توان شبکه MHX را کاهش داد. روش‌هایی از جمله حذف انشعابات جریان و شکستن حلقه، مانند همان روش‌های به کار رفته برای فرآیندهای پیوسته هستند. احتمالات این مثال چهار جریانی به طور دقیق و کامل توسط کمپ و دیکین (۱۹۸۹b) تشریح شده‌اند. به عنوان مثال، اگر مبدل‌های حرارتی چند جریانی و چند منظوره قابل استفاده نباشند و تقسیم جریان در شکل (۷-۱۱) به نظر برسد که نامطلوب است، جفت‌های ۱ و N می‌توانند به صورت سری قرار بگیرند، همان‌طور که جفت-های ۳ و ۴ می‌توانند.

اگر قرار است از ذخیره‌سازی گرما استفاده شود، این جفت‌ها را می‌توان در شبکه گنجانید. گرمای تحویل داده شده از اولین بازه زمانی برای ذخیره سازی، برای آن بازه زمانی به عنوان یک جریان سرد به شبکه اضافه می‌شود. به همین ترتیب، گرمای آزاد شده از طریق ذخیره-سازی در بازه زمانی بعدی به عنوان یک جریان گرم به آن شبکه اضافه می‌شود. باز هم، این روش توسط کمپ و دیکین (۱۹۸۹b) به‌طور دقیق و کامل پوشش داده شده است.

۷-۷- زمان بندی مجدد

۷-۷-۱- تعریف

زمان‌بندی مجدد، تغییر زمان‌بندی برخی از عملیات‌های خاص است. نتیجه این است که جریان‌ها در همان محدوده دمایی مانند گذشته باقی می‌مانند، اما در بازه‌های زمانی مختلف حرکت می‌کنند. این بدان معنی است که هدف کلی بازیابی گرما، همان‌طور که توسط TAM پیش‌بینی شده است، تحت تأثیر زمان‌بندی مجدد قرار نمی‌گیرد. با این حال، آبشارهای زمانی مجزا متفاوت خواهند بود و هدف MHX به دست آمده از TSM، تغییر خواهد کرد. بنابراین زمان‌بندی مجدد باعث می‌شود مقداری گرما با تبادل حرارتی مستقیم که قبلاً از طریق ذخیره‌سازی گرما بازیابی می‌شد، بازیافت شود.

با زمان‌بندی مجدد می‌توان چندین مزیت را به دست آورد:

۱. می‌توان مقدار تبادل حرارتی مستقیم را افزایش داده و هدف انرژی MHX را کاهش داد.
۲. می‌توان بارهای متناوب زیاد را در یوتیلتی‌های گرم و سرد کاهش داد («هموارسازی بار» یا «انتهای برش (peak lopping)»).
۳. با حذف نیاز به برخی هیترها و کولرها، ممکن است قابلیت عملکرد بهبود یافته یا هزینه سرمایه کاهش یابد.

زمان‌بندی مجدد به وضوح نوعی تغییر فرآیند است. اما به جای تغییر دادن دماهای جریان، زمان جریان را تغییر می‌دهیم. ترتیب عملیات به شرح زیر است:

۱. اهداف مربوط به برنامه زمانی موجود را توسط TSM، آنالیز آبشاری یا منحنی‌های یوتیلتی - زمان به دست آورید.
۲. تغییرات مفید برنامه ریزی را شناسایی کنید.
۳. با برنامه زمانی جدید اهداف تبادل حرارت و ذخیره‌سازی جدید را به دست آورید.

۷-۷-۲- طبقه بندی انواع زمان بندی مجدد

فرصت‌های زمان بندی مجدد را می توان به طور کلی به چهار کلاس تقسیم کرد. اینها با مراجعه به مثال ساده دو جریانی ما نشان داده خواهند شد. فرض می‌شود که جریان‌ها از نوع A باشند، به‌طوری که تبادل حرارت همیشه از نظر دمایی امکان‌پذیر است.

جریان	بار گرم (MJ)	زمان عملیات(ساعت)	نرخ جریان حرارتی (MJ/h)
سرد A	۱۰۰	۰ -۰/۵	۲۰۰
گرم B	۱۰۰	۰/۸ – ۱	۵۰۰

زمان کار فعلی دو جریان عملاً در نمودار رویداد زمانی، شکل (۷-۱۲) (الف)، نشان داده شده است.

چهار نوع مختلف زمان‌بندی مجدد برای فراهم کردن امکان تبادل حرارتی جریان‌های A و B، به شرح زیر هستند:

نوع ۱: اگر دو خط فرآوری موازی وجود داشته باشد، می‌توان ساعت کار آن‌ها را طوری تنظیم کرد که A و B بتوانند بدون اینکه زمان‌های بچ را تغییر دهند، تبادل حرارت انجام دهند. این امر می‌تواند با اجرای کارخانه A، ۰/۵-۰/۸ ساعت بعد یا کارخانه B، ۰/۵-۰/۸ ساعت زودتر به دست آید (شکل (۷-۱۲) (ب) را ببینید). گرمای قابل بازیابی (۰/۲ × ۲۰۰) یا ۴۰ مگاژول است.

نوع ۲: تغییر زمان جریان درون یک بچ، اما مدت و دبی آن بدون تغییر است. این کار با تأخیر در جریان A یا انتقال جریان B به جلو به میزان ۰/۵-۰/۸ ساعت، بنابراین با تغییر برنامه‌ریزی زمانی داخلی کارخانه انجام می‌شود. باز هم نتیجه، شکل (۷-۱۲) (ب) است. مجدداً گرمای قابل بازیابی (۰/۴ × ۱۰۰) مساوی ۴۰ مگاژول است.

نوع ۳: تغییر مدت زمان یک جریان با تغییر دبی آن، حفظ زمان شروع یا پایان جریان قبلی. هنگامی که دبی حرارتی جریان B از ۵۰۰ به MJ/h ۱۰۰ کاهش می‌یابد، می‌توان این جریان را توسعه داد تا از صفر تا یک ساعت اجرا شود. گرمای قابل بازیابی از طریق این روش (۰/۵ × ۱۰۰) یا ۵۰ مگاژول است (شکل (۷-۱۲) (ج) را ببینید).

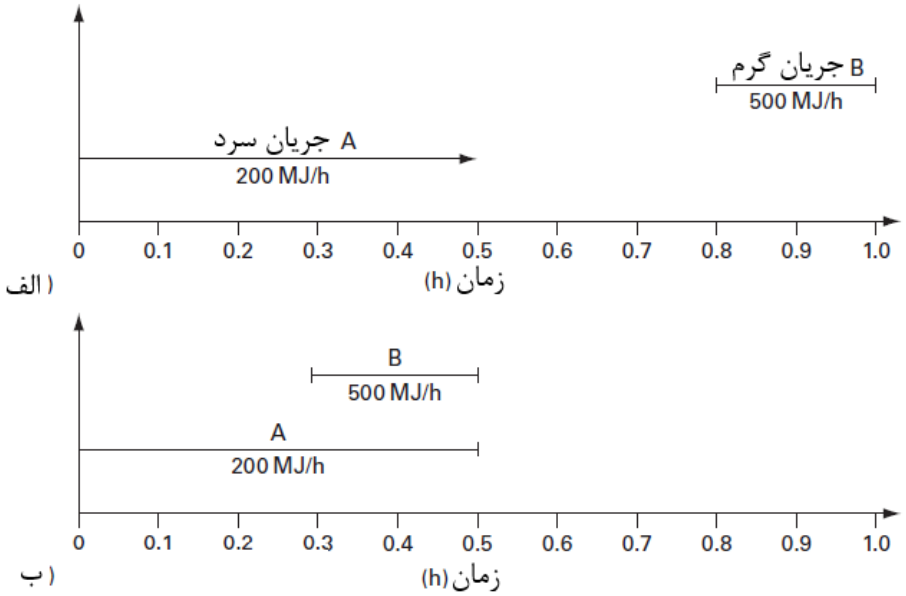
نوع ۴: تغییر زمان‌بندی و مدت زمان یک جریان. جریان B می‌تواند از ۰/۰ تا ۰/۵ ساعت جریان داشته باشد و بنابراین، دبی حرارتی آن MJ/h ۲۰۰ خواهد بود. از آنجایی که این دقیقاً با جریان A مطابقت دارد، بازیابی گرما بین جریان‌ها به حداکثر مقدار خود، یعنی (۰/۵ × ۲۰۰) مساوی با kWh ۱۰۰ می‌رسد (به شکل (۷-۱۲) (د) نگاه کنید). توجه داشته باشید که اکنون به هدف TAM رسیده‌ایم.

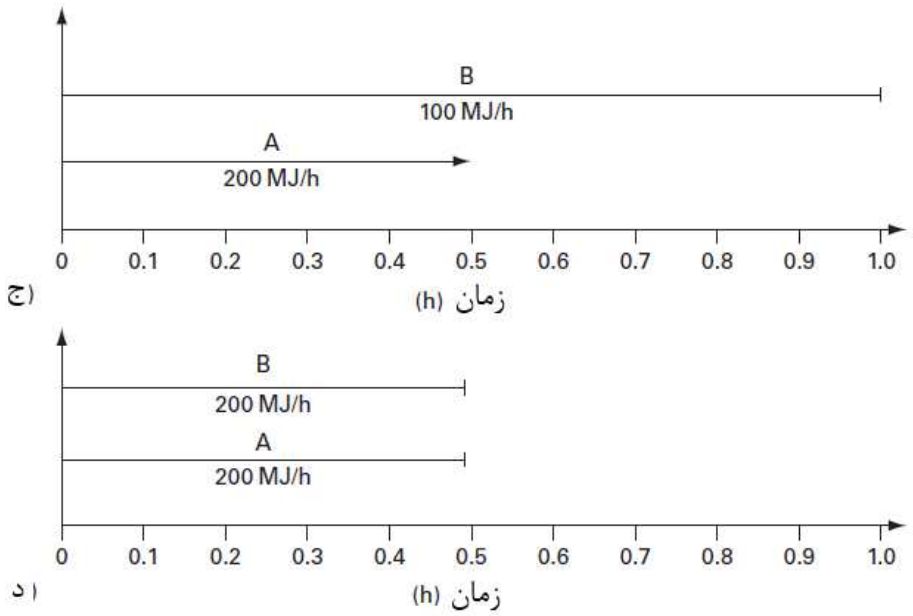
زمان‌بندی مجدد نوع ۱ ممکن است اختلالی در عملیات ایجاد نکند و یا اختلال کمی وارد کند و می‌تواند پروژه‌هایی را که از نظر عملیاتی قابل قبول هستند، فراهم کرده و بازده اقتصادی خوبی به دست آورد. با این حال، این کار دو فرآیند جداگانه را به هم پیوند می‌دهد که برای دستیابی به صرفه‌جویی انرژی باید همزمان اجرا شوند؛ از این رو ممکن است در آنجا مقداری از انعطاف‌پذیری عملیاتی از بین برود.

در مقابل، برای انجام فرصت‌های زمان‌بندی مجدد نوع ۲، ۳ و ۴، اغلب تغییرات اساسی در کارخانه لازم است و اینها ممکن است پرهزینه یا غیرعملی باشند. به عنوان مثال:

- درجه‌بندی مجدد پمپ‌ها یا تغییر سرعت آن‌ها برای دستیابی به تغییر در دبی،
- بزرگ‌سازی مبدل‌های حرارتی برای کنترل بارهای ناپایدار بالاتر،
- تأمین ظرفیت نگهداری اضافی.

به جای آن می‌توان از ذخیره‌سازی غیر مستقیم گرما استفاده کرد؛ این محدودیت‌های کمتری را تحمیل می‌کند، اما به اختلاف دمای بیشتر و تجهیزات گران قیمت‌تری نیاز دارد. در واقع، یک تجارت سه جانبه بین کاهش انعطاف‌پذیری (با زمان‌بندی مجدد و تبادل حرارتی مستقیم)، افزایش هزینه و پیچیدگی (با ذخیره‌سازی گرما) یا افزایش مصرف انرژی (با هیچ‌کدام از آن‌ها) وجود دارد.





شکل ۷-۱۲: نمودارهای رویداد زمانی برای زمان بندی مجدد مسئله دو جریانی

۷-۷-۳- روش شناسی

همانند بیشتر بخش‌های آنالیز پینچ برای فرآیندهای ناپیوسته، شناسایی تغییرات برنامه-ریزی زمانی، کار دشواری است. نمودار رویداد زمانی برای اکثر موارد ناکافی است؛ زیرا این نمودار محدوده دما یا بارهای حرارتی جریان‌ها را به صورت واضح نشان نمی‌دهد، اما یک نمایش مهم از زمانی که جریان‌ها با هم وجود دارند، ارائه می دهد. نمودار TSM و یوتیلتی - زمان نشان می‌دهد که چه زمانی پیک‌های عمده‌ای در یوتیلتی گرم و سرد وجود دارد و بنابراین می‌توانند نشان دهند که افزایش یا کاهش بارهای جریان گرم یا سرد در یک بازه زمانی در کجا ارزشمند است. همچنین، نمودار رویداد زمانی استقرار تجهیزات (نمودار گانت[1]) می‌تواند یک یوتیلتی ارزشمند باشد.

اگر امکانات ذخیره‌سازی گرما با استفاده از آنالیز آبشاری مشخص شده باشد، همان‌طور که توسط کمپ و دیکین (۱۹۸۹b) و کمپ (۱۹۹۰) نشان داده شده است، اینها با زمان‌بندی مجدد مناسب جریان‌ها می‌توانند به تبادل حرارتی مستقیم تبدیل شوند. به عنوان مثال اصلی،

[1] Gantt chart

آبشار کلی در جدول (۷-۷) هم ذخیره‌سازی مورد نیاز و هم محدوده دما را فراهم می‌کند (برای مثال، ۶۴ kW در بازه‌های زمانی ۰/۳-۰/۵ ساعت و ۰/۵-۰/۷ ساعت ذخیره می‌شود).

با مراجعه به نمودار رویداد زمانی، شکل (۷-۷) و شبکه‌های به دست آمده برای بازه‌های زمانی مجزا، شکل (۷-۱۰)، می‌توان جریان‌هایی که از طریق ذخیره‌سازی، تبادل حرارت می‌کنند، به دست آورد. بار هیتر در دوره ۷ بر روی جریان سرد ۱ قرار می‌گیرد و از ۷۰ به ۶ kWh کاهش می‌یابد، بنابراین، این جریانی است که گرما را دریافت کرده و جریان ۲ یا ۴ می‌توانند آن را تأمین کنند. اگر بتوان زمان‌بندی مجدد یک یا چند مورد از این جریان‌ها را انجام داد، می‌توان مقداری از گرما را با مبادله مستقیم بازیابی کرد. از طرف دیگر، اگر زمان-بندی مجدد جریان‌های مختلف در این بازه‌های زمانی انجام شود، می‌توان شبکه‌های جدیدی را توسعه داد.

با این حال، زمان بندی مجدد همچنین ممکن است فرصت‌هایی را که امکان ذخیره‌سازی گرمای مربوطه را ندارند، فراهم کند، زیرا ذخیره‌سازی گرما هنوز محدودیت زمانی یک طرفه دارد. یک جریان گرم فقط می‌تواند گرما را برای استفاده در یک بازه زمانی بعدی ذخیره کند، نه یک بازه قبلی. با این حال، اگر یک جریان سرد از بازه زمانی قبلی دوباره برنامه‌ریزی شود تا بعداً کار کند، این جریان می‌تواند این گرما را دریافت کند. بنابراین نمودار یوتیلتی - زمان و نمودار رویداد زمانی می‌تواند اطلاعات دیگری را ارائه دهد. با نگاهی به شکل (۷-۸)، دوره ۰/۵-۰/۷ ساعت نیاز به گرمایش خالص دارد و گرما نه تنها از بازه زمانی قبل (همان‌طور که در بالا مشخص شده است)، بلکه از بازه بعدی، ۰/۷-۰/۸ ساعت نیز در دسترس است. نمودار رویداد زمانی، شکل (۷-۷)، نشان می‌دهد که فقط جریان‌های گرم در این زمان وجود دارند که به این مطلب اشاره دارد که ما ممکن است بخواهیم دوره عملیاتی جریان سرد یک را افزایش دهیم یا این دوره را برای جریان سرد ۴ کاهش دهیم.

در ابتدا این آنالیز قصد دارد که تمام احتمالات زمان‌بندی مجدد را فقط براساس داده‌های جریان، بدون اشاره به چگونگی کاربرد آن‌ها در عمل پیدا کند. این امر تضمین می‌کند که هیچ فرصتی در ابتدا نادیده گرفته نمی‌شود؛ برخی از آن‌ها بعداً زمانی که اهمیت فیزیکی تغییر جریان‌های خاص در نظر گرفته می‌شود، حذف می‌شوند. همچنین، از آنجایی که زمان-بندی مجدد، جریان‌ها را از نظر زمانی جابجا می‌کند تا آن‌ها بتوانند مستقیماً گرما را تبادل

کنند، می‌توان از آنالیز ذخیره‌سازی ایده‌آل گرما با $\Delta T_{min} = 10°C$ به عنوان یک مبنا استفاده کرد؛ در اینجا هیچ نیازی به تحمیل جریمه اضافی دما نیست.

با زمان‌بندی مجدد همیشه باید دقیقاً به عنوان یک تغییر فرآیند رفتار شود. پس از ایجاد هر تغییر در دوره‌های زمانی جریان‌ها، داده‌های جریان و سپس اهداف انرژی با استفاده از TSM مجدداً محاسبه می‌شوند. یک یوتیلتی مفید در این مرحله، منحنی‌های یوتیلتی ناپیوسته است (گرموتی ۱۹۹۱) که نشان می‌دهد محدوده‌های دمایی گرما به‌طور مستقیم مبادله نمی‌شوند.

تقریباً همواره تعدادی عنصر آزمایش و خطا وجود دارد. آنالیز نشان می‌دهد که ممکن است گسترش جریان ۱ به جلو یا عقب در زمان یا هر دو مفید باشد، اما مشخص نیست چه گزینه‌ای تا زمانی که اهداف TSM محاسبه شوند، بهترین گزینه خواهد بود. جدول (۷-۸) نتایج موارد مختلف را نشان می‌دهد.

جدول ۷-۸- زمان بندی مجدد گزینه‌ها برای مثال چهار جریانی

موقعیت	زمان عملیات جریان ۱ (ساعت)	واحد گرم (TSM) kWh	مبدل حرارتی (MHX) kWh	حرارت بازیافتی افزوده kWh
(الف)مستقیم (فعلی)	۰/۵ – ۰/۷	۱۹۸	۲۷۲	۰
(ب)(الف)+جریان ۴ ۰/۷ – ۰/۳ ساعت	۰/۵ – ۰/۷	۱۸۰	۲۹۰	۱۸
(ج) جریان ۱ رو به جلو	۰/۳ – ۰/۷	۱۷۹	۲۹۱	۱۹
(د)(ج)+ جریان ۳ ۰/۷ -۰ ساعت	۰/۳ – ۰/۵	۱۳۴	۳۳۶	۶۴
(ه) جریان ۱ رو به عقب	۰/۵ – ۰/۸	۱۲۸	۳۴۲	۷۰

حرکت جریان ۴ یا جریان یک به جلو فقط مزایای کمی دارد. گزینه (د)، ۶۴ kWh را ذخیره می‌کند، اما نیاز دارد که هر دو جریان ۱ و ۳ به اندازه ۰/۲ ساعت جابجا شوند، در حالی که جابجایی جریان یک فقط به میزان ۰/۱ ساعت به عقب، کل نیاز به یوتیلتی گرم را در وسط فرآیند حذف می‌کند. بنابراین اگر گزینه (ه) توسط محدودیت‌های فرآیند مجاز باشد، به مراتب ساده‌ترین احتمال زمان‌بندی مجدد خواهد بود.

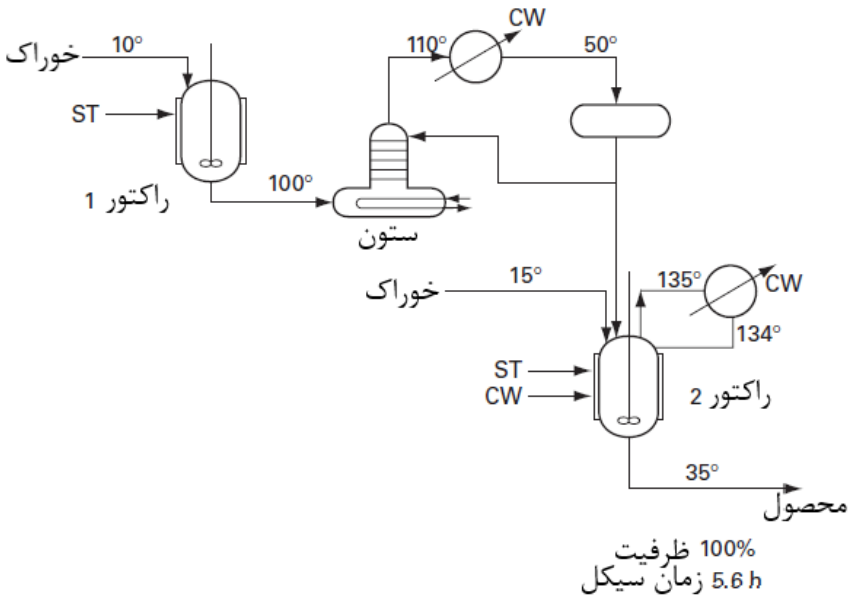
جدول (۷-۹) آبشارهای گرما را برای فرآیندی که مجدداً برنامه‌ریزی زمانی شده است، گزینه (ه)، نشان می‌دهد. توجه داشته باشید که یک بازه زمانی ناپدید شده است؛ زیرا اکنون هیچ جریانی پس از ۰/۷ ساعت شروع یا متوقف نمی‌شود. این شبکه همان ساختار شبکه MHX موجود در شکل (۷-۱۱) را خواهد داشت، اما بارهای گرما روی این جفت‌ها برای جریان یک باید افزایش یابند.

جدول ۷-۹- آبشارهای حرارتی عملی (به عنوان بارهای حرارتی) برای فرآیند دوباره زمان بندی شده

T(°C)	t(h)	0.0–0.25	0.25–0.3	0.3–0.5	0.5–0.8	0.8–1.0	
		⇩	⇩	⇩	⇩	⇩	مکان هندسی
		128 HU					
165		120	8	0	0	0	پینچ
	ΔH	0	4	16	24	16	
145		120	12	16	24	16	
	ΔH	−10	−1	−1	10.5	4	
140		110	11	15	34.5	20	
	ΔH	−110	−11	−11	5.5	44	مکان
85		0	0	4	40	64	هندسی
	ΔH	0	6	42	3	24	پینچ
55		0	6	46	43	88	
	ΔH	0	0	18	−33	0	
25		0	6	64	10	88	CU 168
		⇩	⇩	⇩	⇩	⇩	

همچنین برای بهبود قابلیت عملیاتی بدون افزایش بازیابی گرما، می توان از زمان بندی مجدد استفاده کرد، به عنوان مثال با به حداقل رساندن تعداد تبدیل‌های بین گرمایش و سرمایش روی یک مخزن پوشش‌دار، یا کاهش اوج بارهای گرمایش و سرمایش. فرصت‌های

مشابه ممکن است در طول طراحی شبکه نیز ظاهر شود (به عنوان مثال، اگر هیتر یا کولر بزرگی بر روی یک جریان لازم باشد، اما فقط برای یک دوره کوتاه مدت، ممکن است زمان-بندی مجدد برخی از جریان‌ها برای حذف آن یا کاهش اندازه آن عملی باشد). دوباره، کمپ (۱۹۹۰) مثال‌هایی می‌زند.



شکل ۷-۱۳: طرح‌واره برای فرآیند اصلی

۷-۸- رفع تنگناها

همان‌طور که قبلاً اشاره شد، انرژی اغلب یک عامل نسبتاً جزئی در فرآیندهای ناپیوسته است. فرصت‌های افزایش توان عملیاتی (میزان تولید) و کارآیی (که ممکن است منجر به بهبود کیفیت و عملکرد محصول شود) بسیار مهم‌تر هستند. به‌ویژه، رفع تنگناها برای افزایش تولید می‌تواند مزایای اقتصادی داشته باشد که خیلی بیشتر از کل صورت حساب انرژی کارخانه است.

فرآیندهای ناپیوسته معمولاً توسط یک یا چند مورد از چهار پارامتر زیر محدود می‌شوند:

- جریان ماده (به عنوان مثال، انتظار برای شارژ بعدی)؛
- جریان گرما (به عنوان مثال، انتظار برای رسیدن به دما)؛

- ظرفیت تجهیزات (به عنوان مثال، انتظار برای مخزن خالی بعدی)؛
- نیروی کار (به عنوان مثال، انتظار برای نوبت کار بعدی).

این پارامترها به‌طور معمول به هم پیوسته‌اند و جریان گرما نقش مهمی برای امکان‌سنجی فنی ایفا می‌کند. جریان ماده ممکن است با سرعت گرم کردن ماده یا خنک‌سازی محصول کنترل شود. ظرفیت تجهیزات ممکن است با زمان اقامت راکتور کنترل شود که آن نیز به نوبه خود با انتقال حرارت کنترل می‌شود. کیفیت جداسازی ممکن است توسط محدوده دمای خنک‌کننده و غیره محدود شود. در بیشتر فرآیندها، تنها یک یا دو بخش است که سرعت تولید کارخانه کلی را محدود می‌کند. این «مراحل محدود کننده سرعت» را می‌توان «پینچ-های بهره‌وری» در نظر گرفت. همانند آنالیز سنتی پینچ براساس انرژی، بیشترین مزایا از شناسایی این پینچ‌ها و بهبود آن بخش از فرآیند حاصل می‌شود. احتمالاً مفیدترین یوتیلتی منفرد در انجام این کار، **نمودار استقرار تجهیزات** یا **نمودار گانت** است که آن را می‌توان توسعه نمودار رویداد زمانی در نظر گرفت. این نمودار نشان می‌دهد که کدام یک از تجهیزات همیشه استفاده می‌شوند و برعکس، کدام یک از آن‌ها، ظرفیت اضافی دارند. یک نمونه بسیار آموزنده از یکپارچه‌سازی موفق فرآیند ناپیوسته با این روش، توسط گرموتی (۱۹۹۱) گزارش شده است و به شکل کمی اصلاح شده در زیر شرح داده شده است. شکل (۷-۱۳) طرح‌واره یک فرآیند ویژه را نشان می‌دهد که در چرخه‌ها کار می‌کند، اما در زمینه تولید تصادفی کلی و در مخازن راکتور چند منظوره است. دو واکنش به صورت متوالی اتفاق می‌افتند و یک ستون تقطیر میانی برای جدا کردن محصولات از اولین واکنش وجود دارد. واکنش‌ها در داخل مخازن پوشش‌دار انجام می‌شوند و یک دوره گرمایش اولیه وجود دارد و فقط برای راکتور ۲، محصول خنک می‌شود. علاوه بر این، زمان لازم برای پر کردن و تخلیه هر مخزن باید لحاظ شود. در جدول (۷-۱۰) زمان‌بندی عملیات و شکل (۷-۱۴) نمودار استقرار تجهیزات را برای فرآیند نشان می‌دهد. زمان چرخه ۵/۶ ساعت است.

از نمودار مشخص است که راکتور شماره ۲ محدودکننده است. به منظور رفع تنگناهای کارخانه، گزینه‌های زیر را داریم:

(الف) برخی از عملیات‌هایی را که در راکتور ۲ انجام می شوند، تسریع کنید تا زمان چرخه کاهش یابد.

(ب) برخی از عملیات‌هایی را که در حال حاضر در راکتور ۲ انجام می‌شوند، به یک مخزن دیگر منتقل کنید.

کاهش زمان واکنش قابل قبول نبود؛ زیرا این امر مستلزم تغییر شرایط واکنش با اثرات احتمالاً زیان‌آور بر بازده و گزینش‌پذیری است. فرآیند پر شدن و تخلیه ممکن است سرعت یابد، اما پمپ‌های بزرگ تر و جدیدی مورد نیاز است و سود کمی خواهد داشت. با این حال، فرآیندهای گرمایش خوراک و خنک‌سازی محصول می‌تواند در خارج از راکتور انجام شود و این یک احتمال بسیار امیدوارکننده‌تر است. هیچ مخزن اضافی در این نزدیکی وجود ندارد که قابل استفاده مجدد باشد. یک گزینه، اضافه کردن یک هیتر برای گرم کردن خوراک راکتور ۲ و یک کولر برای خنک کردن تخلیه راکتور ۲ است. استفاده از یک مورد برای هر دو کار، دشوار خواهد بود؛ زیرا برای جلوگیری از انتقال آلودگی، راکتور باید دو بار در هر چرخه تمیز شود.

احتمال دیگر، استفاده از خود محصول گرم برای گرم کردن خوراک ورودی است. اعمال آنالیز آبشاری نشان می‌دهد که کل بارهای گرما (kWh) و دماها سازگار هستند، اما جریان‌ها به‌طور همزمان وجود ندارند و دبی‌های گرما (kW) مطابقت ندارند. بنابراین، زمان‌بندی مجدد نوع ۳ یا ۴، حداقل در یکی از جریان‌ها مورد نیاز خواهد بود. گزینه‌ها به شرح زیر است:

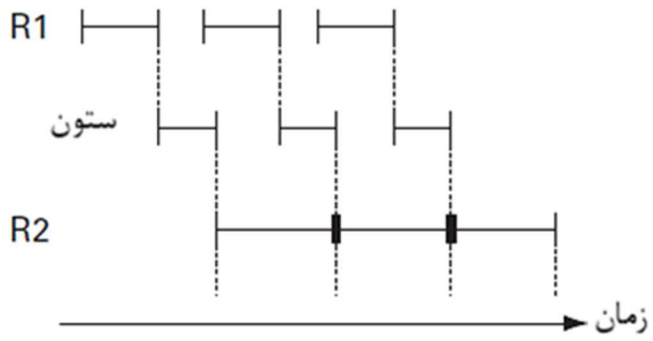
(الف) محصول را از طریق مبدل حرارتی تخلیه کرده و خوراک گرم شده (در ۷۸ °C) را تا زمانی که لازم است، ذخیره کنید.

(ب) محصول گرم (در دمای ۱۳۵ °C) را ذخیره کنید تا زمانی که خوراک لازم باشد.

انتخاب بین آن‌ها به عوامل خاص فرآیند بستگی دارد. به‌طور معمول گزینه ذخیره‌سازی با دمای پایین‌تر برای کاهش تلفات حرارتی ترجیح داده می‌شود؛ اما در این حالت، گزینه (ب) ترجیح داده می‌شود؛ زیرا پایداری خوراک از محصول کمتر است و همچنین به دلیل این که در حال حاضر خوراک برای مدت طولانی تری اضافه می‌شود (۰/۵ ساعت در مقابل ۰/۲۵ ساعت برای تخلیه)، بنابراین سرعت انتقال حرارت و مساحت مبدل مورد نیاز نصف می‌شود. در واقع، سرعت گرمایش و سرمایش مورد نیاز به طور قابل توجهی سریع‌تر از مقادیر آن‌ها در مخزن واکنش فعلی است، اما این مورد به مبدل بیش از حد بزرگ احتیاج ندارد؛ زیرا نسبت مساحت سطح به حجم آن بسیار بهتر از این نسبت برای یک مخزن پوشش‌دار است. مدت زمان ذخیره‌سازی نسبتاً کوتاه است؛ زیرا خوراک جدید به محض تخلیه محصول قبلی

می‌تواند وارد مخزن شود. برای راه‌اندازی و خاموش شدن، بخار یا آب خنک‌کننده می‌تواند به مبدل حرارتی تغذیه شود. به جهت این بازیابی گرما، یک صرفه‌جویی در مصرف انرژی وجود دارد، اما مزایای هزینه آن در مقایسه با فواید افزایش تولید و صرفه‌جویی در هزینه سرمایه یک هیتر/کولر دوم ناچیز است.

این باعث می‌شود زمان اشغال تجهیزات برای راکتور ۳/۲۵-۲ ساعت کاهش یابد. با نگاهی به نمودار گانت در شکل (۷-۱۴) یا در جدول (۷-۱۰)، می‌بینیم که اکنون راکتور یک، مرحله محدود کننده سرعت است؛ زیرا به مدت ۳/۵ ساعت استفاده می‌شود. هنگام شارژ شدن، می‌توان از طریق گرم کردن خوراک خارجی به همین روش، تنگناها را رفع کرد.



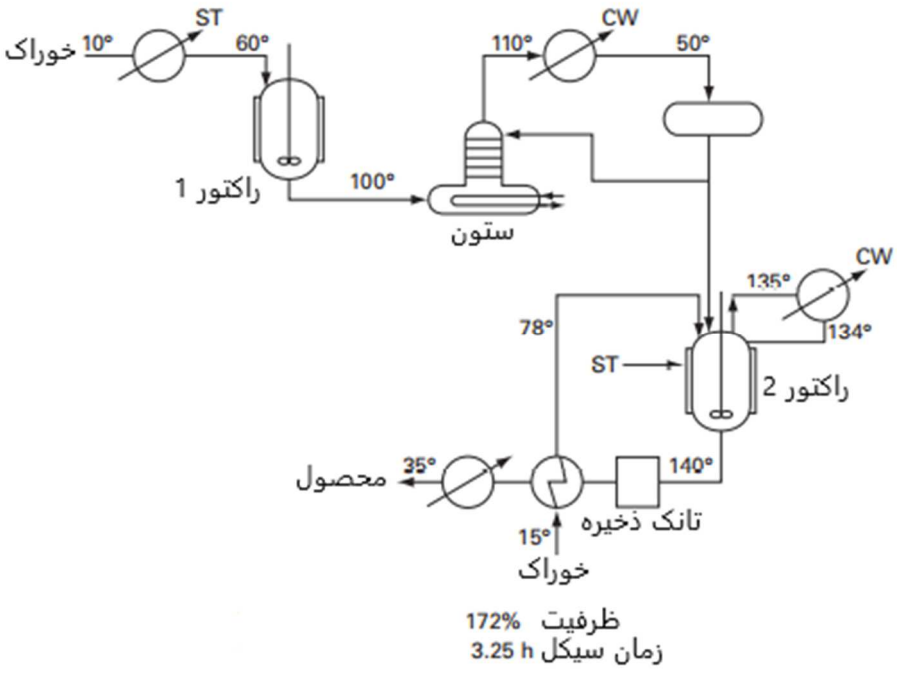
شکل ۷-۱۴: نمودار استقرار تجهیزات (گانت) برای فرآیند اصلی

جدول ۷-۱۰- برنامه زمانی عملیاتی برای فرآیند اصلی (ساعت)

ظرف	پرکردن	حرارت دادن	واکنش/رفلاکس	خنک کننده	تخلیه	کل
راکتور ۱	۰/۷	۱	۱/۵	-	۰/۳	۳/۵
ستون	۰/۳	-	۲/۰	-	۰/۵	۲/۸
راکتور ۲	۰/۵	۱/۱	۲/۵	۱/۲۵	۰/۲۵	۵/۶

شکل (۷-۱۵) طرح‌واره پیشنهادی برای پروژه نهایی را نشان می‌دهد.

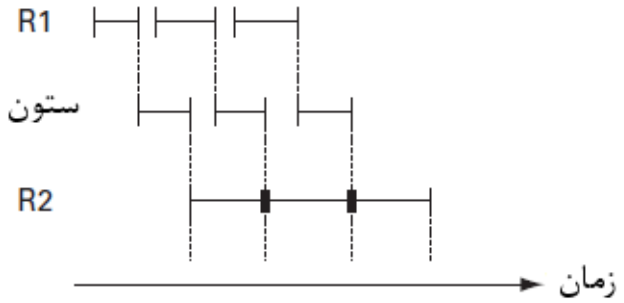
جدول (۷-۱۱)، برنامه زمانی اصلاح شده و شکل (۷-۱۶)، نمودار گانت است. زمان چرخه از ۵/۶ به ۳/۲۵ ساعت کاهش می‌یابد. ظرفیت (توان عملیاتی) بدون هیچ‌گونه تغییری در راکتورها، کمتر از ۷۲٪ افزایش می‌یابد. تمام آنچه که مورد نیاز است، دو مبدل ارزان قیمت و یک مخزن ذخیره عایق‌بندی شده است.



شکل ۷-۱۵: طرح‌واره برای فرآیند رفع تنگنا شده

جدول ۷-۱۱- برنامه زمانی عملیاتی برای فرآیند اصلاح شده (ساعت)

ظرف	پرکردن	حرارت دادن	واکنش/رفلاکس	خنک کننده	تخلیه	کل
هیتر ۱	-	۱	-	-	-	۱
راکتور ۱	۰/۷	-	۱/۵	-	۰/۳	۲/۵
ستون	۰/۳	-	۰	-	۰/۵	۲/۸
راکتور ۲	۰/۵	-	-۲/۵	-	۰/۲۵	۳/۲۵
مخزن ذخیره	۰/۲۵	-	-	-	۰/۵	۰/۷۵



شکل ۷-۱۶: نمودار استقرار تجهیزات (گانت) برای فرآیند رفع تنگنا شده

به‌طور خلاصه، روش رفع تنگناها برای فرآیندهای ناپیوسته شامل مراحل زیر می‌شود:

- اطلاعات مربوط به زمان عملیات، دما و بارهای حرارتی و استقرار مخزن را جمع-آوری کنید.
- یک نمودار استقرار تجهیزات ایجاد کنید.
- دریابید که کدام مورد از تجهیزات، محدودکننده سرعت هستند.
- راه‌هایی را برای سرعت بخشیدن به این عملیات یا انتقال آن‌ها به مخازن دیگر در نظر بگیرید.
- بررسی کنید که بخش دیگری از فرآیند به مرحله محدودکننده تبدیل نشده است.

- برای بررسی هرگونه فرصت بازیابی گرما و زمان‌بندی مجدد، از آنالیز پینچ استفاده کنید.
- نمودار استقرار تجهیزات را دوباره بکشید و راه حل انتخاب شده را اجرا کنید.

۷-۹- سایر کاربردهای وابسته به زمان

۷-۹-۱- راه اندازی و خاموش کردن

یک فرآیند پیوسته را که راه اندازی یا خاموش می‌شود، می‌توان با آنالیز وابسته به زمان به‌طور مؤثر کنترل کرد. این امر ممکن است به‌ویژه برای شناسایی مقادیر بالای بارهای یوتیلتی گرم و سرد گذرا در این دوره مفید باشد، به عنوان مثال، هنگامی که یک جریان خوراک یا یک جریان تخلیه به‌طور ناگهانی شروع یا متوقف می‌شود. سپس می‌توان نقطه اوج را به حداقل رساند و به اپراتورهای کارخانه برای آماده‌سازی آن، هشدار داد. یک نمونه توسط کمپ (۱۹۹۰، ۱۹۹۱) منتشر شده است. به همین ترتیب، با پیش‌بینی عملکرد کارخانه در صورتی که ناگهان یک جریان از بین برود، می‌توان آنالیز وابسته به زمان را برای کنترل به کار برد و ممکن است یک جایگزین ساده برای آنالیز حساسیت دقیق ارائه دهد. از آنجایی که اغلب نگرانی‌هایی وجود دارد که راه‌اندازی، خاموش کردن و کنترل کارخانه‌های بسیار یکپارچه، دشوار خواهد بود، این امر به‌طور بالقوه یک مزیت مهم است.

۷-۹-۲- تغییرات روز/ شب

در سایت‌هایی که تعدادی عملیات در بازه‌های خاصی از روز انجام می‌شود، ۲۴ ساعت را می‌توان به فواصل زمانی تقسیم کرد. سپس می‌توان از روش‌های بالا برای شناسایی هر فرصتی برای پیوند دو بخش از سایت و برنامه‌ریزی مجدد ساعات کار آن‌ها به منظور بازیابی گرما یا حذف اوج‌ها از نمودار یوتیلتی-زمان استفاده کرد. در مطالعه موردی بر روی سایت بیمارستان در بخش (۹-۶)، بازیابی گرما از یک کوره زباله‌سوزی همراه با افزایش زمان کار آن به مدت ۲ ساعت، به این معنی بود که به جای سه مورد فقط دو دیگ بخار سایت مورد نیاز بود.

۷-۱۰- نتیجه‌گیری

بازیابی گرما در فرآیندهای ناپیوسته امکان‌پذیر است، اما به‌طور کلی صرفه‌جویی مطلق کمتری نسبت به فرآیندهای پیوسته دارد؛ زیرا مصرف انرژی به‌طور کلی کمتر است و محدودیت‌های عمده‌ای در مورد هم زمان بودن جریان‌های گرم و سرد وجود دارد. با این حال، آنالیز پینچ می‌تواند مزایای قابل توجهی را در فرآیندهای ناپیوسته و همچنین در سایر شرایط وابسته به زمان تشخیص دهد. در واقع، می‌توان چنین پنداشت که اینها مصداق کلی هستند. یک فرآیند پیوسته در واقع فقط یک مورد خاص از یک فرآیند ناپیوسته با تمام جریان‌های نوع A است و همیشه در حالت پایدار وجود دارد! دو روش معمولاً مفید برای فرآیندهای ناپیوسته و وابسته به زمان، TSM و نمودار رویداد زمانی (گانت) وجود دارد. اینها سلاح‌های کلیدی در ارزیابی احتمالات تبادل حرارت و رفع تنگناها هستند. نمودار یوتیلتی - زمان نیز مفید است؛ زیرا به شناسایی احتمالات برای زمان‌بندی مجدد کمک می‌کند. با این حال، ذخیره‌سازی گرما به ندرت امکان‌پذیر یا اقتصادی است. مبدل‌های چند جریانی اغلب به طور قابل توجهی بازیابی احتمالی گرما و سود اقتصادی را افزایش می‌دهند. در فرآیندهای ناپیوسته، استفاده کم از انرژی به‌طور کلی به این معنی است که بیشترین مزایا از رفع تنگناها یا کاهش هزینه سرمایه ناشی می‌شود. برای انجام عملیات پیوسته، آنالیز وابسته به زمان برای راه‌اندازی و خاموش کردن و تغییرات نظام‌مند در طول روز مفید است.

منابع

1. Ashton, G. J. *et al.* (1993). Design and operation of energy efficient batch processes. Report by Linnhoff March Limited, *Contract No. JOU-0043 (SMA), JOULE Programme, Rational Use of Energy* (The Commission of the European Communities).
2. Brown, K. J. (1989). Process Integration Initiative. A review of the process integration initiatives funded under the Energy Efficiency R&D programme. Energy Technology Support Unit (ETSU), Harwell, Oxon, UK.
3. Dincer, I. and Rosen, M. A. (2002). *Thermal Energy Storage: Systems and Applications*. John Wiley & Sons, Chichester, UK. ISBN: 0471495735.

4. Golwelker, S. (1994). *Energy Integration of Batch Processes: Pinch Technology Approach*, M.Tech. Thesis, Indian University of Technology, Bombay.
5. Gremouti, I. D. (1991). *Integration of Batch Processes for Energy Savings and Debottlenecking*, M.Sc Thesis, University of Manchester (UMIST), U.K.
6. Kemp, I. C. and Deakin, A. W. (1989). The cascade analysis for energy and process integration of batch processes, *Chem Eng Res Des*, 67(5): 495–525, September. (الف) Part 1 – Calculation of energy targets, pp. 495–509. (ب) Part 2 – Network design and process scheduling, pp. 510–516. (ج) Part3 – A case study, pp. 517–525.
7. Kemp, I. C. (1990). Process integration: process change and batch processes. ESDU Data Item 90033. Available by subscription from ESDU International plc, 27 Corsham Street, LONDON N1 6UA.
8. Kemp, I. C. (1991). Some aspects of the practical application of pinch technology methods, *ChERD (Trans I Chem E)*, 69(A6): 471–479, November.
9. Shenoy, U. V. (1995). *Heat Exchanger Network Synthesis: Process Optimization by Energy and Resource Analysis*, Chapter 9.1. Gulf Publishing Company, Houston, USA.

فصل هشتم

به کار گیری فناوری در عمل

۸-۱- مقدمه

همان‌طور که در فصل‌های قبلی دیدیم، آنالیز پینچ یا انتگراسیون فرآیند در ربع قرن گذشته به یک موضوع بزرگ و پیچیده تبدیل شده است. حتی جزئیات ارائه شده تنها خلاصه ای از تعداد زیادی از مقالاتی است که در توسعه رویه‌های اصلی منتشر شده اند. برخی از پیشرفت‌های نظری جدید، پیچیده هستند و استفاده از آن‌ها در شرایط عملی دشوار است. سؤالی که ممکن است یک مهندس فرآیند بپرسد این است که: «کدام یک از روش‌ها مفیدترین هستند؟ چگونه می‌توانم آن‌ها را در کارخانه خود به کار ببرم؟»

ما باید اهداف اصلی فناوری پینچ را تقویت کنیم:

- درک سریعی از عوامل مهم تنظیم کننده مصرف انرژی یک فرآیند را به دست آورید.
- امکان تعیین اهداف تقریبی اما معنی دار انرژی با استفاده از محاسبات میان بر.
- پیش بهینه‌سازی برای شناسایی امیدوارکننده‌ترین طرح‌ها قبل از شروع مرحله طراحی دقیق که پرهزینه و وقت‌گیر است.

۸-۲- چگونه یک مطالعه پینچ را انجام دهیم

مراحل آنالیز پینچ یک کارخانه یا سایت فرآیند واقعی در بخش (۲-۵-۲) شرح داده شده است. به‌طور خلاصه، مراحل اصلی عبارتند از:

- موازنه حرارت و جرم را از طرح‌واره فرآیند ارائه کنید.
- داده‌های جریان را برای آنالیز انتگراسیون فرآیند استخراج کنید.

- اگر مفید است، با استفاده از یک هدف‌گذاری فوق‌العاده، یک مقدار برای ΔT_{min} انتخاب کنید.
- اهداف انرژی و دمای پینچ را برای فرآیند فعلی محاسبه کنید.
- احتمالات تغییر فرآیند را بررسی کنید.
- به کل جنبه‌های سایت از جمله سطوح یوتیلتی، حرارت و توان ترکیبی (CHP) و پمپاژ گرما نگاه کنید.
- شبکه مبدل حرارتی را با شروع به وسیله طراحی حداکثر بازیابی انرژی (MER) و کاهش، طراحی کنید.

بین برخی از این مراحل، همپوشانی قابل توجهی وجود دارد. به عنوان مثال، یک سیستم CHP تأثیر عمده‌ای بر هزینه‌های یوتیلتی‌ها و قیمت تفاضلی بین سطوح مختلف دارد و این امر به‌طور قابل ملاحظه‌ای بر اقتصاد تغییرات فرآیند و پروژه‌های بازیابی گرما تأثیر می‌گذارد. همچنین توجه داشته باشید که مرحله طراحی شبکه در انتهای کار قرار می‌گیرد؛ تغییر فرآیند و تمام جنبه‌های سایت نباید صرفاً به عنوان یک فکر ثانویه اضافه شود.

بخش‌های زیر با توجه به روش‌هایی که قبلاً توسعه یافته‌اند، با جزئیات بیشتر به جنبه‌های عملی برخی از این مراحل، به ویژه موازنه حرارت و جرم و استخراج داده‌ها می‌پردازند.

۸-۳- موازنه حرارت و جرم

اولین گام اساسی در یک مطالعه یکپارچه‌سازی فرآیند، تشکیل یک موازنه حرارت و جرم سازگار، با تمام تلفات و نشتی‌های گرما است، اما یافتن یکی از آن‌ها، بسیار نادر است. همیشه لازم نیست که داده‌ها دقیق باشند، اما ضروری است که آن‌ها خود سازگار باشند. به‌طور کلی، اطلاعات موجود از داده‌های ثبت شده کارخانه، ناکافی، متناقض یا هر دو مورد است. با فرض این که آن‌ها اخیراً به‌طور معقول کالیبره شده‌اند، ممکن است قرائت دما گاهی قابل اعتماد باشد؛ اندازه‌گیری‌های جریان اغلب می‌تواند به‌طور جدی اشتباه باشد. مهندس باید زمان قابل توجهی را برای آماده‌سازی موازنه حرارت و جرم فراهم کند و آماده ایجاد تغییرات چشمگیر برای سازگار کردن داده‌ها باشد.

برای یک کارخانه جدید در مرحله طراحی، معمولاً نوعی تعادل موجود از طرح‌واره وجود دارد. حتی این ممکن است همیشه خودسازگار نباشد و بررسی دقیق مورد نیاز است. اغلب،

میزان تلفات حرارتی احتمالی ناشناخته است. همچنین باید به خاطر داشته باشیم که در طول راه اندازی، شرایط فرآیند ممکن است به طور قابل توجهی از مقادیر طراحی اولیه تغییر کند تا عملیات قابل اطمینان حاصل شود.

به همین ترتیب، برای یک کارخانه موجود، هرگز نباید به طرح‌واره اصلی تکیه کرد. می توان از آن به عنوان یک دستورالعمل اولیه استفاده کرد، اما به ندرت می توان یافت که شرایط عملیاتی فعلی را به طور دقیق نشان دهد. در صورت امکان، همیشه بهترین کار این است که یک موازنه حرارت و جرم برای کارخانه را همانطور که اکنون در حال کار است تشکیل دهید. یک روش مناسب به شرح زیر است:

- داده‌های جریان‌های جرمی و ترکیبات را جمع‌آوری کنید.
- موازنه جرم را برای جریان‌های قابل توجه در طرح‌واره فرآیند تشکیل دهید.
- بررسی متقابل را در مورد میزان تولید سالانه و ساعات کار سالانه (اختیاری) انجام دهید.
- داده‌های مربوط به دما، جریان بخار، سوخت و آب، گرمای ویژه و نهان را جمع-آوری کنید.
- در صورت لزوم با در نظر گرفتن تلفات گرما، موازنه حرارت را تشکیل دهید.
- بررسی متقابل را در مورد مصرف سوخت سالانه و صورت حساب انرژی (اختیاری) انجام دهید.
- در صورت لزوم برای سازگاری تعادل، در ابتدا با تغییر حداقل داده قابل اطمینان، جریان‌های جرم و گرما را تغییر دهید.

اختلاف تا ۵۰٪ در موازنه جرم و حتی بیشتر از آن در موازنه حرارت، به ویژه در کارخانه-هایی با یوتیلتی ضعیف، غیرمعمول نیست. برای حل این تعارض، معمولاً لازم است فرض کنیم که خطاهایی در قرائت یوتیلتی یا جریان‌های جرمی تخمین زده شده که سالهاست به عنوان یک حقیقت مسلم پذیرفته شده‌اند، وجود دارد. مهندس باید آماده اتخاذ این تصمیمات دشوار و دفاع از آن‌ها برای کارکنان کارخانه و مدیریت باشد. به‌طور کلی، قابلیت اطمینان از خواندن یوتیلتی‌ها به ترتیب زیر کاهش می‌یابد:

- دمای مایعات، گازها و جامدات.
- دبی جرمی مایعات و جامدات.

- نرخ تولید سالانه و مصرف سوخت.
- دبی جرمی گازها، از جمله کنتورهای بخار.
- داده‌های جانبی (به عنوان مثال، ساعات کار سالانه، اتلاف گرما، مقدار رطوبت مواد جامد).

استفاده از مجموعه‌ای از داده‌ها که تقریباً در همان زمان جمع‌آوری شده‌اند، مهم است؛ شرایط کارخانه می‌تواند به‌طور قابل توجهی برای روزها یا شیفت‌های مختلف، تغییر کند.

یوتیلتی دقیق کارخانه‌های مدرن و سیستم‌های کنترل رایانه‌ای متمرکز می‌توانند کار جمع‌آوری و ثبت داده‌ها را بسیار ساده‌تر کنند. با این حال، هنوز هم مفید و آموزنده است که خودتان موازنه حرارت و جرم را ایجاد کنید (به عنوان مثال با استفاده از یک صفحه گسترده) و اطمینان حاصل کنید که واقعاً خود سازگار است. سیستم ثبت اطلاعات ممکن است فقط دارای امکانات محدود بررسی متقابل باشد.

یک تعادل دقیق غالباً یک محصول جانبی بسیار ارزشمند از یک مطالعه پینچ است. هم به مدیریت کارخانه و هم به اپراتورها کمک می‌کند تا بهتر بفهمند که در کارخانه آن‌ها چه اتفاقی می‌افتد و ممکن است که به خودی خود صرفه‌جویی در هزینه‌ها را نشان دهد. در یک مطالعه، این تعادل نشان داد که توان عملیاتی کارخانه یک سوم کمتر از مقادیر طراحی اصلی است، اما مطابق آن، میزان ورودی بخار به ستون‌های تقطیر، کاهش نیافته است. با کم کردن گرمایش، صرفه‌جویی سالانه ۱۹۰۰۰۰ پوندی با هزینه سرمایه صفر انجام شد.

داده‌های مربوط به عملکرد مبدل‌های حرارتی موجود نیز ارزشمند است. هنگامی که میزان بار گرمایی و دماها را در دو طرف گرم و سرد می‌دانیم، از آنجا که مساحت سطح تبادل حرارت مشخص است، می‌توانیم ضریب انتقال گرمای مؤثر را در سراسر مبدل محاسبه کنیم. این کار اغلب دقیق‌تر از تلاش برای تخمین آن از همبستگی است. با این حال، همبستگی‌ها می‌توانند در پیشنهاد چگونگی تقسیم مقاومت انتقال حرارت بین دو طرف گرم و سرد مفید باشند، بنابراین به ما امکان می‌دهد تا ضرایب انتقال حرارت فیلمی را به دست آوریم. سپس می‌توان از این مقادیر در محاسبات هدف‌گذاری هزینه برای انتخاب ΔT_{min} بهینه استفاده کرد.

۸-۴- استخراج داده‌های جریان

استخراج داده‌های جریان از یک طرح‌واره کارخانه به ندرت در مقالات تحقیقاتی مورد بحث قرار گرفته است، اما این احتمالاً بزرگ ترین منبع مشکلات در مطالعه انتگراسیون فرایند است. هنگامی که یک موازنه حرارت و جرم ثابت به دست آمد، اگر تمام جریان‌های فرآیند، جریان‌های مایع جداگانه‌ای باشند که با هم مخلوط نمی‌شوند یا ترکیب آن‌ها تغییر نمی‌کند و با تمام گرمایش و سرمایش به‌طور غیرمستقیم انجام می‌شوند، استخراج داده‌ها حقیقتاً ساده است.

متأسفانه، چنین فرآیندهایی نادر است، به ویژه در صنایع «غیر سنتی» مانند فرآوری غذایی.

تبادل جرم، استخراج داده‌ها را به طرز مخصوصی نامناسب می‌کند؛ دشوار است که بدانیم شرایط مرزی را کجا ترسیم کنیم و کدام بخش‌ها را به عنوان یک "جعبه سیاه" دست نخورده در نظر بگیریم. ما همیشه باید معیار اصلی را برای یک جریان اعمال کنیم که آن باید در بار گرما تغییر کند، اما در ترکیب تغییر نکند. حتی در این صورت، در رسیدگی به موارد زیر، احتیاط ویژه‌ای لازم است:

- نحوه تقسیم جریان‌های عبوری از مخازن میانی به قسمت‌های جزیی.
- جریان‌هایی با ظرفیت حرارتی ویژه متغیر، تبخیر جزئی یا میعان جزئی.
- نقاط اختلاط.
- فرآیندهای جداسازی (تقطیر، تبخیر، جذب، سیستم‌های فلش، خشک کردن و غیره).
- واکنش‌های شیمیایی داخل سیستم فرآیند.
- تلفات قابل توجه گرما.
- گرمایش با شعله مستقیم یا تزریق مستقیم بخار.
- سرمایش با تزریق آب سرد یا اسپری.

در دو مورد آخر، هرگونه تغییر در بار یوتیلتی بر ترکیب برخی از جریان‌های فرآیند تأثیر می‌گذارد و با ایجاد هدف‌گذاری دقیق یک فرآیند تکراری، موازنه حرارت و جرم و در نتیجه، داده‌های جریان را تغییر می‌دهد.

پیش از این جنبه‌های مختلفی مانند انتخاب جریان‌ها، کنترل جریان‌های گرمای نهان و استفاده از داده‌های بار گرما در بخش (۳-۱) پوشش داده شده است. بعضی از آن‌ها (به عنوان مثال اختلاط) به‌طور خلاصه ذکر شده‌اند، اما در زیر با جزئیات بیشتری به آن‌ها خواهیم پرداخت. دوره UMIST (انستیتوی علم و فناوری دانشگاه منچستر) در مورد انتگراسیون فرایند (UMIST 1996) منبع ارزشمندی از مواد برای این بخش بوده است.

همچنین بسیار مهم است که جریان‌های ورودی و خروجی از محفظه ای که در آن تغییر قابل توجهی در ترکیب رخ می دهد (به عنوان مثال ستون تقطیر، تبخیر کننده یا راکتور) جدا نگه داشته شوند. مجدداً، دمای عملکرد واحد را می توان با روش‌های ارائه شده در فصل ۶ در مورد تکامل فرآیند بهینه کرد، اما نمی توان آن را نادیده گرفت، این یک مرحله پردازشی حیاتی است.

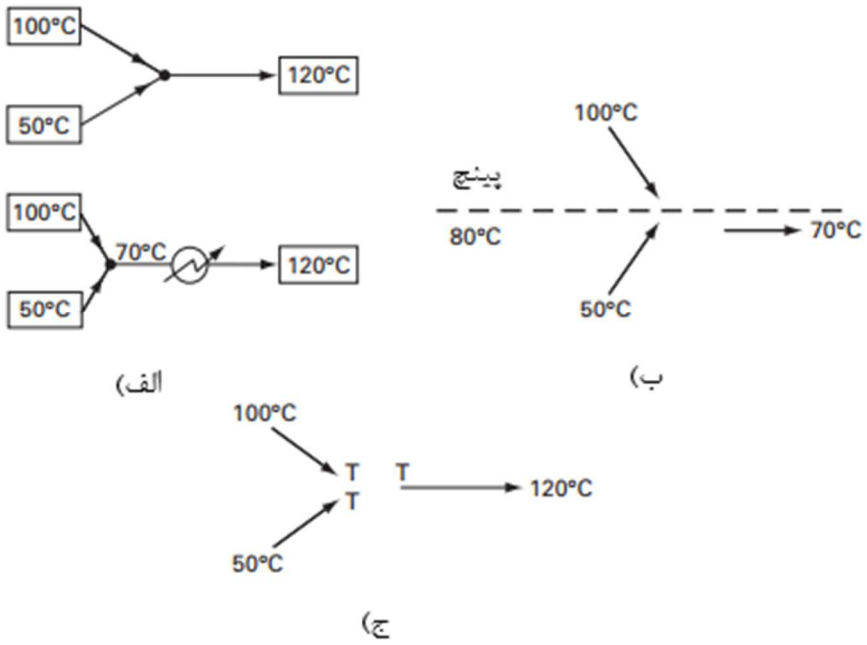
۸-۴-۱- اختلاط و تقسیم اتصالات

برای مبحث اختلاط جریان‌ها که به‌طور خلاصه در فصل ۳ ذکر شد، توصیه شد برای آنالیز، ما جریان‌ها را تا دمای یکسانی پایین آورده و هر زمان که ممکن باشد، آن‌ها را به صورت ایزوترمال (هم دما) مخلوط کنیم تا به بهترین اهداف انرژی برسیم. با این حال، مراحل دیگری نیز وجود دارند و تقسیم اتصالات نیز باید در نظر گرفته شود.

طرح بالایی شکل (۸-۱) (الف) به طور شماتیک نشان می‌دهد که دو جریان سرد واحدهای جداگانه‌ای را در دماهای ورودی مختلف ترک می‌کنند، مخلوط می‌شوند و سپس نیاز به گرم شدن تا دمای هدف مشترک دارند. از نظر هدف‌گذاری سرمایه، سیستم در واقع فقط یک جریان است که در طرح پایینی شکل (۸-۱) (الف) نشان داده شده است؛ زیرا سیستم فقط با یک واحد می‌تواند اجرا شود. با این حال، شکل (۸-۱) (ب) نشان می‌دهد که اگر سیستم فقط به صورت یک جریان برای هدف‌گذاری انرژی در نظر گرفته شود، چه اتفاقی می‌افتد. اگر دمای اختلاط کمتر از دمای پینچ قرار بگیرد، «توانایی خنک‌سازی» جریان سرد پایین پینچ کم می‌شود. بنابراین باید گرمای بیشتری را برای خنک‌سازی یوتیلتی قرار داد و با تعادل آنتالپی، گرما باید با افزایش استفاده از یوتیلتی گرم از طریق پینچ منتقل شود.

برای اطمینان از بهترین عملکرد انرژی در مرحله هدف گذاری، همان‌طور که در شکل (۸-۱) (ج) نشان داده شده است، باید اختلاط را ایزوترمال فرض کنیم. اگر $T = 120°C$

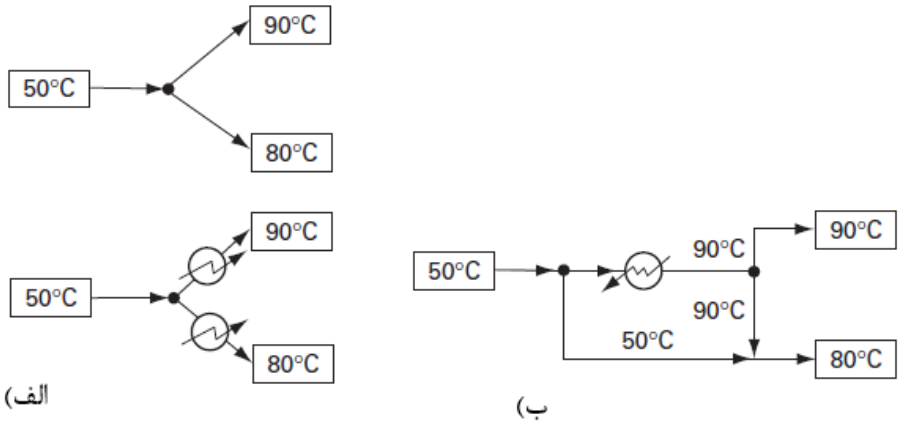
باشد، سیستم به صورت دو جریانی در نظر گرفته می‌شود. اگر $T < 120°C$ باشد، آن‌گاه سیستم، سه جریانی است. از این‌رو در اختلاط جریان، داده‌های مربوط به هدف‌گذاری واحدها با داده‌های هدف‌گذاری انرژی سازگار نیست. با این حال، اگر اصول فوق کاملاً درک شود، این امر نباید در مرحله طراحی باعث سردرگمی‌شود. این فقط به این معنی است که اگر اختلاط غیر هم‌دما در طراحی MER مجاز نباشد، ممکن است طراح به یک واحد بیشتر از حداقل تعداد واحد نیاز داشته باشد.



شکل ۸-۱: جریان‌های اختلاط

تقسیم جریان (جایی که شاخه‌ها دماهای هدف متفاوتی دارند و دوباره به هم متصل نمی‌شوند) در شکل (۸-۲) (الف) نشان داده شده است. در این حالت، دو واحد به خاطر دماهای هدف متفاوت، مورد نیاز است و از این‌رو برای هدف‌گذاری سرمایه، سیستم با دو جریان نشان داده می‌شود. به‌طور مشابه برای هدف‌گذاری انرژی، دو دمای هدف، به معنای دو جریان است. با این حال، شکل (۸-۲) (ب) نشان می‌دهد که در صورت استفاده از مسیر

جانبی و اختلاط، شاید بتوان با یک واحد، کار را پیش برد. در اینجا، واحد دوم در واقع با محل اتصال اختلاط مسیر جانبی جایگزین می‌شود که کار انتقال حرارت را انجام می‌دهد.



شکل ۸-۲: تقسیم اتصالات

سرانجام، یک مورد خاص که باید ذکر شود، جایی است که جریان گرم و سرد مخلوط می‌شوند. اگر اینها به عنوان جریان‌های جداگانه در آنالیز پینچ در نظر گرفته شوند، می‌تواند نتیجه نادرستی به دست آید. لااقل یکبار ممکن است کارخانه واقعی، هدف را شکست دهد! این امر به این دلیل است که در واقع اختلاط اجازه می‌دهد تا تبادل دما با $\Delta T_{min}=0$ رخ دهد، در حالی که آنالیز، ΔT_{min} محدود را اعمال می‌کند. در این حالت، ممکن است لازم باشد قبل از انجام آنالیز هدف‌گذاری، با این فرض که این کار برای حفظ جفت در نظر گرفته شده است، جریان‌ها را ترکیب کنید.

۸-۴-۲- دماهای مؤثر فرآیند

در جایی که نوعی سیستم تبادل حرارت از قبل وجود دارد، آیا باید آن را در داده‌های جریان بگنجانیم؟ بیایید یک طرح‌واره را در نظر بگیریم که شامل مخزنی است که در آن یک واکنش بسیار گرمازا در حال انجام است. راکتور توسط یک حلقه نمک مذاب[1] خنک می‌شود

[1] Molten salt loop

که با افزایش بخار ۴ بار (۶۰ psi) در یک مبدل حرارتی در دمای°C ۱۴۴، گرما را دفع می‌کند. چگونه داده‌ها را استخراج کنیم؟

یکی از احتمالات آشکار نادیده گرفتن کامل این ناحیه است– در عملیات محدود است، خود متعادل است و ما بخار تولید شده را به عنوان یک "هدیه رایگان" در بقیه مراحل در نظر می گیریم. احتمال دیگر این است که بخار را به عنوان جریان گرم تولید شده از این کارخانه در نظر بگیرید. با دانستن دبی و گرمای نهان در دمای داده شده، می‌توانیم یک بار حرارتی به آن اختصاص دهیم که حرارتی را که در هنگام چگالش آزاد می‌کند، توجیه کند (و اگر بخواهیم، گرمای محسوس قابل بازیابی از خنک کردن میعانات).

با این حال، سخت ترین روش این است که هم حلقه نمک مذاب و هم محصول پایین را به عنوان جریان‌های گرم در نظر بگیرید. سپس در صورت لزوم می توان از آنها برای بالا بردن بخار استفاده کرد؛ با این حال، ممکن است وظایف ارزشمندتری برای آن‌ها در جای دیگر سایت وجود داشته باشد. به‌طور خاص، افت بسیار زیاد دما در مبدل‌های حرارتی وجود داشته است و اگر برخی از وظایف گرمایش متوسط، مثلاً در دمای °C ۳۰۰-۲۰۰ وجود داشته باشد، می‌توان از جریان‌ها برای این موارد استفاده کرد. اگر پینچ در محدوده نزدیک °C ۱۴۰ تا °C ۳۵۰ قرار گیرد، مسلماً صرفه‌جویی در انرژی به دست می‌آید.

یک مهندس باتجربه باید در این مرحله سؤالات عملی را مطرح کند. حلقه نمک مذاب، بار گرمای زیادی را حمل می‌کند و برای عملکرد ایمن راکتور ضروری است که بتواند این گرما را دفع کند. اگر از یک مبدل حرارتی در اختلاف دمای پایین‌تری استفاده شود و آن رسوب کند یا دبی جریان سرد کاهش یابد، یک فرار حرارتی ممکن است رخ دهد. با این حال، این امر را می‌توان توسط آنالیز کنترل کرد.

اولا، اگر حداقل اختلاف دما مورد نیاز باشد، می‌توان با افزایش سهم ΔT_{min} در جریان نمک مذاب، این امکان را فراهم کرد. ثانیاً، بخشی از بار حرارتی می‌تواند «مجزا سازی» شود، به‌طوری که همیشه از آن برای افزایش بخار استفاده شود، بنابراین اطمینان حاصل شود که مبدل موجود به عنوان پشتیبان (یدکی) نگه داشته می‌شود. علاوه بر این، ما هنوز جریان پایینی را در دمای بالا داریم و هیچ محدودیتی در این مورد وجود ندارد؛ زیرا آن قبلاً مخزن را ترک کرده است. این روش روش صحیحی برای رسیدگی به موقعیت‌های مشابه مانند

جریان‌های «کوئنچ[1]» از راکتورها یا ستون‌های تقطیر است، که در آن، تمام یا بخشی از گرما باید به سرعت با آب خنک کننده حذف شود (به عنوان مثال برای جلوگیری از واکنش‌های جانبی نامطلوب).

به‌طور خلاصه، داده‌های استخراج شده جریان ممکن است به این شکل باشند:

جریان	بار حرارتی	دامنه دمایی	سهم ΔT_{min}
نمک ذوب شده خنک کننده (H)	H۱ یا (H۱-H۳)	۳۷۵-۳۷۷	۱۰۰
محصول پایینی (H)	H۲	۱۸۰-۳۷۵	۱۰
بخار quench ضروری (H)	H۳ یا ۰	۱۴۳-۱۴۴	۱۰
کندانس از بخار quench (H)	k(H۳) یا ۰	۳۰-۱۴۴	۱۰
گرمایش BFW از بخار quench (H)	k(H۳) یا ۰	۱۴۴-۳۰	۱۰
k کسری است که بین صفر و یک قرار دارد			

سؤال دیگری که می‌توانیم از خود بپرسیم این است که آیا می‌توان خوراک راکتور را پیش گرم کرد؟ با مقایسه با مخزن اختلاط موجود در بخش (۸-۴-۱)، خوراک در دمای ۱۲۷ °C وارد یک راکتور با دمای ۳۷۵ °C می‌شود - قطعاً اختلاط غیر همدما است! می‌توانیم پیش‌گرم خوراک را به‌عنوان یک جریان اضافی در نظر بگیریم. با این حال، این کار می‌تواند شرایط راکتور را تغییر دهد. برای دفع گرمای اضافی، باید سرعت گردش حلقه نمک مذاب افزایش یابد یا افت دمای آن افزایش یابد. باز هم، خطر قابل توجهی از فرار حرارتی وجود خواهد داشت! بنابراین روش صحیح در اینجا به صورت زیر خواهد بود:

داده‌های جریان را برای فرآیند اصلی استخراج کرده و اهداف و دمای پینچ را محاسبه کنید.

با استفاده از اصل به علاوه - منها و یا تقسیم منحنی ترکیبی گراند (GCC)، آیا پیش گرم کردن خوراک راکتور ارزش دارد (یعنی آیا پینچ بالاتر از ۱۲۷ °C است؟ و آیا می‌توانیم

[1] Quench

برای افزایش نیروهای محرکه و کاهش هزینه سرمایه مبدل، به جای دماهای پایین، از گرما در ۳۷۵ °C استفاده کنیم؟).

اگر پیش گرم شدن از نظر انرژی ارزش دارد، تأثیر آن را بر روی راکتور در نظر بگیرید. اگر می‌توان با اطمینان به مجموعه شرایط جدیدی دست یافت، داده‌های جریان جدید را استخراج کرده، مجدداً هدف‌گذاری نموده و مزایای آن را در مقایسه با حالت پایه ارزیابی کنید.

۸-۴-۳- بخار و آب فرآیند

در بسیاری از مواقع، گرم کردن با استفاده از هیتر تماس مستقیم (تزریق بخار) انجام می‌شود که در آن، بخار مستقیماً درون سیال فرآیند مخلوط می‌شود و ترکیب آن را تغییر می‌دهد. به‌طور مشابه، خنک‌سازی توسط اختلاط مستقیم با آب فرآیند ممکن است رخ دهد. اگر از تبادل حرارتی برای کاهش این بارهای گرمایشی و سرمایشی استفاده کنیم، دبی و ترکیب تمام جریان‌ها در پایین دست نقطه تزریق تغییر می‌کند و بارهای حرارتی روی فرآیندهای پایین دست و مبدل‌ها تغییر می‌کند. همین اتفاق می افتد اگر بخار تزریق شده را با گرمایش غیرمستقیم، خواه با بخار، نفت گرم یا سایر یوتیلتی‌ها جایگزین کنیم. گاهی اوقات این اتفاق ممکن است مفید باشد، به عنوان مثال، اگر صرفاً آب بعداً مجبور شود دوباره در یک ستون تقطیر، تبخیرکننده یا خشک کن جداسازی شود. در موارد دیگر ممکن است قطعاً مضر باشد؛ به عنوان مثال، اگر آب اضافی رقت لازم را برای فرآوری سیال خروجی یا واکنش پایین دستی تأمین کند. تزریق بخار اغلب در جایی استفاده می‌شود که تبادل حرارتی غیرمستقیم مشکل باشد (به عنوان مثال، مایعات بسیار رسوب‌کننده یا چسبناک)، یا دوغاب حاوی نسبت بالایی از مواد جامد باشد.

هیچ راهی برای مقابله با تزریق مستقیم وجود ندارد که در همه شرایط «بهترین» باشد، اما ایمن‌ترین راه برای محاسبات اولیه این است که فرض کنیم جریان برای فرآیند، اجتناب-ناپذیر و لازم است. بنابراین، باید در داده‌های جریان وجود داشته باشد و این امر با در نظر گرفتن آن به عنوان یک جریان فرآیندی سرد با دبی جرمی مناسب انجام می‌شود. مقدار مرتبط با پیش گرم کردن آب تغذیه دیگ بخار را نیز می‌توان اضافه کرد.

بنابراین، اگر بدانیم که یک کیلوگرم بر ثانیه بخار را در دمای ۱۲۵ °C تأمین می کنیم، این مربوط به آنتالپی کلی ۲۷۱۳ kW است که به سیستم اضافه می‌شود (از جداول بخار). اگر این بخار در عمل از آب تغذیه دیگ بخار در دمای ۳۰°C، با آنتالپی ۱۲۶ kW تأمین شود، آن‌گاه، بار کلی جریان شامل ۳۹۹ kW گرمای محسوس بین ۳۰ تا ۱۲۵ °C و ۲۱۸۸ kW گرمای نهان در ۱۲۵ °C، در مجموع ۲۵۸۷ kW می‌باشد. بعداً، اگر تصمیم بگیریم که این جریان بخار بتواند کاهش یابد با گرمایش غیر مستقیم جایگزین شود، می توان جریان‌های فرآیند پایین دستی را دوباره محاسبه و با استفاده از طرح‌واره فرآیند جدید و بار حرارتی، هدف‌گذاری مجدد را انجام داد.

۸-۴-۴- داده‌های نرم

بسیاری از جریان‌ها در یک کارخانه دارای دمای عرضه و هدف ثابت هستند، زیرا بین دو عملیات واحد که در دمای معین کار می‌کنند اجرا می‌شوند. با این حال، برخی از دماها ممکن است متغیر باشند (مثلا دمای ذخیره نهایی، یا دمایی که با آن آب تخلیه یا هوای گرم دفع می‌شود) به محیط اطراف. این دماها به عنوان داده‌های "نرم" شناخته می شوند و به دلایل مختلف می توانند تغییر کنند:

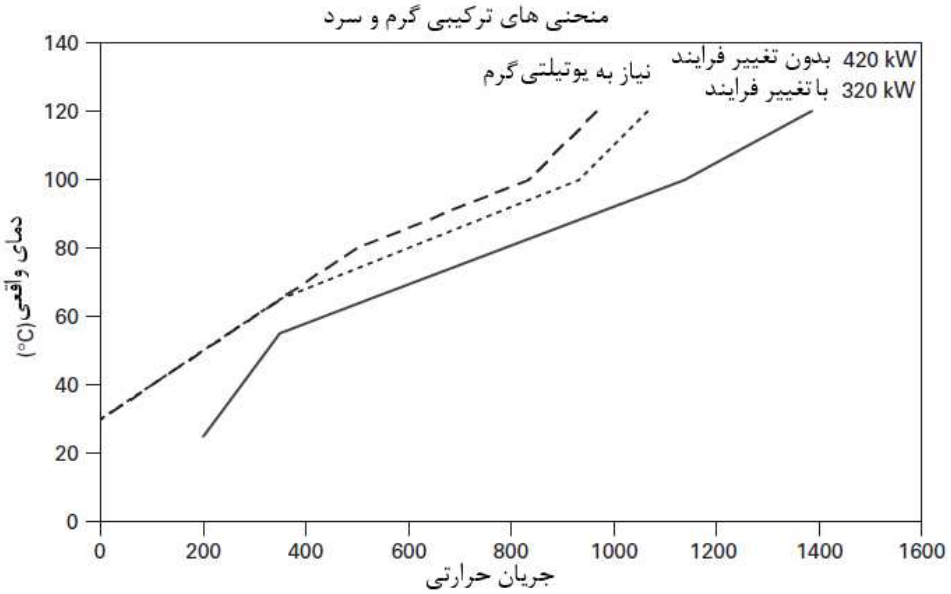
- امکان بازیابی گرمای اضافی (به عنوان مثال، «پایین آمدن یک جریان») که بالاتر از دمای پینچ است. اصل به علاوه-منها نشان خواهد داد که آیا این تغییر برای اهداف انرژی مفید است یا خیر.
- کاهش تعداد مبدل‌های مورد نیاز در یک شبکه، با جفت کردن دقیق‌تر بارهای گرما در جریان‌های گرم و سرد، یا اگر هیچ نیاز واقعی به خنک کردن یک جریان پایین پینچ وجود نداشته باشد، حتی یک مبدل یا کولر را به‌طور کامل حذف کنید.

در برخی موارد، کل جریان‌ها «نرم» یا انتخابی هستند. در مطالعه موردی بر روی کارخانه تبخیرکننده - خشک کن (بخش ۹-۴)، می‌توان هوای گرم و مرطوب خروجی را از خشک کن به جو منتقل کرد و یا در یک مبدل خنک کرد. اگر جریان کاملاً پایین پینچ باشد، خنک کردن عمدی آن، باعث افزایش هدف یوتیلتی سرد بدون صرفه‌جویی در مصرف هرگونه یوتیلتی گرم می‌شود. با این حال، در مواردی، اگر این کار در شبکه، روش راحت‌تری برای

گرم کردن یک جریان سرد نسبت به سایر جریان‌های گرم موجود در پایین پینچ فراهم کند، ممکن است استفاده از یک جریان پایین پینچ به این روش، ارزش داشته باشد. این کار در مطالعه موردی اعمال نشد؛ خروجی‌ها همچنان به جو تخلیه می‌شوند و در مجموعه داده‌های جریان نهایی قرار ندارند.

مطالعه موردی در بیمارستان (بخش ۹-۶) نمونه دیگری از کاربرد داده‌های نرم را نشان می‌دهد. پینچ در دمای محیط بود و با کاهش هدف یوتیلتی گرم، می‌توان گرما را از هوای گرم و جریان‌های آب تخلیه بالای پینچ استخراج کرد. در حقیقت، نیروهای محرکه دما در این مورد بسیار پایین بودند به‌طوری که بازیابی گرما غیراقتصادی بود. با این حال، مثال ساده در شکل (۸-۳) موردی را نشان می‌دهد که ارزش این کار را داشته است. محصول گرم در دمای ۸۰°C برای ذخیره‌سازی بیرون فرستاده می‌شد، اما دمای آن می‌توانست تا ۳۰ درجه بدون داشتن تأثیر منفی بر خصوصیات جریان، کاهش یابد. در واقع، پینچ در دمای ۶۵ °C بود، بنابراین ارزشمند بود که محصول را تا آن دما کاهش دهیم. خط شکسته، منحنی ترکیبی گرم را قبل از این تغییر فرآیند نشان می‌دهد. صرفه‌جویی ۱۰۰ kWی به دست آمد.

نکته‌ای که باید به خاطر بسپارید این است که اگر در مرحله بعدی فرآیند نیاز به گرم شدن مجدد محصول ذخیره‌سازی باشد، مقداری یا کل گرمای استخراج شده باید دوباره تأمین شود! با این حال، حداقل تلفات گرما در ذخیره‌سازی باید در دمای پایین‌تری باشد.



شکل ۸-۳: بازیابی حرارت از یک جریان پایینی برای ذخیره سازی

۸-۴-۵- واحدها

در سراسر این کتاب، ما در مجموعه واحدهای مبتنی بر واحدهای SI (متریک) سازگار با مقیاس مهندسی و سازگار با یکدیگر کار کرده‌ایم. واحد زمان بر حسب ثانیه (s)، دما بر حسب درجه سانتی‌گراد (°C) یا کلوین (K)، جرم بر حسب کیلوگرم (kg) و انرژی بر حسب کیلوژول (kJ) بوده است. (ژول یک واحد غیرعملی کوچک برای محاسبات مهندسی است.) این منجر به واحدهای دبی جرمی بر حسب کیلوگرم بر ثانیه، ظرفیت حرارتی بر حسب kW بر کلوین و بار حرارتی بر حسب kW می‌شود. با این حال، بیشتر داده‌های کارخانه در واحدهای مختلف مانند تن در هر ساعت ثبت و گزارش می‌شوند.

مجموعه‌های دیگری از واحدها را می توان پذیرفت، اما یا باید متقابلاً سازگار باشند یا ضرایب تبدیل صحیح باید اعمال شوند. سه گروه سازگار از واحدها در جدول (۸-۱) نشان داده شده است. اولین مجموعه به شرح بالا است؛ مجموعه دوم به جای ثانیه، از ساعت برای زمان استفاده می‌کند (برای بسیاری از دبی‌ها، راحت‌تر است) و مجموعه سوم از واحدهای امپریال (واحدهای اندازه‌گیری انگلیسی) یا US (واحدهای اندازه‌گیری آمریکایی) استفاده می‌کند. از این جدول می‌توان دریافت که سازگاری قابل اطمینان، ساده نیست؛ به راحتی

می‌توان ضریب ۱۰۰۰ را به ویژه در تبدیل دبی‌های جرمی به بارهای حرارتی، کاهش داد. به همین ترتیب، استفاده از ساعت به جای ثانیه با واحدهای متریک نه تنها بر بارهای حرارتی تأثیر میگذارد، بلکه به‌طور غیر منتظره‌ای واحدهای مورد نیاز برای ضرایب انتقال حرارت را نیز تحت تأثیر قرار می‌دهد؛ اگر این مورد نادیده گرفته شود، مساحت انتقال حرارت با یک ضریب ۳/۶، کمتر از حد برآورد می‌شود.

جدول ۸-۱- مجموعه‌های سازگار واحدها

کمیت	واحد برپایه SI	واحد براساس ساعت متریک	واحدهای US/ امپریال
زمان	s	s	h
دما	C یا K	C یا K	F
نرخ جریان جرمی	Kg/s	te/h(kg/h*1000)	lb/h*1000
ظرفیت حرارتی ویژه	kJ/kgK	kJ/kgK	Btu/lbF
نرخ جریان ظرفیت حرارتی	kW/K	MJ/h/K	MBtu/h/F
بار حرارتی	kW	MJ/h	MBtu/h
ضریب انتقال حرارت	kW/m^2K	MJ/m^2hK	$MBtu/ft^2hF$
مساحت سطح	m^2	m^2	ft^2
te=واحد تن، ۱۰۰۰ کیلوگرم		h= ساعت	

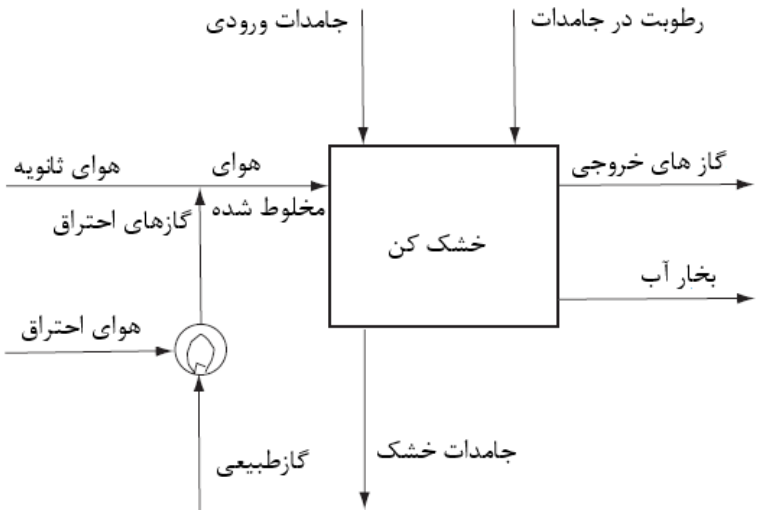
بسته به مقیاس کارخانه، ممکن است بهترین کار این باشد که بارهای حرارتی و CP را به مجموعه واحدهایی تغییر دهید که ضریب ۱۰۰۰ بالاتر یا پایین‌تر هستند (مثلاً بین kW و مگاوات، MJ/h و GJ/h، MBtu/h و MMBtu/h). توجه داشته باشید که به طور معمول M (مگا)، پیشوند $۱۰^۶$ در واحدهای SI/ متریک است، اما در واحدهای امپریال، M برای $۱۰^۳$ و MM برای $۱۰^۶$ استفاده می‌شود.

معمولاً بسیاری از واحدهای دیگر استفاده می‌شوند و مادامی که مجموعه‌ای سازگار با یکدیگر اتخاذ شود، می‌توانند مستقیماً مورد استفاده قرار بگیرند. به عنوان مثال، مطالعه

موردی آروماتیک در بخش (۹-۳) دارای داده‌های مربوط به بار حرارتی هزاران تن کالری در ساعت است (که در متن توضیح داده شده است).

۸-۶-۴- مثال کار شده

برخی از مشکلات موجود در استخراج داده‌های جریانی با استفاده از خشک‌کن مستقیم به خوبی نشان داده می‌شوند. این مشکلات شامل موازنه جرم، تلفات حرارتی و تعامل بین یوتیلتی - فرآیند است. طرح‌واره در شکل (۸-۴) و موازنه حرارت و جرم در جدول (۸-۲) نشان داده شده است. واحد فعلی، یک کیلوگرم بر ثانیه جامد را از رطوبت ۱۵٪ (پایه خشک) به صفر خشک می‌کند. خشک کن از یک مگاوات گرمای احتراق استفاده می‌کند و ۰/۱۳۴ مگاوات را در تلفات حرارتی دیواره از دست می‌دهد.



شکل ۸-۴: طرح‌واره سیستم خشک کن

جدول ۸-۲- موازنه حرارت و جرم برای یک خشک کن با سوخت مستقیم

جریان فرآیند	جریان جرمی (kg/s)	دما (°C)	ظرفیت حرارتی ویژه (C_p) (kJ/kgK	آنتالپی (hkJ/kg)	نرخ جریان گرما (kW)
ورودی‌ها					
گاز طبیعی	۰/۰۱۸۷	۰		۵۳۳۶۵	۱۰۰۰
هوای اشتعال	۰/۳۸۵۳	۲۰	۱	۲۰	۷/۷
گاز اشتعال	۰/۴۰۴	۲۲۶۷	۱/۱	۲۴۹۴	۱۰۰۷/۷
هوای ثانویه	۲/۲۲۶	۲۰	۱	۲۰	۴۴/۳
هوای مخلوط	۲/۶۳	۴۰۰	۱	۴۰۰	۱۰۵۲
جامدات (خشک)	۱	۲۰	۱	۲۰	۲۰
رطوبت	۰/۱۵	۲۰	۴/۲	۸۴	۱۲/۶
کل	۳/۷۸				۱۰۸۴/۶
خروجی‌ها					
گاز خروجی	۲/۵۸۸	۱۲۰	۱	۱۲۰	۳۱۰/۶
بخار آب	۰/۱۹۲	۱۲۰		۲۷۰۸	۵۲۰
جامدات خشک	۱	۱۲۰	۱	۱۲۰	۱۲۰
کل	۳/۷۸				۹۵۰/۶
هدررفت حرارت					۱۳۴

برای چنین طرح‌واره ساده‌ای، می‌توان انتظار داشت که استخراج داده‌ها آسان باشد؛ اما این‌طور نیست. اولین سؤال این است که چگونه حرارتی را که باید برای خشک کن تأمین شود تا رطوبت را تبخیر کند و مواد را گرم کند، نشان دهیم. بسته به محلی که سطح کنترل ترسیم می‌شود، این کار را می‌توان به سه روش انجام داد:

۱. با کل سیستم به عنوان یک جعبه سیاه که به یک مگاوات گرمایش نیاز دارد، رفتار کنید. پس مشکل این است که یک محدوده دما را به این جریان سرد اختصاص دهید؛ در اینجا از دمای احتراق استفاده شده است. این روش توصیه نمی‌شود.

۲. با خشک کن به عنوان یک جعبه سیاه که با هوای گرم تغذیه می‌شود، رفتار کنید؛ سپس، این جریان سرد، گرم کننده هوا است. یک سؤال دیگر مطرح می‌شود که آیا باید (الف) گرم شدن جریان کوچک هوای احتراقی یا (ب) جریان هوای مخلوط بزرگ را که به خشک کن وارد می‌شود، در نظر گرفت؟
۳. تمام جریان‌های خشک کن را به صورت جداگانه در نظر بگیرید و تغییر آنتالپی هوا، جامدات و آب را بین شرایط ورودی و خروجی محاسبه کنید. سپس باید به بار گرمای تبخیر، یک دما اختصاص داد.

جدول (۸-۳) داده‌های جریان به دست آمده از روش‌های مختلف را مقایسه می‌کند. مشخص نیست کدام یک از آن‌ها بهترین است؛ در واقع، روش‌های مختلف در شرایط مختلف، بهترین هستند.

روش ۱، معمولاً بسیار ساده است، اما می‌تواند در خشک کن با استفاده از گرمای تابشی مادون قرمز در مکانی که پیش گرم کردن هوا نامناسب است (یا برای یک خشک کن با گرمکن برقی که در آن می‌خواهیم این نیاز گرما را در اهداف قرار دهد) اعمال شود. اگر خشک کن بر گرمای تابشی متکی باشد و در نتیجه نیازمند یک شعله داغ یا جریان گازی با دمای بالا (تقریباً $^{\circ}C$ ۲۰۰۰) باشد، روش ۲ (الف) اعمال می‌شود. این روش به عنوان مثال برای برخی از انواع خشک کن‌های دوار اعمال می‌شود. اگر بخواهیم خشک کن موجود را حفظ کرده و با بازیابی گرما هوا پیش گرم شود، روش ۲ (ب) نتایج صحیحی را می‌دهد. همچنین اگر گازهای خروجی گرم حاصل از یک سیستم CHP (توربین گازی یا موتور رفت و برگشتی) جایگزین هوای خشک شود، این روش اعمال می‌شود.

جدول ۸-۱- داده‌های جریان برای خشک کن با سوخت مستقیم

جریان	دمای مصرفی (°C)	دمای هدف (°C)	بار حرارتی (MW)	نرخ جریان ظرفیت حرارتی (CP MW/K)
روش اول: جعبه سیاه				
بار حرارتی خشک کن	۲۵۰۰	۲۵۰۱	۱	۱
روش دوم الف: گرمایش هوا (فقط هوای احتراق)				
هوای احتراق	۲۰	۲۵۰۱	۱	
روش دوم ب: گرمایش هوا (مخلوط هوای ورودی)				
هوای ورودی خشک کن	۲۰	۴۰۰	۱	
روش سوم: شکست جزئی				
حرارت دهی هوای گرم	۲۰	۱۲۰	۰/۲۶	۰/۰۰۲۶
حرارت دهی جامدات	۲۰	۱۲۰	۰/۱	۰/۰۰۱
بار تبخیر	۲۰	۱۲۰	۰/۵۱	۰/۰۰۵۱
هدررفت حرارت/احتراق	۱۱۹	۱۲۰	۰/۱۳	۰/۱۳
جریان گرم مطلوب برای بازیابی حرارت				
فقط هوای خروجی	۱۲۰	۲۰	۰/۷۶	۰/۰۰۷۶

روش ۳ اهداف صحیحی را ارائه می دهد که در آن مواد جامد می توانند از قبل گرم شوند (مثلاً در یک پیش خشک کن چرخشی یا مجرای انتقال پنوماتیک)، یا جایی که می توان آن‌ها را در داخل خشک کن با کویل‌های گرمایشی گرم کرد، مانند یک بستر سیال.

بنابراین، روش‌های ۲ (ب) و ۳ به طور کلی مفیدترین روش‌ها هستند. اما حتی در این صورت، اگر پیش گرم شدن جامدات امکان‌پذیر باشد، روش ۲ (ب) یک هدف نادرست ارائه

می‌کند. به همین ترتیب روش ۳ به درستی برای دمای هوای ورودی که جهت کارکرد خشک کن موجود لازم است، درنظر گرفته نمی‌شود. بنابراین برای بعضی از خشک کن‌ها هدف‌گذاری دقیق عملاً غیرممکن است.

هدف‌گذاری با محدودیت (بخش ۴-۵-۲) در بعضی موارد، نه در همه آن‌ها، کمک می‌کند. علاوه بر این، الگوریتم هدف‌گذاری محدود بسیار پیچیده‌تر از جدول مسئله ساده است. علاوه بر این، گرما می‌تواند به‌طور بالقوه توسط سرمایش و چگالش محسوس از خروجی استخراج شود؛ آیا این باید در مجموعه داده‌های جریان وجود داشته باشد؟ اگر چنین باشد و از گرما استفاده نشود، هدف یوتیلتی سرد، مقدار بسیار نادرستی خواهد داشت (زیرا هوای خروجی بدون خنک شدن می‌تواند مستقیماً به اتمسفر تخلیه شود). با این وجود این یک منبع گرمای بالقوه است و بنابراین در پایین جدول (۸-۳) گنجانده شده است.

مقادیر CP در سراسر محدوده دما، به طور متوسط محاسبه شده‌اند. با این حال، در روش ۳، مقادیر CP برای بار تبخیر و سرمایش هوای خروجی، بسیار غیرخطی هستند. در حالت اول، بهتر است بار گرمای نهان را محاسبه نموده و فرض کنید که آن در انتهای بالایی محدوده دما، ۱۱۹-۱۲۰ °C رخ می‌دهد. حتی این امر ممکن است برای رسیدن به انتقال حرارت با سرعت قابل قبول، برای نیروهای محرکه دمای مورد نیاز در خشک کن به درستی در نظر گرفته نشود. برای گاز خروجی، چگالش در زیر نقطه شبنم اتفاق می‌افتد و باید یک بار گرمای نهان به سرمایش محسوس اضافه شود؛ با محاسبه رطوبت نقطه شبنم در هر دما، می‌توان منحنی خنک سازی (سرمایش) ایجاد کرد. این واقعیت که CP یک جریان واحد می‌تواند در محدوده دمایی آن به میزان قابل توجهی تغییر کند، متأسفانه توسط چندین برنامه‌نویس که برنامه‌های هدف‌گذاری ساده‌ای را تولید کرده‌اند، نادیده گرفته شده و استفاده از آن‌ها را برای سیستم‌های شامل تغییر فاز، دشوار یا غیرممکن کرده است.

سؤال بعدی این است که آیا تلفات گرما را در گرمایش مورد نیاز خشک کن قرار دهیم؟ مصرف انرژی با احتساب آن‌ها ۱۰۰۰ kW و بدون احتساب آن‌ها، ۸۶۶ kW است. به‌طور کلی، بهتر است تلفات حرارتی در نظر گرفته شود؛ زیرا اهداف با مصرف واقعی انرژی فعلی کارخانه سازگار خواهد بود. با این حال، برای روش ۳، یک جریان جداگانه «اتلاف گرما» مورد نیاز است و باید به آن یک محدوده دما اختصاص داد. همانند بار تبخیر، انتخاب دما نیز تا حدی دلخواه است و مشکل بیشتری در هدف‌گذاری به وجود می‌آورد. بنابراین، حتی برای

این عملیات واحد ساده، هیچ روش واضحی برای استخراج داده وجود ندارد و اهداف مختلفی را می‌توان با استفاده از روش‌های مختلف به دست آورد. این امر نشان می‌دهد که ایجاد روش‌های فناوری پینچ به صورت کاملاً دقیق، دشوار است و تأکید می‌کند استخراج دقیق داده‌های جریان، کاری دشوار است که نیاز به دقت و تفکر دارد و ممکن است به کمک متخصص نیاز داشته باشد. این فقط یک کار عادی نیست که بتوان آن را با «چرخاندن یک دسته» انجام داد. در عمل، سایر تصاویر استخراج داده‌های جریان را می‌توان در مطالعات موردی فصل ۹ یافت.

۸-۵- هدف گذاری و طراحی شبکه

۸-۵-۱- هدف گذاری

محاسبه هدف گیری انرژی همچنان سنگ بنای فناوری پینچ است. روش جدول مسئله به خوبی اثبات شده است و با توجه به مجموعه داده‌های جریان، پیاده‌سازی آن آسان است. اگرچه محاسبات دستی به‌طور کلی بسیار دشوار است، الگوریتم، ساده است و می‌تواند تقریباً به راحتی به یک برنامه ساده رایانه‌ای تبدیل شود. یک مشکل عملی این است که برای ΔT_{min}؛ یک مقدار لازم است. با این حال، همان‌طور که اشاره شد، پیدا کردن مقدار بهینه دقیق ضروری نیست؛ تا زمانی که مقدار انتخاب شده منطقی باشد، نتایج مناسبی به همراه خواهد داشت و بعداً می‌تواند اصلاح شود.

۸-۵-۲- طراحی شبکه

روش کلاسیک طراحی شبکه مبتنی بر پینچ این است که با ساخت طرح MER شروع کنید و سپس شبکه را کاهش دهید. این به طور کلی موثر است، اما باید به خاطر داشته باشیم که در برخی موقعیت‌ها، شبکه MER از نظر ساختار با اقتصادی‌ترین شبکه بسیار متفاوت است، و دومی ممکن است با طراحی دستی مناسب، بسیار آسان‌تر به دست آید. این امر عمدتاً در مواردی اتفاق می‌افتد که تعداد زیادی جریان متقاطع با پینچ وجود دارد (بخش ۴-۴-۲). این امر روش‌های پینچ را بی اعتبار نمی‌کند؛ اما این بدان معناست که هنگام استفاده از آن‌ها، مراقبت و تفکر لازم است. به ویژه برای بازسازی، اغلب لازم است که از طراحی موجود شروع کرده و به سمت شبکه MER کار شود، خصوصاً برای کارخانه‌های کوچک که فقط

تعداد کمی مبدل از نظر اقتصادی قابل توجیه است. در حالت ایده‌آل، همچنین می‌توان از شبکه MER به سمت بیرون کار کرد و دو طراحی باید در وسط، همگرا شوند. در واقع از همان روزهای ابتدایی فناوری پینچ، با استفاده از بینش‌های ارائه شده برای شناسایی نقض پینچ (مبدل‌ها، هیترها و کولرهایی که نامناسب قرار داده شده‌اند) که باید تغییر کنند، کار به سمت درون از طریق طراحی موجود انجام شده است.

بخش (۴-۷) اشاره کرد که باید در اسرع وقت به جای مبدل‌هایی با اندازه نامشخص که با استفاده از روش اصلی طراحی پینچ به دست آمده است، به سمت شبیه‌سازی شبکه (بهینه-سازی شبکه) با استفاده از اندازه‌های واقعی مبدل‌های حرارتی موجود در شبکه حرکت کرد. نتایج حاصل از این دو روش متفاوت را می‌توان مستقیماً در مطالعه موردی کارخانه آروماتیک (بخش ۹-۳) مقایسه کرد که انتخاب بین آن‌ها بسیار کم است.

۸-۶- نرم افزار هدف گذاری

۸-۶-۱- گزینه‌های موجود

در ابتدا این امید وجود داشت که تکنیک‌های آنالیز پینچ به اهداف انرژی تنها با استفاده از یک ماشین‌حساب جیبی دسترسی داشته باشند. متأسفانه، این درست نیست مگر در مورد ساده ترین کارخانه‌ها. محاسبه دستی خسته کننده است و احتمال اشتباه زیاد است. بنابراین نرم افزار کامپیوتری تقریباً برای انجام یک تجزآنالیز بسیار ضروری است. سه نوع روش گسترده وجود دارد. برنامه‌های اختصاصی سطح بالا، شبیه سازهای فرآیند عمومی، و نرم افزار هدف گیری ساده شده.

نمونه‌های اولیه مانند TARGET (نوشته شده در UMIST) و PROTAB (توسعه‌یافته توسط ICI) در برنامه‌های بسیار پیچیده‌ای مانند Supertarget (لینهوف مارچ) و Advent/Aspen Pinch (Aspen Tech) نسبتاً سریع توسعه یافتند. بعدها Hyprotech، HX-NET® را توسعه داد و این مورد، نرم‌افزار اصلی تخصصی پینچ Aspen شد. این برنامه‌ها از روش‌های پیچیده هدف‌داری استفاده می‌کنند و می‌توانند طراحی شبکه خودکار را انجام دهند (با یک گزینه دستی به کاربر اجازه می‌دهد تا شبکه خود را طراحی کند). در نتیجه، خرید یا صدور مجوز نسبتاً هزینه‌بر هستند.

یک گزینه جایگزین، استفاده از نرم‌افزار فقط برای محاسبات اساسی انرژی و اهداف هزینه و تولید ترکیبی و GCC، بدون در نظر گرفتن طراحی شبکه است.

یک برنامه برای استفاده از این روش، HERO (Chepro Ltd) بود. به دلیل عملکرد محدود چنین برنامه‌هایی، آن‌ها بسیار ارزان‌تر از نرم‌افزار کامل طراحی شبکه هستند. صفحه گسترده‌ای که با این کتاب به صورت رایگان ارائه شده است، از این نوع است؛ مشخصات آن در بخش (۸-۶-۲) آورده شده است.

سرانجام، تعدادی از شبیه‌سازهای فرآیند دارای یک بخش آنالیز پینچ هستند که نمونه‌های اولیه آن HYSIM® و HEXTRAN® و اخیراً Aspen Plus® و Hysys® است. شبیه‌سازها شامل یک مدل از مبدل‌های حرارتی نوع UA هستند و بنابراین، اگر اهداف توسط صفحه گسترده محاسبه شده باشند (یا اگر کسی اصلاً نمی‌خواهد از روش‌های پینچ استفاده کند)، می‌توان از آن برای انجام طراحی شبکه استفاده کرد. آن‌ها به‌ویژه برای بازسازی دستی شبکه-های موجود بسیار مفید هستند.

۸-۶-۲- صفحه گسترده همراه این کتاب

برای این که به کاربران این امکان داده شود تا آنالیز پینچ را در کارخانه‌های خود به راحتی انجام دهند، یک صفحه گسترده رایگان با این کتاب ارائه می‌شود. این صفحه گسترده، محاسبات و نمودارهای اصلی هدف‌گذاری را به شرح زیر انجام می‌دهد:

- ورودی داده‌های جریان (به صورت CP یا بار حرارتی).
- محاسبه داده‌های منحنی ترکیبی، جدول مسئله، اهداف انرژی و دمای پینچ.
- رسم منحنی‌های ترکیبی و GCC.
- رسم تعداد جریان در محدوده دما و نمودار اولیه شبکه.
- جداول و نمودارهای گرافیکی تغییر انرژی و دمای پینچ در محدوده ΔT_{min}.

هدف‌گذاری مساحت و هزینه به دلیل پیچیدگی اضافی قابل توجه، کمبود مکرر داده‌های مناسب در مورد ضرایب مبدل حرارتی و ماهیت مسطح بیشتر نمودارهای هزینه- ΔT_{min} انجام نمی‌شود. تله‌های توپولوژی را هنوز می‌توان از نمودارهای استفاده از یوتیلتی و دمای پینچ در برابر ΔT_{min} تشخیص داد. بیشتر منحنی‌های ترکیبی و GCC در این کتاب با استفاده از صفحه گسترده تولید شده‌اند. این برای Microsoft Excel® نوشته شده است، اما

باید در صفحه گسترده‌های سازگار مشابه اجرا شود؛ با این حال، نمی‌توان عملکرد کاملاً صحیحی را تضمین کرد. یک راهنمای کاربر مختصر در پیوست آورده شده است. این صفحه گسترده برنده رقابتی بود که توسط مؤسسه مهندسان شیمی برای مهندسان فرآیند جوان برگزار می‌شد و توسط گابریل نوروود تهیه شده است.

۸-۷- تجربه صنعتی

برخی از نتایج اولیه مطالعات پینچ در بخش (۱-۲) شرح داده شد. همان‌طور که گفته شد، گاهی دستاوردهای حیرت‌انگیز به دست آمده، با دادن انگیزه برای کاربرد گسترده این روش‌ها در صنعت، باعث ایجاد علاقه و جنجال زیادی می‌شود. در انگلستان، وزارت انرژی برنامه‌ای منظم از مطالعات پینچ را در محدوده‌ای از صنایع نماینده که به دقت انتخاب شده است، تأمین کرد. این کارها توسط مشاوران و تیم‌های داخلی شرکت‌ها انجام می‌شد و بیشتر آن‌ها توسط لینهوف مارچ Ltd انجام شده است. نتایج در یک سری گزارش‌های تحقیق و توسعه دفتر بهره‌وری انرژی منتشر و توسط براون (۱۹۸۸) خلاصه شده است. جدول (۸-۴) صرفه‌جویی شناسایی شده را نشان می‌دهد. به‌طور کلی، متوسط صرفه‌جویی شناسایی شده ۲۵٪ از صورت حساب‌های انرژی سایت بود. اکثر اینها از طریق بازیابی گرما حاصل می شوند، در حالی که تغییر یوتیلتی در درجه دوم قرار دارد. با این حال، آنالیز تغییر فرآیند در مراحل ابتدایی بود و احتمالاً امروزه نسبت بالاتری را به خود اختصاص داده است؛ همچنین، برخی از پروژه‌هایی که شامل بازیابی گرما یا یوتیلتی می‌شوند، امروزه می‌توانند به عنوان تغییر فرآیند طبقه بندی شوند (برای مثال به بخش (۹-۴) مراجعه کنید). همچنین، برای فرآیندهای مربوط به مواد جامد (بسیاری از صنایع فرآیندی «غیر سنتی» خارج از پالایش نفت را پوشش می‌دهد)، بازیابی مستقیم گرما دشوارتر است و یوتیلتی‌ها و فرصت‌های تغییر فرآیند به همان نسبت مهم‌تر هستند.

جدول ۸-۴- نتایج مطالعات انتگراسیون فرایند تأمین شده توسط EEO (براون ۱۹۸۸)

شرکت	صورتحساب انرژی سایت (£k/yr)	هزینه انرژی ذخیره شده			جداسازی تکنولوژی			
		ذخیره (£k/y) r	درصد اقتصادی صورتحساب	بازپرداخت (ماه)	تغییر فرآیند (£k/y) r	بازیابی حرارت (£k/y) r	تغییر واحد (£k/y) r	سایر (£k/y) r
شیمیایی								
تیوکسید	۵۰۰۰	۱۲۴۰	۲۵	۳۶	۲۰۰	۳۸۰	۶۰۰	
Procter & Gamble	۲۰۰۰	۱۴۳۷	۷۲	۵۴	۲۰۰	۲۳۴	۹۸۰	۲۳
Beecham	۱۳۰	۳۱	۲۴	۵		۲۱		۱۰
Cray Vally Product	۱۰۰۰	۲۸۱	۲۸	۲۹		۸۰	۱۷۷	۲۴
William Blythe	۲۳۰	۹۶	۴۲	۱۱	۲۰	۸	۶۸	
Staveley Chemicals	۵۵۰۰	۱۰۴۰	۱۹	۱۸	۷۰	۴۷۰	۵۰۰	
Coalite	۵۱۰۰	۷۹۰	۱۵	۱۱	۲۰۵	۱۴۳	۴۲۲	۲۰
Bush Boake Allen	۱۰۰۰	۱۱	۱	۳۰		۱۱		
May & Baker (1)	۱۷۰۰	۱۰۷۶	۶۳	۲۸		۴۰	۹۶۵	۷۱
May & Baker (2)	۲۱۰	۱۵۲	۷۲	۳۱	۱۵۲			
نفت Gulf	۱۲۰۰۰	۱۴۲۰	۱۲	۷	۸۰۰	۶۲۰		
نفت Shell	۱۲۰۰۰	۱۶۰۰	۱۳	۱۹		۱۶۰۰		
کل	۴۵۸۷۰	۹۱۷۴	۲۰		۱۶۴۷	۳۶۰۷	۳۷۷۲	۱۴۸
غذا و نوشیدنی								

Long John	۱۵۰۰	۳۵۸	۲۴	۲۷	۱۴۸	۹۰	۱۲۰	
Tetley Walker	۸۵۰	۱۷۵	۲۱	۱۳		۶۲	۷۵	۳۸
Cadbury Typhoo	۵۰۰	۸۴	۱۷	۶	۴۲			۴۲
Van den Berghs	۵۰۰۰	۵۰۰	۱۰	۲۴		۵۰۰		
J.Lyons	۳۵۰۰	۷۴۸	۲۱	۱۶		۱۹۱	۵۱۷	۴۰
Express (1)	۱۶۰۰	۱۰۳	۶	۱۱		۱۶		۸۷
Bachelors	۶۰۰	۱۰۵	۱۸	۷		۳۸	۶۷	
Express (2)	۲۷۰							
کل	۱۳۸۲۰	۲۰۷۳	۱۵		۱۹۰	۸۹۷	۷۷۹	۲۰۷
نساجی								
Courtaulds	۱۳۰۰۰	۳۳۴	۳	۱۱		۲۵۷	۷۷	
Edward Hall	۵۳۰	۶۸	۱۳	۳۰				
کاغذ								
East Lanos Paper Mill	۳۰۰۰	۸۷۶	۲۹	۲۸	۱۲۰	۸۶	۵۰۰	۱۷۰
St.Regis	۱۶۰۰	۱۴۷	۹	۲۶	۶۲	۵۰	۳۵	
آهن و استیل								
Sheernes s Steel	۱۳۰۰۰	۱۴۸۷	۱۱	۱۰		۱۴۸۷		
British Steel	۲۰۰۰۰	۹۹۵۰	۵۰			۷۴۵۰	۱۳۰۰	۱۲۰۰
کل	۵۱۱۳۰	۱۲۸۶۲	۲۵		۱۸۲	۹۳۳۰	۱۹۱۲	۱۳۷۰
گراند کل	۱۱۰۸۲۰	۲۴۱۰۹	۲۲		۲۰۱۹	۱۳۸۳۴	۶۴۶۳	۱۷۲۵

به دلیل معیارهای مختلف بازپرداختی که توسط صنایع مختلف اعمال شد و کاهش قیمت انرژی در اواخر دهه ۱۹۸۰ و ۱۹۹۰، بسیاری از پروژه‌های شناسایی شده اجرا نشدند. با این حال، ۳۷٪ از پروژه‌های شناسایی شده در عمل اجرا شد و منجر به صرفه‌جویی هزینه بیش از ۳۰ پوند در سال در قیمت‌های سال ۱۹۸۸ شد (جدول ۸-۵).

جدول ۸-۵- خلاصه صرفه جویی‌های شناسایی و اجرا شده توسط بخش (براون ۱۹۸۸)

بخش	مبلغ انرژی (£M/yr)	ذخیره سازی					ذخیره Implemented	
		تغییر فرایند (£M/yr)	بازیابی حرارت (£M/yr)	تغییرات واحدها (£M/yr)	سایر (£M/yr)	کل ذخیره (£M/yr)	£M/yr) (r	(٪)
شیمیایی	۱۶۰	۴/۹	۱۰/۷	۱۸/۲	۳/۰	۳۶/۸	۱۵/۶	۴۲
تصفیه روغن	۸۱	۰/۶	۱۱/۵	-	-	۱۲/۱	۶/۸	۵۶
خوراک و نوشیدنی	۲۹	۱/۵	۳/۹	۵/۱	۱/۷	۱۲/۲	۴/۳	۳۵
نساجی	۱۵	۰/۲	۰/۶	۳/۴	۰/۱	۴/۳	۰/۲	۵
کاغذ و board	۱۰	-	۱/۱	۴/۰	۰/۴	۵/۵	۰/۶	۱۱
آهن و استیل	۳۴	-	۹/۰	۱/۳	۱/۲	۱۱/۵	۲/۹	۲۵
کل £M/y) (r	۳۲۹	۷/۲	۳۶/۸	۳۲/۰	۶/۴	۸۲/۴	۳۰/۴	۳۷

موردی که در این جداول خلاصه نشان داده نشده است، نرخ بازده اقتصادی معمول برای هر نوع پروژه است. پروژه‌های بازیابی گرما شامل هزینه‌های سرمایه‌ای در مبدل‌های حرارتی می‌شوند و اگرچه در چند پروژه بازپرداخت تا ۶ ماه انجام شد، معمولاً دوره بازپرداخت ۲-۱

سال داشتند. بازپرداخت‌ها برای یوتیلتی مربوط به تغییرات بسیار گسترده‌تر بودند، به‌طور معمول ۵-۱ سال، با طولانی‌ترین دوره بازپرداخت برای برخی از پروژه‌های بزرگ CHP (اگرچه کل صرفه‌جویی هزینه نیز بسیار زیاد بود). تعداد کمی از موارد، معمولاً در جایی که یک یوتیلتی کم هزینه جایگزین یک برنامه گران‌قیمت می‌شد، بازپرداخت کوتاه مدت چند ماهه داشتند.

با این حال، برخی از تغییرات فرآیند و پروژه‌های بدون پینچ توسط مطالعاتی که دارای سرمایه کم یا بدون هزینه بودند، شناسایی شده و به همین دلیل زمان بازپرداخت یک ماه یا حتی صفر را ارائه می‌دهند. این مجدداً بر اهمیت در نظر گرفتن امکانات تغییر فرآیند و ارزش انجام آنالیز سیستماتیک برای شناسایی آن‌ها تأکید می‌کند. بخش‌های زیر نحوه استفاده از آنالیز پینچ را به‌طور معمول در طیف وسیعی از بخش‌های صنعتی، با استفاده از هر دو تجربه حاصل از مطالعات EEO و سایر آنالیزها بیان می‌کنند.

۸-۷-۱- پالایش نفت

پالایش نفت، یک مبحث اصلی سنتی مهم برای مطالعات پینچ است و البته همان‌طور که در بخش (۹-۲) شرح داده شده است، مطالعه پیشگام پینچ در یک واحد خوراک خام بود. کارخانه آروماتیک ICI (بخش ۹-۳) یکی دیگر از کاربردهای بسیار موفق اولیه بود. مزایای آن هم از بازیابی گرما و هم از تغییر فرآیند حاصل شد. از آن زمان، روش‌ها به‌طور گسترده‌ای در این کاربردها توسعه یافته و اصلاح شده‌اند. محدودیت‌های عملی زیادی برای انجام مخلوط‌های مختلف و مواد اولیه متعدد وجود دارد، اما توان عملیاتی بسیار بالا پروژه‌های بازیابی گرما را توجیه می‌کند – درصد کمی صرفه‌جویی سود اقتصادی مطلق و نرخ بازدهی خوبی را در بسیاری از سرمایه‌گذاری‌های سرمایه به همراه دارد. شبیه‌سازی و بهینه‌سازی پیچیده شبکه مبدل حرارتی قابل توجیه است و از نرم‌افزار طراحی شبکه به‌طور گسترده استفاده می‌شود.

پالایشگاه‌های نفت در ۳ مورد از مطالعات اصلی تأمین شده توسط EEO در دهه ۱۹۸۰ - در Gulf and Shell - به علاوه یک پروژه نمایشی در ICI با اجرای یک طرح مبدل حرارتی جدید که توسط مطالعه موردی کارخانه آروماتیک مشخص شد، مورد بررسی قرار گرفتند. از آن زمان، مطالعات متعدد بیشتری انجام شده است و بیشتر شرکت‌های مهم توانایی داخلی

خود را توسعه داده‌اند. فرآیندهای موجود در کل صنعت، نسبتاً مشابه‌اند. بدیهی است که شبکه‌های مبدل حرارتی، منبع اصلی صرفه‌جویی در مصرف انرژی بوده‌اند، اما تغییرات فرآیند و بهینه‌سازی سیستم یوتیلتی نیز در این امر سهیم بوده‌اند.

۸-۷-۲- مواد شیمیایی با حجم زیاد - پیوسته

این نیز یک مبحث سنتی اصلی برای آنالیز پینچ است. کارخانه‌ها، مانند پالایش نفت، بزرگ، پیوسته و تا حد زیادی به سیالات (مایعات و گازها) محدود می‌شوند - همه برای انتگراسیون فرایند بسیار مفید هستند. با این حال، تنوع بیشتری از فرآیندها و کارخانه‌ها نسبت به پالایش نفت وجود دارد.

همان‌طور که در بخش (۱-۲) ذکر شد، این روش‌ها به ویژه توسط ICI، اتحادیه کاربید و BASF در طیف گسترده‌ای از فرآیندهای شیمیایی داخلی آن‌ها به کار رفته است که منجر به صرفه‌جویی قابل توجهی در بازیابی گرما، تغییر فرآیند و بهینه‌سازی یوتیلتی‌ها می‌شود. مطالعات تأمین شده توسط EEO در بخش معدنی در Tioxide and Chemicals Staveley و در بخش آلی در Coalite and William Blythe، همه با موفقیت صرفه‌جویی در بازیابی گرما، بهبود یوتیلتی و تغییر فرآیند را شناسایی کردند.

آنالیز کل سایت با بازیابی گرما از طریق سیستم بخار، صرفه‌جویی بالقوه عمده‌ای در Coalite بود (به بخش (۹-۵) مراجعه کنید). در جای دیگر، آنالیز وابسته به زمان می‌تواند به ادغام کارخانه‌های با ساعات کاری مختلف کمک کند.

۸-۷-۳- مواد شیمیایی ویژه و ناپیوسته و دارویی

برخلاف بخش‌های قبلی، انرژی به‌طور کلی برای این کارخانه‌ها، به‌ویژه هنگامی که با قیمت محصولات مقایسه شود، یک هزینه جزئی است. روش‌های آنالیز ناپیوسته (فصل ۷) می‌تواند برای رفع تنگناها (با استفاده از نمودارهای گانت) و بهینه‌سازی تنظیمات یوتیلتی (به عنوان مثال برای مخازن گرمایش و سرمایش) مفید باشد.

مطالعات تأمین شده توسط EEO در Bush Boake Allen and Cray Valley Products در بخش مواد شیمیایی ویژه و Beechams و May & Baker در داروسازی

انجام شد. در چندین مورد، استفاده از مدل متوسط زمانی صرفه‌جویی بالقوه را نشان داد، اما روش‌های دقیق‌تر مانند مدل برش زمانی نشان داد که فرصت‌ها کمتر است.

در Bush Boake Allen، پروژه‌های قابل بازیابی گرما شناسایی شدند، اما بازپرداخت ۳-۲ ساله داشتند. با این حال، در Cray Valley Products، صرفه‌جویی قابل توجهی با استفاده از نمودار رویداد زمانی برای رفع تنگناها با موفقیت به دست آمد.

۸-۷-۴- خمیر و ورق کاغذ

صنعت خمیر و کاغذ یک مصرف‌کننده عظیم انرژی است؛ تولید یک کیلوگرم کاغذ به‌طور معمول به ۲ کیلوگرم آب نیاز دارد تا تبخیر شود. حتی در یک تولید کننده نسبتاً متوسط مانند انگلستان، خمیر و کاغذ به تنهایی مصرف انرژی بیش از PJ ۱۰۰ در سال را توجیه می‌کند (10^{17} J، 10^{8} GJ).

امکانات بازیابی گرما محدود است، به‌خصوص که بسیاری از محدودیت‌های عملی در بازیابی گرما از ورق‌های پیوسته وجود دارد، اما این صنعت یک کاربر اصلی CHP براساس توربین‌های بخار است (بخش ۵-۲)، بسیار قدیمی‌تر از آنالیز پینچ! بار حرارتی بسیار زیاد به این معنی است که توربین‌های بخار به خوبی با سیستم مطابقت دارند، به‌طور کلی، نیازهای برق سایت حتی با نسبت متوسط برق به گرما مطابقت دارند. با این وجود، حتی در اینجا توربین‌های گازی تأثیرگذار بوده‌اند.

یک پروژه نمایش بهره‌وری انرژی، در مورد پیش گرم کردن غلتک‌های نمدی برای دستگاه‌های کاغذی با پساب گرم، به دستاورد مهم صرفه‌جویی بیشتر از حداکثر بازیابی گرمای تئوری دست یافت! این نمد، بافت کاغذ را در برابر سیلندرهای اصلی گرمایش نگه می‌دارد و رطوبت را از بافت می‌گیرد، بنابراین باید با فشردن و پس از آن گرم کردن، آبگیری شود. دماهای بالاتر باعث کاهش کشش سطحی می‌شود و به این معنی است که آب بیشتری به صورت مکانیکی حذف می‌شود، بنابراین بار تبخیر را بیش از گرمای محسوس اضافه شده برای گرم کردن غلتک‌های نمدی کاهش می‌دهد. این یک نمونه سنتی از تغییر فرآیند است.

۸-۷-۵- غذا و نوشیدنی

چند مطالعه در زمینه صنعت فرآوری مواد غذایی انجام شده است. فرصت‌ها با الزامات کیفیت محصول و نفوذ مواد جامد محدود می‌شوند (بازیابی گرما را دشوار می‌کنند)، اما با این وجود پروژه‌های صرفه‌جویی در انرژی با موفقیت شناسایی شدند. در بعضی موارد، پمپاژ گرما (بخش ۵-۳-۱) یک روش مفید و اقتصادی بوده است؛ زیرا فرآوری اغلب به دلایل کیفیت محصول در مدت طولانی و در دمای متوسط انجام می‌شود. به عنوان مثال، در اسکاندیناوی که هزینه برق به دلیل در دسترس بودن نیروی برق آبی، کم است، خشک کن‌های پمپ حرارتی برای ماهی، رایج است.

بسیاری از عملیات فرآوری مواد غذایی به صورت ناپیوسته انجام می‌شود که باز هم مانع از پروژه‌های اقتصادی بازیابی گرما می‌شود. استثناهای مهم، فرآوری نشاسته، شکر و روغن خوراکی هستند که همه آن‌ها پیوسته بوده و در مقیاس متوسط تا بزرگ کار می‌کنند. با مطالعاتی که توسط EEO در British Sugar و Van den Berghs & Jurgens انجام شد، در تمام این زمینه‌ها صرفه جویی شده است. در مورد دوم، بازیابی گرما بین فرآیندها با استفاده از سیستم آب گرم سایت، به روشی مشابه با روش‌های استفاده از سیستم بخار سایت، همان‌طور که در بخش (۵-۴) شرح داده شده است، با موفقیت به دست آمد.

کارخانه‌های لبنی پیشرفته با استفاده از مبدل‌های صفحه‌ای با ΔT بسیار پایین که اغلب در حد $^{\circ}C$ ۲- ۱است، کاملاً ادغام شده‌اند. جریان‌های زیادی وجود ندارد و اینها از نظر دبی و ظرفیت حرارتی به خوبی با هم مطابقت دارند، بنابراین این فرآیند می‌تواند تقریباً یک منطقه بزرگ پینچ باشد.

به عنوان مثال، در پاستوریزاسیون مداوم، شیر گرم و سرد تبادل حرارت می‌کنند و فقط یک بار یوتیلتی اضافی کوچک مورد نیاز است. در جداکننده‌ها، شیر سرد شده و به صورت خامه و دوغ جدا می‌شود و سپس این محصولات توسط شیر ورودی به صورت جریان‌های موازی در یک مبدل صفحه‌ای واحد یا مبدل صفحه-پره‌ای مجدداً گرم می‌شوند. باز هم، با پوشش دادن $^{\circ}C$ ۲-۱ نهایی خنک‌سازی، فقط یک بار سردسازی بسیار کوچک مورد نیاز است.

در تولید مالت، فرصت‌های اصلی عمدتاً در سمت آب گرم هستند و نمونه‌ای نادر از بازیابی موفقیت‌آمیز و اقتصادی گرما از فرآیند ناپیوسته است.

تقطیر الکل از مقدار قابل توجهی انرژی در ستون‌های تقطیر استفاده می‌کند، اما الزامات کیفیت بالای محصول، محدودیت‌های شدیدی را ایجاد می‌کند؛ حتی تغییرات کوچک در فشار یا دمای ستون پذیرفته نمی‌شود؛ زیرا این تغییرات می‌تواند بر اجزای با مقدار ناچیز که برای طعم مهم هستند، تأثیر بگذارند. فرصت‌ها در جای دیگری از فرآیند وجود دارند، به‌ویژه برای خشک شدن دانه‌های مصرفی بسیار مناسب است که در آن، یک خشک کن هوای گرم، توسط خروجی یک توربین گازی گرم می‌شود (بخش ۵-۶-۱)؛ یک پروژه بسیار موفق در اوایل دهه ۱۹۸۰ در دستگاه‌های تقطیر دانه اسکاتلندی[1] (پورت دونداس، گلاسگو[2]) بود. در برخی موارد، برای بازیابی گرما از بخار خروجی دستگاه تقطیر، حتی در تولید الکل مالت که کیفیت محصول در درجه اول قرار دارد، از پمپاژ گرما با تراکم مجدد مکانیکی بخار استفاده شده است.

۸-۷-۶- محصولات مصرفی و منسوجات

یک فرآیند عمده در حوزه محصولات مصرفی، تولید مواد شوینده است که شامل آماده-سازی محلول و خشک کردن پاششی است. EEO از یک مطالعه در پراکتر و گمبل[3] حمایت کرد که برخی از فرصت‌های بازیابی گرما (که به دلیل وجود جریان‌های چسبناک و رسوب‌زا، محدود بودند) و یک تغییر فرآیند مفید را در خشک کن پاششی شناسایی کردند. مورد دوم اجرا شد، اما مبدل‌های حرارتی این‌گونه نبودند، تا حدودی به این دلیل که اقتصاد تحت تأثیر برنامه‌ای برای راه‌اندازی یک طرح CHP با سوزاندن ضایعات حاصل از سوخت (WDF) بود که باعث می‌شد هزینه مؤثر بخار فشار پایین تقریباً به صفر برسد. کارخانه CHP سرانجام به دلایل عملی و اقتصادی، از جمله ترس در مورد انتشار احتمالی و مشکلات بو، راه‌اندازی نشد.

سایر محصولات مصرفی به روش‌های مشابه برای محصولات غذایی یا مواد شیمیایی خاص تولید می‌شوند و محدودیت‌های مشابهی نیز اعمال می‌شود.

منسوجات در اینجا گنجانده شده‌اند؛ زیرا به‌راحتی در هیچ دسته دیگری قرار نمی‌گیرند.

---

[1] Scottish
[2] Port Dundas, Glasgow
[3] Procter and Gamble

یک مطالعه تأمین شده توسط EEO در مورد کارخانه الیاف مصنوعی کورتولدز[1] توسط بشر نشان داد که فرصت‌های کمی برای بازیابی مستقیم گرما وجود دارد (برای این امر، الیاف دور از وضعیت ایده‌آل هستند)، اما در سیستم‌های یوتیلتی، به ویژه برای جایگزینی بخار فشار بالا با بخار کم فشار ارزان‌تر، فرصت‌هایی را نشان دادند.

۸-۷-۷- مواد معدنی و فلزات

ذوب[2] (گداختن)، فرآیند تولید فلزات از سنگ معادن آن‌ها، به عنوان مثال مس و روی است. این واکنش‌ها اغلب بسیار گرمازا هستند و جریان‌های خروجی با دمای بسیار بالا (بیش از °C ۱۵۰۰) تولید می‌کنند. این‌ها، منابع حرارتی بسیار امیدوار کننده‌ای به نظر می‌رسند، اما بسیار کثیف و مملو از گرد و غبار هستند، از این‌رو، بازیابی گرمای عملی، تقریباً غیرممکن است و به جای آن از سرد کردن سریع یا گازشویی استفاده می‌شود. با این وجود، اگر وظایف فرآیندی مناسب دیگری نیز در سایت وجود داشته باشد (به عنوان مثال، افزایش بخار با دمای متوسط)، مقداری از گرما را هنوز هم می‌توان به‌طور بالقوه بازیابی کرد.

تولید آهن و فولاد همچنین شامل دماهای فوق العاده بالا است که گرم ترین جریان‌ها آهن و فولاد مذاب است. سال‌هاست که بازیابی گرما از گازهای گرم خروجی از کوره ذوب آهن برای گرم کردن هوای ورودی، امری معمول است؛ از آنجایی که واکنش‌های کوره ذوب آهن، گرمازا هستند، جریان ورودی می‌تواند به‌طور قابل توجهی خنک‌تر از گازهای خروجی باشد و دومی نیز غبارآلود و خورنده است. از این‌رو، از ریکوپراتورهایی با پوشش آجری (برج-های کوپر) استفاده می‌شود؛ خروجی گرم، آجر را برای چند دقیقه گرم می‌کند و سپس به واحد دیگری منتقل می‌شود، در حالی که هوای سرد به محفظه گرم هدایت می‌شود. مطالعات انجام شده در بریتیش استیل[3]، صرفه‌جویی‌های نظری بیشتری را شناسایی کردند که با این وجود، از نظر مشتری قابل دستیابی نبود.

تولید سیمان، شامل تجزیه کربنات کلسیم به آهک زنده (اکسید کلسیم) و آهک آب‌دیده (هیدروکسید کلسیم) است. این فرآیند بسیار گرماگیر است، بنابراین گازهای خروجی از کوره به‌طور قابل توجهی خنک‌تر از آن‌هایی هستند که وارد می‌شوند و بازیابی نظری گرما، کم

[1] Courtaulds
[2] Smelting
[3] British Steel

است. بازیابی عملی گرما از جریان خروجی گرم و مملو از غبار، حتی دشوارتر است. نیاز به گازهای گرم با دمای بالا که به خصوص تمیز نباشند، سیستم‌های CHP توربین گازی را امکان‌پذیر می‌کند، اگرچه برای رسیدن گاز به دمای ۱۲۰۰ °C مورد نیاز در کوره، سوخت تکمیلی لازم است و ممکن است لازم باشد که برق تولید شده، صادر شود؛ بنابراین ممکن است یک توربین گازی با تولید برق نسبتاً کم و دمای خروجی بالا انتخاب شود.

خاک رس چینی (کائولن) نمونه دیگری از یک ماده معدنی با حجم بالا با نیاز به گرمای قابل توجه فرآیند است. این ماده با استفاده از جت‌های آب پر فشار استخراج می‌شود و حتی پس از این که دوغاب حاصل تا حد امکان به‌طور مکانیکی آبگیری شد، باز هم یک بار حرارتی زیاد برای تبخیر و خشک شدن وجود دارد، بدون این که منبع حرارتی هدر رفته متناظری وجود داشته باشد. باز هم، این یک برنامه کلاسیک برای یک سیستم CHP توربین گازی است.

۸-۷-۸- یوتیلتی‌های حرارت و توان

به‌طور کلی، آنالیز پینچ چند فرصت اضافی را در صنعت تولید برق به صورت مستقل نشان می‌دهد. سیستم‌های توربین بخار طی سال‌های متمادی با استفاده از آزمون و خطا، با افزودن پیش گرمکن، سطح متوسط بخار، گرمایش آب تغذیه دیگ بخار و سایر اصلاحات، همان‌طور که در بخش (۵-۲-۳-۱) شرح داده شده است، بهینه‌سازی شده‌اند، به‌طوری که فرآیند در نهایت به نقطه پایینی «منحنی یادگیری» رسیده است.

توربین‌های گازی، با نسبت بهتر توان به حرارت، در سال‌های اخیر به خصوص در قالب چرخه ترکیبی که بیشترین بازده را دارد، به‌طور فزاینده‌ای رایج شده‌اند. قیمت پایین گاز در طی دهه ۱۹۹۰ و اوایل سال ۲۰۰۰ به این امر کمک کرد، اگرچه در زمان نوشتن (۲۰۰۶) این مورد دیگر صدق نمی‌کند. نگاه اولیه به نمودار فرآیند یک توربین گازی نشان می‌دهد که فرصت زیادی برای ادغام گرما از دست رفته است.

هوای سرد به یک کمپرسور وارد می‌شود ، تا ۱۰۰۰ °C گرم می‌شود و از توربین گازی عبور داده می‌شود و در دمای ۵۰۰ °C ظاهر می‌شود تا وظایف فرآیند یا افزایش بخار را انجام دهد. پیش گرم کردن هوای وارد شده به کمپرسور برای پایین آوردن افزایش دما، امری بدیهی به نظر می‌رسد. با این وجود، گرمایش هوا در فشار اتمسفر از چگالی آن می‌کاهد و

عملکرد کمپرسور را تغییر می‌دهد. هنگامی که محاسبات کلی انجام شد، مصرف برق اضافی کمپرسور یا کاهش توان خروجی از توربین گازی، بیش از گرمای بازیابی شده به گاز ورودی بود. این یک نمونه کلاسیک از نیاز به درک و مدل‌سازی فرآیند کامل در متن است، به جای این که فقط به وظایف گرما نگاه کنید. گرما را می‌توان در گاز ورودی بازیابی کرد، اما تنها پس از خروج از کمپرسور که در آن جا، نیروهای محرکه دما و گرمای قابل بازیابی، بسیار کمتر است.

البته، اگر همان‌طور که در فصل ۵ توضیح داده شده است، بتوان گرمای هدر رفته ناشی از تولید برق را برای CHP یا وظایف گرمایش فرآیند یا گرمایش فضا استفاده کرد، فواید بزرگی به دست می‌آید. اسکاندیناوی و سایر کشورهای اروپایی برای چندین سال از طرح‌های گرمایش منطقه‌ای برخوردار بوده‌اند، مفهومی که اخیراً توسط چند شهر انگلیس مورد استفاده قرار گرفته است، اگرچه طرح ترکیبی زمین حرارتی و CHP ساوتهمپتون[1] (بخش ۵-۶-۲)، یک استثنای قابل توجه است.

۸-۷-۹- ساختمان‌ها

در بیشتر ساختمان‌ها، نیاز به گرما برای گرمایش فضا و آب گرم خانگی معمولاً به‌طور قابل توجهی بیش از میزان گرمای دفع شده است. از این‌رو، پینچ معمولاً در دمای محیط است و برای تصدیق این مسئله، طبیعتاً به آنالیز پینچ نیاز نیست! در نتیجه، اگر بتوان بازیابی گرما را اقتصادی کرد، هر منبع حرارتی بالقوه با دمای بالاتر از محیط ارزش بهره‌برداری را خواهد داشت. نیروهای محرکه به‌طور کلی پایین هستند؛ از طرف دیگر، دوره‌های بازپرداخت چندین ساله ممکن است مجاز باشد. در تابستان، تهویه مطبوع ممکن است نیاز قابل توجهی به یوتیلتی سرمایشی داشته باشد، اما این مورد، پایین‌تر از دمای محیط است، بنابراین مکان پینچ بدون تغییر است.

مطالعه پینچ در سایت بیمارستان بیسینگ استوک[2] که در بخش (۹-۶) شرح داده شده است، برای آنچه می‌توان از آنالیز ساختمان انتظار داشت، یک راهنمای کلی خوب است. پینچ در دمای محیط بود و نیاز به گرما به‌طور قابل توجهی بیش از منابع حرارتی است. آنالیز

[1] Southampton
[2] Basingstoke

وابسته به زمان در نشان دادن تأثیر تغییرات روز/ شب و ساعات کار ساختمان‌های منفرد بر بارهای حرارتی با ارزش بود و فرصت‌های CHP، به ویژه برای CHP توزیع شده با استفاده از موتورهای گازی مشخص شدند.

یکی دیگر از موارد معمول استفاده از پمپ‌های حرارتی، بازیابی گرما از هوای مرطوب گرم در استخرهای شنا است؛ افزایش دما، کم است و دوره‌های بازپرداخت چند ساله حاصل شده است.

تمرین

به جای انجام یک تمرین دیگر، چرا روش‌ها را برای کارخانه واقعی امتحان نمی‌کنید؟ اگر در صنعت کار می‌کنید، فرآیند، کارخانه یا سایت خود را در نظر گرفته و آن را با استفاده از روش کار این کتاب، با دنبال کردن طرح کلی بخش (۸-۲)، آنالیز کنید. موازنه حرارت و جرم را تشکیل دهید، داده‌های جریان را استخراج کنید، اهداف، منحنی‌های ترکیبی و پینچ را به دست آورید، تغییرات فرآیند را در نظر بگیرید و یک شبکه بازیابی گرما را طراحی کنید. اگر در دانشگاه یا موقعیت دیگری هستید که به داده‌های واقعی کارخانه دسترسی ندارید، داده-های فرآیند دیگری را که می‌توانید پیدا کنید، در نظر بگیرید؛ به عنوان نمونه، مثال پروژه طراحی IChemE در مورد متیل اتیل کتون (آستین و جفریز ۱۹۷۹).

منابع

1. Austin, D. G. and Jeffreys, G. V. (1979). *The Manufacture of Methyl Ethyl Ketone from 2-Butanol; a Worked Solution to a Problem in Chemical Engineering Design*. IChemE, Rugby, UK.
2. Brown, K. J. (1988). Process Integration Initiative. *A Review of the Process Integration Initiatives Funded under the Energy Efficiency R&D Programme*. Energy Technology Support Unit (ETSU), Harwell, Oxon, UK.
3. UMIST (1996). *Course on Process Integration*. Lecture 21, Data Extraction.

فصل نهم

مطالعات موردی

۹-۱- مقدمه

هر نظریه‌ای، هرچند مبتکرانه و دقیق باشد، کاربرد چندانی ندارد مگر این که بتواند به‌طور مؤثری در عمل بر روی تجهیزات واقعی صنعتی به کار گرفته شود. در طول توسعه آنالیز پینچ، تحقیق و کاربردها دست به دست هم داده‌اند و این اطمینان حاصل می‌کند که روش‌ها، عملی و قابل استفاده هستند. این بخش اصلی نهایی راهنما، کاربرد روش‌های ادغام را در مطالعات موردی «زندگی واقعی» نشان می‌دهد.

تمام مطالعات موردی شرح داده شده، براساس طراحی‌های مهندسی انجام شده در صنعت هستند. به دلایل محدودیت فضا و محرمانه بودن، بسیاری از جزئیات حذف شده‌اند. با این حال، امید است که این مطالب به خواننده کمک کند تا استفاده از روش‌های انتگراسیون داخل متن را درک کند. پنج مطالعه برای نشان دادن میزان کاربرد این روش‌ها، از فرآیندهای ناپیوسته در مقیاس کوچک تا کارخانه‌های بزرگ پیچیده و حتی یک کاربرد غیرفرآیندی، انتخاب شده است. سه مورد از این‌ها، در چاپ اول راهنمای کاربر (لینهوف و همکاران ۱۹۸۲) به چشم می‌خورد، اگرچه پیشرفت در این روش‌ها، دیدگاه‌های جدیدی در مورد آن‌ها ایجاد کرده است؛ دو مورد دیگر، جدیدتر هستند. امیدوارم از بین مطالعات ارائه شده، خواننده یک یا چند زمینه آشنا را تشخیص دهد.

۹-۲- ترتیب پیش گرم کردن خوراک خام

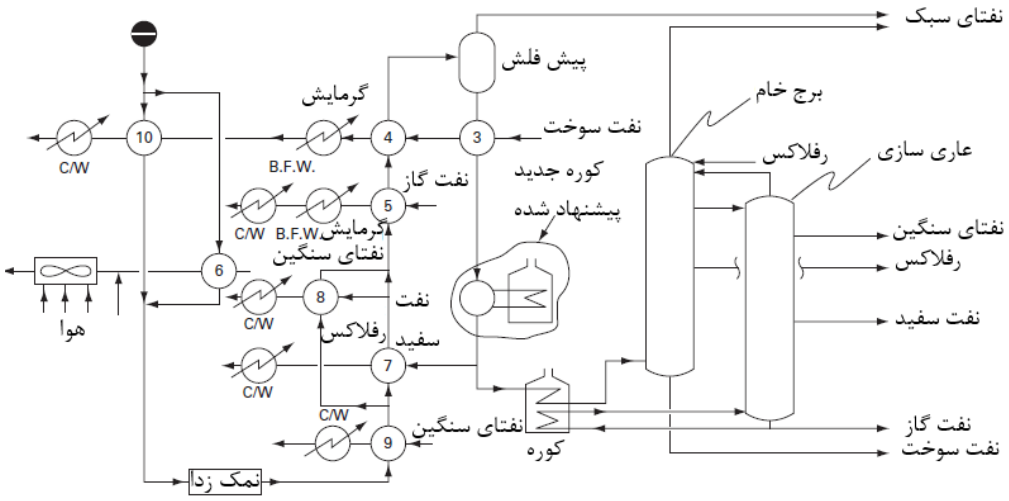
اولین مطالعه موردی ما در گذشته به‌طور گسترده به اطلاع عموم رسیده است و به همین اندازه شایسته هم بوده است؛ زیرا به عنوان اولین مطالعه پینچ در یک کارخانه بزرگ عملیاتی،

در تاریخ جایگاهی دارد. این روش‌ها توسط ICI plc در صنعت پیشگام شدند و این مطالعه در یکی از شرکت‌های وابسته به آن انجام شد.

جداسازی نفت خام به اجزای اصلی آن مانند نفتا، بنزین، نفت سفید و مازوت یک فرآیند رایج است که گام بزرگی در پالایش نفت محسوب می‌شود. در فرآیند جداسازی که در اینجا شرح داده می‌شود، مجموعه برای کنترل تقاضای بیشتر به ۲۵ درصد ارتقا نیاز دارد. مطالعات طراحی انجام شده توسط یک پیمانکار نشان داد که افزایش توان عملیاتی کارخانه بدون نصب یک هیتر مشعل‌دار جدید امکان‌پذیر نیست و به نظر می‌رسد که این، ارزان‌ترین گزینه سرمایه باشد. با این حال، فضای کارخانه بسیار محدود بود و تنها مکانی که می‌توان برای هیتر جدید (یک مدار نفت گرم) یافت، دور از کارخانه اصلی و در طرف مقابل یک مسیر شلوغ سایت بود که نفت گرم باید بر روی یک پل لوله‌ای حمل می‌شد. جای تعجب نیست که این مورد به دلایل عملیاتی و ایمنی، غیرقابل قبول بود! پس از آنکه روش‌های متداول برای طراحی مجدد کارخانه با کاهش مصرف انرژی به شکست انجامید، روش‌های آنالیز پینچ (به تازگی توسعه یافته‌اند) که در این راهنما شرح داده شد، عملاً به عنوان آخرین چاره و تحت فشار زمانی قابل توجهی آزمایش شدند. آنالیز اولیه هدف‌گذاری (انجام شده در یک آخر هفته!) نشان داد که دستیابی به افزایش ۲۵ درصدی در توان عملیاتی بدون افزایش اندازه هیتر فعلی تحت هر شرایطی امکان‌پذیر است و سپس روش‌های طراحی شبکه، یک انتخاب طرح‌بندی عملی را نشان می‌دهد که می‌تواند به این هدف دست یابد.

۹-۲-۱- شرح فرآیند

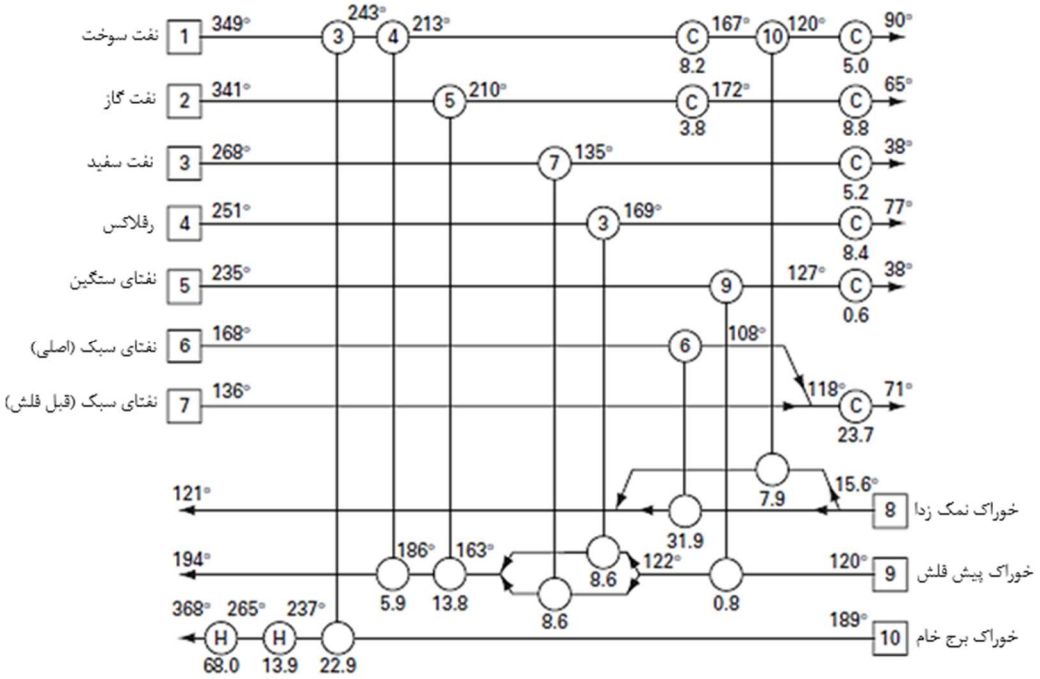
طرح‌واره در شکل (۹-۱) به صورت ساده نشان داده شده است. جریان خوراک نفت خام در سه بخش از طریق مبادله با بخش‌های گرم برگردانده شده از ستون‌های تقطیر، پیش گرم می‌شود. بخش اول از انبار به یک واحد نمک‌زدایی، قسمت دوم از نمک‌زدایی به یک ستون پیش فلش که مقداری نفتای سبک را جدا می‌کند و قسمت سوم از پایین پیش فلش تا برج نفت خام جریان می‌یابد. گرمایش فرآیند توسط یک هیتر مشعل‌دار فراهم می‌شود که نفت خام را در برج نفت خام پیش گرم می‌کند و باعث جوشش مجدد در عاری ساز (استریپر) می‌شود. قرار بر این بود که مدار جدید نفت گرم درست قبل از هیتر مشعل دار نصب شود.



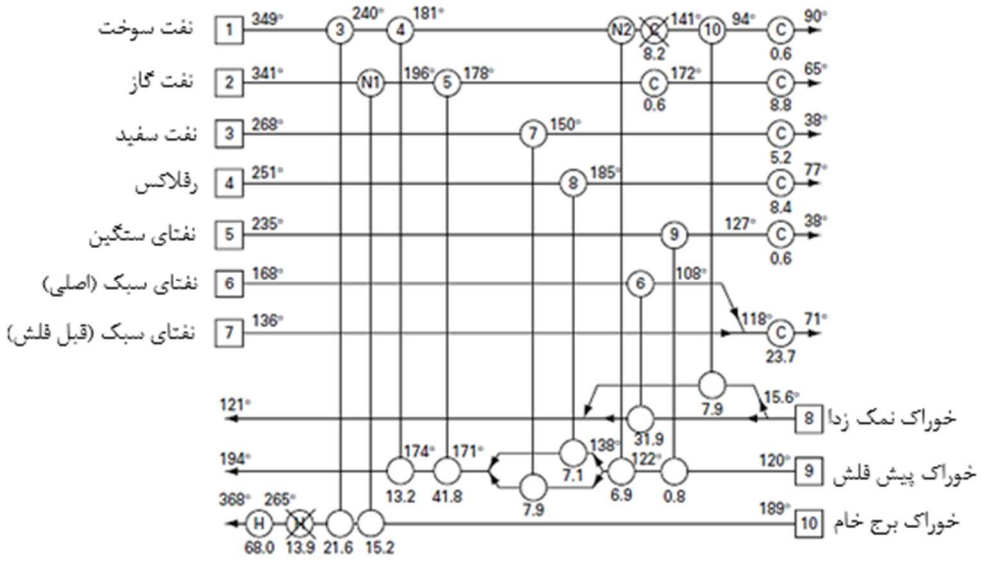
شکل ۹-۱: طرح‌واره زنجیره پیش گرم کردن جداسازی نفت خام

شکل (۹-۲) نمودار شبکه را برای طراحی پیمانکار نشان می‌دهد که از نظر طرح تقریباً با طرح‌واره موجود یکسان است. این طرح بدون افزایش در اندازه اکثر مبدل‌ها، کم و بیش از استفاده کامل از تجهیزات تبادل حرارتی موجود بهره‌مند شد، اگرچه مبدل حرارتی بزرگ خنک‌شونده با هوا در قسمت بالاسری ستون نیاز به اصلاح داشت. اولین تلاش آشکار این بود که با افزایش بازیابی گرما، نصب مبدل‌های حرارتی بزرگ تر و فشردن نیروهای محرکه دما، بار هیتر را به سطح قبلی خود کاهش دهیم. با این حال، این مسئله به طرز غیرمنتظره‌ای دشوار بود. گرمای کافی در مازوت (جریان گرم ۱) برای تأمین نیاز به افزایش گرما برای خوراک برج نفت خام (جریان ۱۰) وجود ندارد و یک تطابق جدید با گازوئیل (جریان ۲) مورد نیاز است. به همین ترتیب جریان‌های ۴-۱ حاوی گرمای کافی برای تأمین جریان ۹ با طرح موجود مبدل‌های حرارتی نیستند (خوانندگان ممکن است برای جلب رضایت خود، چند بار سعی در بازی با دماهای مختلف جفت‌ها داشته باشند!) و گرمای بیشتری باید از جریان یک با یک جفت جدید دیگر بازیابی شود. شبکه حاصل در شکل (۹-۳) نشان داده شده در حال حاضر دارای چهار جفت است که ΔT_{min} در دمای ۷ °C است و نه تنها به دو مبدل جدید نیاز دارد، بلکه نیازمند افزایش بزرگی در کل مساحت سطح نیز است - حدود ۷۰٪ بیش از

طراحی پیمانکار! (برای مقایسه به جدول (۹-۲) مراجعه کنید). از آنجایی که سود در تولید تنها ۲۵٪ بود، این امر اقتصاد کل پروژه را به خطر می‌اندازد. بنابراین انگیزه بسیار قوی برای یافتن هر راهی به منظور کاهش هزینه سرمایه شبکه نهایی وجود داشت.



شکل ۹-۲: نمودار شبکه برای زنجیره پیش گرم کردن نفت خام (طراحی پیمانکار)



شکل ۹-۳: نمودار شبکه ای برای شبکه با افزایش تبادل حرارت

۹-۲-۲- استخراج داده‌ها و هدف گذاری انرژی

شبکه موجود در شکل (۹-۲) دماهای جریان و بارهای حرارتی جفت‌ها را نشان می‌دهد. به دلیل فشارهای زمانی پروژه، امکان انجام شبیه‌سازی دقیق کامپیوتری نمودارهای T/H جریان وجود نداشت. در عوض، داده‌ها با استفاده از بارهای حرارتی و دماهای طراحی داده شده، از طرحواره پیمانکار، به روشی که در فصل ۳ و ۸ شرح داده شده است، استخراج شدند. این امر، داده‌های جریان ذکر شده در جدول (۹-۱) را به دست می‌دهد.

جدول ۹-۱- داده‌های جریان برای زنجیره پیش گرم کردن نفت خام

جریان	دما T (°C)	آنتالپی H(MW)	نرخ ظرفیت حرارتی ویژه CP=(ΔH/ΔT)(MW/K)
۱	۳۴۹	۴۹/۸	۰/۲۱۵
	۲۴۳	۲۷/۰	۰/۱۹۷
	۲۱۳	۲۱/۱	۰/۱۷۸
	۱۶۷	۱۲/۹	۰/۱۶۸
	۹۰	۰/۰	
۲	۳۴۱	۲۶/۴	۰/۱۰۵

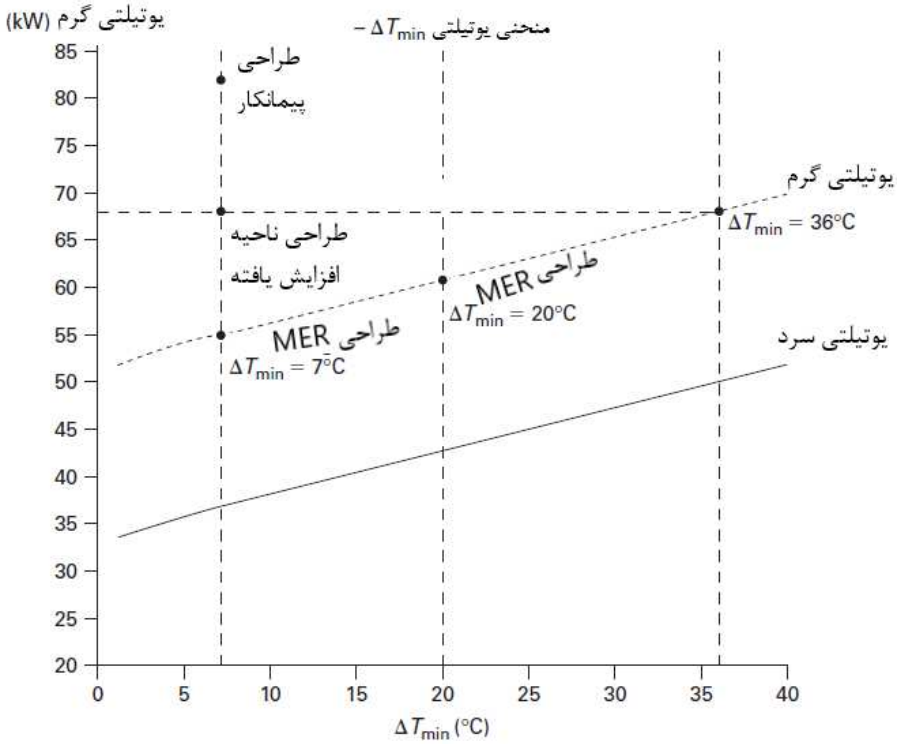
	۲۱۰	۱۲/۶	۰/۱۰۰
	۱۷۲	۸/۸	۰/۰۸۷
	۱۱۱	۳/۵	۰/۰۷۶
	۶۵	۰/۰	
۳	۲۶۸	۱۳/۹	۰/۰۶۵
	۱۳۵	۵/۲	۰/۰۵۴
	۳۸	۰/۰	
۴	۲۵۱	۱۷/۰	۰/۱۰۵
	۱۶۹	۸/۴	۰/۰۹۱
	۷۷	۰/۰	
۵	۲۳۵	۱/۴	۰/۰۰۸
	۱۲۷	۰/۶	۰/۰۰۷
	۳۸	۰/۰	
۶	۱۶۸	۴۳/۱	۰/۶۰۰
	۱۳۶	۲۳/۹	۰/۴۷۸
	۱۱۸	۱۵/۳	۰/۴۱۰
	۱۰۸	۱۱/۲	۰/۳۰۳
	۷۱	۰/۰	
۷	۱۳۶	۱۲/۶	۰/۲۵۶
	۱۱۸	۸/۰	۰/۲۱۰
	۱۰۸	۵/۹	۰/۱۵۹
	۷۱	۰/۰	
۸	۱۵/۶	۰/۰	۰/۳۷۹
	۱۲۱	۳۹/۹	
۹	۱۲۰	۰/۰	۰./۴۰۰
	۱۲۲	۰/۸	۰/۴۲۲
	۱۶۳	۱۸/۱	۰/۶۰۰
	۱۸۶	۳۱/۹	۰/۷۲۵
	۱۹۴	۳۷/۷	
۱۰	۱۸۹	۰/۰	۰/۴۷۷
	۲۳۷	۲۲/۹	۰/۴۹۶
	۲۶۵	۳۶/۸	۰/۶۶۰
	۳۶۸	۱۰۴/۸	

انتخاب جریان‌ها اکثراً واضح است، اما ممکن است تعجب کنیم که خوراک خام باید به چند بخش تقسیم شود. با این حال، نمک‌زدا در دمای بسیار محدودی کار می‌کند و پیش فلش شستشو به عنوان یک جداکننده کار می‌کند (تغییر در ترکیب)، بنابراین اینها باید نقاط شکست بین جریان‌ها باشند. حتی اگر CP با دما تغییر کند و تبخیر جزیی اتفاق بیفتد، نیازی به جدا کردن (تقسیم) بیشتر سه جریان حاصل نیست.

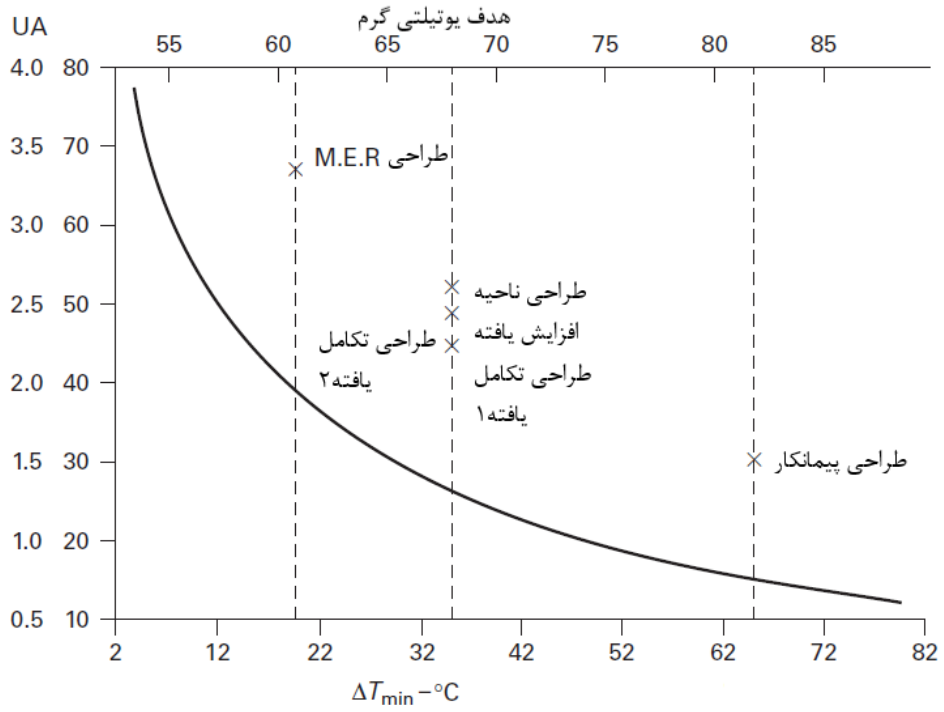
کمترین مقادیر ΔT_{min} در طراحی پیمانکار، ۷ °C در انتهای سرد جفت ۹ °C و ۱۳ °C در انتهای سرد جفت ۷ است. با این حال، مقادیر ΔT_{min} در سایر جفت‌ها، بسیار بالاتر از این است. از این‌رو تصمیم گرفته شد، برای اولین نگاه در هدف‌گذاری انرژی، مقدار جهانی ΔT_{min} یعنی ۲۰ °C را در نظر بگیریم. با محاسبه جدول مسئله بر این اساس، به یوتیلتی گرم ۶۰/۷ مگاوات نیاز داشت. این کارخانه قبل از ارتقا، ۶۸/۰ مگاوات مصرف می‌کرد و پیشنهادهای پیمانکار به ۱۳/۹ مگاوات اضافی نیاز داشت، یعنی کل ورودی گرما، ۸۱/۹ مگاوات بود! از این‌رو هدف محاسبه شده، صرفه‌جویی بالقوه‌ای در حدود ۳۵٪ را نشان می‌دهد.

از این مرحله در مطالعه، پیش‌بینی‌ها برای یافتن ایجاد تغییراتی که در آن، از به کار بردن هیتر مشعل‌دار اضافی اجتناب شود، بسیار خوب به نظر می‌رسید و محرکه فوق‌العاده‌ای برای مهندسان شرکت عامل و پیمانکار برای یافتن چنین طرحی بود.

این سخن با مشاهده تغییر در میزان مصرف انرژی و مساحت مبدل حرارتی با ΔT_{min} تقویت می‌شود (به ترتیب شکل (۹-۴) و شکل (۹-۵)). هم شبکه پیمانکار و هم شکل با مساحت افزایش یافته، مسلماً از مصرف انرژی ایده‌آل برای کارخانه در $\Delta T_{min} = 7\ °C$ بسیار بیشتر هستند و همچنین از اهداف مساحت نیز به میزان قابل توجهی بالاتر هستند که این امر نشان می‌دهد مبدل‌های حرارتی موجود به مؤثرترین روش به کار گرفته نشدند. به علاوه، این امر باعث دلگرمی شدید می‌شود که می‌توان یک طرح مقرون به‌صرفه‌تر پیدا کرد.

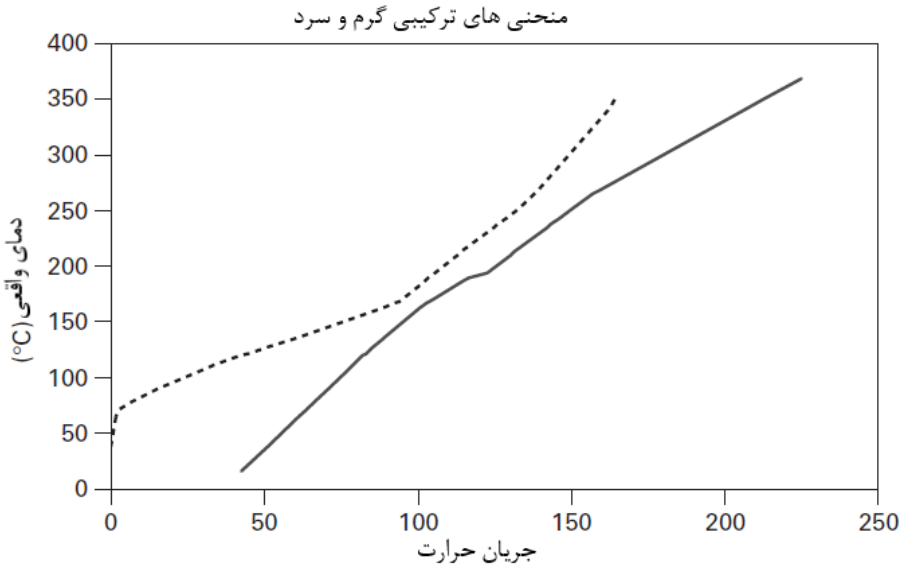


شکل ۹-۴: تغییر مصرف انرژی با ΔT_{min}

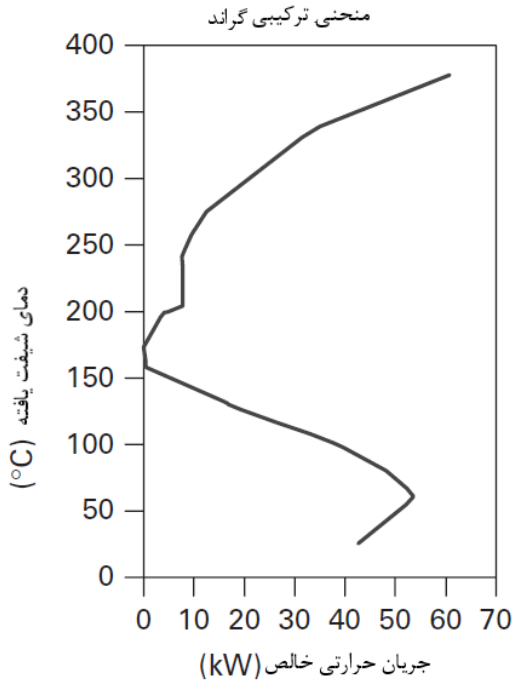


شکل ۹-۵: تغییر مساحت مورد نیاز مبدل حرارتی با مصرف انرژی

سؤالی که ممکن است ما را متحیر کند این است که ظاهراً چگونه یک پیمانکار باتجربه اشتباه کرده است؟ و چرا طرح شبکه شکل (۹-۲) چنین نتایج ضعیفی را ارائه می‌دهد؟ به نظر می‌رسد که هیچ اشتباهی در آن وجود ندارد و جریان‌ها تقریباً به ترتیب نزولی دما جفت می‌شوند که قاعدتاً باید بهترین نیروهای محرکه دما و بهترین بازیابی گرما را فراهم کند. با این حال، هنگامی که منحنی‌های ترکیبی (شکل ۹-۶) و منحنی ترکیبی گراند (GCC) (شکل ۹-۷) را ترسیم می‌کنیم، شروع به دریافت برخی سرنخ‌ها می‌کنیم. پینچ، در دمای تغییر یافته ۱۷۳ °C، تیز نیست؛ یک منطقه بسیار طولانی از نیروهای محرکه محدود دما در هر طرف وجود دارد و این بدان معنی است که هرگونه جفت غیر بهینه در این منطقه به احتمال زیاد گرما را از طریق پینچ منتقل می‌کند یا نیروهای محرکه را در سایر جفت‌های مجاور به شدت تحت فشار قرار می‌دهد.



شکل ۹-۶: منحنی‌های ترکیبی برای زنجیره پیش گرم کردن نفت خام

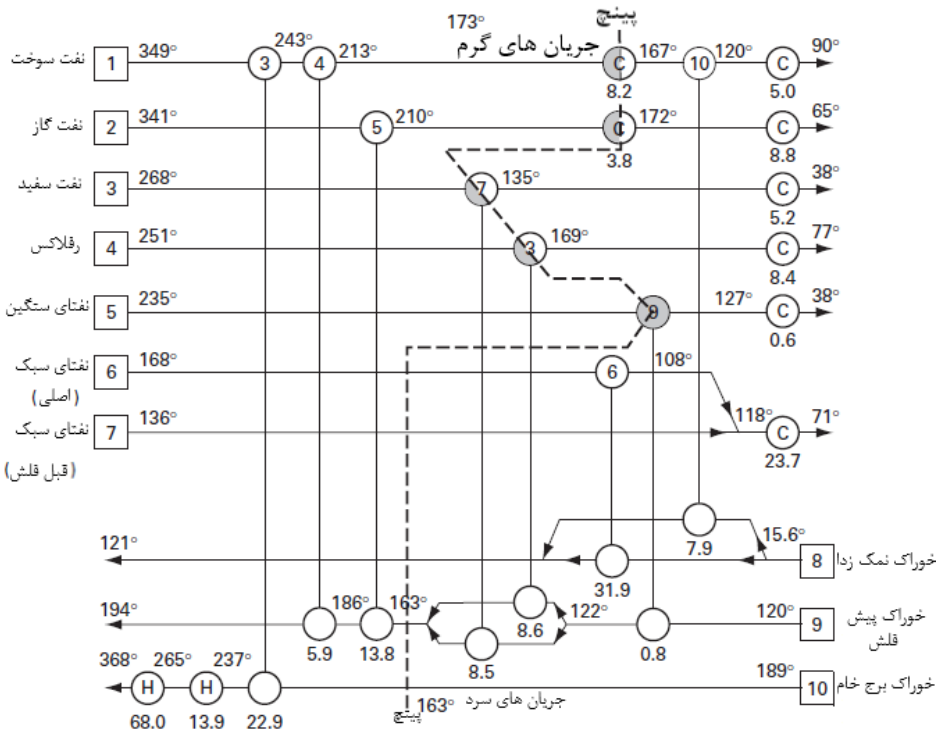


شکل ۹-۷: GCC برای زنجیره پیش گرم کردن نفت خام

۹-۲-۳- شناسایی پینچ و طراحی شبکه

با محاسبه جدول مسئله برای $\Delta T_{min} = 20°C$ ، نیاز به ۶۰/۷ مگاوات گرمایش، ۴۲/۵ مگاوات سرمایش و یک پینچ در ۱۷۳ °C به دست می‌آید. با بازرسی، مشاهده می‌شود که این پینچ به دلیل شروع تبخیر در جریان خوراک خام، ۹ ایجاد می‌شود. اکنون ما با استفاده از «روش طراحی پینچ»، شبکه MER (حداکثر بازیابی انرژی) را طراحی خواهیم کرد، به خاطر داشته باشید که می‌خواهیم سازگاری را با کارخانه موجود به حداکثر برسانیم.

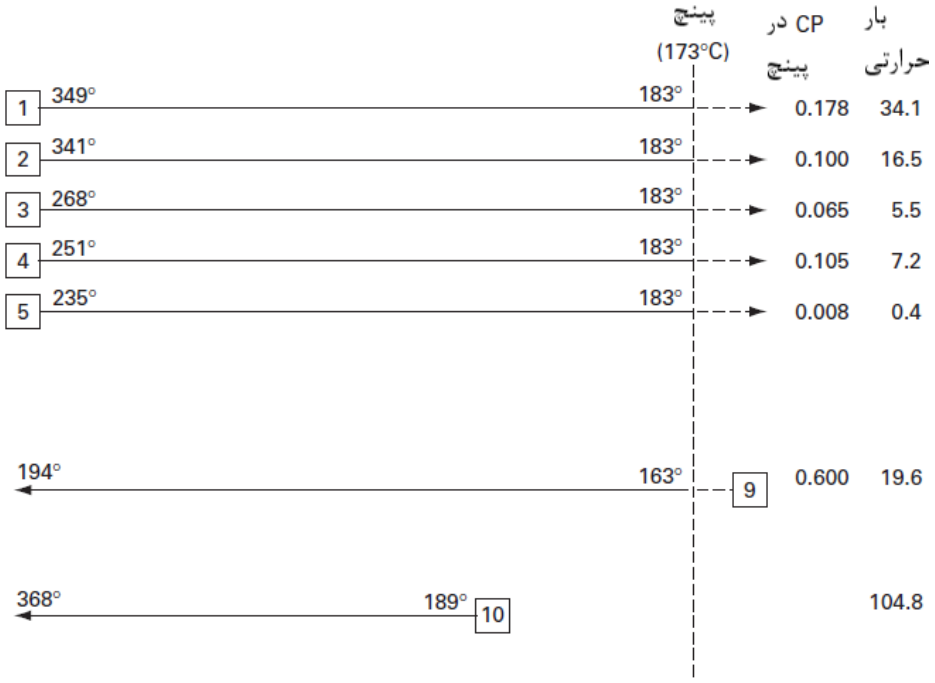
در ابتدا جالب است که ببینیم شبکه پیمانکار چگونه با اصول پینچ مطابقت دارد. شکل (۹-۸) محل دمای پینچ روی شبکه را تعیین می‌کند و می‌توان مشاهده کرد که سه مبدل تا حدی از پینچ عبور می‌کنند و دو کولر تا حدی بالای پینچ هستند. این تناقض‌های «قوانین طلایی» ما توضیح می دهد که علی‌رغم استفاده از مقادیر کم ΔT_{min} در برخی از جفت‌ها، چرا طراحی پیمانکار کاملاً از هدف انرژی دور است. طراحی شبکه به شرح زیر انجام می‌شود.



شکل ۹-۸: شبکه پیمانکار با نشان دادن دمای پینچ

۹-۲-۳-۱- قسمت بالای پینچ

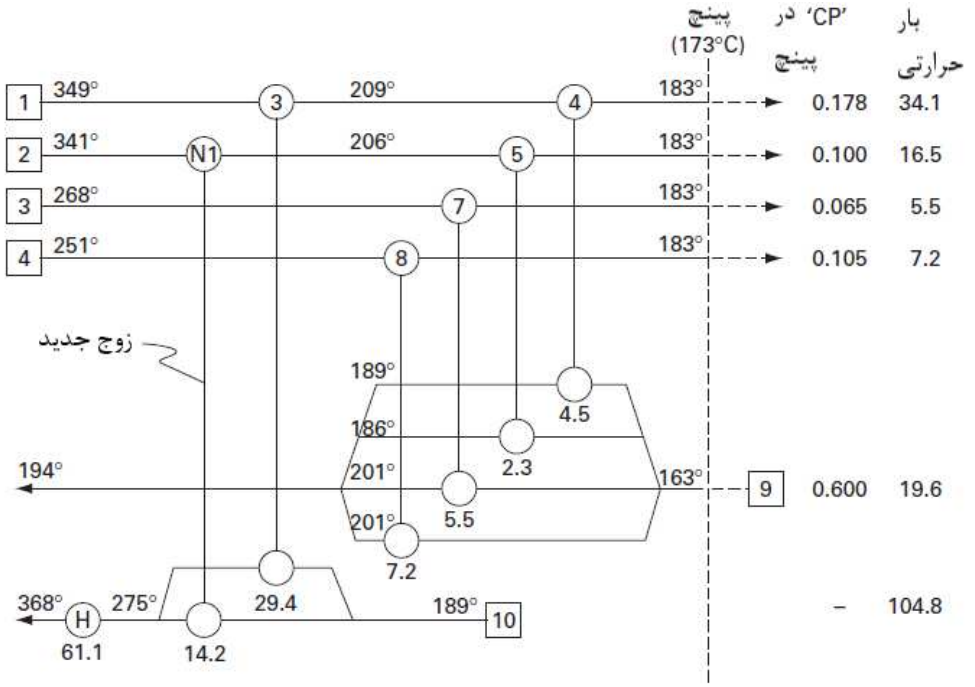
شکل (۹-۹) جریان تنظیم شده در بالای پینچ را نشان می دهد. اولین نکته ای که باید به آن توجه داشت این است که چون پنج جریان گرم و فقط یک جریان سرد در محل پینچ وجود دارد، جریان سرد باید به پنج جهت تقسیم شود (از قاعده ای که همه جریان‌های داغ بالای پینچ باید مطابقت داشته باشند). این احتمالاً غیرعملی خواهد بود، بنابراین یک یا چند مورد از این تقسیم‌بندی‌ها باید تکامل یابند. به عنوان اولین تکامل ساده، بار روی جریان ۵ (نفتای سنگین) در بالای پینچ، که در مقایسه با کار گرمایش خالص (کمتر از ۱٪) کوچک تر است، می‌تواند نادیده گرفته شود، و تعداد مورد نیاز انشعاب‌های جریان ۹-۴ را کاهش می دهد. اینها پینچ جفت‌های ضروری هستند.



شکل ۹-۹: شبکه جریان بالای پینچ

اولین تصمیمات مربوط به طراحی در نیمه سمت راست شکل (۹-۱۰) نشان داده شده است، در حالی که جریان ۵ حذف شده و بار بر روی هیتر فرآیند براساس آن تنظیم می‌شود.

توجه داشته باشید که اساساً چهار جفت در برابر جریان انشعابی ۹ (جریان خوراک به برج پیش فلش) در کارخانه موجود وجود دارد (البته در مقابل بسیاری از شاخه‌های تقسیم شده نیست).



شکل ۹-۱۰: شبکه MER تکمیل شده برای بالای پینچ

با تصمیم‌گیری در مورد این جفت‌ها، جفت شماره ۳ اضافه می‌شود؛ زیرا این جفت از قبل وجود دارد (و بدیهی است که معقول است). اکنون بارهایی را به این جفت‌ها اختصاص می‌دهیم. بارهای مربوط به جفت‌های ۷ و ۸ برای «برشمردن» جریان‌های ۳ و ۴ به حداکثر می‌رسند. جفت ۳ نباید دمای جریان یک را پایین‌تر از دمای ۲۰۹ °C بیاورد (زیرا دمای ورودی جریان ۱۰، ۱۸۹ °C). این کار، حداکثر بار را در جفت ۳ تعیین می‌کند که یک تصمیم طراحی می‌شود. اگر جریان یک در این جفت تا دمای ۲۰۹ °C خنک شود، بار در جفت ۴ ثابت می‌شود. این امر به نوبه خود بار موجود در جفت ۵ را با تعادل آنتالپی جریان ۹ ثابت می‌کند. ثابت کردن بار در جفت ۵ به ما امکان می‌دهد دمای جریان ۲ را در قسمت گرم

جفت محاسبه کنیم. واضح است که دمای آن °C ۲۰۶ است و به این معنی است که کار سرمایش باقیمانده، ۱۴/۱۸ مگاوات، روی جریان ۲ باقی مانده است. از آنجایی که ما از روش طراحی پینچ پیروی کرده‌ایم، این دقیقاً به اندازه «حفره‌ای» است که ما متوجه شدیم برای پر شدن در جریان ۱۰، باقی مانده است (با قرار دادن حداقل بار ۶۱/۱ مگاوات بر روی هیتر مشعل‌دار). از این‌رو تطبیق این بار بین جریان ۲ و ۱۰ مورد نیاز است. با این حال، اگر تلاش کنیم که یک جفت متوالی را روی جریان ۱۰ به هر ترتیب اجرا کنیم، به یک درجه حرارت غیرعملی می‌رسیم. ما می‌توانستیم این موضوع را از GCC استنباط کنیم (شکل ۹-۷) - ما هنوز در منطقه‌ای هستیم که جریان گرما بسیار کم است، بنابراین باید این منطقه را به عنوان یک «پینچ تقریبی» تلقی کنیم و قوانین را برای جفت‌سازی در پینچ دوباره اعمال کنیم. از آنجایی که دو جریان گرم و یک جریان سرد وجود دارد، همان‌طور که در شکل (۹-۱۰) نشان داده شده است، باید با قرار دادن جفت ۳ و جفت جدید بر روی شاخه‌های موازی، جریان ۱۰ را تقسیم کنیم.

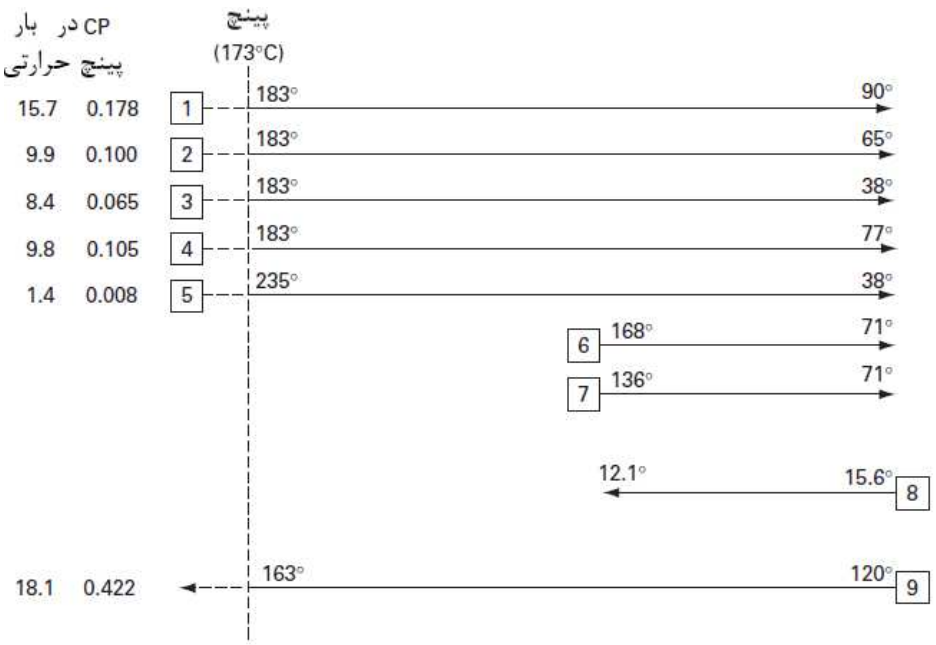
این، طرح پایان یافته ما برای بالای پینچ است. توجه داشته باشید که فقط به یک جفت اساسی جدید در مقایسه با کارخانه موجود نیاز است.

در آخر، توجه داشته باشید که یک نقض کوچک ΔT_{min} در انتهای سرد جفت جدید در شکل (۹-۱۰) وجود دارد. با این حال، به یاد داشته باشید که $\Delta T_{min} = 20°C$ در وهله اول به‌طور دلخواه انتخاب شد.

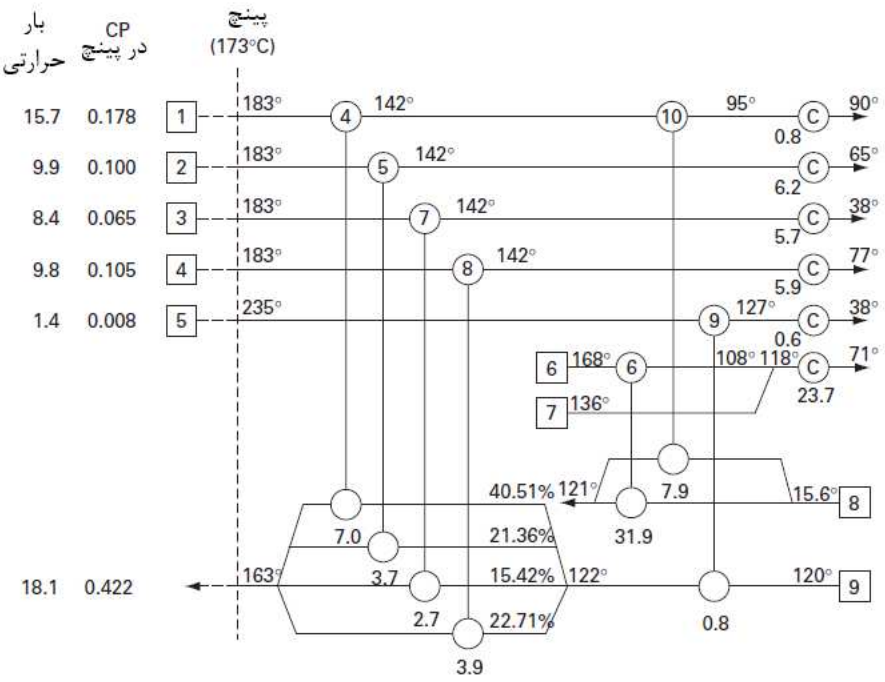
۹-۲-۳-۲- قسمت پایین پینچ

شکل (۹-۱۱) مجموعه جریان را در پایین پینچ نشان می‌دهد. یک بار دیگر، تقسیم جریان چهار طرفه جریان ۹ مورد نیاز است؛ زیرا این بار، این تنها راه تحقق الزامات مربوط به CP برای هر جفت است و همان مجموعه توپولوژیکی چهار جفت ۴، ۵، ۷، ۸ را ارائه می‌دهد. سایر جفت‌های موجود ۶، ۹، ۱۰ و همه کولرها نیز مطابق شکل (۹-۱۲) موجود است. اگر بارهای «حالت پایه» را به جفت‌های ۶، ۹ و ۱۰ اختصاص دهیم (یعنی جفت‌های دور از پینچ)، پس بارهای روی جفت‌های ۴، ۵، ۷ و ۸ پینچ مطابق شکل خواهند بود. توجه داشته باشید که چون مجموع CPهای جریان‌های ۱ تا ۴ تقریباً درست برابر با CP جریان ۹ در پینچ است،

حداقل نیروی محرکه در سراسر جفت‌های پینچ حفظ می‌شود. این بدان معنی است که هیچ انعطاف‌پذیری در انتخاب میزان جریان شاخه موجود در جریان انشعابی ۹ وجود ندارد.



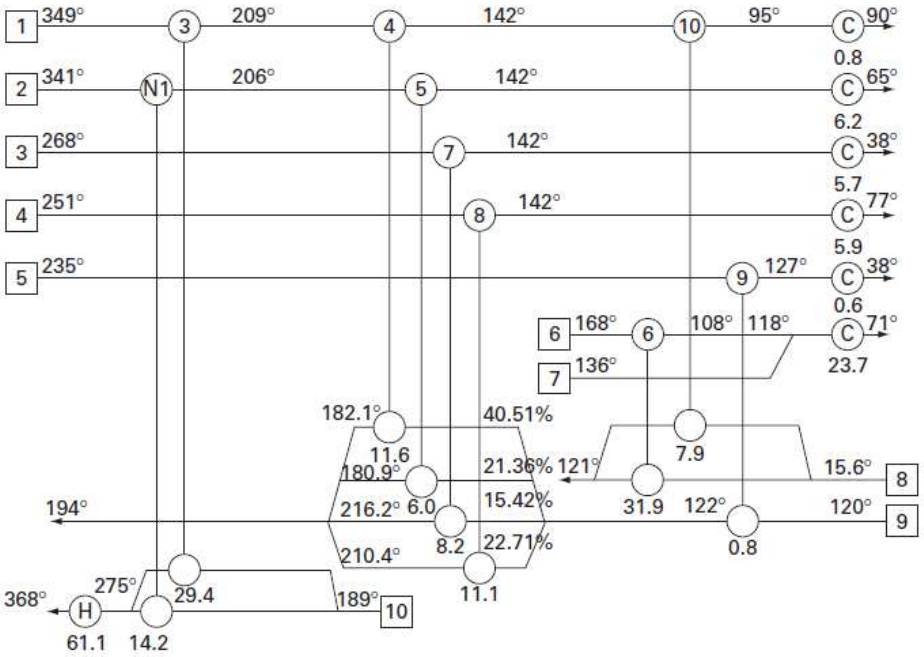
شکل ۹-۱۱: شبکه جریان پایین پینچ



شکل ۹-۱۲: شبکه MER تکمیل شده برای پایین پینچ

۹-۲-۳-۳- طراحی کامل MER

طرح MER تکمیل شده با ادغام دو سیستم «بالا» و «پایین» به دست می‌آید که نتیجه آن در شکل (۹-۱۳) نشان داده شده است. ۹ جریان شاخه‌ای جریان انشعابی محاسبه شده در دو نیمه، سازگار نیستند. با این حال، از آنجایی که انعطاف‌پذیری بیشتری در انشعاب‌های بالای پینچ وجود دارد، جریان‌های شاخه‌ای محاسبه شده برای پایین پینچ، برای طراحی ترکیبی به کار می‌آیند. این بدان معنی است که دماهای هدف در شاخه‌های منفرد در طرح ترکیبی، تغییر می‌یابد (شکل (۹-۱۰) را مقایسه کنید). با این حال، آن‌ها در برابر دماهای جریان گرم، امکان‌پذیر باقی می‌مانند.



شکل ۹-۱۳: شبکه MER ترکیبی برای کل فرآیند

۹-۲-۴- تکامل طراحی

طراحی MER نشان داده شده در شکل (۹-۱۳) به ۱۰٪ صرفه‌جویی در انرژی نسبت به کارخانه موجود و ۲۵٪ صرفه‌جویی در طراحی پیمانکار دست می‌یابد. از نظر توپولوژیکی، تنها تفاوت بین طراحی MER در شکل (۹-۱۳) و کارخانه موجود، یک جفت جدید است (با برچسب «N1»). بنابراین طراحی به نظر می‌رسد که یک نقطه شروع امیدوارکننده برای تکامل یک طرح بازسازی خوب است که از نیاز به گرمایش اضافی جلوگیری می‌کند.

مرحله بعدی ارزیابی مساحت مبدل‌های حرارتی است. در این حالت، ما اطلاعاتی در مورد ضرایب انتقال حرارت نداریم (اگرچه می‌توان آن را از مساحت‌های شناخته شده مبدل دوباره محاسبه کرد)، اما انجام «آنالیز UA» کافی است. مقادیر UA (= Q/ ΔT) برای طرح «حالت پایه» پیمانکار و برای طراحی MER ترکیب شده در ستون‌های ۲ و ۴ جدول (۹-۲) نشان داده شده است. مقادیر برای مبدل‌ها و برای کولر بزرگ (مبدل حرارتی خنک‌شونده با هوا در جریان ۷/۶) داده می‌شود. مشاهده می‌شود که طراحی MER از نظر مساحت اضافی و تعداد

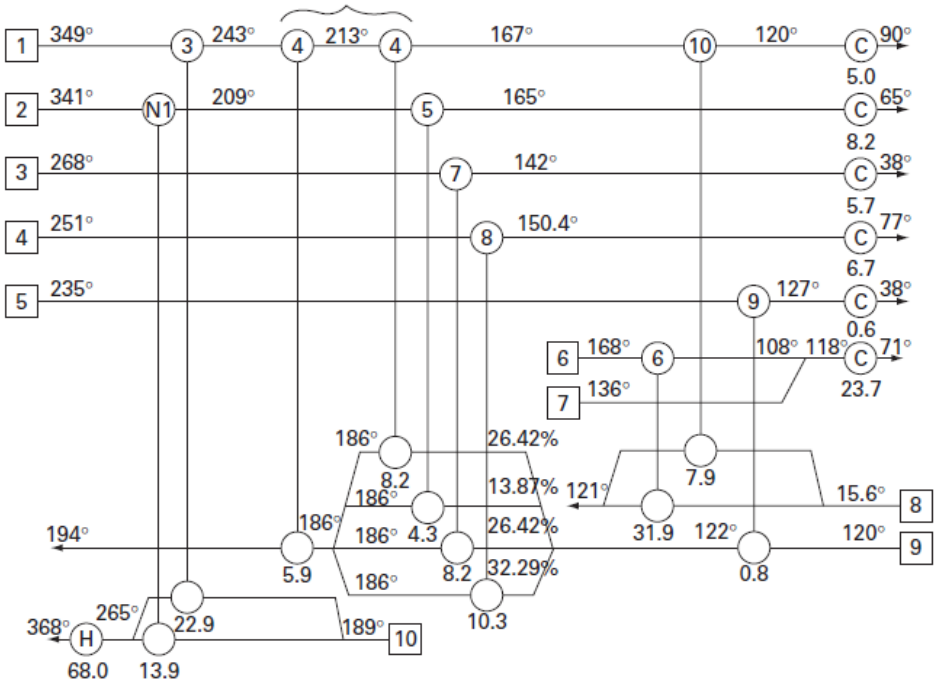
جفت‌های مورد نیاز برای اصلاح جریمه سنگینی را می‌پردازد. در واقع، مساحت اضافی بیشتری نسبت به شکل با مساحت افزایش یافته (ستون ۳) نیاز است که به دلیل هزینه، غیرقابل قبول ارزیابی شد. یک استراتژی آشکار که برای تکامل این طرح اتخاذ می‌شود، افزایش حرارت ورودی به هیتر مشعل دار تا بالاترین حد ممکن در تجهیزات موجود است؛ یعنی ۶۸/۰ مگاوات. به عبارت دیگر، ما طراحی را فقط تا جایی که گرمایش اضافی ضروری باشد، «کاهش» می‌دهیم.

جدول ۹-۲- مقایسه مقادیر "UA" برای طراحی‌های مختلف شبکه

	طراحی کنداکتور	طراحی مساحت افزوده	طراحی MER	طرح ۱	طرح ۲
مصرف انرژی	۸۱/۹	۶۸/۰	۶۱/۱	۶۸/۰	۶۸/۰
ماکزیمم جدایش جریان	۲	۲	۴	۴	۴
UA برای:					
N۱	-	۰/۳۸(جدید)	۰/۳۹۳(جدید)	۰/۳۳۲ (جدید)	۰/۳۳۲ (۵mod)
N۲	-	۰/۲۳۰ (جدید)	-	-	۰/۲۱۰ (جدید)
۳	۰/۲۸۸	(mod)۰/۳۹۳	۰/۷۱۴ (جدید)	۰/۳۳۷	۰/۳۳۷
۴	۰/۱۵۹	(mod)۰/۵۱۲	(mod)۰/۵۴۹	(mod)۰/۴۱۲	(mod)۰/۴۷۶
۵	۰/۱۵۲	۰/۱۵۰	(mod)۰/۲۸۶	۰/۱۴۷	-
۶	۰/۴۶۲	۰/۴۶۲	۰/۴۶۲	۰/۴۶۲	۰/۵۰۶
۷	۰/۱۹۶	۰/۱۹۵	(mod)۰/۲۹۳	۰/۱۹۸	۰/۱۹۳

۸	۰/۱۳۲	۰/۱۱۵	(mod)۰/۴۵۴	(mod)۰/۲۴۱	۰/۲۳۴ (mod)
۹	۰/۰۲۲	۰/۰۲۲	۰/۰۲۲	۰/۰۲۲	۰/۰۲۲
۱۰	۰/۱۱۱	۰/۱۶۵ (mod)	۰/۱۸۰ (mod)	۰/۱۱۱	۰/۱۱۱
UA برای تمام مبدل‌ها	۱/۵۲۲	۲/۶۲۴	۳/۳۵۳	۲/۲۶۲	۲/۴۲۱
خنک کننده هوا	(mod)۰/۵۵۰	(mod)۰/۵۵۰	۰/۵۵۰ (mod)	(mod)۰/۵۵۰	۰/۳۹۲
UAکل	۲/۰۷۲	۳/۱۷۴	۳/۹۰۳	۲/۸۱۲	۲/۸۱۳

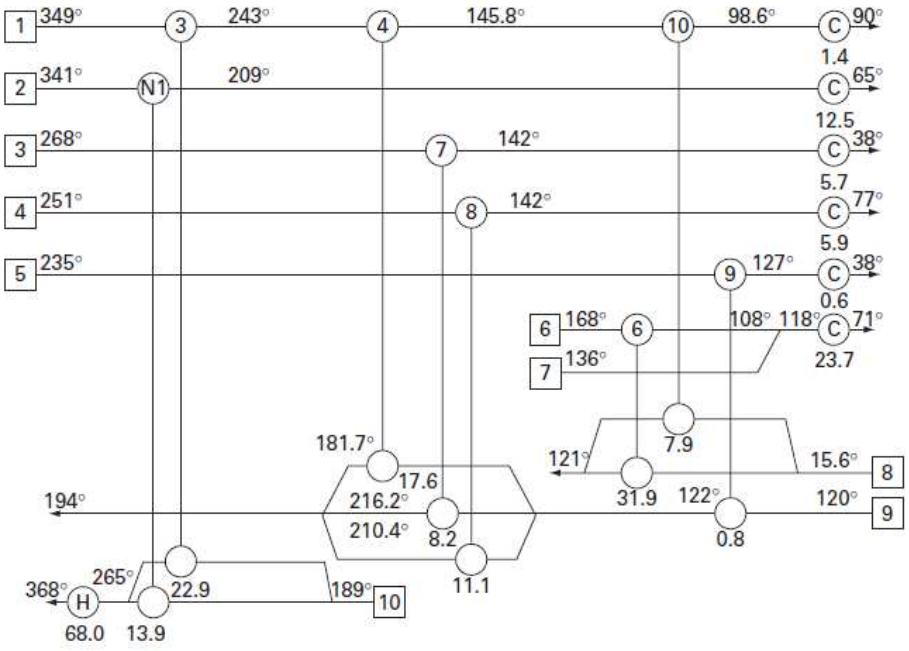
با اتخاذ این استراتژی، طراحی موجود در شکل (۹-۱۴) به دست می‌آید. ما ساختار شبکه را بدون تغییر گذاشته‌ایم، اما نیروهای محرکه را گسترش داده‌ایم (یعنی فاصله بین منحنی-های ترکیبی را افزایش داده ایم) تا مساحت مبدل حرارتی را کاهش دهیم. مقادیر UA مربوطه به عنوان «طراحی تکامل یافته ۱» در جدول (۹-۲) ذکر شده است. بارهای جفت‌ها و دماهای جریان برای حداکثر سازگاری با کارخانه موجود انتخاب می‌شوند. این امر اجازه می‌دهد تا جفت‌های ۳، ۵، ۶، ۷، ۹ و ۱۰ اصلاح نشده باقی بمانند. جفت ۴ برای لوله‌کشی آسان به دو قسمت تقسیم شده است. قسمت موجود جفت ۴ در انتهای گرم جریان کامل ۹ باقی مانده است. قسمت جدید در یک شاخه تقسیم شده واقع شده است. در طراحی شکل (۹-۱۴) نه تنها میزان اصلاحات کارخانه کاهش می‌یابد، بلکه میزان مساحت اضافی مورد نیاز نیز به‌طور قابل توجهی کمتر از شبکه MER یا شکل با مساحت افزایش یافته است.



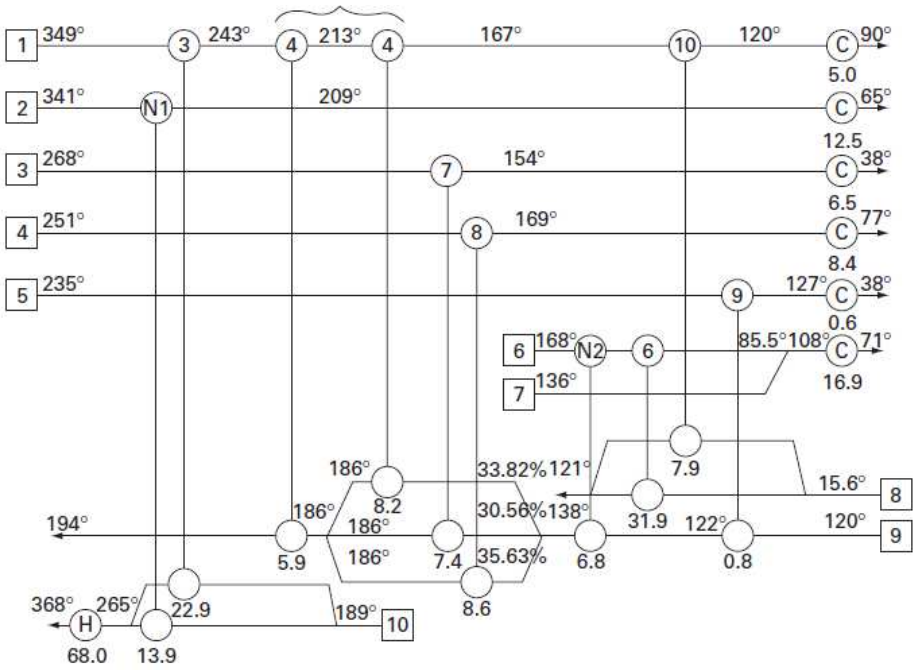
شکل ۹-۱۴: اولین کاهش از طرح MER

با این وجود، دو مشکل بالقوه با این طراحی همچنان وجود دارد. این دو، تقسیم چهار طرفه جریان ۹ و نیاز به تغییر گران‌قیمت کولر بزرگ هوا در جریان‌های ۷/۶ هستند. با افزودن مساحت به جفت‌های ۶ و ۴، می‌توان مشکل دوم را برطرف کرد؛ زیرا انتقال بار در اطراف حلقه‌ها را از خنک‌کننده هوا به هر یک از کولرهای آبی در جریان‌های ۲، ۳ و ۴ میسر می‌سازد. تأثیر حذف یکی از شاخه‌های تقسیم جریان، در شکل (۹-۱۵) نشان داده شده است. شاخه انتخاب شده، شاخه‌ای است که جفت ۵ را در بر دارد، بنابراین جفت ۵ کاملاً حذف می‌شود. جفت ۵ برای حذف انتخاب می‌شود؛ زیرا کمترین بار را در بین جفت‌های شاخه‌ای حمل می‌کند (و از این‌رو، حذف آن باعث کمترین اختلال نیروهای محرکه در بین جفت‌های باقی مانده می‌شود) و به این دلیل که پوسته موجود جفت ۵ می‌تواند به راحتی برای استفاده در جفت جدید N1 مجدداً لوله‌کشی شود. با این حال، در شکل (۹-۱۵) مشاهده می‌شود که با برگرداندن طراحی به وضعیتی که جفت‌های ۷ و ۱۰ نیاز به اصلاح دارند، این تصمیم اثر «فشار» قابل توجهی بر نیروهای محرکه دارد. برای جلوگیری از این مسئله و کاهش فشار

نیروی محرکه در این جفت‌ها برای جریان ۹، باید یک منبع حرارتی اضافی برای جریان ۹ پیدا شود. تنها نامزدهای موجود (بر اساس درجه حرارت)، جریان‌های ۲ و ۶ هستند. اگرچه اولی دارای دمای ورودی بالاتری است، اما CP کم آن به این معنی است که برای تأمین نیاز ناشی از جریان ۹ تلاش خواهد کرد. از این‌رو یک جفت جدید N2 بین جریان‌های ۶ و ۹ اضافه می‌شود که منجر به طرح شکل (۹-۱۶) می‌شود، در حالی که جفت‌های ۷ و ۱۰ به حالت اصلاح نشده در جای خود قرار دارند و اکنون، کولر بزرگ هوا نیازی به اصلاح ندارد.



شکل ۹-۱۵: حذف تقسیم جریان چهار طرفه



شکل ۹-۱۶: تکامل دوم طراحی شبکه

با این حال هنوز هم مشکلاتی داریم، زیرا N2 دمای جریان ۶ را از ۱۶۸ °C به ۱۵۷ °C کاهش می‌دهد به‌طوری که اندازه جفت ۶ باید افزایش یابد. با تقسیم جریان ۶ و قرار دادن جفت جدید N2 در یک شاخه و جفت ۶ در شاخه دیگر، می‌توان این مشکل را برطرف کرد. نتیجه آن، به حداکثر رساندن نیروی محرکه در جفت ۶ به اندازه کافی برای واحد موجود است تا بتواند بر مشکل غلبه کند (فقط ۱۰٪ افزایش در UA). جریان ۶ یک جریان بخار بالاسری است و خطوط لوله بخار با قطر بزرگ و هزینه بالا برای مبدل N2 مورد نیاز است. در عوض، با تشکیل شاخه انشعابی برای جفت جدید N2، می‌توان گرما را از بالای برج خوراک خام در یک «جریان پمپ به صورت چرخشی» مایع به دست آورد. جریان بخار بالاسری به دلیل جریان پمپ به صورت چرخشی در جریان جرمی کاهش می یابد و با کاهش جریان بخار در بالاترین قسمت، چگالش بخار داخلی درون ستونی که مایع دوباره وارد می‌شود، رخ می دهد. این، یک تغییر فرآیند است و عملکرد ستون باید دوباره محاسبه شود تا اطمینان حاصل شود که انشعاب‌ها و ترکیبات مورد نیاز هنوز می‌توانند به دست آیند.

در اینجا یک نکته مفهومی جالب وجود دارد. در بخش (۶-۴-۴) به این نکته اشاره شد که برای صرفه‌جویی در مصرف انرژی، باید جریان پمپ به صورت چرخشی بالای پینچ و بالای GCC قرار گیرند، درحالی که این جریان پمپ به صورت چرخشی درست در زیر پینچ قرار دارد. با این حال، این جریان برای کاهش اهداف بیشتر نصب نمی‌شود، بلکه برای کمک به طراحی تجهیزات با افزایش نیروهای محرکه است. یک جریان پمپ به صورت چرخشی در بالای پینچ باید پایین ستون، یعنی جایی که دماها بالاتر هستند، نصب شود، اما این امر باعث ایجاد مزاحمت بیشتر در عملکرد ستون می‌شود و به دلیل ماهیت بسیار محدود GCC، گرمای اضافی بسیار کمی بازیابی می‌شود.

در آخر، باید توجه داشت که گسترش نیروهای محرکه به دلیل کاهش، به این معنی است که دیگر تقسیم جریان در جریان ۱۰ لازم نیست؛ زیرا جفت‌های ۳ و N1 اکنون می‌توانند به صورت سری باشند. با این حال، با ارائه یک مبدل بسیار بزرگ تر، نیروهای محرکه در جفت ۳ کاهش می‌یابد (ΔT در انتهای سرد از ۵۴ به ۲۶ °C کاهش می‌یابد). پس از بررسی بیشتر، تصمیم بر این شد که انشعاب جریان باقی بماند.

مقادیر UA برای طرح شکل (۹-۱۶) (با اصلاح «جریان پمپ به صورت چرخشی» ۶) در ستون نهایی جدول (۹-۲) آورده شده است. اجازه دهید این طرح را با طرح «تقسیم چهار طرفه» در شکل (۹-۱۴) مقایسه کنیم. همان تعداد تغییرات مبدل و همان میزان مساحت مورد نیاز است. این طرح به یک جفت بیشتر، اما یک تقسیم جریان کمتر نیاز دارد. در این مرحله از مطالعه نمی‌توان گفت کدام طرح بهتر است. با این حال، به وضوح به نظر می‌رسد که دو طرح منتخب مزایای عمده‌ای نسبت به طرح پیمانکار و نوع مساحت افزایش یافته دارند. دلیل این امر این است که روش طراحی پینچ اطمینان حاصل کرده است که طراحی در جایی که بیشترین اهمیت را دارد - در ناحیه نزدیک پینچ - صحیح است و تقسیم جریان چندگانه حیاتی را شناسایی کرده است که از نیروهای محرکه دمایی بسیار محدود در این منطقه، بهترین استفاده را می‌کند. بدون این، دستیابی به اهداف بدون جفت‌سازی چرخه‌ای گسترده‌ای که نیازمند مبدل‌های حرارتی کوچک زیادی است، غیرممکن است.

۹-۲-۵- ارزیابی طراحی

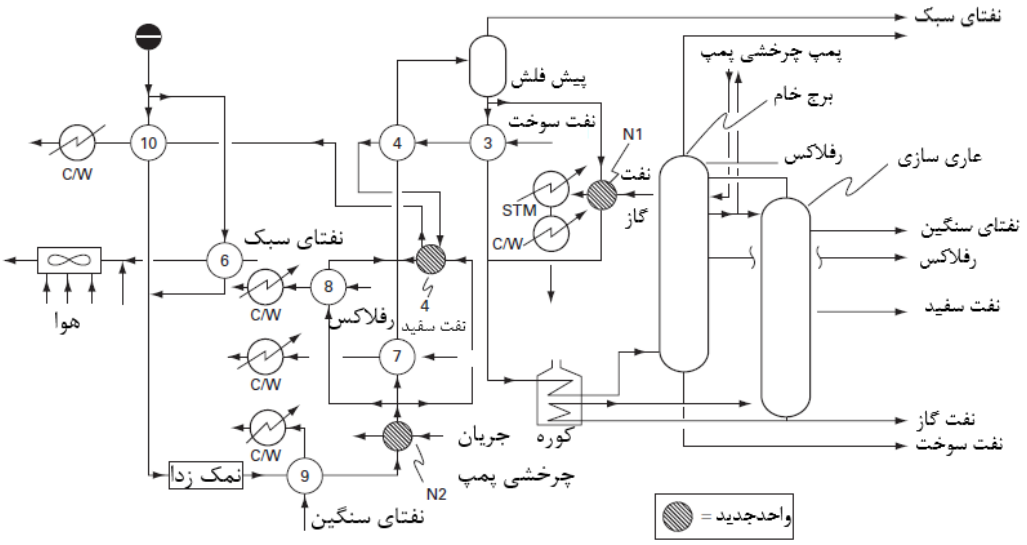
در مرحله بعدی در هر مطالعه، بررسی دقیق‌تری از عملکرد تجهیزات و کارایی سیستم و به دنبال آن، مشخصات طراحی مهندسی و برآورد هزینه مورد نیاز است. با این حال، می توان با استفاده از مقادیر UA، برآورد تقریبی هزینه‌های مبدل حرارتی را در این مرحله به دست آورد و نتایج آن در جدول (۹-۳) نشان داده شده است.

جدول ۹-۳- مساحت و هزینه‌های اضافی برای جفت‌های مورد نیاز

شماره	$\Delta(UA)(=Q/\Delta T_{LM})(W/K)$	$C(£/(W/K))$	$C_T(£)$
N۱	۱/۸۰×۱۰^{۵}	۰/۱۰۴	۱۸۷۰۰
N۲	۲/۱۰×۱۰^{۵}	۰/۱۰۲	۲۱۴۰۰
۴	۳/۱۷×۱۰^{۵}	۰/۰۹۸	۳۱۱۰۰
۸	۱/۰۲×۱۰^{۵}	۰/۱۱۰	۱۱۲۰۰
			۸۲۴۰۰

پس از ارزیابی دقیق، طرح انتخاب شده برای ساخت، شبکه شکل (۹-۱۶) بود. این طرح در شکل (۹-۱۷) به صورت طرح‌واره (شامل جریان پمپ به صورت چرخشی جدید) نشان داده شده است. روش‌های توصیف شده در این راهنما در مقایسه با طراحی پیمانکار، انرژی را در حدود یک میلیون پوند در سال (با قیمت‌های ۱۹۸۲) صرفه‌جویی کردند. این کار موجب بازپرداخت چند ماهه در مبدل‌های جدید و بزرگ، حتی با در نظر گرفتن هزینه‌های نصب شد. علاوه بر این، طراحی ایمن‌تر و شاید به‌طور غیر منتظره‌ای، عملی‌تر بود (به دلیل حذف یک هیتر مشعل‌دار). وجود تقسیم سه طرفه در جریان ۹ به این معنی بود که اگر خوراک خام تغییر کند، با ایجاد تعادل متفاوتی بین اجزای سبک و سنگین، جریان‌های شاخه را می‌توان برای جبران تنظیم کرد.

با دستیابی به نرخ‌ها و صرفه‌جویی‌های مورد انتظار، طرح شکل (۹-۱۶) نصب شده و در عملکرد، کاملاً راضی‌کننده بود.



شکل ۹-۱۷: طرح‌واره برای طراحی نهایی انتخابی

۹-۲-۶- نتیجه‌گیری

نکات اصلی برجسته شده توسط این مطالعه عبارتند از:

۱. روش طراحی پینچ، شبکه‌ای را ایجاد می‌کند که به‌طور قابل ملاحظه‌ای بهتر از آن شبکه‌ای است که با روش‌های قبلی طراحی شبکه مبدل حرارتی به دست آمده است.

۲. مرحله هدف‌گذاری، یک ارزیابی اولیه سریع از دامنه تغییر و مشکلات احتمالی که برای دستیابی به یک راه حل یافت می‌شوند، ارائه می‌دهد.

۳. از روش طراحی شبکه می‌توان به شکل هدفمند برای تولید طرح‌های خوب «بازسازی» استفاده کرد، حتی در جایی که شبکه مبدل حرارتی موجود، پیچیده باشد. این امر، یک تعامل سازنده را با تجربه مهندس امکان‌پذیر می‌کند (یک مثال خوب، استفاده از جریان پمپ به صورت چرخشی در راه حل ایده‌آل است).

۴. طرح‌های تولید شده با استفاده مناسب از این روش، زیبا هستند که گاهی اوقات هم صرفه‌جویی انرژی و هم سرمایه به همراه دارند.

۵. یک درجه بالاتر از انتگراسیون فرایند لزوماً باعث مشکلات کنترل نمی‌شود. اگر ادغام به خوبی متعادل شود، قابلیت کنترل را می‌توان افزایش داد.
۶. تقسیم جریان‌های موازی، یوتیلتی کاربردی برای بهبود بازیابی انرژی و کارایی است.
۷. روش طراحی پینچ را می‌توان برای ارائه طرح‌های خوب در زمان سریع و با حداقل داده استفاده کرد.

۹-۳- کارخانه آروماتیک

۹-۳-۱- مقدمه

کارخانه موردنظر در این مطالعه، یک بخش از یکی از بزرگ ترین مجموعه‌های آروماتیک در اروپا بود که در سال ۱۹۶۹ به بهره‌برداری رسید و از پیشرفته‌ترین فناوری مرسوم استفاده کرد. مطالعه اصلی مجدداً توسط ICI انجام شد و در چاپ اول راهنمای کاربر گزارش شد. همچنین از آن زمان، به عنوان موضوع تحقیقات زیادی توسط محققان برجسته بین‌المللی قرار گرفته و به نوعی آزمایش استاندارد برای طراحی شبکه تبدیل شده است. به طرز شگفت-آوری، به نظر می‌رسد نه تنها شبکه، بلکه داده‌های جریان نیز در گزارش‌های پی در پی دچار تکامل شده‌اند! داده‌های ذکر شده در زیر به آنچه در راهنمای IChemE آورده شده است، برمی‌گردد که بیشتر شبیه جزئیات کارخانه واقعی است.

۹-۳-۲- شرح فرآیند

طرح‌واره فرآیند در شکل (۹-۱۸) نشان داده شده است. خوراک، بخش اصلی نفتا به‌طور عمده حاوی پارافین‌ها و سیکلوپارافین‌ها است که به محصول حاوی پارافین و ترکیبات آروماتیک تبدیل می‌شوند. این فرآیند را با نشان دادن جریان‌هایی که استخراج می‌شوند، می‌توان به شرح زیر توصیف کرد:

جریان ۱ (سرد): خوراک، تبخیر می‌شود (H1) و از یک راکتور گوگرد زدایی (R1) عبور می‌کند.

جریان ۲ (گرم): قبل از چگالش (C1) و جداسازی گاز (F1)، گرما از سیال خروجی راکتور در دو مبدل (A، B) بازیابی می‌شود.

جریان ۳ (سرد): مایع حاصل از مرحله جداسازی توسط سیال خروجی راکتور (ب) دوباره گرم می‌شود و به یک ستون عریان‌سازی (دفع) (D1) که در آن جزء سبک به اتمام می‌رسد و ترکیبات حاوی گوگرد حذف می‌شوند، تغذیه می‌شود.

اختلاط: جریان نفتای گوگردزدایی شده از ستون با گاز بازیافتی مخلوط می‌شود.

جریان ۴ (سرد): مخلوط دو فاز در مجموعه‌ای از مبدل‌های فرآیند (D,C) پیش گرم می‌شود. این مخلوط سرانجام توسط یک کوره تابشی (H2) که با مخلوط گاز و مازوت روشن نگه داشته می‌شود، به دمای واکنش ۵۰۰ °C می‌رسد.

واکنش‌ها: واکنش‌ها در یک جفت تبدیل‌گر اتفاق می‌افتند (R2، R3).

جریان ۱۱ (سرد): بین تبدیل‌گرها، مخلوط توسط یک هیتر مشعل دار (H3) مجدداً تا دمای واکنش گرم می‌شود.

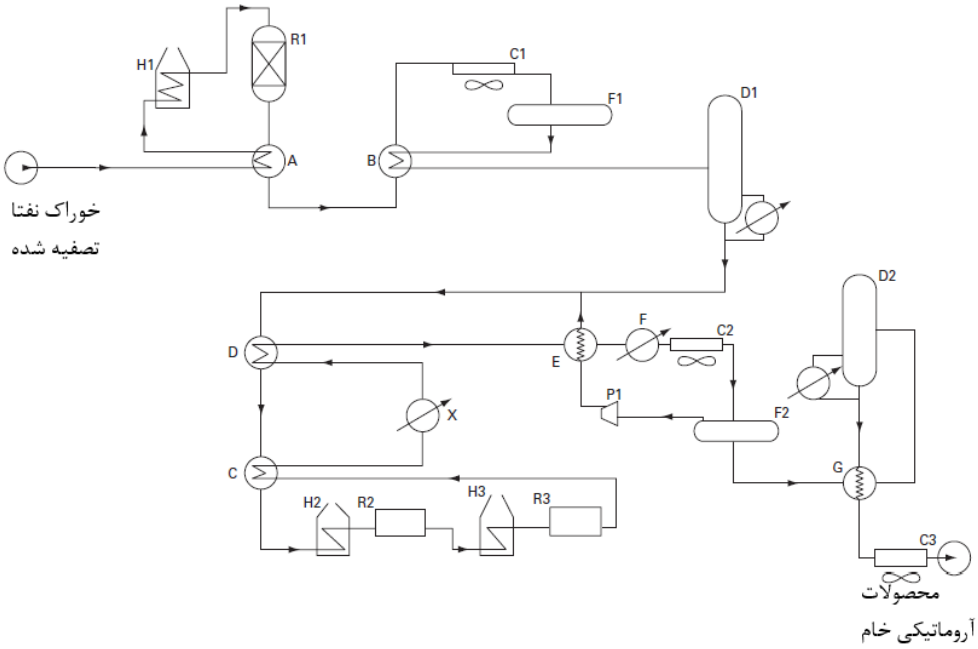
جریان ۵ (گرم): سیال خروجی تبدیل‌گر در دمای ۴۹۰ °C در مبدل C خنک می‌شود و سپس به مبدل X منتقل می‌شود که جریان‌های سرد دیگر را گرم می‌کند (در واقع ریبویلرهای ستون‌های D1 و D2).

جریان ۶ (گرم): مخلوطی که از X به وجود می‌آید، در سه مبدل که خوراک را پیش گرم می‌کنند (D، E)، بیشتر خنک می‌شود و منبع گرما را برای سایر نیازهای فرآیند فراهم می‌کند (F، گرمایش جریان سرد ۱۰). خنک‌سازی نهایی و جداسازی گاز در C2 و F2 صورت می‌گیرد.

جریان ۷ (سرد): بازیافت گاز قبل از مخلوط شدن با خوراک ریفورمر مایع، فشرده شده (P1) و پیش گرم می‌شود (E).

جریان ۸ (سرد): مایع حاصل از ظرف تبخیر ناگهانی برای پایدارسازی به یک ستون منتقل می‌شود (D2) و یک مبدل خوراک/ بخش پایانی معمولی (G) نصب می‌شود تا با افزودن مرحله پیش گرم کردن خوراک، نیاز به جوشش مجدد را کاهش دهد.

جریان ۹ (گرم): جریان اصلاح شده (ریفرم شده) از مبدل G عبور می‌کند و در نهایت قبل از ذخیره‌سازی در C3 خنک می‌شود.

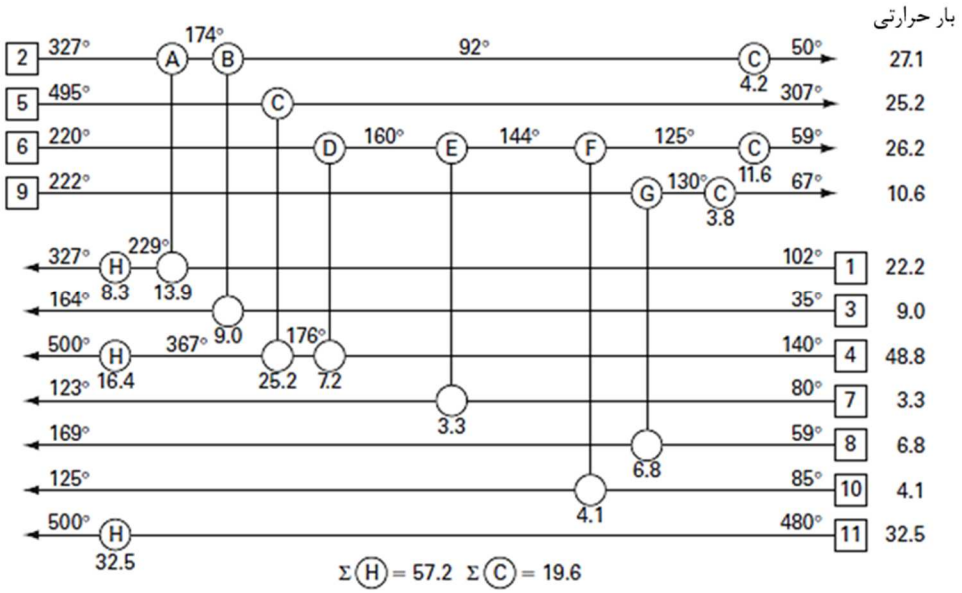


شکل ۹-۱۸: طرحواره تبدیل گر نفتا (کارخانه آروماتیک)

۹-۳-۳- استخراج داده‌های جریان

استخراج داده‌های دما و بار گرما برای یازده جریان داده شده در بالا از طریق طرحواره، کار دشواری نیست. شبکه مبدل حرارتی «حالت پایه» (که در شکل (۹-۱۸) به صورت طرحواره نشان داده شده است) در شکل (۹-۱۹) به صورت شبکه نشان داده شده است. این شبکه تمام مبدل‌های حرارتی، هیترها و کولرهای طرحواره را با بارهای حرارتی و دمای جریان مربوطه (بر حسب درجه سانتی‌گراد) نشان می‌دهد. بارهای حرارتی در داده‌های اصلی بر حسب هزار تن کالری در ساعت (ttc/h) داده شده و در این واحدها باقی مانده است؛ هر مجموعه‌ای از واحدها را می‌توان برای آنالیز پینچ استفاده کرد، به شرطی که خود سازگار باشند. (یک ttc، گرمای لازم برای گرم کردن یک تن آب به اندازه یک درجه سانتیگراد است که برابر با ۴۱۸۷ کیلوژول است. از این‌رو، 1 tc/h = 4.187 GJ/h = 1.163MW = 1163kW است. توجه داشته باشید که اغلب در عمل سردرگمی ایجاد می‌شود؛ چه «کالری» بر حسب یک کیلوگرم آب باشد یا یک گرم.)

بسیاری از جریان‌های موجود در فرآیند دارای پروفایل‌های دما/آنتالپی غیرخطی هستند (به عنوان مثال، به دلیل چگالش جزئی). برای محاسبات دقیق، این غیرخطی بودن توسط نقاط داده دما/آنتالپی ایجاد شده توسط مدل‌سازی جریان‌ها با استفاده از یک برنامه رایانه‌ای خصوصیات فیزیکی نشان داده می‌شود. برای این توصیف ساده، با استفاده از بارهای حرارتی و دماهای معلوم طرح‌واره، تنها نقاط داده‌ای که در انتهای مبدل‌ها بودند، استفاده می‌شوند. این داده‌های خطی در جدول (۹-۴) نشان داده شده است. دبی‌های ظرفیت حرارتی دوباره محاسبه شده‌اند. در عوض به‌طور غیرمعمول، آن‌ها با افزایش دما برای برخی از جریان‌ها (معمولاً اندکی افزایش می‌یابند) به دلیل تبخیر/ چگالش جزیی مخلوط، کاهش می‌یابند. این داده‌های جریانی بود که در چاپ اول راهنمای IChemE نقل شده است، اما آیا درست است؟ به طرح‌واره نگاه کنید و ببینید آیا می‌توانید هرگونه ناهنجاری یا مشکل را تشخیص دهید. برای یادآوری، به بخش‌های (۳-۱) و (۸-۴) در مورد استخراج داده‌های جریان نگاهی بیندازید.



شکل ۹-۱۹: نمودار شبکه ای برای شبکه مبدل حرارتی موجود

اولاً، آیا همه جریان‌ها در نظر گرفته شده‌اند؟ دیگ‌های بخار در ستون D1 و D2 بار حرارتی قابل توجهی دارند، اما در آنالیز گنجانده نشده‌اند. (بر روی این ستون‌ها هیچ کندانسوری وجود ندارد؛ زیرا آن‌ها عریان‌ساز (استریپر) هستند و گاز خروجی نامطلوب بدون چگالش حذف می‌شود). آن‌ها کار گرمایش X را تشکیل می‌دهند که با جریان گرم حاصل از اصلاح‌کننده (جریان ۵ و ۶) جفت می‌شود. برای دقیق بودن، بارهای ریبویلر روی ستون‌های D1 و D2 و کل جریان خروجی اصلاح‌کننده (از جمله بخش بین ۳۰۷ °C و ۲۲۰ °C که با X مطابقت دارد) باید در داده‌های جریان وجود داشته باشد. با این حال، اگر تصمیم گرفته شود که این جفت‌های موجود به هر قیمتی باید در اندازه و وظیفه حرارتی موجود خود حفظ شوند، می‌توان آن‌ها را از داده‌های جریان حذف کرد. این «هدف گذاری با محدودیت‌ها» یا «آنالیز مسئله باقی مانده» است (بخش ۴-۵) و امکان تبادل حرارت را کاهش می‌دهد. در حال حاضر، ما با انتخاب جریان اصلی از چاپ اول، کار خواهیم کرد، اما بعداً بیان خواهیم کرد که اگر این جریان‌ها گنجانده شوند، چه اتفاقی می‌افتد.

جدول ۹-۴- داده‌های جریان برای کارخانه آروماتیک

شماره جریان	دمای مصرفی (°C)	دمای هدف (°C)	داده دما/آنتالپی		
			T(°C)	H(ttc/h)	CP(ttc/h/K)
۱	۱۰۲	۳۲۷	۱۰۲	۰/۰	۰/۱۰۹۴
			۲۲۹	۱۳/۹	۰/۰۸۴۷
			۳۲۷	۲۲/۲	
۲	۳۲۷	۵۰	۳۲۷	۲۷/۱	۰/۰۹۰۸
			۱۷۴	۱۳/۲	۰/۱۰۹۸
			۹۲	۴/۲	۰/۱۰۰
			۵۰	۰/۰	
۳	۳۵	۱۶۴	۳۵	۰/۰	۰/۰۶۹۸
			۱۶۴	۹/۰	
۴	۱۴۰	۵۰۰	۱۴۰	۰/۰	۰/۲۰۰
			۱۷۶	۷/۲	۰/۱۳۱۹
			۳۶۷	۳۲/۴	۰/۱۲۳۳

				۴۸/۸	
۵	۴۹۵	۳۰۷	۴۹۵	۲۵/۲	۰/۱۳۴
			۳۰۷	۰/۰	
۶	۲۲۰	۵۹	۲۲۰	۲۶/۲	۰/۱۲۰
			۱۶۰	۱۹/۰	۰/۲۰۶۲
			۱۴۴	۱۵/۷	۰/۲۱۵۸
			۱۲۵	۱۱/۶	۰/۱۷۵۸
			۵۹	۰/۰	
۷	۸۰	۱۲۳	۸۰	۰/۰	۰/۰۷۶۷
			۱۲۳	۳/۳	
۸	۵۹	۱۶۹	۵۹	۰/۰	۰/۰۶۱۸
			۱۶۹	۶/۸	
۹	۲۲۰	۶۷	۲۲۰	۱۰/۶	۰/۰۷۵۶
			۱۳۰	۳/۸	۰/۰۶۰۳
			۶۷	۰/۰	
۱۰	۸۵	۱۲۵	۸۵	۰/۰	۰/۱۰۲۵
			۱۲۵	۴/۱	
۱۱	۴۸۰	۵۰۰	۴۸۰	۰/۰	۱/۶۲۵
			۵۰۰	۳۲/۵	

در مرحله دوم، یک نقطه اختلاط بین جریان پایینی از D1 و جریان ۷ وجود دارد که جریان ۴ را تولید می‌کند و با قوانین بخش (۸-۴-۱)، ما باید این مورد را به عنوان اختلاط همدما مدل‌سازی کنیم. در حقیقت جریان ۷ در دمای $^{\circ}C$ ۱۲۳ وارد می‌شود و جریان مخلوط ۴ در $^{\circ}C$ ۱۴۰ خارج می‌شود. روش دقیق مدل‌سازی این است که جریان ۷ را تا دمای پایین D1 بالا ببریم و جریان ۴ را در آن دما شروع کنیم. باز هم، ما زحمت تغییر داده‌های اصلی را نداشته ایم، اما حداقل باید توجه داشته باشیم که دمای هدف جریان ۷، داده «نرم» است و در صورت مشاهده مزایای دیدگاه طراحی شبکه، آن را به راحتی بتوانیم تغییر دهیم. اگر این جریان‌ها نزدیک به پینچ یا در ناحیه‌ای با جریان حرارتی خالص کم باشند، تغییر در هدف

انرژی بین موارد اختلاط همدما و غیر همدما ایجاد می‌شود - ما در بخش بعدی خواهیم فهمید که آیا مسئله این است.

سرانجام، اثرات «منطقه‌ای» وجود دارند که در بخش (۹-۳-۸) با جزئیات بیشتری مورد بحث قرار خواهد گرفت.

۹-۳-۴- هدف گذاری انرژی

کمترین دمای تقریبی مشاهده شده در مبدل‌های حرارتی ۱۰ °C در انتهای گرم مبدل B است. بنابراین، ۱۰ °C به عنوان تخمین اولیه برای ΔT_{min} استفاده شد. با این حال، لازم به ذکر است که محدوده ΔT_{min} در سایر جفت‌ها از ۱۹ °C (جفت F) تا۱۲۸ °C (جفت C) متغیر است، بنابراین می توان انتظار داشت که استفاده از ΔT_{min}=10 °C انرژی کمتری را به ما بدهد، اما نیاز به منطقه بیشتری از شبکه موجود است. از آنجایی که این یک فرآیند با تناژ بالا با مصرف انرژی بالا بود، انگیزه مالی قابل توجهی برای دستیابی به تمام یا بخشی از صرفه جویی‌های شناسایی شده وجود دارد. هدف‌گذاری در محدوده ΔT_{min} نتایج نشان داده شده در جدول (۹-۵) را نشان می‌دهد.

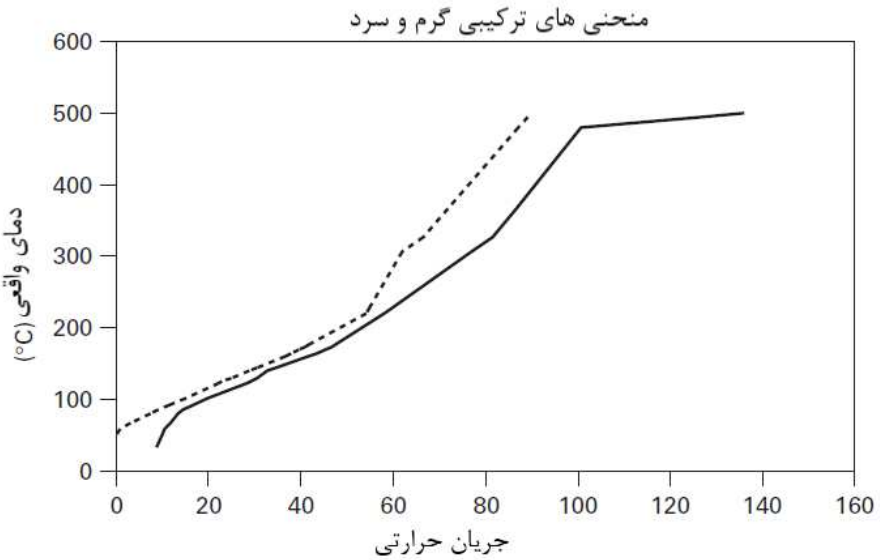
جدول ۹-۵- تغییر اهداف انرژی و دماهای پینچ با ΔT_{min}

ΔT_{min}(°C)	پینچ (دماهای شیفت/واقعی) (°C)	واحد گرم (ttc/h)	واحد سرد (ttc/h)
۰	۲۲۰(۲۲۰-۲۲۰)	۴۲/۶۶	۵/۰۶
۱۰	۱۴۵(۱۴۰-۱۵۰)	۴۶/۵۲	۸/۹۲
۲۰	۱۵۰(۱۴۰-۱۶۰)	۵۰/۴۴	۱۲/۸۴
۳۰	۱۵۵(۱۴۰-۱۷۰)	۵۳/۴۹	۱۵/۸۹
۴۰	۱۲۲(۱۰۲-۱۴۲)	۵۶/۵۰	۱۸/۹۰
۵۰	۱۲۷(۱۰۲-۱۵۲)	۶۰/۴۳	۲۲/۸۳
۶۰	۱۳۰(۱۰۰-۱۶۰)	۶۴/۱۹	۲۶/۵۹

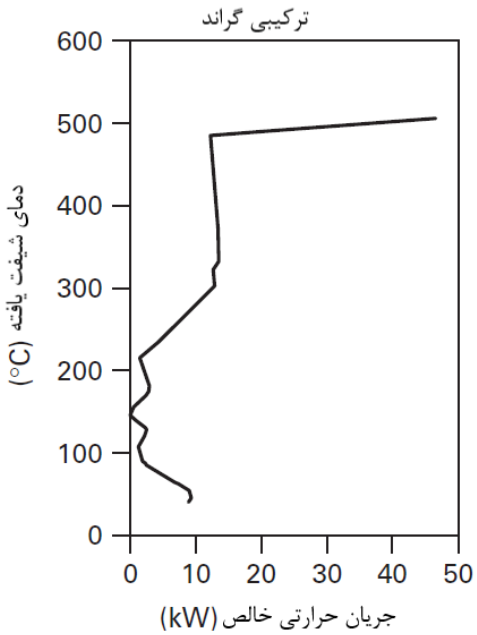
در $\Delta T_{min} = 10°C$ هدف یوتیلتی گرم، ۴۶/۵ ttc/h است. میزان مصرف یوتیلتی گرم فعلی، ۵۷/۲ است که ۲۳٪ مصرف انرژی بیشتری را نسبت به حالت کمینه نشان می‌دهد. در مقابل،

۵۷/۲ ttc/h مربوط به ΔT_{min} نسبتاً زیاد ۴۲°C است که نشان می‌دهد مساحت موجود به مناسب‌ترین روش توزیع نمی‌شود. اهداف برای هر ۱۰ °C افزایش در ΔT_{min} ، 3-4 ttc/h افزایش می‌یابد.

با این حال، منحنی‌های ترکیبی (شکل (۹-۲۰)) به ما نشان می‌دهد که یک منطقه بسیار گسترده وجود دارد که منحنی‌ها در محدوده دمای ۲۲۰-۸۰ °C نزدیک به هم و تقریباً موازی هستند – همان‌طور که در واحد تقطیر نفت خام، ما به جای پینچ تیز، یک «منطقه پینچ» داریم و به دقت زیادی برای طراحی شبکه در کل این محدوده نیاز است. GCC این موضوع را با مشخص کردن منطقه زیادی از جریان حرارت خالص کم تأیید می‌کند (شکل ۹-۲۱). همچنین پینچ واقعی در دمای تغییر یافته ۱۴۵ °C، پینچ‌های تقریبی در ۲۱۵ °C و ۱۰۷ °C وجود دارند. یک بار حرارتی در دمای بسیار بالا (جریان ۱۱، با غلبه بر راکتور گرماگیر) وجود دارد که نمی‌تواند با هیچ جریان گرمی جفت شود، اما فرصت زیادی برای بازیابی گرما به سایر جریان‌های سرد در دماهای پایین‌تر وجود دارد.



شکل ۹-۲۰: منحنی‌های ترکیبی برای کارخانه آروماتیک

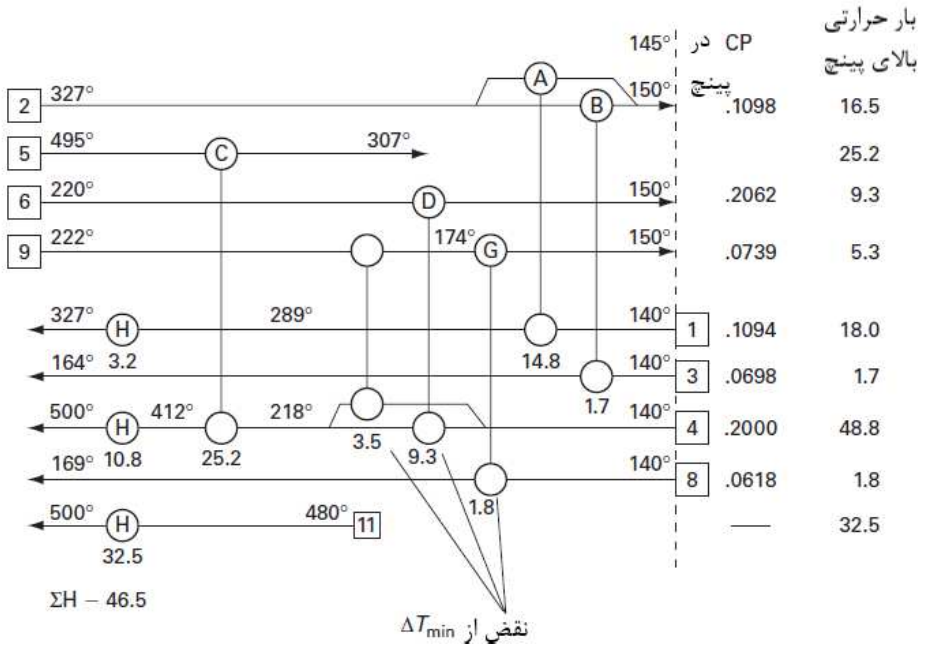


شکل ۹-۲۱: GCC برای کارخانه آروماتیک

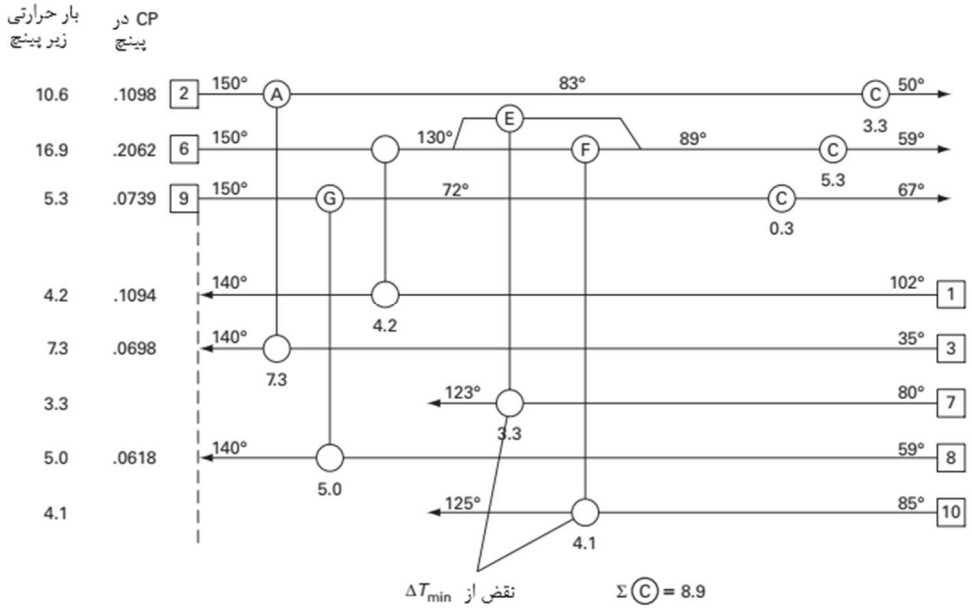
۹-۳-۵- طراحی یک شبکه MER

با دانستن دمای پینچ، ۱۴۵ °C (دمای شیفت یافته، متناظر با ۱۵۰ °C برای جریان‌های گرم و ۱۴۰ °C برای جریان‌های سرد)، شناسایی مجموعه‌های جریان برای «بالای پینچ» و «پایین پینچ»، یک مسئله ساده است (شکل (۹-۲۲) و (۹-۲۳)). پینچ، با جریان ۴ ایجاد می‌شود که از دمای ۱۴۰ °C با ظرفیت حرارتی نسبتاً بالا، یعنی ۰/۲ (ttc/h)/°C شروع می‌شود.

اکنون می‌توانیم یک طرح MER تولید کنیم، اما باید در نظر داشته باشیم از آنجایی که این یک موقعیت بازسازی است، ما باید تا حد ممکن از بسیاری از مبدل‌های موجود استفاده کنیم، حتی اگر این به معنای ایجاد انشعابات جریان غیرضروری به گونه‌ای دیگر و یا نقض ΔT_{min} باشد!



شکل ۹-۲۲: طرح MER بالای پینچ



شکل ۹-۲۳: طرح MER پایین پینچ

۹-۳-۵-۱- بالای پینچ

از جدول (۹-۶) می‌بینیم که جریان‌های گرم ۲، ۶ و ۹ هر کدام باید تا دمای $150\ ^{\circ}C$ با یکی از چهار جریان سرد در پینچ (۱، ۳، ۴ یا ۸) خنک شوند. برای امکان‌سنجی دما هر یک از این جفت‌ها باید $CP_{HOT} < CP_{COLD}$ داشته باشند و می‌توان مشاهده نمود که دستیابی به این امر بسیار دشوار است. در حالت ایده‌آل جریان ۲ باید با جریان ۴ و جریان ۹ با جریان یک جفت شود. با این حال، جریان ۶ نیاز به یک تقسیم دارد و باید نه تنها با جریان‌های ۳ و ۸، بلکه با یک انشعاب جریان ۴ جفت شود. این امر ایده‌آلی نیست. یک گزینه دیگر این است که بگوییم مقادیر CP جریان‌های ۲ و یک، تقریباً یکسان است، در حالی که برای جریان ۶ خیلی بالاتر از ۴ نیست و برای جریان ۹ خیلی بیشتر از جریان ۳ نیست.

جدول ۹-۶- مقادیر CP برای جریان‌های موجود در پینچ

شماره جریان گرم	مقدار CP	شماره جریان سرد	مقدار CP
بالای پینچ-تمام جریان‌های گرم کشیده شده اند، $CP_{HOT}<CP_{COLD}$			
۶	۰/۲۰۶۲		
۲	۰/۱۰۹۸	۴	۰/۲۰۰۰
۹	۰/۰۷۵۶	۱	۰/۱۰۹۴
		۳	۰/۰۶۹۸
		۸	۰/۰۶۱۸
پایین پینچ-تمام جریان‌های گرم کشیده شده اند، $CP_{HOT}>CP_{COLD}$			
۶	۰/۲۰۶۲	۱	۰/۱۰۹۴
۲	۰/۱۰۹۸	۳	۰/۰۶۹۸
۹	۰/۰۷۵۶	۸	۰/۰۶۱۸

بنابراین، اگر این جریان‌ها جفت شوند، هرگونه نقض ΔT_{min} نباید خیلی زیاد باشد. جریان ۶ یا ۹ (یا هر دو) را نیز می‌توان تقسیم کرد و با جریان ۳ جفت کرد. اولویت، تقسیم جریان است که بیشترین محدوده دمای بالای پینچ (برای به حداقل رساندن نقض ΔT_{min}) یا بزرگ ترین CP (برای قرار دادن کوچک‌ترین بار حرارتی بر روی مبدل با نیروهای محرکه پایین) را دارد. بر اساس معیار دوم، جریان ۶ باید به جای جریان ۹ تقسیم شود.

ممکن است بپرسیم که آیا این انشعاب‌های نامناسب جریان، ضروری هستند؛ آیا انتخاب متفاوتی از ΔT_{min} می‌تواند کمک کند؟ با این حال، ما می‌دانیم که پینچ با شروع جریان‌ها، پایان جریان‌ها یا تغییر CP ایجاد می‌شود و هیچ جریان گرم دیگری که در این محدوده دما شروع یا پایان یابد، وجود ندارد. میزان CP جریان ۶ به ۰/۱۲۰ بالاتر از °C ۱۶۰ کاهش می‌یابد، بنابراین برای $\Delta T_{min} = 20°C$ یا بیشتر، حداقل انشعاب در جریان ۴ کم می‌شود (زیرا اکنون جریان‌های ۳ و ۸ برای تعادل ۶ کافی هستند). اما این هیچ سود بزرگی نیست.

برای یک طراحی جدید، یکی از این گزینه‌ها جفت‌های پینچ ضروری را ایجاد می‌کند. برای یک مطالعه بازسازی، باید دوباره فکر کنیم؛ زیرا این طراحی جفت‌های اضافی A، B و G موجود را ایجاد می‌کند. بنابراین، ما می‌خواهیم جریان ۲ را با جریان‌های یک و ۳، جریان ۹ را با جریان ۸ و جریان ۶ را با جریان ۴ جفت کنیم.

گرمای موجود در جریان ۲ از طریق جفت‌های A و B بازیابی می‌شود و این نیازمند یک تقسیم جریان جدید است. گرمای موجود در جریان ۶ از طریق جفت D بازیابی می‌شود (حتی اگر در حال حاضر این جفت به طور حتم ΔT_{min} را نقض کند، یعنی $CP_{HOT} > CP_{COLD}$) و گرمای موجود در جریان ۹ به طور جزیی توسط جریان ۸ (دوباره با یک نقض اجتناب‌ناپذیر ΔT_{min}) از طریق جفت G بازیابی می‌شود. به دنبال این تصمیمات طراحی و «برشمردن» جریان‌ها، اکنون مشکل طراحی به بازیابی گرمای موجود در جریان ۵ و گرمای باقیمانده در جریان ۹ (بین °C ۲۲۲ تا °C۱۷۴) کاهش می‌یابد.

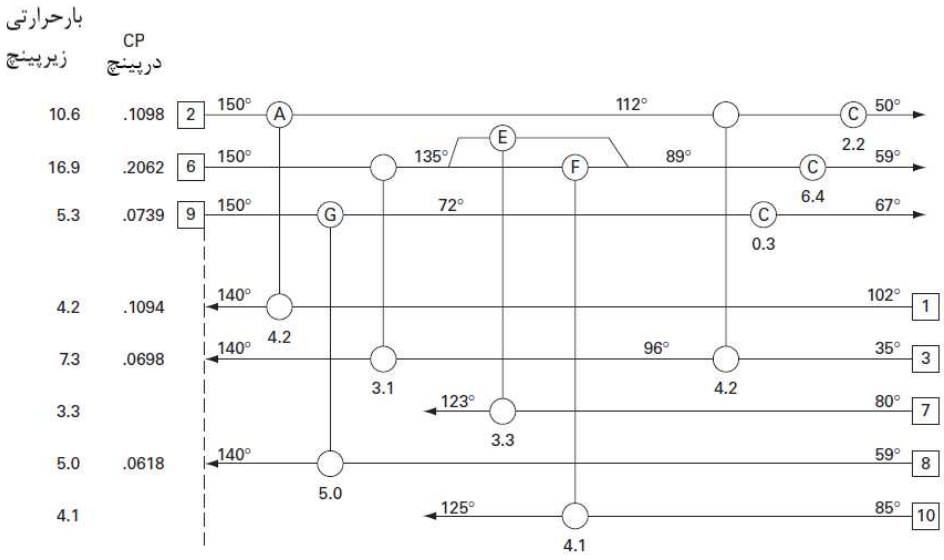
چاه‌های حرارتی موجود، جریان‌های یک، ۴ و ۱۱ هستند. بررسی این چاه‌ها به سرعت نشان می‌دهد که تنها چاه منتخب برای گرمای موجود در جریان ۹، جریان ۴ و صرفاً پس از آن، یک انشعاب جریان برای عبور از مبدل D است! این جفت جدید، ΔT_{min} را نقض می‌کند. به دلیل نیروهای محرکه کوچک آن و نیاز به تقسیم جریان، تعجب‌آور نیست که طراحی موجود این جفت را از دست بدهد! همچنین می‌توان با طراحی دور از پینچ تقریبی در دمای °C ۲۲۰، آن را تشخیص داد.

مشکل طراحی باقیمانده، یعنی بازیابی گرما از جریان ۵، با استفاده از جفت موجود C به راحتی حل می‌شود. الزامات گرمایش باقیمانده (بار کل = ۴۶/۵) توسط هیترهای کاربردی تأمین می‌شود.

۹-۳-۵-۲- پایین پینچ

جریان‌های ۱، ۳ و ۸ در شکل (۹-۲۳) باید توسط مبادله فرآیند تا $140\ ^{\circ}C$ گرم شوند. جدول (۹-۶) نشان می‌دهد که هیچ نیازی به تقسیم جریان نیست و در واقع مقداری انعطاف-پذیری در انتخاب جفت‌های جریان وجود دارد. با باقی گذاشتن الزام یک جفت جدید دوم بین جریان‌های ۶ و ۱، جفت‌های موجود (در بالای پینچ نیز استفاده می‌شود) B (۲ در مقابل ۳) و G (۹ در مقابل ۸)، گزینه‌های طراحی واضح و عملی هستند. این سه جفت، نیازهای گرمایشی جریان‌های ۱، ۳ و ۸ را برآورده می‌کند. اکنون جریان‌های ۷ و ۱۰ از طریق جفت-های E و F موجود در جریان ۶ با گرما تأمین می‌شوند. به علاوه، تقسیم جریان برای امکان-سنجی، ضروری است، اما با این وجود، اکنون جفت‌های E و F ΔT_{min} را نقض می‌کنند. دلیل این امر این است که ما هنوز در «منطقه پینچ» جریان حرارتی خالص کم، با یک پینچ تقریبی در $107\ ^{\circ}C$ قرار داریم.

یک طرح جایگزین برای آن، که در شکل (۹-۲۳) نشان داده شده است، جفت کردن جریان‌های ۲ و ۱ (معادل مبدل A) و جفت کردن جریان‌های ۶ و ۳ است. با این حال، جریان ۳ بار بیشتری نسبت به جریان یک دارد، بنابراین اگر «برشمرده شود»، جفت‌های E و F فقط نقض نمی‌شوند، بلکه غیرقابل اجرا هستند (ΔT_{min} منفی در انتهای گرم). با تأمین نیازهای گرمایشی در دمای پایین جریان ۳ از طریق جریان یک، می‌توان بر این مشکل فائق آمد، اما این شبکه (شکل ۹-۲۴) در مقایسه با شکل (۹-۲۳) به یک مبدل اضافی نیاز دارد.



شکل ۹-۲۴- طرح جایگزین MER پایین پینچ

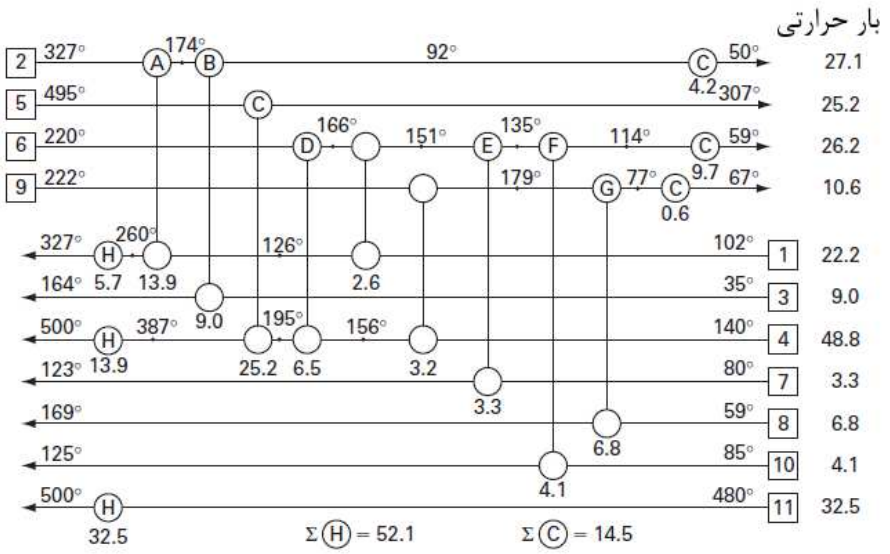
شبکه‌های جایگزینی وجود دارند که ΔT_{min} را نقض نمی‌کنند. با این حال، این طرح‌ها با مورد اصلی، کمتر سازگار هستند.

۹-۳-۵-۳- تکمیل طراحی و کاهش انرژی

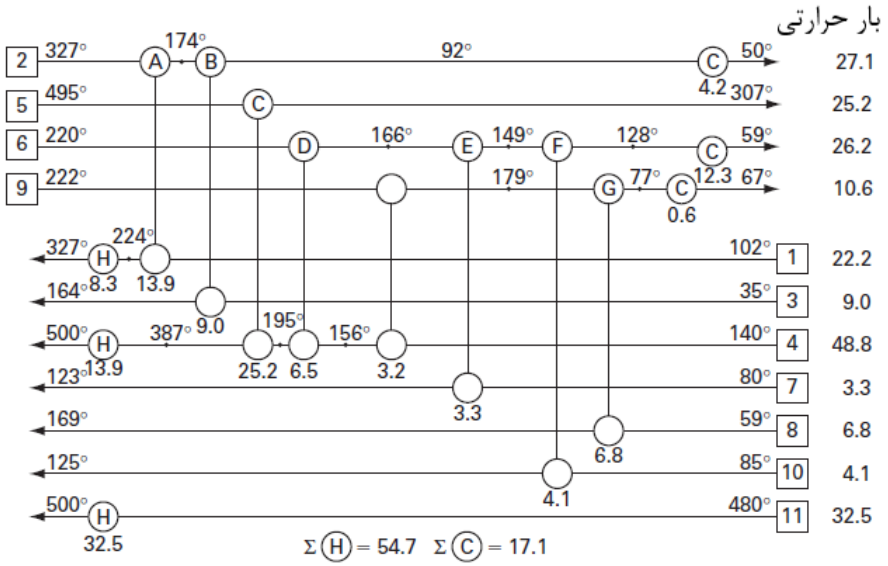
در این مرحله از مطالعه، با تولید جداگانه طرح‌های بالا و پایین پینچ، ارزیابی‌های دقیق امکان تقسیم جریان و افزایش مساحت سطح واحدهای موجود انجام شد. تصمیم گرفته شد که تقسیم جریان، جذاب نباشد و با وارد کردن انرژی بیشتر، این طراحی کاهش یابد. جدای از حذف انشعاب‌های جریان، این کاهش برای افزایش ΔT_{min} (و به طور کلی کاهش مساحت سطح مورد نیاز) و ادغام جفت‌های تکراری B و G، هدف قرار می‌گیرد.

طرح حاصل، با عنوان مرحله ۳ (Phase III)، در شکل (۹-۲۵) نشان داده شده است. استفاده از ۵۲/۱ یوتیلتی گرم، برابر با ۱۲٪ بیشتر از کمترین مقدار است. کاهش بیشتر انرژی برای حذف جفت جدید نسبتاً کوچک بین جریان‌های ۶ و ۱ (گسترش نیروهای محرکه در جفت‌های E و F) و همچنین برای به حداقل رساندن مساحت سطح اضافی مورد نیاز در جفت‌های موجود، منجر به طرحی با عنوان مرحله ۲ (Phase II) در شکل (۹-۲۶) می‌شود.

(مرحله اول (Phase I)، قبل از مطالعه پینچ انجام شد، نصب F برای بازیابی گرما به کارخانه مجاور بوده است.)



شکل ۹-۲۵: تقلیل شبکه اولیه (طرح پیشنهادی فاز III)



شکل ۹-۲۶: تقلیل شبکه ثانویه (طرح پیشنهادی فاز II)

فاز III یک پروژه صرفه‌جویی انرژی «الحاقی» را نشان می‌دهد که کاملاً مطابق با فاز II است، اما بلافاصله نصب نشده است؛ زیرا دارای زمان بازپرداخت طولانی‌تر بود. بنابراین، روش طراحی پینچ و به دنبال آن کاهش انرژی، یک راهبرد برای بهبود مرحله‌ای بازیابی گرمای فرآیند آروماتیک ایجاد کرد - یک روش ارزشمند، به ویژه در یک فضای اقتصادی که سرمایه پروژه‌ها محدود است. فازهای II و III و طراحی حداقل انرژی با حالت پایه در جدول (۹-۷) مقایسه شده است. در صورت وقوع، یک تغییر فرآیند که صرفه‌جویی انرژی مشابهی را ساده‌تر به دست آورده است، جایگزین مرحله III می‌شود - به بخش (۹-۳-۷) مراجعه کنید.

جدول ۹-۷- خلاصه طرح‌های پیشنهادی برای کارخانه آروماتیک

شرح شماتیک	مصرف انرژی ttc/h	هدف ttc/h (ΔT_{min}=۱۰°C)	٪ بالای هدف
حالت پایه	۵۷/۲	۴۶/۵	۲۳
شبکه‌های اولیه فاز II	۵۴/۷	۴۶/۵	۱۸
فاز II نصب شده	۵۵/۲	۴۶/۵	۱۹
فاز II و III	۵۲/۱	۴۶/۵	۱۲
با سن تغییر فرآیند	۵۲/۲	۴۳/۸	۱۹ جدید، ۱۲

فاز II فقط شامل یک جفت جدید است - بین جریان ۹ و ۴ - و تصمیم گرفته شد که این نصب شود. با این حال، باید به یاد داشته باشیم که ما شبکه را با استفاده از ΔT_{min} فقط°C ۱۰ طراحی کرده‌ایم که اکنون در دو مکان دیگر - انتهای سرد مبدل D و انتهای گرم مبدل G - علاوه بر انتهای گرم مبدل B که در حالت پایه بود، اتفاق می‌افتد. بنابراین نیروهای محرکه دما فشرده شده‌اند و لازم است بررسی شود که آیا در مبدل‌های حرارتی دیگر به مساحت اضافی نیاز است. آنالیز "UA"، با جمع کردن مقادیر $Q/\Delta I$ برای هر جفت، مقدار ۱/۲۲ برای حالت پایه و ۲/۰۱ برای فاز II به دست می‌آید- افزایش حداقل ۶۵ درصدی. بخشی از آن به علت مبدل جدید محاسبه می‌شود، اما قسمت عمده آن از نیاز به مساحت بیشتر در جفت‌های D و (بالاتر از همه) G ناشی می‌شود، در جایی که ΔT بسیار کاهش یافته است، اگرچه وظیفه همان است.

تصمیم گرفته شد که مقدار کار اضافی مورد نیاز برای بزرگ کردن مبدل‌های موجود، غیرقابل قبول باشد. بنابراین شبکه بیشتر کاهش یافت؛ بار جفت جدید کاهش یافت و از این‌رو صرفه‌جویی در مصرف انرژی از ۲/۵ به ttc/h ۲/۰ افت کرد. در سراسر شبکه، تأثیرات سلسله‌وار پیچیده‌ای وجود دارد. نیروی محرکه G بدون مساحت اضافی کاهش یافته است، بنابراین بار گرما کاهش می‌یابد. این بدان معنی است که دمای جریان ۸ ورودی به D2 کمتر خواهد بود، بنابراین کار ریبویلر بیشتر خواهد بود. این به نوبه خود با افزایش بار در مبدل X و دمای خروجی پایین‌تری برای جریان گرم ظاهر می‌شود و به این معنی است که دمای ورودی جریان ۶ کاهش می‌یابد. برای دنبال کردن این تعاملات پیچیده، داشتن یک شبیه‌ساز

فرآیند، شبیه ساز شبکه یا صفحه گسترده بسیار مفید است. با این حال، همان‌طور که توسط مطالعات نظارت و هدف‌گذاری ICI براساس کاربرد مازوت و بخار ثبت شده، قبل و بعد از اصلاح، نشان داده شده است، نتیجه نهایی این بود که در واقع صرفه‌جویی پیش‌بینی شده ۲/۰ ttc/h حاصل شد.

۹-۳-۶- طراحی شبکه براساس طرح موجود

برای موقعیتی از این دست که یک شبکه مبدل حرارتی موجود وجود دارد، یک مسیر طراحی جایگزین امکان‌پذیر است. این مورد، بررسی شبکه موجود، شناسایی ناقضان پینچ و بررسی روش‌های حذف آن‌ها به ساده‌ترین و ارزان‌ترین شکل ممکن است. این مسیر در شرایط فعلی جاذبه‌های خاصی دارد که در آن ممنوعیت تقسیم جریان به معنای این است که اساساً هر شبکه عملی با شبکه MER متفاوت است.

بررسی شبکه موجود با آگاهی از محل پینچ به ما نشان می‌دهد که چهار نقض پینچ وجود دارد که همه اینها به دلیل مبدل‌های حرارتی است که گرما از طریق پینچ انتقال می‌دهند. عاملان نقض، این موارد هستند:

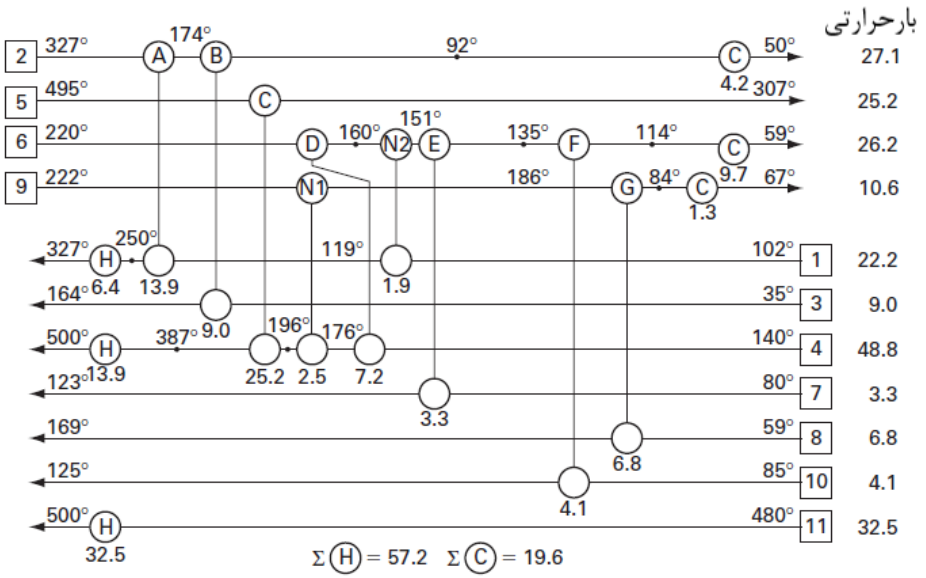
- مبدل A – ۴ ttc/h
- مبدل B – ۰/۵ ttc/h
- مبدل E – ۱/۷ ttc/h
- مبدل G – ۴/۵ ttc/h

مشاهده می‌شود که کل ۱۰/۷ ttc/h، دقیقاً برابر با مقداری است که توسط فرآیند محاسبه می‌شود تا خارج از هدف در بخش (۹-۳-۳) باشد.

با شناختن ناقضان پینچ، اکنون می‌توانیم روش‌هایی را برای حذف بدترین عاملان، که به وضوح A و G هستند، در نظر بگیریم. A جریان گرم‌کننده یک در پایین پینچ است (۱۰۲ تا ۱۴۰ °C)، بنابراین اگر بتوانیم منبع حرارتی جایگزینی برای این جریان پیدا کنیم، گرمای اضافی حاصل از A می‌تواند در بالای پینچ جذب شده و باعث کاهش بار هیتر H1 شود.

برعکس، G گرمای بالای پینچ را از جریان ۹ برای گرم کردن جریان ۸ در پایین پینچ می‌گیرد، بنابراین برای استفاده از این گرما باید یک جریان سرد بالای پینچ را پیدا کنیم. انتخاب واضح، جریان ۴ است؛ زیرا نیروی محرکه زیادی در جفت C وجود دارد و بخشی از

پیش گرمایش اضافی را می‌توان به راحتی در پایین آن قرار داد. با بازگشت به جریان یک، اگرچه تنها یک کاهش متوسط دما بدون ایجاد یک نقض ΔT_{min} در F امکان‌پذیر است، تنها جریان گرم باقیمانده با مقداری گرمای اضافی آشکار در پایین پینچ، جریان ۶ بالای مبدل F است. با این وجود، همان‌طور که در شکل (۹-۲۷) نشان داده شده است، تولید یک شبکه شامل دو جفت جدید، بسیار ساده است.



شکل ۹-۲۷: شبکه توسعه یافته از شناسایی ناقضان پینچ

با مقایسه این شبکه با شکل (۹-۲۵)، در می‌یابیم که دو جفت جدید پیش‌بینی شده توسط هر دو روش، بین جفت‌های یکسانی از جریان‌ها هستند. تنها تفاوت قابل توجه بین این شبکه‌ها، ترتیب جفت‌ها در جریان‌های ۶ و ۴ است. از نظر انرژی انتخاب کمی بین آن‌ها وجود دارد و می‌توان به دلایل دیگری تصمیم‌گیری کرد، مانند موقعیت فیزیکی کارخانه‌ها نسبت به همدیگر، تغییر در وظایف مبدل و مقدار ترتیب‌دهی مجدد مورد نیاز. در ازای هیچ دستاورد مشهودی، شبکه با هر دو مبدل N1 و N2، ۰/۷ ttc/h کمتر از شبکه مرحله III بازیابی می‌کند. با این حال، اگر فقط مبدل N1 نصب شود، شبکه حاصل همان انرژی مرحله

II را بازیابی می‌کند و این مزیت عمده را دارد که وظایف گرما و دمای مبدل‌های D، E و F کاملاً بدون تغییر هستند.

تعادل نیروهای محرکه از طریق شبکه نیز بهتر است و در نتیجه، مقدار کل UA، ۱/۸ در مقایسه با ۲/۰۱ برای شبکه فاز II است که همان مقدار انرژی را بازیابی می‌کند. این بدان معناست هنگامی که شبکه برای جلوگیری از بزرگ کردن مبدل G کاهش یابد، گرمای اضافی کمتری مورد نیاز خواهد بود. بنابراین، این شبکه می‌تواند از نصب فاز II واقعی، اندکی بهتر انرژی صرفه‌جویی کند، حتی اگر تنها تفاوت در ترتیب مبدل‌های D و N1 در جریان ۴ باشد. سایر دلایل فرآیندی که آن را نفی می‌کرد - خطوط لوله مورد نیاز طولانی‌تر بود و از آنجایی که مبدل جدید N1 از طراحی جدیدی برخوردار بود (به بخش بعدی مراجعه کنید)، نیروهای محرکه با دمای پایین‌تر در آن در مقایسه با فاز II، نامطلوب به نظر می‌رسید.

۹-۳-۷- ملاحظات طراحی فرآیند عملی

آنالیز پینچ می‌تواند محرکی برای کشف راه حل‌های جدید یا تجهیزات نوین باشد. دو نمونه در این کارخانه خاص اتفاق می‌افتند.

اولاً، مبدل حرارتی فاز II یک طراحی غیرمعمول است که برای اطمینان از عملکرد آن به صورت پیش‌بینی شده، به تلاش قابل توجهی در طراحی نیاز دارد. این وظیفه شامل تبخیر جزیی یک جریان دو فازی بود. طراحی اتخاذ شده، یک مبدل بافل میله عمودی با کمربند بخار و نازل‌های تزریق مایع در بخش پوسته بود. محدودیت‌های طرح کارخانه استفاده از یک مبدل عمودی را تحمیل کرد. پس از آن، لازم بود که افت فشار، ارتعاش و توزیع مایع، به ویژه کند شدن حرکت و تأثیر آن‌ها را بر طراحی فرآیند مورد توجه قرار دهید. پیچیدگی طرح حاصل نشان‌دهنده طولی است که طراحان برای اطمینان از انجام مطلوب وظیفه باید به آن می پرداختند.

در بسیاری از شرایط، تیم طراحی هنگامی که با چنین مشکلی روبه‌رو می شوند، ممکن است تصمیم بگیرند که بدون تغییر دانش کمّی در مورد چگونگی تأثیر این امر بر شبکه بازیابی انرژی، با تغییر جفت مبدل حرارتی، بر این مشکل غلبه کنند.

هدف‌گذاری و طراحی شبکه با استفاده از روش‌های پینچ نه تنها نشان جفت‌های مناسبی برای دستیابی به حداقل انرژی است، بلکه با دادن انگیزه مشخصی به طراح فرآیند برای

دستیابی به طراحی بهینه شبکه، کمیت جریمه انرژی مربوط به پیگیری سایر تنظیمات شبکه را نیز تعیین می‌کند.

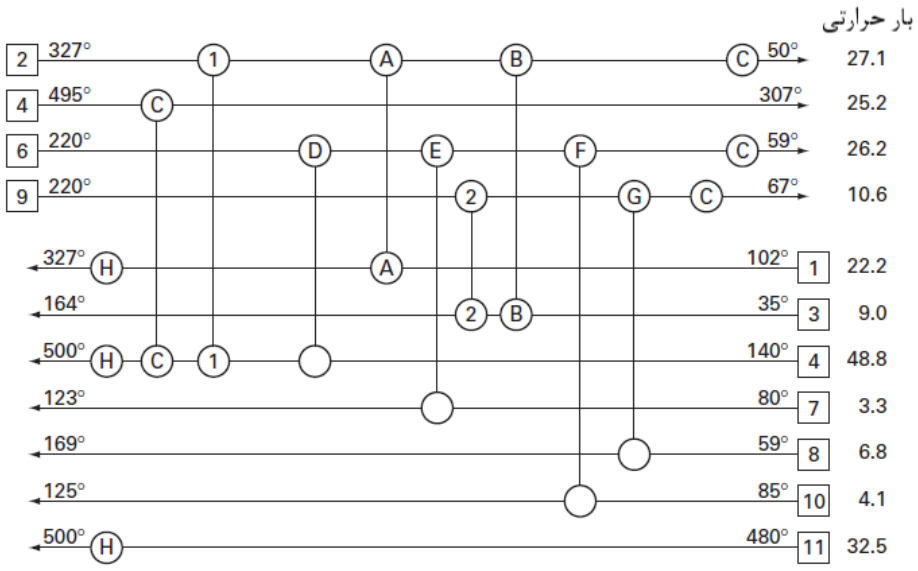
صرفه‌جویی سالانه تولید شده با نصب مبدل فاز II، در حدود ۰/۵ میلیون پوند p.a. و بازپرداخت به دست آمده، حدود ۶ ماه بود. ثانیاً، توجه داشته باشیم که در چندین مبدل، از جمله B به مساحت اضافی نیاز داریم. جریان سرد در اینجا تحت چگالش جزئی قرار دارد و سپس قبل از تبدیل شدن به خوراک بخار برای ستون بعدی، دوباره گرم می‌شود. بنابراین مهندسان ICI پرسیدند - آیا لازم است کل جریان را متراکم کنیم؟ بدیهی است که لازم است مقداری مایع از آن جدا شود، اما هر نوع بخار موجود می‌تواند مستقیماً به ستون زیرین D1 منتقل شود. برای دستیابی به این منظور لازم است بخار را از مایع موجود در جریان ۲ جدا کنید. یک ظرف «جداکننده ذرات مایع از گاز» ویژه برای این منظور طراحی شده بود که به اندازه کافی جدید بود تا بتواند حق ثبت اختراع را داشته باشد. نتیجه این شد که جریان‌های مبدل B و بار گرمای آن تا حد زیادی کاهش می‌یابند، به‌طوری که مساحت موجود می‌تواند به راحتی این وظیفه را کنترل کند و در واقع ΔT_{min} روی جفت عملاً به صفر می‌رسد. از نظر فنی، این یک تغییر فرآیند بود؛ زیرا داده‌های جریان را تغییر می‌دهد. اجرای آن بیشتر انرژی مورد نیاز را به حدود ۱۲٪ بیشتر از هدف اصلی کاهش داد (اگرچه در واقع اهداف را بیشتر کاهش می‌دهد). این تغییر در نتیجه مستقیم رویه‌های نظام مند و بسیار دقیقی که توسط آنالیز شبکه الزامی است، ظاهر شد. در حقیقت، این امر نسبت به نصب مبدل حرارتی فاز III، اقتصاد به مراتب بهتری را ارائه داد و بنابراین به جای آن اجرا شد. تازگی این برنامه به حدی بود که تحت برنامه نمایش بهره‌وری انرژی دولت انگلستان از نظر مالی مورد حمایت قرار گرفت و گزارش نظارتی به عنوان پروفایل پروژه گسترده EEDS 204 (۱۹۸۸) منتشر شد. صرفه‌جویی در انرژی ttc/h ۳ بود و یک صرفه‌جویی ۵۷۸،۰۰۰ پوند p.a. در هزینه (با قیمت‌های ۱۹۸۲) با بازپرداخت ۱۱ ماهه به دست آمد. هزینه اصلی سرمایه، جدا از نصب ظرف جداکننده ذرات مایع ازگاز، به دلیل بزرگ کردن مبدل A برای کنترل بار حرارتی بالاتر در اختلاف دمای پایین‌تر بود.

دو مزیت دیگر از این تغییر فرآیند وجود دارد. اولاً، زمان راه‌اندازی کارخانه تا حدود یک ساعت کاهش یافت؛ زیرا جریان‌های کمتری نیاز به گرم شدن دارند. ثانیاً، بار روی کندانسور خنک‌شونده با هوا در جریان ۲ بسیار کاهش یافته است؛ این نه تنها باعث صرفه جویی در

مصرف انرژی شد، بلکه به دلیل این که کندانسور اصلی باید با حداکثر بار مطلق در تابستان کار کند، بر مشکلات تعمیر و نگهداری نیز غلبه کرد.

۹-۳-۸- ملاحظات بیشتر

کارخانه آروماتیک طی سال‌های اخیر مورد مطالعه زیادی قرار گرفته و از برخی از امکانات مختلف شبکه‌ها پشتیبانی شده است (اگرچه هیچ یک از آن‌ها شامل تغییر فرآیند توصیف شده در بالا نمی‌شود). احمد و لینهوف (۱۹۸۹) یک ارزیابی اقتصادی درباره کارخانه انجام دادند و نتیجه گرفتند که ΔT_{min} بهینه به دلیل جریان‌های جرمی بسیار زیاد و هزینه‌های انرژی مطلق، به تخمین اولیه ۱۰°C نزدیک است. سپس آن‌ها به طراحی شبکه‌ای بر اساس این ΔT_{min} و ممنوعیت تقسیم جریان و پایان یافتن با دو مبدل جدید به همراه دو پوسته جدید در مبدل‌های موجود (شکل ۹-۲۸) پرداختند. به عنوان مثال، پوسته دوم به مبدل G اضافه شد تا آن بتواند بار حرارتی خود را در ΔT پایین تر حفظ کند. یک طرح متفاوت، نزدیک‌تر به MER، دارای چهار مبدل جدید بود. اگرچه هزینه‌های سرمایه مبدل زیاد بود، اما صرفه‌جویی در هزینه انرژی، قابل توجه بود.



شکل ۹-۲۸: طرح شبکه جایگزین توسط احمد و لینهوف (دماها و بارهای حرارتی برای شفافیت)

امید پور و پولی (۱۹۹۷) اشاره کردند که یک اشکال در این طراحی این بود که این طرح شامل چندین مبدل حرارتی بین جریان‌ها بود که از نظر جغرافیایی فاصله زیادی داشتند. انصافاً این، موردی در کارخانه موجود نیز بود - به ویژه برای جفت X - اما این مشکل با طرح احمد و لینهوف برجسته شد. علاوه بر این، این طرح شامل خطوط لوله طولانی‌تر، اتلاف حرارت بیشتر، افت فشار بالاتر و هزینه قابل توجه سرمایه اضافی لوله‌کشی و پمپ‌ها خواهد بود. بنابراین همان‌طور که در بخش (۳-۵-۱) شرح داده شده است، این کارخانه منتخب مناسبی برای رویکرد «منطقه‌بندی» است. یکی از احتمالات واضح این است که جریان‌های موجود در نیمه بالایی طرح‌واره، قبل از D1 (جریان‌های ۱—۳) را از جریان‌ها در نیمه پایین (جریان‌های ۴-۹) جدا کنید. با هدف‌گذاری این مناطق به‌طور جداگانه، اهداف یوتیلتی گرم ۵/۸ (پینچ ۱۰۷ °C) و ۴۴/۴ (پینچ ۲۱۵ °C)، در مجموع ۵۰/۲ ttc/h در برابر مقدار ترکیبی ۴۶/۵ به دست می‌آید. بنابراین، با ترکیب دو بخش با هم فقط به اندازه ۳/۷ ttc/h صرفه‌جویی در هدف حاصل می‌شود که کمتر از مقدار جریمه انرژی است که قبلاً با ممنوعیت تقسیم جریان و تقلیل شبکه پذیرفته‌ایم. در نتیجه، هیچ انگیزه واقعی برای انتقال حرارت بین دو منطقه جداگانه وجود ندارد. با نگاه دوباره به شبکه‌ها، تنها مبدلی که از بین مناطق می گذرد، واحد جدید بین جریان ۶ و ۳ بود که در طراحی MER و فاز III ظاهر شد، اما در فاز II ناپدید شد. بنابراین طرح‌های پیشنهادی نهایی در شکل (۹-۲۶) و (۹-۲۷) با یکپارچگی منطقه‌ای سازگار هستند. در مقابل، دو جفت جدید در طرح احمد و لینهوف هر دو گرما را بین مناطق منتقل می‌کنند؛ ۲ در مقابل ۴ و ۹ در مقابل ۳.

گرچه نمودارهای شبکه هیچ اطلاعاتی در مورد محل جریان‌ها نمی‌دهند، اما در طراحی MER می‌توان مکان فیزیکی را در نظر گرفت. در این کارخانه، جریان‌ها به ترتیب شماره-گذاری شده‌اند و ممکن است انتظار داشته باشید که خط لوله جریان یک، نزدیک به جریان ۲ باشد، اما می‌تواند به طور قابل توجهی از جریان ۹ فاصله داشته باشد. این امر می‌تواند بر انتخاب جفت‌ها تأثیر بگذارد، یعنی ترجیح دهیم تا جریان‌هایی با شماره‌های مشابه جفت شوند. ملاحظه می‌شود که این قانون تقریباً برای همه جریان‌هایی که در طرح اصلی جفت شدند، حفظ می‌شود و در واقع در بسیاری از موارد، خوراک و محصول مربوط به مخزن یکسان جفت می‌شوند.

یک نتیجه جالب پایانی این است که اگر یکپارچگی منطقه‌ای از ابتدا خواسته شود، شبکه‌ها برای هر منطقه به‌طور جداگانه و با شروع از دمای پینچ منطقه به جای پینچ کلی، طراحی می‌شوند. این امر ساختار شبکه MER را به ویژه برای منطقه ۲ (جریان‌های ۴ تا ۱۱) تغییر می‌دهد (به تمرینات، بخش (۹-۸) مراجعه کنید).

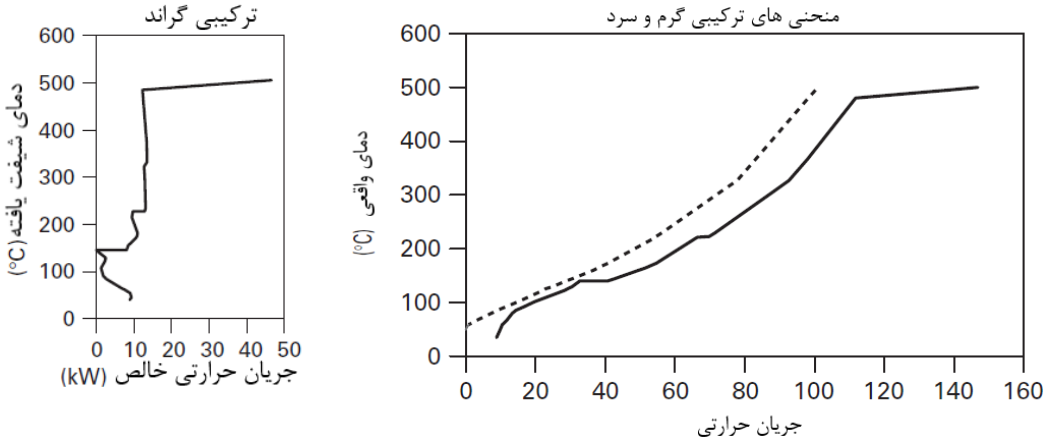
۹-۳-۹- هدف گذاری و طراحی با داده‌های جریان جایگزین

قبلاً ذکر شد که انتخاب متفاوت جریان‌ها در هنگام استخراج داده‌ها، اهداف و شبکه‌های مختلفی را ایجاد می‌کند. اکنون خواهیم دید که تأثیر آن چه بوده است. بارهای حرارتی و دماهای ذکر شده در زیر بهترین برآورد هستند؛ زیرا اطلاعات کامل برای این بخش از کارخانه در دسترس نیست.

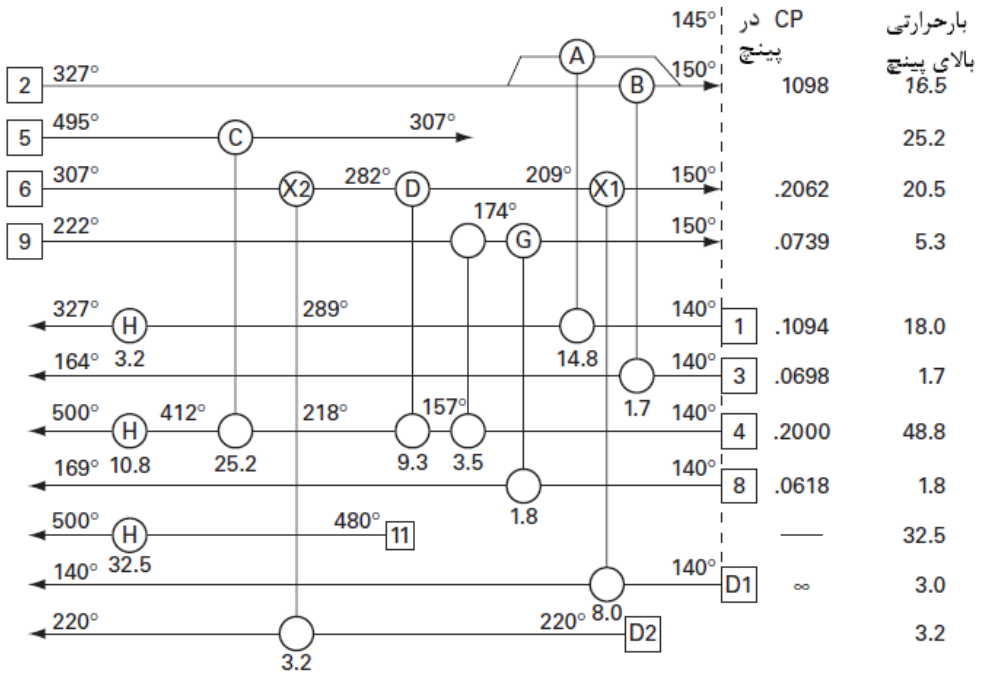
بخش «گمشده» جریان‌های ۵ و ۶ بین دماهای ۳۰۷ °C و ۲۲۰ °C، دارای بار حرارتی ۱۱/۲ ttc/h (متناظر با CP = 0.1287) بود. این با دو جریان جوشش مجدد، D1 در °C ۱۴۰ (بار حرارتی ۸/۰) و D2 در °C ۲۲۲ (بار حرارتی ۳/۲) مطابقت داشت. اگر این جریان‌ها را به آنالیز و هدف مجدد اضافه کنیم، هدف انرژی و دمای پینچ بدون تغییر هستند (همه این جریان‌ها بالای پینچ هستند). با این حال، با گسترش نیروهای محرکه در بالای پینچ، شکل منحنی ترکیبی و GCC تغییر می‌کند؛ شکل (۹-۲۹) را ببینید. مانند آنچه در شکل (۹-۳۰) نشان داده شده است، می‌توان طرح‌های جایگزین بالای پینچ شبکه را ایجاد کرد. انعطاف‌پذیری اضافی اجازه داده است که یک طراحی شبکه فوق‌العاده ساده‌تر و بدون نقض ΔT_{min} تولید شود، در حالی که یکپارچگی منطقه‌ای را حفظ می‌کند. نیازی به انشعاب در جریان ۴ نیست؛ تغییر اصلی این است که نیمی از جفت X به پایین مبدل D منتقل شده است، همان‌طور که جفت جدیدی بین جریان‌های ۹ و ۴ است.

شبکه کلی که پس از کاهش به دست می‌آید (شکل ۹-۳۱) از نظر ساختار با ساختار فاز II به‌طور نامحسوسی، متفاوت است. نیروهای محرکه به‌طور قابل توجهی بهتر هستند و مقدار UA اکنون به ۱/۵۳ کاهش یافته است (اگرچه این طرح این حقیقت را در نظر نمی‌گیرد که از آنجایی که نیروی محرکه در سراسر مبدل X1 کاهش یافته است، این مبدل نیز باید بزرگ تر شود). به طور خاص، نیروی محرکه در سراسر مبدل D بسیار بیشتر است و حتی می‌تواند گرمای بیشتری از آنچه نشان داده شده بازیابی کند. اگرچه انتخاب نهایی بین دو شکل جفت

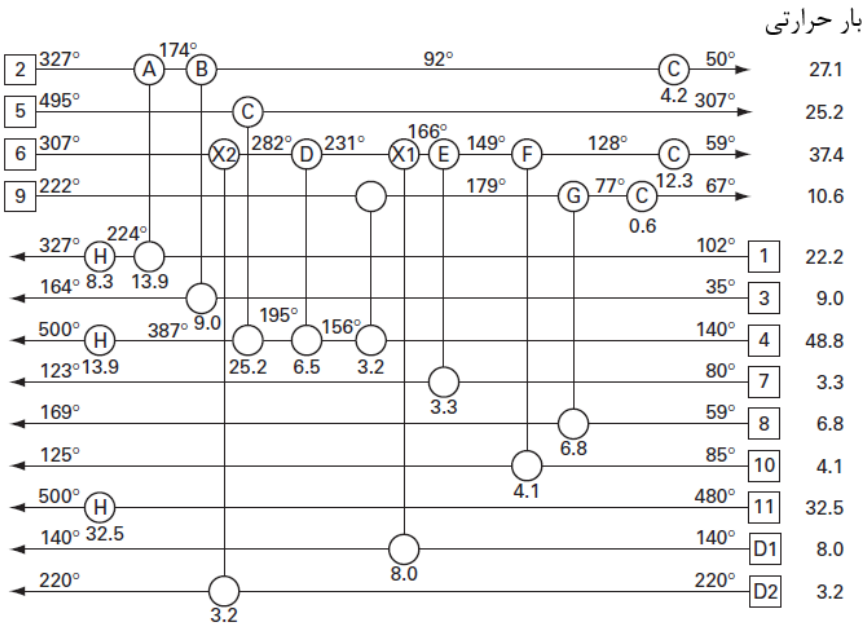
X نیز براساس مکان مخزن، هزینه‌های لوله‌کشی و غیره انجام می‌شود، در طراحی کارخانه جدید، این گزینه قابل تأمل جدی است. با این حال برای سیستم بازسازی، X همان‌طور که هست، باقی می‌ماند؛ زیرا انگیزه کافی برای تغییر آن وجود ندارد.



شکل ۹-۲۹: منحنی ترکیبی و GCC با جریان‌های اضافی گنجانده شده



شکل ۹-۳۰: طراحی جدید بالای پینچ با جریان‌های اضافی گنجانده شده



شکل ۹-۳۱: شبکه کاهش یافته (معادل با فاز II) با جریان‌های اضافی

اگر اختلاط غیرهمدما حذف شود، دمای هدف جریان ۷ تا °C ۱۴۰ و بار حرارتی آن به اندازه ttc/h ۱/۳ تا ۴/۶ افزایش می‌یابد؛ به طور مشابه، بار حرارتی در جریان ۴ به ۴۷/۵ و CP بخش اول به ۰/۱۶۳۹ کاهش می‌یابد. این امر بر روی اهداف تأثیر می‌گذارد؛ زیرا جریانی سرد که در بالای پینچ قرار داشت، به پایین پینچ منتقل شده است که باعث افزایش بازیابی گرما و کاهش اهداف یوتیلتی می‌شود (اصل به علاوه-منها را به یاد آورید!). مصرف یوتیلتی گرم جدید ttc/h ۴۵/۳ است که ۱/۲ ذخیره می‌کند. با این حال، منطقه پینچ حتی فشرده‌تر شده است؛ پینچ به دمای °C ۱۰۷ منتقل شده است و تقریباً دو پینچ دیگر در دمای °C ۱۴۵ و °C ۲۱۵ با جریان‌های گرمای کمتر از ۰/۲ وجود دارد. از این رو، به دست آوردن این بازیابی انرژی در عمل بسیار دشوار است؛ اکنون چهار جریان سرد به جای سه تا، در پایین پینچ تقریبی °C ۱۴۵وجود دارند، به طوری که قطعاً برای بازیابی انرژی اضافی، یک انشعاب جریان لازم است. بنابراین جای تعجب نیست، هنگامی که به شبکه‌های تکامل یافته بدون انشعاب جریان در شکل‌های (۹-۲۶) و (۹-۲۷) نگاه می‌کنیم، تغییر دمای اختلاط باعث صرفه‌جویی در انرژی و تغییری در طراحی اولیه شبکه نمی‌شود. تنها تغییر این است که مقداری از بار حرارتی از مبدل D به مبدل E منتقل شود که ممکن است با ایجاد نیروهای محرکه بهتر دما، مقدار کل مساحت مبدل حرارتی مورد نیاز را اندکی کاهش دهد.

۹-۳-۱۰- نتیجه‌گیری

به‌طور کلی، برنامه مرحله به مرحله صرفه‌جویی در مصرف انرژی، با «کاهش» فاز II و نصب تغییر فرآیند، بیش از یک میلیون پوند p.a. با بازپرداخت کمتر از یک سال صرفه‌جویی کرد.

تحولات بعدی در روش‌ها نشان داده است که تعدادی از استخراج و هدف‌گذاری داده‌ها را می‌توان اصلاح کرد. این امر ظاهراً می‌تواند به‌طور قابل توجهی بهترین طراحی شبکه را برای یک کارخانه جدید تغییر دهد. حتی اقدامات ساده‌ای مانند تغییر ترتیب دو مبدل در یک جریان می‌تواند سود قابل توجهی در بازیابی انرژی به همراه داشته باشد. با این حال، این ادای احترامی به مهندسین اصلی ICI است که بیش از ۲۰ سال تحقیقات عمیق دانشگاهی بر روی این مطالعه موردی، نشان نداده است که یک طراحی بازسازی در عمل به مراتب بهتر از طرحی باشد که آن‌ها در نهایت نصب کرده‌اند.

۹-۴- کارخانه تبخیرکننده/ خشک کن

این مطالعه مربوط به بررسی انجام شده در یک کارخانه فرآوری مواد غذایی است. پس از فرآوری مرحله اول، محصول در محلول آبی رقیق به بخش تبخیر و خشک کردن تغذیه می‌شود. بخش دوم شامل تجهیزات عملیاتی مدرن و پیوسته است، اما پردازش مرحله اول شامل تجهیزات ناپیوسته قدیمی و ناکارآمد بود. تصمیم گرفته شده است که «ابتدای» فرآیند به‌طور کامل بازسازی شود و از این‌رو فرصتی برای انجام یک مطالعه کاربرد انرژی فراهم شد تا ببینیم آیا می توان در کل سیستم، با هرگونه تغییر سخت‌افزاری که انجام می‌شود، در مدتی که کارخانه تعطیل است، بهبود بهره وری انجام داد.

همانند دو مورد قبلی، این مطالعه در اصل در چاپ اول این راهنمای کاربر شرح داده شد. با این حال، برای این فرآیند، روش‌های جدیدتر برای استخراج داده‌های جریان و آنالیز تغییر فرآیند به این معنی است که اگرچه نتیجه‌گیری‌ها عموماً یکسان هستند، مراحل آنالیز کاملاً متفاوت هستند.

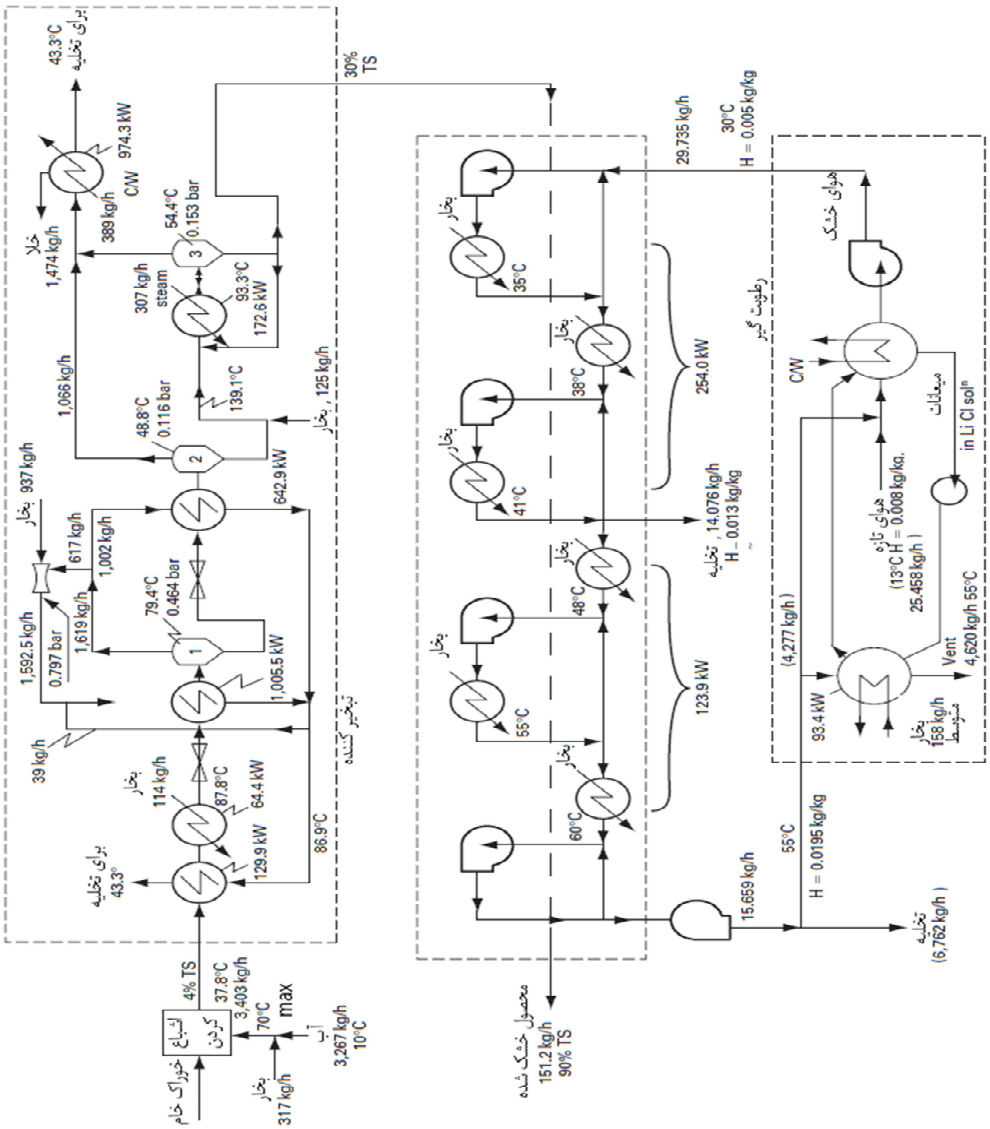
۹-۴-۱- شرح فرآیند

بخش عملیات پیوسته تبخیرکننده/خشک کن در شکل (۹-۳۲) نشان داده شده است. خوراک خام با افزودن آب گرم استخراج می‌شود. محلول استخراج شده (کل مواد جامد، ۴٪) به کارخانه تبخیرکننده/خشک کن که به‌طور مداوم کار می‌کند، تغذیه می‌شود. تبخیرکننده به جای کالاندریای رایج در مخزن، از مخازن تبخیر ناگهانی استفاده می‌کند؛ این امر مزایای بالقوه‌ای در کاهش رسوب بر روی سطوح گرمایشی دارد، به ویژه در مراحل بعدی که محتوای مواد جامد از دوغاب زیاد است.

این کار سه مرحله دارد، دو مرحله اول براساس اصل «اثر چندگانه» کار می‌کنند. بخار فلش حاصل از مرحله اول، مرحله دوم را پیش می‌راند. همچنین، مقداری از بخار حاصل از مرحله اول توسط یک اجکتور (افشانک) بخار برای استفاده مجدد در راه‌اندازی مرحله اول، مجدداً فشرده می‌شود (اصل پمپاژ گرما). اجکتور بخار و مرحله سوم توسط بخار یوتیلتی (۹/۲۹ بار، اشباع شده، ۱۷۷ °C) راه‌اندازی می‌شود. بخار تبخیر ناگهانی حاصل از مراحل دوم و سوم با آب خنک کننده در یک کندانسور خلأ متراکم می‌شود. تبخیرکننده، عصاره ۳۰٪ کل مواد جامد را تولید می‌کند که به خشک کن تغذیه می‌شود. خشک کن با انتقال محصول

از طریق هفت منطقه دما در محدوده ۳۰ تا ۶۰ °C، در یک ناحیه پیوسته کار می‌کند. گردش هوای تونل خشک کن داخلی توسط چهار فن حفظ می‌شود و ورودی گرما از طریق شش رادیاتور بخار (با استفاده از بخار یوتیلتی ۶/۵۳ بار و اشباع شده در ۱۶۲ °C) است. هوای مرطوب خشک کن در نقطه میانی (۴۱ °C) و از انتهای تونل خشک کن (۶۰°C) تخلیه می‌شود، اما بسته به شرایط محیط، مقدار کنترل شده‌ای از گرم‌ترین هوای مرطوب بازیابی می‌شود. این به همراه ترکیب هوای تازه در اثر تماس با محلول لیتیم کلرید تا رطوبت kg/kg ۰/۰۰۵ در دمای کنترل شده ۳۰ °C رطوبت‌گیری می‌شود. محلول لیتیم کلرید با پاشش روی سیم پیچ‌های گرمایش بخار در جریان «هوای برگشتی» (۵۵°C) احیا می‌شود.

شکل ۹-۳۲: طرح‌واره کارخانه تبخیرکننده/خشک کن



۹-۴-۲- استخراج داده‌های جریان

داده‌های جریان گرم و سرد استخراج شده از طرح‌واره موجود در شکل (۹-۳۲) در جدول (۹-۸) آورده شده است که به دو ناحیه وسیع تبخیرکننده و خشک کن تقسیم می‌شود.

همان‌طور که در زیر توضیح داده شده است، سه جریان پایینی، اختیاری هستند. با تخفیف بار حرارتی ۴۷۸ kW ی آن‌ها، کل بار حرارتی در جریان‌های سرد ۲۷۷۱ kW و در جریان‌های گرم ۲۳۰۲ kW است.

در منطقه تبخیرکننده، فقط آن بارهای بخار که مستقیماً به خاطر وظایف فرآیند به وجود می‌آیند، به حساب آورده می‌شوند. این بدان معنی است که در این مرحله (هدف‌گذاری انرژی)، ما از اجکتور بخار (که یک پمپ حرارتی است) چشم‌پوشی می‌کنیم و به آنالیز فرآیند اصلی می‌پردازیم. اثر پمپاژ گرما فقط پس از ایجاد GCC فرآیند، ارزیابی می‌شود (به بخش ۵-۳-۱ مراجعه کنید).

بارهای مختلف گرمای نهان همان‌طور که در بخش (۳-۱-۳) پیشنهاد شده است، با در نظر گرفتن دمای اولیه و تنظیم دمای هدف ۰/۱°C متفاوت، کنترل می‌شود، بنابراین یک CP بسیار بزرگ به دست می‌آید.

جدول ۹-۸- داده‌های جریان برای کارخانه تبخیرکننده/خشک کن

نام جریان	نوع	دمای ورودی (°C)	دمای خروجی (°C)	H(kW)	CP(kW/K)
ناحیه تبخیرکننده					
آب فرایند	C	۱۰	۷۰	-۱۸۳	-۳/۰۵
خوراک	C	۳۷/۸	۸۷/۸	-۱۹۸	-۳/۹۸
گرمایش فلش ۱	C	۷۹/۴	۷۹/۵	-۱۰۰۵/۵	-۱۰۰۵۵
بخار فلش ۱	H	۷۹/۴	۷۹/۳	۱۰۳۹	۱۰۳۹۰
کندانس ۱	H	۸۶/۹	۱۰	۲۳۲	۳/۰۱۷
گرمایش فلش ۲	C	۴۸/۸	۴۸/۹	-۶۴۳	-۶۴۳۰
بخار فلش ۲	H	۴۳/۳	۴۳/۲	۷۱۴	۷۱۴۰
گرمایش فلش ۳ (i)	C	۴۸/۸	(۵۴/۴)	-۶/۵	-۱/۱۶۹
گرمایش فلش ۳ (ii)	C	(۵۴/۴)	۹۳/۳	-۲۶۳/۵	-۶/۷۲۲
بخار فلش ۳	H	۴۳/۳	۴۳/۲	۲۶۰	۲۶۰۰
کندانس ۲/۳	H	۴۳/۳	۱۰	۵۷	۱/۷۱۴
ناحیه خشک کن					
ژنراتور	C	۵۵	۵۵/۱	-۹۳/۵	-۹۳۵
گرمایش خشک کن ناحیه ۱	C	۴۱	۴۱/۱	-۲۵۴	-۲۵۴۰
گرمایش خشک کن ناحیه ۲	C	۶۰	۶۰/۱	-۱۲۴	-۱۲۴۰
دریچه خشک کن ۱	(H)	۴۱	۱۳	۱۴۹	۵/۳۰۷
دریچه خشک کن ۲	(H)	۶۰	۱۳	۱۴۰	۲/۹۷۷
دریچه یخچال	(H)	۵۵	۱۳	۱۸۹	۴/۵۰۰

سؤالات دشواری در چندین زمینه به وجود می‌آیند:

(الف) در مورد تزریق مستقیم بخار چه باید بکنیم؟ می‌توان به سادگی این موضوع را نادیده گرفت و همان‌طور که در آنالیز اصلی انجام شد، به عنوان یک جریان فرآیندی اجتناب-ناپذیر با آن رفتار کرد. با این حال، این جریان‌ها گرما را برای کارخانه فراهم می‌کنند و این گرمایش می‌تواند به طور نامناسبی قرار گیرد، بنابراین آن‌ها در صورت امکان باید در آنالیز گنجانده شوند. حتی اگر این کار برای تعادل جرم فرآیند برای اضافه شدن آب اضافی، ضروری باشد، این درست است. در حقیقت، از آنجایی که بخار به یک سیستم تبخیرکننده تزریق می‌شود که هدف اصلی آن حذف آب اضافی از دوغاب است، حتی‌الامکان خودداری از تزریق بخار، مناسب به نظر می‌رسد!

(ب) چگونه مخازن تبخیر ناگهانی را کنترل کنیم؟ خوراک مخزن تبخیر ناگهانی یک تا ۸۷/۸ °C گرم می‌شود و سپس از یک شیر فشارشکن عبور می‌کند. گرمکن بخار بعدی، مایع را در ۷۹/۴ °C تبخیر می‌کند که در دمای ثابت به یک جریان سرد تبدیل می‌شود و مخزن یک صرفاً به عنوان یک جدا کننده عمل می‌کند. در مورد تبخیر ناگهانی ۲ نیز همین مسئله وجود دارد. با این حال، در تبخیر ناگهانی ۳، شیر فشارشکن پس از هیتر قرار می‌گیرد، بنابراین جریان سرد یک جریان حرارتی محسوس در محدوده‌ای از دما است و بخار پس از عبور از شیر فشارشکن با یک افت دمای متناظر، از مایع گرم خارج می‌شود. این که آیا این تبخیرهای ناگهانی با توجه به پینچ به طور مناسب قرار گرفته‌اند، بعداً با آنالیز تغییر فرآیند قابل بررسی است.

(ج) چگونه به جریان‌های اختلاط بپردازیم؟ ما باید از اعمال محدودیت‌های غیرضروری بر روی سیستم خودداری کنیم. محصول پایینی حاصل از مخزن تبخیر ناگهانی ۲ را در نظر بگیرید. این محصول با تزریق مستقیم بخار از ۴۸/۸ تا ۱۳۹/۱ °C گرم می‌شود، سپس با یک جریان برگشتی بسیار بزرگ تر مایع پایینی حاصل از تبخیر ناگهانی ۳ در ۵۴/۴ °C مخلوط می‌شود و دمای مخلوط ۶۸ °C به دست می‌آید؛ سرانجام این مخلوط با بخار تا ۹۳/۳ °C گرم می‌شود. برای شروع می‌توان از اختلاط غیرهمدما جلوگیری کرد و می‌توان مایع در دمای °C ۱۳۹/۱را به عنوان جریان گرمی که تا ۹۳/۳ °C کاهش می‌یابد، در نظر گرفت. اما در حقیقت محدودیت‌های موجود در سیستم بسیار کمتر از این است؛ ما صرفاً باید یک جریان مایع مشخص را به عنوان خوراک برای تبخیر ناگهانی ۳ در ۹۳/۳ °C فراهم کنیم که برخی از آن

از قسمت پایینی فلش ۲ در °C ۴۸/۸ و بیشتر آن از قسمت پایینی فلش ۳ در °C ۵۴/۴ به دست می‌آید. به عبارت دیگر، از یک جریان سرد واحد با CP نسبتاً کم بین ۴۸/۸ و °C۵۴/۴ و یک جریان بسیار بالاتر بین ۵۴/۴ و °C ۹۳/۳ می‌توان در آنالیز استفاده کرد. کل بار حرارتی جریان برابر با گرمای تأمین شده در طرح‌واره موجود با تزریق بخار (۱۲۵ کیلوگرم بر ساعت، ۹۷ kW در ۲۶۰۰ کیلوژول بر کیلوگرم) و گرمکن بخار غیرمستقیم (۱۷۳kW) و در مجموع ۲۷۰ kW است. اگر تزریق بخار بتواند تا حدی یا به‌طور کامل از بین برود، مقدار آب جریان‌ها کاهش می‌یابد و این امر باید بار تبخیر را در فلش ۳ یا بخش خشک کن پایینی کاهش دهد، اما این می‌تواند با تکرار در آنالیز مرحله دوم پوشش داده شود.

(د) در مورد محصول میعان که تخلیه می‌شود، چه کاری باید انجام دهیم؟ این آب در دمای °C ۴۳/۳ است و هنوز حاوی حرارتی است که احتمالاً می‌تواند بازیابی شود. برای اهداف این آنالیز، ما محصول میعان را به عنوان جریان‌های گرم اضافی، با دمای هدف °C ۱۰ در نظر می‌گیریم. به خاطر داشته باشید که اگر این جریان‌ها برای بازیابی گرما مورد نیاز نیستند، لازم نیست که روی آن‌ها کولر قرار دهیم؛ بنابراین بار یوتیلتی سرد از آنچه نشان داده شده است، کمتر خواهد بود. انتخاب این که این جریان‌ها درج شود یا نه، نسبتاً اختیاری است؛ گزینه دیگر این است که آن‌ها را در این مرحله کنار بگذاریم و بعداً به عنوان تغییر فرآیند درج کنیم.

(ه) به همین ترتیب، هوای مرطوب گرم از خشک کن به اتمسفر منتقل می‌شود. این کار هیچ مشکلی برای محیط زیست ندارد، اما باید توجه داشته باشیم که گرما می‌تواند به‌طور بالقوه از این جریان‌ها بازیابی شود. از آنجایی که آن‌ها در دماهای نسبتاً پایینی قرار دارند و بازیابی گرما از آن‌ها دشوار است، فعلاً آن‌ها را اگرچه در داده‌های جریان ذکر شده‌اند، از آنالیز خارج می‌کنیم. اگر دمای پینچ به اندازه کافی پایین از آب در آید تا بازیابی گرما از یک یا چند مورد از این جریان‌ها بتواند ارزشمند باشد، بعداً می‌توانیم آن‌ها را به عنوان یک تغییر فرآیند معرفی کنیم.

(و) محصول میعان حاصل از مخازن فلش ۲ و ۳ در °C ۴۳/۳ پدیدار می‌شود، اما بخار حاصل از این مخازن فلش به ترتیب در ۴۸/۸ و °C ۵۴/۴ تولید می‌شود. به نظر می‌رسد که در خطوط بخار مقداری خفگی (اختناق) اتفاق افتاده است. در حال حاضر فرض خواهیم کرد که بخار در دمای پایین‌تر از °C ۴۳/۳ متراکم می‌شود که به ما برآورد معتدلی برای اهداف

خود می‌دهد، اما می‌توانیم به خاطر داشته باشیم که بهبود خطوط بخار به ما امکان می‌دهد تا برخی از گرمای نهان حاصل از این بخار تا °C ۱۱ گرم‌تر، بازیابی کنیم.

ممکن است ذکر شود که این آنالیز در راهنمای اصلی IChemE جریان‌های مستقیم تزریق بخار را نادیده گرفته و خوراک فلش ۳ را به عنوان یک بار حرارتی واحد در °C ۹۳/۳، که بالاتر از حد ضروری است و به‌طور بالقوه می‌تواند امکانات بازیابی گرما را پنهان کند، در نظر گرفته است. در منطقه خشک کن، شش بار خشک کردن برای ساده‌سازی آنالیز به دو بار ترکیب شده‌اند. بعداً می بینیم که این کار هیچ تأثیری در نتیجه آنالیز ندارد. همچنین، فرض بر این است که وظایف گرمایش در دو منطقه در بالاترین دمای هوای خروجی از هر منطقه انجام می‌شود. دلیل این امر این است که افزایش اندک در دمای هوا که در هر هیتر اتفاق می‌افتد، بعید است که با استفاده از یک مبدل حرارتی جریان متقابل، قابل بهره‌برداری باشد. بار موجود در مولد، متوسط بار سالانه است. هنگامی که صحبت از طرح بازسازی می-شود، باید به یاد داشته باشیم که بار مولد می‌تواند تا kW ۳۱۷ در روزهای گرم و مرطوب افزایش یابد.

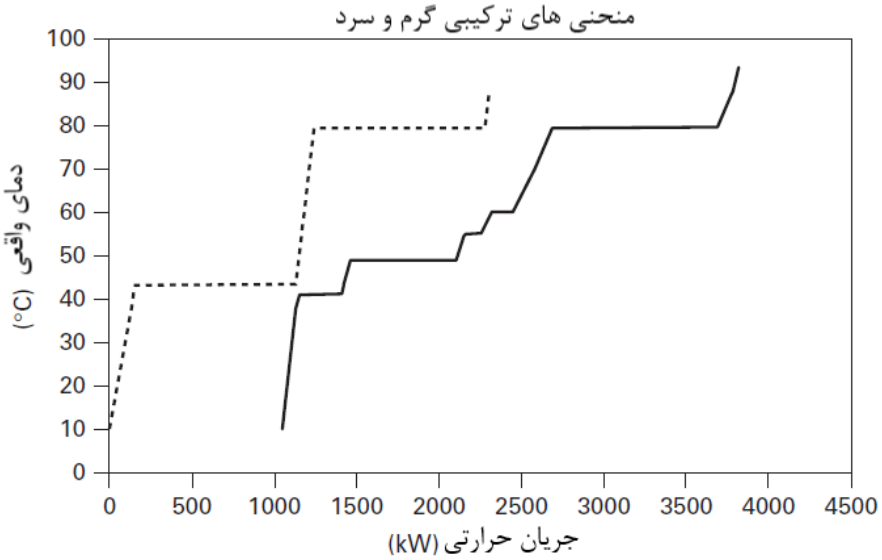
۹-۴-۳- هدف گذاری انرژی

ΔT_{min} برای فرآیند موجود در مبدل حرارتی بین محصول میعان و جریان خوراک، °C ۵/۵ است. با این حال، ممکن است این ΔT_{min} برای بعضی از جفت‌ها بیش از حد خوش‌بینانه باشد. به‌طور خاص، هر جفتی که شامل جریان‌های گاز و بخار در ناحیه خشک کن باشد، به دلیل ضرایب انتقال حرارت پایین در سمت گاز، احتمالاً به ΔT_{min} بسیار بزرگ تری نیاز دارد. سهم ΔT_{min} بزرگ تر، مثلاً °C ۱۵، می‌تواند به این جریان‌ها اختصاص یابد.

با جمع کردن تمام وظایف فعلی بخار در کارخانه به استثنای پمپاژ گرما در اجکتور، kW ۲۸۰ از تزریق مستقیم بخار، kW ۱۸۸۷/۵ از گرمکن‌های غیرمستقیم بخار و kW ۴۷۱/۵ از هیتر منطقه خشک کن به دست می‌آوریم که در مجموع kW ۲۶۳۹ می‌شود. از این تعداد، kW ۱۰۳۹ را می‌توان به بخار حاصل از مخزن تبخیر ناگهانی یک نسبت داد، بنابراین یوتیلتی گرم خالص، kW ۱۶۰۰ است. به همین ترتیب، خنک‌سازی در کندانسورها، kW ۹۷۴ را تشکیل می دهد و جریان پایینی محصول میعان برای تخلیه، kW ۱۵۷ دیگر است، بنابراین کل یوتیلتی سرد، kW ۱۱۱۳ است. با مقایسه این مقدار با کل بارهای جریان گرم و سرد که

از جدول (۹-۸) به دست می‌آید، متوجه می‌شویم که بازیابی گرما در حال حاضر ۱۱۷۱ kW است (مقایسه نتایج حاصل از هر دو جریان گرم و سرد، به ما یک بررسی متقابل مفید در مورد داده‌ها می‌دهد).

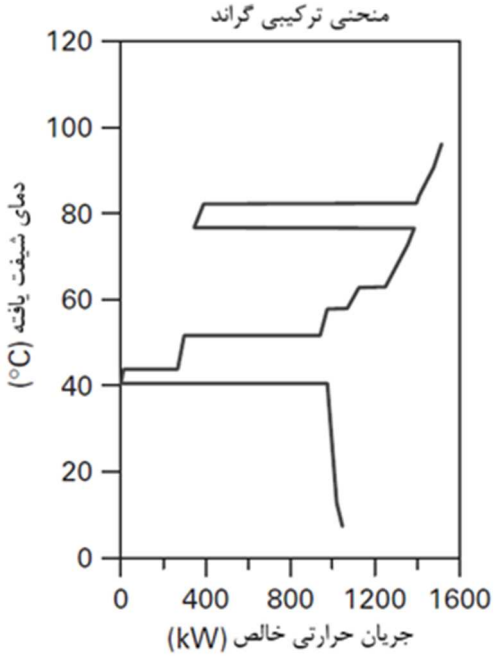
منحنی‌های ترکیبی در شکل (۹-۳۳) نشان داده شده‌اند. بلافاصله بدیهی است که ما وضعیت بسیار متفاوتی با وضعیت مربوط به زنجیره پیش گرم شدن خوراک خام و کارخانه آروماتیک داریم. پینچ‌ها و پینچ‌های تقریبی، بسیار محلی هستند و نیروهای محرکه دما در جاهای دیگر، بالا هستند.



شکل ۹-۳۳: منحنی‌های ترکیبی برای کارخانه تبخیرکننده/خشک کن

با محاسبه جدول مسئله (با $\Delta T_{min} = 5.5°C$) و رسم نتایج به صورت GCC، نمودار نشان داده شده در شکل (۹-۳۴) را به دست می‌آید. بدون هیچ پمپاژ حرارتی، نیازمندی یوتیلتی گرم خالص، ۱۵۱۷ kW است. این مقدار با نیاز حرارتی خالص برای طراحی موجود، یعنی ۱۶۰۰ kW، مقایسه می‌شود (به یاد داشته باشید که گرما در محصول میعان بخار یوتیلتی و گرمای نهان بخار فلش یک استفاده می‌شود). بازرسی این شبکه با توجه به اصول پینچ نشان می‌دهد که اختلاف ۸۳ kW‌ی از گرم شدن آب فرآیند پایین پینچ توسط بخار

یوتیلتی ناشی می‌شود. پینچ شدید نشان می‌دهد که پمپاژ گرما می‌تواند صرفه‌جویی چشمگیرتری در انرژی فراهم کند. پینچ به‌طور مشترک در اثر ورود جریان خوراک سرد در ۳۷/۸ °C و بخار حاصل از فلش‌های ۲ و ۳ در ۴۳/۳ °C ایجاد می‌شود.



شکل ۹-۳۴: GCC برای تبخیرکننده/خشک کن

۹-۴-۴- استراتژی پمپاژ گرما

اولین نکته‌ای که باید در مورد GCC نشان داده شده در شکل (۹-۳۴) توجه شود، این است که آن تحت تأثیر تغییرات گرمای نهان بزرگ و «شبه»- نهان در سیستم است. پینچ بسیار شدید است و این نشان می‌دهد که پمپاژ گرما امکان‌پذیر است، به عنوان مثال، با تراکم مجدد مکانیکی یا حرارتی بخار در هر مرحله تبخیرکننده.

(بخش (۵-۳-۱) انواع مختلف پمپ گرما را شرح می‌دهد). برای بازیابی گرما، تنها منبع گرمای نهان که مستقیماً قابل استفاده است، تبخیر ناگهانی یک است. تبخیر ناگهانی ۲ در

پایین پینچ رخ می‌دهد. از این‌رو، برای صرفه‌جویی بیشتر در مصرف انرژی، گرمای حاصل از تبخیر ناگهانی ۲ باید به بالای پینچ برود.

با این حال، یک مشکل وجود دارد. فقط ۳۴۷ kW می‌تواند از طریق پینچ در کمترین افزایش دما پمپ شود. صرفه‌جویی بیشتر فقط می‌تواند ناشی از پمپاژ گرما به یک سطح به اندازه کافی گرم باشد تا بتواند تبخیر ناگهانی یک را تأمین کند. این نشان‌دهنده افزایش دمای حداقل ۴۰ °C (با احتمال بیشتر، با محاسبه ΔT در تبخیرکننده و کندانسور) است که برای پمپاژ گرما، نسبتاً زیاد است.

با استفاده از نقطه (حفره) و اتخاذ یک استراتژی پمپاژ گرمای دو مرحله‌ای می‌توان این وضعیت را بهبود بخشید. با بر جای گذاشتن یک «حفره» برای تأمین یوتیلتی گرم در یک سطح پایین‌تر، گرمای حاصل از منبع یک بخار ناگهانی برای تأمین فلش یک پمپاژ می‌شود. بنابراین اگر مقداری از گرمای X به خارج از تبخیر ناگهانی یک پمپ شود، محدوده پمپاژ گرمای حاصل از تبخیر ناگهانی ۲ در حداقل افزایش دما (یعنی به منطقه ۱ و تبخیر ناگهانی ۲)، به (۳۴۷ + X) kW تبدیل می‌شود. هنگامی که یکی از جریان‌های منبع یا هدف به کار گرفته شود، محدودیت بر روی X اعمال خواهد شد؛ همان‌طور که از شکل (۹-۳۴) مشاهده می‌شود، هنگامی که الزامات منطقه یک و تبخیر ناگهانی ۲ (و جریان‌های حرارتی کوچک و مرتبط محسوس) کاملاً برآورده می‌شوند، افزایش دمای مورد نیاز به شدت افزایش می‌یابد. پتانسیل پمپاژ گرما تقریباً ۹۰۰ kW از گرمای ارتقا یافته وX تقریباً ۵۵۰ kW است.

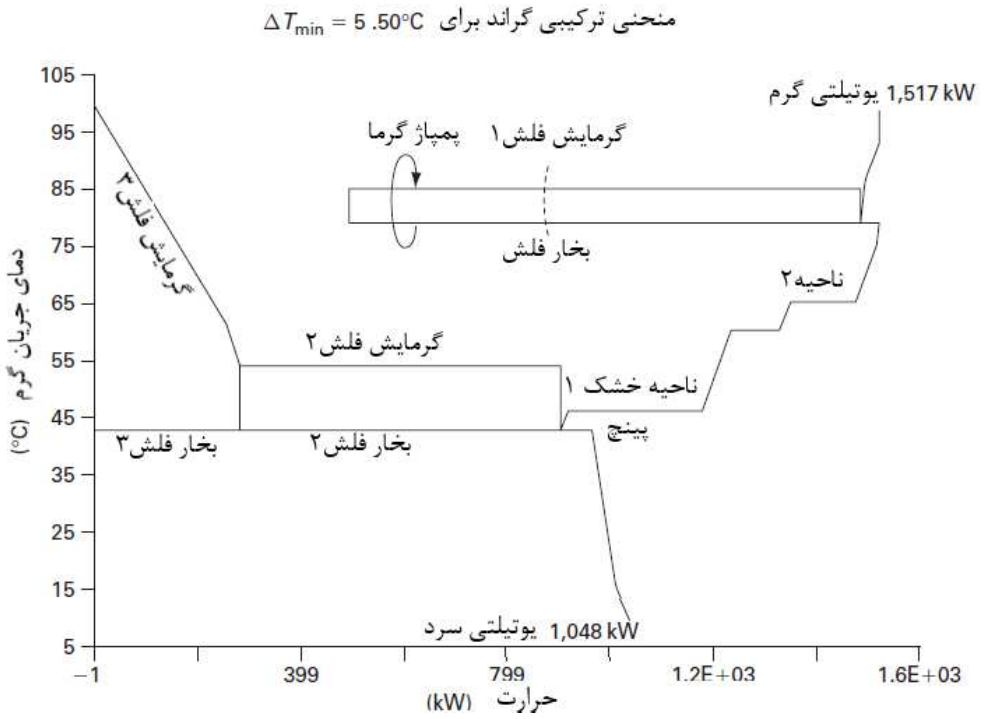
در واقع، پمپاژ گرمای حاصل از بخار فلش یک به منظور تأمین تبخیر ناگهانی یک در حال حاضر در طراحی موجود با استفاده از یک اجکتور بخار انجام می‌شود. همان‌طور که در شکل (۹-۳۴) دیده می‌شود، این اجکتور از طریق پینچ قرار ندارد و بنابراین در واقع در حال حاضر هیچ مقدار انرژی‌ای ذخیره نمی‌شود که نتوان با روش‌های مرسوم بازیابی گرما ذخیره کرد! مزایای آن، این است که با ایجاد دامنه وسیع تری از کاربردهای عملی، خلأ را در فلش یک به وجود می آورد و مقداری گرما را بالا می‌برد. بنابراین مقداری از بخار فلش یک، پس از بالا رفتن، می‌تواند کار گرمایش تبخیر ناگهانی یک را انجام دهد؛ در غیر این صورت باید به قسمت خشک کن منتقل و در آنجا استفاده شود. در کارخانه موجود، اجکتور بخار فقط ۳۸٪ از گرمای موجود در بخار فلش یک (۳۹۰ kW از ۱۰۳۹kW) را می‌گیرد؛ زیرا کمپرسورهای حرارتی برای بالا بردن بخار کم فشار به مقدار زیادی بخار فشار بالای «پیشران» نیاز دارند؛

یعنی $X = 390$. بنابراین می‌توانیم ۷۳۷ kW را از بخار فلش ۲ با حداقل افزایش دما، بالا ببریم. این گرما برای منطقه خشک کن یک و گرمایش تبخیر ناگهانی ۲ مورد استفاده قرار می‌گیرد. از آنجایی که ما مجبوریم از کل مقدار بخار پیشران موجود در کمپرسور حرارتی استفاده کنیم، برای رسیدن به اهداف باید توسط تبادل حرارت ، بارهای حرارتی داخل حفره را تأمین کنیم. از این‌رو، مولد، منطقه ۲ و باقیمانده گرمایش تبخیر ناگهانی ۲ باید همانند حالا به جای بخار سایت توسط بخار فلش یک گرم شود. اگر یک کمپرسور مکانیکی به جای اجکتور استفاده شود، پتانسیل صرفه‌جویی در انرژی، بیشتر می‌شود؛ زیرا می‌توان گرمای بیشتری را از بخار فلش یک (به‌طور بالقوه بیش از ۱۰۰۰ kW) پمپاژ کرد و به همان نسبت، مقدار بیشتری را می‌توان از بخار فلش ۲ با حداقل افزایش دما پمپ کرد. در این حالت، بیشترین حد، گرمای موجود در بخارهای فلش ۲ و ۳ خواهد بود که مقدار آن، ۹۷۴ kW است. صرفه‌جویی اضافی جذاب به نظر می‌رسد، اما باید به یاد داشته باشیم که علاوه بر هزینه سرمایه، اکنون به جای بخار ارزان قیمت پیشران، از برق گران‌قیمت برای انجام پمپاژ گرما استفاده می‌کنیم. هر دوی این طرح‌ها صرفه‌جویی ارزنده‌ای فراهم می‌کنند و می‌توانند کل انرژی مصرفی کارخانه را تا ۶۰٪ کاهش دهند! قبل از تصمیم‌گیری در مورد راهبرد پمپاژ گرما، همان‌طور که در فصل ۶ توضیح داده شده است، باید به یاد داشته باشیم که روش‌های دیگری نیز برای تغییر دمای منابع حرارتی قابل استفاده وجود دارند. بنابراین ما باید آنالیز تغییر فرآیند را بررسی کنیم و ببینیم آیا این مورد، گزینه‌های دیگری به ما می‌دهد یا خیر.

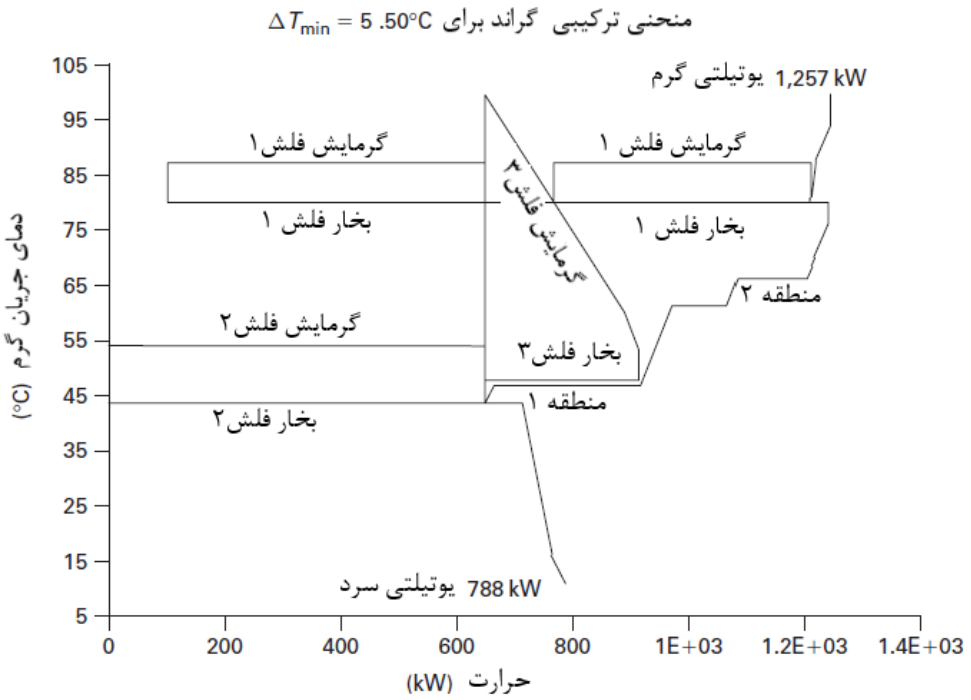
۹-۴-۵- آنالیز تغییر فرآیند

سؤال واضح در یک سیستم تبخیرکننده تحت تأثیر بارهای حرارتی نهان این است که آیا مراحل در رابطه با فرآیند محیط به خوبی قرار می‌گیرند؟ بنابراین، ما GCC را تقسیم کرده و سه مرحله تبخیرکننده را حذف می‌کنیم. مراحل ۱ و ۲ به عنوان کادرهای مستطیل شکل رسم شده‌اند، در حالی که مرحله ۳ که حاوی گرمای محسوس است و بخار توسط تبخیر ناگهانی تولید می‌شود، به صورت یک مثلث کمی کج و معوج نشان داده می‌شود. همچنین یک بار حرارتی نامتعادل کوچک برای هر دو مرحله ۱ و ۲ وجود دارد که در فرآیند محیط باقی مانده است.

GCC تقسیم شده در شکل (۹-۳۵) نشان داده شده است. بدیهی است که مراحل ۲ و ۳ از طریق پینچ کار می‌کنند. با این حال، می‌بینیم که حفره بزرگی درست بالای پینچ وجود دارد و افزایش نسبتاً کمی در دما باعث می‌شود تا مراحل تا حدی بالاتر از GCC قرار بگیرند. بنابراین انگیزه مشخصی برای بررسی گزینه‌های تغییر فرآیند وجود دارد. اگر بخار فلش ۳ در دمای کمی بالاتر متراکم شود، می‌تواند کمترین نیازهای گرما را تأمین کند، منطقه خشک کن یک. با یادآوری این که مخزن فلش ۳ در دمای ۵۴/۴ °C بود، اگر بتوانیم افت فشار موجود در خط لوله را از بین ببریم تا عملاً بخار در این دما متراکم شود، این بخار می‌تواند کل این وظیفه را انجام دهد. همان‌طور که در شکل (۹-۳۶) نشان داده شده است، این امر باعث می‌شود تا ۲۶۰ kW گرما صرفه‌جویی شود.



شکل ۹-۳۵: GCC انشعابی - فرآیند موجود



شکل ۹-۳۶: GCC انشعابی با تغییر مکان فلش ۳

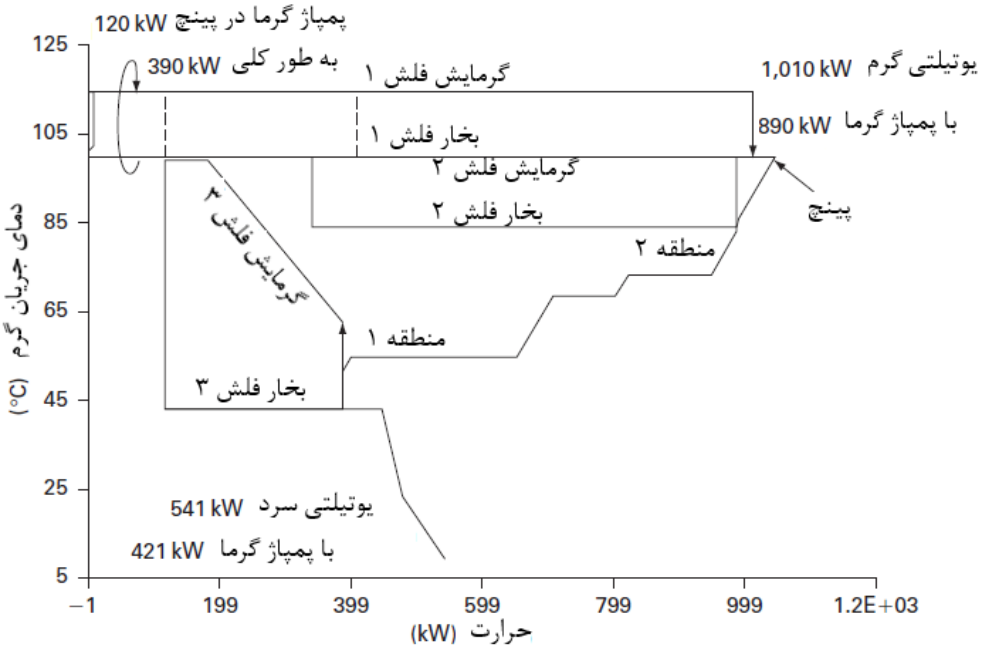
با این حال، اجرای عملی این مورد، مشکلی را ایجاد می‌کند. در حال حاضر، وظیفه منطقه یک در ۴۱ °C با گرمایش بخار در ۱۶۲ °C انجام می‌شود و $\Delta T = 121°C$ را ایجاد می‌کند. اگر گرما از بخار فلش ۳ حاصل شود، این مقدار، حداکثر به ۱۳ °C می‌رسد، بنابراین تقریباً ده برابر افزایش در مساحت مبدل حرارتی لازم است! باز هم باید به یاد داشته باشیم که اینها جریان‌های گرمایش هوا هستند و ضرایب انتقال حرارت به اندازه مبدل‌های مایع - مایع نخواهد بود، بنابراین هزینه سرمایه اضافی می‌تواند به طرز نگران‌کننده‌ای زیاد باشد. (ما می‌توانیم با دادن سهم ΔT_{min} بیشتر به این جریان‌ها در هدف‌گذاری، این مورد را در نظر بگیریم.)

آیا می‌توانیم جلوتر برویم؟ می‌توانیم سعی کنیم دمای مرحله ۲ را افزایش دهیم تا در حفره قرار گیرد. برای انجام این کار، باید فشار آن را افزایش دهیم - که اغلب گران است. اما در این حالت کل زنجیره تبخیرکننده، تحت خلأ است، بنابراین تمام کاری که ما باید انجام دهیم، کاهش خلأ ایجاد شده است. در واقع، از آنجایی که می‌خواهیم نیروهای محرکه را به

حداکثر برسانیم، می‌توانیم دمای مرحله یک را نیز افزایش دهیم و در واقع، می‌توانیم خلأ را به صفر برسانیم تا این مخزن در $^{\circ}C$ ۱۰۰ باشد. این امر مزیت بیشتری دارد، یعنی اکنون مرحله یک به اندازه کافی گرم است تا مرحله ۳ را گرم کند - نیروی محرکه زیر $^{\circ}C$ ۷ است، اما در این جفت با یک جریان متراکم از یک طرف، یک جریان مایع از طرف دیگر و ضرایب انتقال حرارت نسبتاً بالا، این موضوع خیلی مهم نیست.

در حقیقت، نیروهای محرکه می‌توانند با افزایش جریان گردش مجدد اطراف مرحله ۳ بهبود یابند (گردش مجدد برای اهداف کنترل غلظت خروجی وجود دارد). این امر به این دلیل است که CP جریان گردش مجدد افزایش می‌یابد، بنابراین برای به دست آوردن بار حرارتی یکسان و همان مقدار بخار فلش شده، به افت دما کمتری نیاز است.

GCC حاصل در شکل (۹-۳۷) نشان داده شده است. در حال حاضر بیشتر بار گرمای مرحله ۲ را ذخیره کرده‌ایم - حدود kW ۵۰۰. علاوه بر این، پینچ جابجا شده است بنابراین پمپ حرارتی موجود اکنون در جای مناسب قرار دارد و kW ۱۲۰ صرفه‌جویی مازاد به دست می‌آید! (برای بالا نگه داشتن نیروهای محرکه و کاهش اضافی مساحت مبدل حرارتی، $^{\circ}C$ = ΔT_{min} 14 انتخاب شد.)



شکل ۹-۳۷: GCC انشعابی با تغییر مکان مراحل ۱ و ۲

در این آنالیز ساده، بارهای حرارتی نامتعادل حاصل از مراحل اصلی در دماهای اصلی خود باقی مانده‌اند؛ علاوه بر این، دماهای این مراحل، متفاوت است، بنابراین دمای محصول میعان و بارهای گرمایش/سرمایش محسوس نیز تغییر کرده‌اند. بنابراین، اصلاح داده‌های جریان و محاسبه مجدد اهداف برای مرحله آنالیز نهایی، ضروری است. مزیت GCC انشعابی این است که به ما این امکان را داده است که بدون نیاز به انجام محاسبات مجدد خسته‌کننده در هر مرحله، به سرعت گزینه‌های امیدوارکننده دیگری را انتخاب کنیم. راه دیگر برای شناسایی این فرصت این بود که به منحنی‌های ترکیبی نگاه کنید (شکل (۹-۳۳)) و توجه داشته باشید که اگر بتوان ترکیبی گرم را کمی «بالا» برد، می‌تواند به سمت راست جابجا شود و بخش‌های افقی می‌توانند بیشتر در بالای ترکیبی سرد قرار بگیرند. کاربر می‌تواند هر یک از منحنی‌های ترکیبی، GCC گراند وGCC انشعابی را برای کمک به خود در تجسم وضعیت انتخاب کند.

۹-۴-۶- انتخاب طرح نهایی

اکنون حداقل چهار طرح برای انتخاب داریم:

(الف) پمپاژ گرمای حاصل از بخارهای فلش ۲ و ۳ را نصب کنید تا بخار کم فشار مناسب برای گرمایش فلش ۲ و برخی از وظایف خشک کن فراهم شود؛ برای سایر کارهای خشک کن از گرمای بخار فلش یک استفاده کنید. صرفه‌جویی: به میزان ۷۳۷ کیلو وات.

(ب) همان‌طور که در بالا گفته شد و برای ارتقای گرمای بیشتر، کمپرسور حرارتی را با یک کمپرسور مکانیکی بخار جایگزین کنید. صرفه‌جویی: ۹۷۴ kW.

ج) با افزایش مساحت سطح هیتر به میزان قابل توجهی، دمای بخار فلش ۳ را کمی افزایش دهید و از آن برای گرم کردن منطقه شماره یک خشک کن استفاده کنید. صرفه‌جویی: ۲۶۰ kW.

(د) فشار کل زنجیره تبخیرکننده را افزایش داده و از گرمای بخار فلش ۲ برای گرم کردن خشک کن استفاده کنید. صرفه‌جویی: تقریباً ۶۳۰ kW. (همچنین می‌تواند به همراه طرح (ج) انجام شود).

یک ارزیابی تقریباً اقتصادی نشان داد که طرح (د) به‌طور قابل توجهی بهترین است. اندکی صرفه‌جویی کمتر در مقایسه با طرح‌های (الف) و (ب) با اجتناب از تجهیزات گران قیمت پمپاژ گرما، کاملاً ارجح تر بود. تنها پمپ حرارتی مورد نیاز همان پمپی است که از قبل نصب شده است - اجکتور در فلش یک. برای بالا نگه داشتن نیروهای محرکه و کاهش مساحت اضافی مبدل حرارتی، $\Delta T_{min} = 14\ ^\circ C$ انتخاب شد.

طرح نهایی اتخاذ شده در شکل (۹-۳۸) نشان داده شده است. تغییرات در مقایسه با طرح موجود به شرح زیر است:

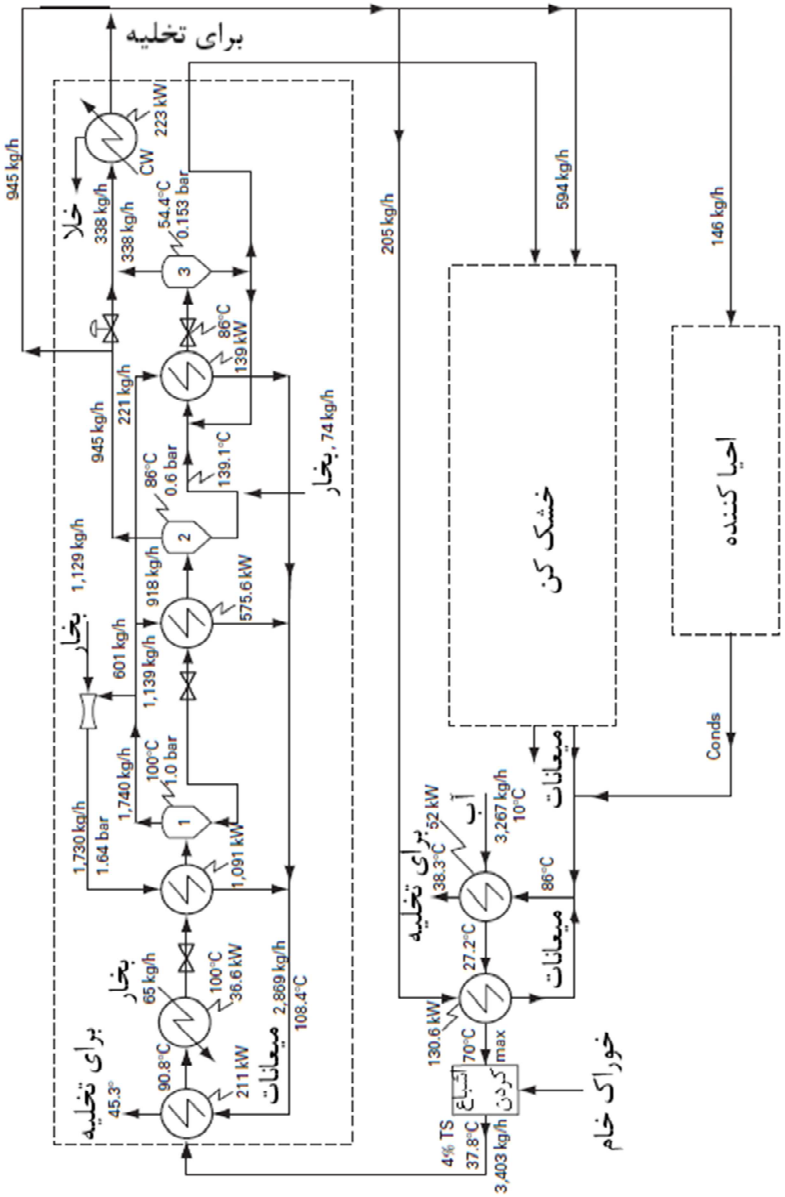
(الف) بخار فلش ۲ با جایگزینی بخار یوتیلتی، به خشک کن منتقل می‌شود و برای گرم کردن مناطق ۱ و ۲ و مولد استفاده می‌شود.

(ب) بخار فلش ۲ و میعانات آن با جایگزینی بخار یوتیلتی برای گرم کردن آب فرآیند استفاده می‌شود (از جمله گرمایش پایین پینچ).

ج) بخشی از بخار فلش یک اکنون برای گرم کردن فلش ۳ استفاده می‌شود. میزان بازیافت افزایش یافته است، به‌طوری که دمای قبل از فلش اکنون فقط ۸۶ °C است. تزریق مستقیم

بخار کاهش یافته، اما حذف نشده است؛ زیرا همچنان برای استریلیزاسیون (گندزدایی) مفید است.

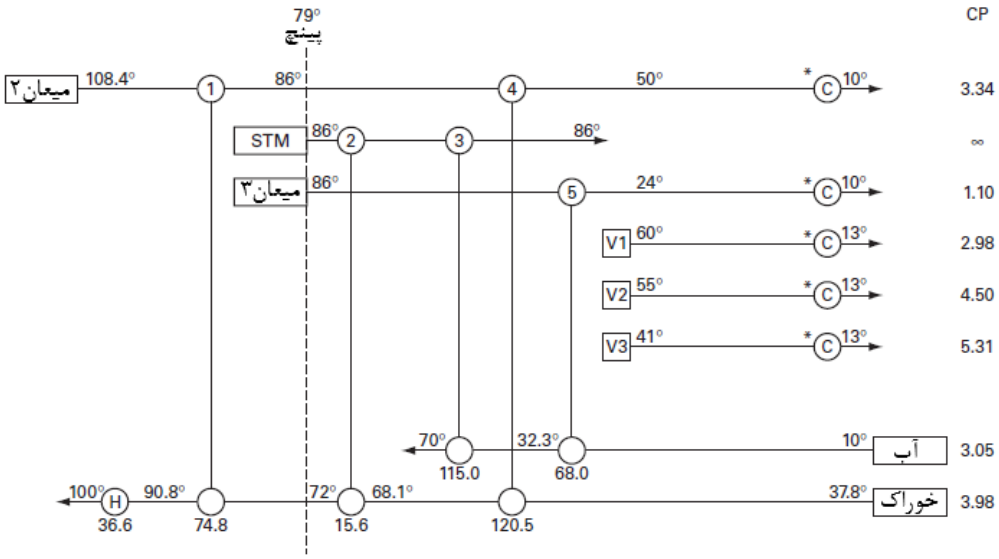
شکل ۹-۳۸: طرح نهایی کارخانه اصلاح شده



داده‌های جریان به محاسبه مجدد نیاز دارند و مصرف نهایی انرژی تقریباً به ۸۵۰ kW می‌رسد. این مقدار، ۶۶۷ kW کمتر از هدف اصلی و ۷۵۰ kW کمتر از مصرف انرژی فعلی ۱۶۰۰ kW است، بنابراین صرفه‌جویی کلی حداقل ۴۷ درصد است.

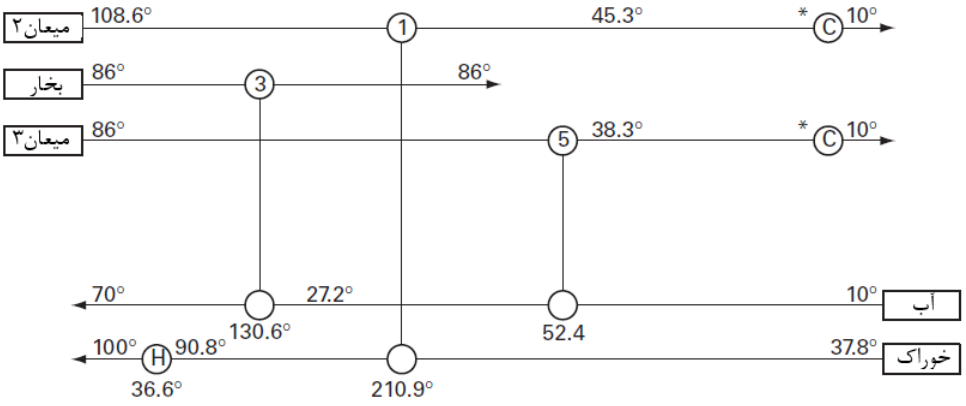
تبخیر کلی در مراحل ۱ و ۲ مانند قبل با سرعت ۲۶۸۵ کیلوگرم/ساعت انجام شد تا تغییری در غلظت محلول در مرحله ۳ حاصل نشود. این امر به دلیل حساسیت محصول به دما در محلول‌های غلیظ، مطلوب احساس می‌شد (دلیل دیگری در برابر افزایش دمای فلش ۳). مقدار ۰/۶ بار بخار در دسترس از مرحله ۲ برای کار خشک کن و مولد، ۹۴۵ کیلوگرم بر ساعت است که ۲۰۵ کیلوگرم بر ساعت بیش از نیاز است (معادل ۱۳۰/۶ kW گرمای «اضافی» در ۸۶ °C). با این حال، این تنها در شرایط متوسط سالانه است. در گرم‌ترین و مرطوب‌ترین روزهای تابستان، این مقدار مازاد به کسری ۱۸۶/۴ kW تبدیل می‌شود که باید از ورودی بخار یوتیلتی تا ۰/۶ بار کاهش یابد.

این طرح در شکل (۹-۳۸) براساس آنالیز پمپاژ گرما که قبلاً شرح داده شد، تنها در معرض تغییرات گرمای نهان (و «شبه» نهان) است. اکنون باید بررسی کنیم که منابع و چاه‌های حرارتی محسوس به‌طور بهینه با یکدیگر عوض شده‌اند. داده‌های جریان برای این مجموعه جریان «باقیمانده» در نمودار موجود در شکل (۹-۳۹)، همراه با طرح MER که به هدف پیش‌بینی شده برای این مجموعه می‌رسد، داده شده است. توجه کنید که ما ۱۳۰/۶ kW از بخار ۰/۶ بار «اضافی» حاصل از مرحله ۲ و جریان میعانات فرآیندی («محصول میعان ۳») که در دمای ۸۶ °C موجود است، در نظر گرفتیم (قبلاً این به عنوان بخشی از «محصول میعان یک» در ۴۳/۴ °C موجود بود). در طراحی MER، ما عمداً از جفت‌ها برای جریان‌های گرم هواکش خشک کن جلوگیری کرده‌ایم؛ زیرا اجرای چنین جفت‌هایی، پر هزینه و دشوار است. نتیجه این تصمیم، یک نقض کوچک ΔT_{min} در انتهای سرد جفت ۴ است.



شکل ۹-۳۹: طرح شبکه MER برای گرمای محسوس و جریان‌های باقیمانده

جفت ۲ بسیار کوچک است و بنابراین یک نسخه منطقی تکامل یافته از طرح MER در شکل (۹-۴۰) نشان داده شده است، در حالی که جفت ۲ حذف شده و جفت ۴ با جفت یک ادغام شده است. این باعث می‌شود نقض ΔT_{min} بدتر شود. با این حال، ساختار ساده و قابل قبولی حاصل می‌شود. جفت یک از قبل در کارخانه وجود دارد (به شکل (۹-۳۲) مراجعه کنید) و صرفاً برای حمل بار بیشتری (۲۱۱ kW به جای ۱۳۰ kW) مورد نیاز است.



شکل ۹-۴۰: طرح شبکه برای سیستم اصلاح شده

از آنجایی که تمام مبدل‌ها در سیستم موجود از نوع قاب-صفحه هستند، می‌توان با افزودن صفحات بیشتر، افزایش اندازه را ارزان و آسان انجام داد. از آنجایی که دو جفت دیگر مربوط به جریان آب سرد هستند، می‌توان آن‌ها را در یک قاب جدید واحد پیاده‌سازی کرد. وظیفه باقیمانده گرمایش بخار یوتیلتی در جریان تغذیه را می‌توان در هیتر فلش مرحله یک گنجانید، در نتیجه حدود ۱۳ kW از بخار یوتیلتی (به دلیل پمپ گرما) صرفه‌جویی می‌شود. این، صرفه‌جویی اندکی است و احتمالاً بهتر است به دلایل عملیاتی، مقداری بار را روی گرمکن تغذیه بگذارید. طرح بازسازی کامل در شکل (۹-۳۸) با شبکه مربوطه در شکل (۹-۴۰) نشان داده شده است.

ارزش این پیشرفت ۸۵۰۰۰ پوند در سال بود و کل هزینه نصب برای همه اصلاحات، حدود ۱۰۰،۰۰۰ پوند بود (همه با قیمت‌های ۱۹۸۲). تقریباً نیمی از این هزینه برای اصلاح خشک کن لازم است. تحت عملیات فعلی، نقطه میانی ΔT بین بخار و هوای خشک کن، ۱۲۱ °C است که در بازسازی تا ۴۵ °C کاهش می‌یابد. از این‌رو، مقدار زیادی از مساحت سطح اضافی مورد نیاز است که به نوبه خود اصلاحاتی را در تونل و فن‌های خشک کن ضروری می‌کند. لیست کلی سایر اصلاحات مورد نیاز به شرح زیر است:

(الف) اجکتور بخار را تغییر دهید.

(ب) شیر کنترل/ کنترل کننده فشار باید در سیستم بخار ۰/۶ بار باشد.

(ج) مساحت تبادل حرارتی اضافی باید در هیتر فلش مرحله ۳ و گرمکن تغذیه باشد.
(د) ظرفیت سیستم خلأ نیاز به افزایش دارد (به دلیل افزایش اندازه سیستم لوله‌کشی تحت خلأ).
(ه) سیستم میعانات ۰/۶ بار را نصب کنید.
(و) مبدل‌های حرارتی جدیدی را برای گرمایش آب سرد نصب کنید.
(ز) وسایلی برای پایین آمدن از سیستم بخار یوتیلتی به سیستم ۰/۶ بار نصب کنید.
با در اختیار داشتن کمک سرمایه، این طرح بازپرداختی در حدود ۱۲ ماه داشت.

۹-۴-۷- نتیجه‌گیری

نتیجه‌گیری اصلی که از این مطالعه گرفته می‌شود:

- مفاهیم و روش‌های آنالیز پینچ فقط برای کارخانه‌های بزرگ در صنایع شیمیایی فله نیست. آن‌ها می‌توانند نتایج شگفت‌انگیزی را در برنامه‌های کاربردی در مقیاس بسیار کوچک‌تری ارائه دهند.
- تغییرات فرآیند می‌تواند حتی صرفه‌جویی بیشتری نسبت به توسعه شبکه‌های مبدل حرارتی (به ویژه در کارخانه‌های کوچک ساده) داشته باشد. روش آنالیز کاربرد با استفاده منظم از اصول ترمودینامیکی، کاربر را به درک کاملی از مشکل خود سوق می‌دهد.
- پمپاژ گرما می‌تواند ارزشمند باشد، اما همان‌طور که توسط GCC نشان داده شده است، نوع و محل قرارگیری پمپ حرارتی باید براساس بارهای حرارتی فرآیند انتخاب شود.

۹-۵- سایت تولید مواد شیمیایی آلی

۹-۵-۱- شرح فرآیند و هدف گذاری

این یک مطالعه نسبتاً ساده است که به عنوان مثالی از فواید ادغام گرما بین فرآیندهای مجزا در نظر گرفته شده است و توسط کلایتون[1] (۱۹۸۸) گزارش شده است. تشکیل موازنه حرارت و جرم و روش‌های استخراج داده‌های جریان بحث نشده است. تمام بارهای حرارتی

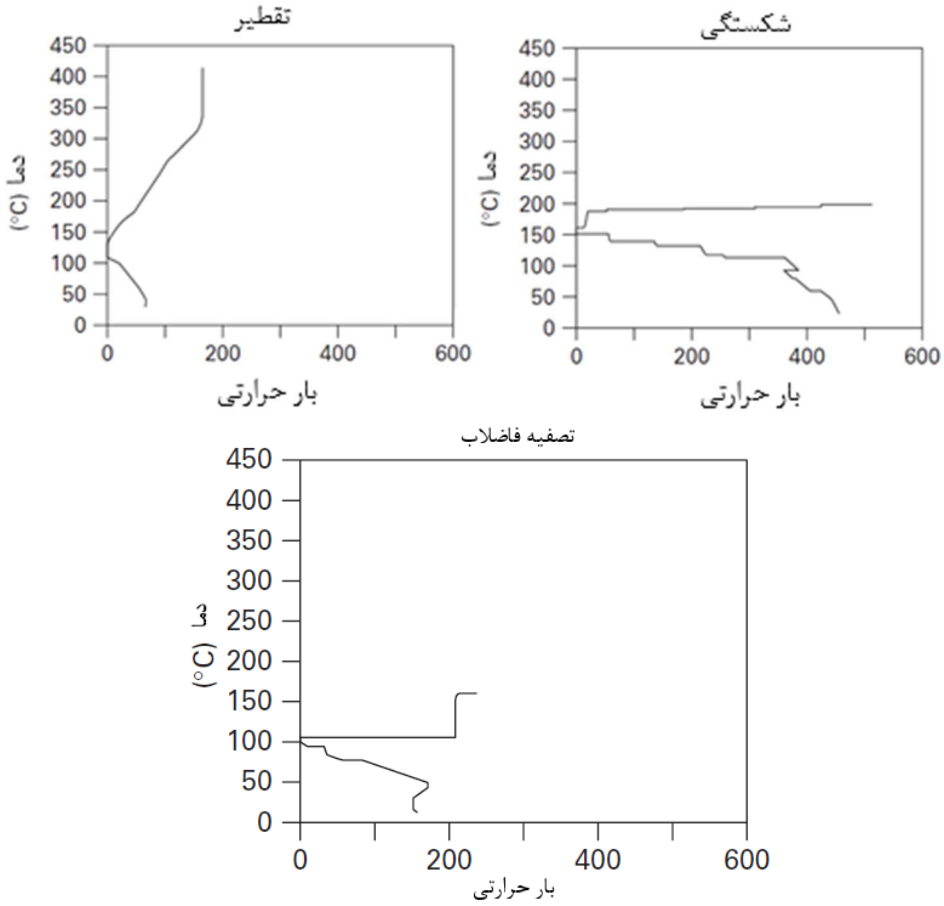
[1] Clayton

در واحدهای حرارتی دلخواه گزارش شده‌اند. سایت مورد نظر دارای سه کارخانه اصلی جداگانه بود که همگی دارای دماهای مختلف پینچ هستند. فرصت‌های نسبتاً کمی برای بازیابی گرما در هر کارخانه مجزا وجود داشت؛ اهداف در بهترین حالت ۱۰٪ کمتر از مصرف انرژی فعلی بودند.

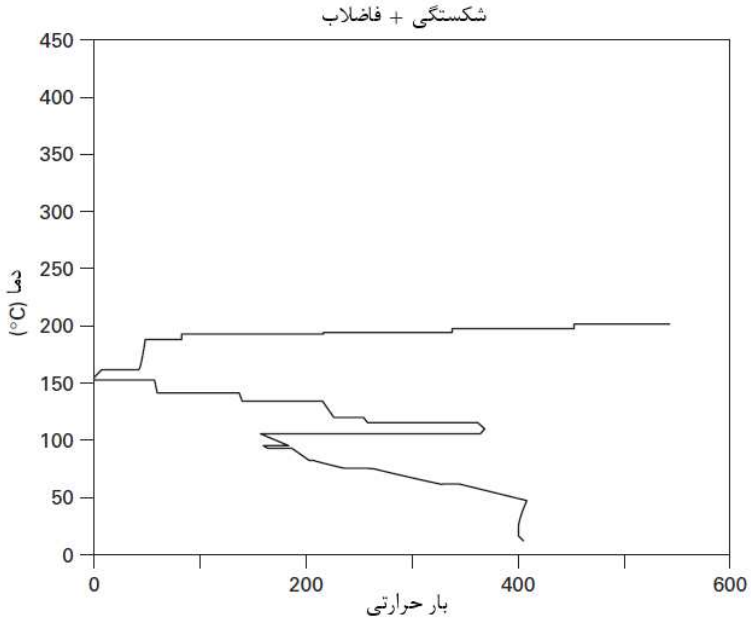
به عنوان مثال، کارخانه موسوم به TAF حاوی ستون‌های تقطیر متعددی بود که همه از طریق پینچ کار می‌کردند، اما به دلیل حساسیت به گرما و گرانروی زیاد محصولات مورد استفاده، امکان تغییر فشار و دمای هیچ یک از این ستون‌ها به اندازه کافی وجود نداشت تا اجازه دهد که یکی از آن‌ها، دیگری را گرم کند.

با این حال، هنگامی که مجموعه داده‌های جریان برای کل سایت ترکیب شد و فرآیند هدف‌گذاری تکرار شد، صرفه جویی بسیار بیشتری به دست آمد - تقریباً ۳۰٪. این امر باید به دلیل گرمای آزاد شده از پایین پینچ در یک کارخانه باشد که در بالای پینچ کارخانه دیگر قابل استفاده باشد.

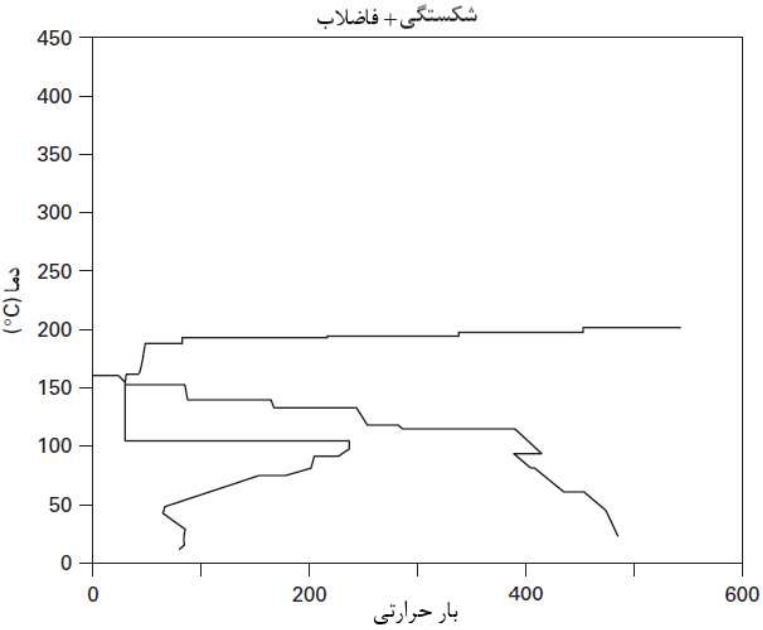
بازرسی از کارخانه‌های مجزای GCC (شکل (۹-۴۱)) نشان می‌دهد که کارخانه TAF مقادیر زیادی گرما را در محدوده ۱۵۰-۱۱۰ °C آزاد می‌کند و نیاز عمده حرارتی ETP، دقیقاً بالای ۱۰۰ °C است. این را می‌توان با تکرار هدف‌گذاری ترکیب این دو کارخانه بررسی کرد؛ صرفه‌جویی مطلق تقریباً به اندازه کل سایت است (۲۶۸ واحد گرما از ۲۹۵ واحد) و درصد صرفه‌جویی حتی بیشتر است، ۳۳٪. GCC ترکیبی برای دو کارخانه در شکل (۹-۴۲) رسم شده است، در حالی که GCC به صورت پشت سر هم در شکل (۹-۴۳) (در واقع، یک GCC انشعابی) ترسیم شده است. از این طرح‌ها کاملاً مشخص است که چگونه بازیابی گرما حاصل می‌شود.



شکل ۹-۴۱: GCC برای کارخانه‌های مجزا



شکل ۹-۴۲: GCC ترکیبی برای کارخانه‌های جداسازی مخلوط و خروجی



شکل ۹-۴۳: GCC انشعابی برای کارخانه‌های جداسازی مخلوط و خروجی

مصارف انرژی فعلی و انرژی هدف مورد استفاده در کارخانه‌های مجزا و کل سایت در جدول (۹-۹) آورده شده‌اند.

جدول ۹-۹- مصرف انرژی فعلی و هدف برای سایت مواد آلی

فرایند یا واحد	HU فعلی	CU فعلی	HUهدف	CU هدف	دمای پینچ (°C)	گرمای ذخیره شده	
						واحدها	(٪)
COD(تقطیر نفت خام)	۱۸۷	۸۷	۱۶۷	۶۷	۱۱۰	۲۰	۱۰/۷
TAF(تجزیه اسید Tar)	۵۷۵	۵۱۹	۵۱۴	۴۵۸	۱۵۲	۶۱	۱۰/۶
ETP(واحد فرآوری بهینه)	۲۳۸	۱۵۸	۲۳۸	۱۵۸	۹۸	۰	۰/۰
سایت کلی، فرآیندهای مجزا	۱۰۰۰	۷۶۴	۹۱۹	۶۸۳	-	۸۱	۸/۱
سایت کلی، فرآیندهای ترکیبی	۱۰۰۰	۷۶۴	۷۰۵	۴۶۹	۱۵۲	۲۹۵	۲۹/۵
واحدهای متصل TAF و ETP	۸۱۳	۶۷۷	۵۴۵	۴۰۹	۱۵۲	۲۶۸	۳۳/۰

۹-۵-۲- اجرای عملی

صرفه‌جویی بالقوه مشخص است، اما چگونه می‌توان به آن دست یافت؟ کارخانه‌های TAP و ETP یک چهارم مایل از یکدیگر فاصله داشتند و لوله‌کشی جریان‌ها از یک مکان به مکان دیگر برای دستیابی به تبادل مستقیم حرارت، کاملاً اقتصادی نبودند. به علاوه، نامطلوب خواهد بود که هر دو کارخانه مجبور شوند که در تمام مدت به طور همزمان کار کنند.

با این حال، میزان گرمای مورد نیاز کارخانه ETP به دلیل بخار بسیار کم فشاری است که برای تزریق مستقیم بخار استفاده می‌شود. بخار در این سطح می‌تواند از کندانسورهای

کارخانه TAF بالا رفته و با استفاده از شبکه بخار فشار ضعیف موجود در سراسر سایت از طریق لوله منتقل شود. به عبارت دیگر، ستون‌های تقطیر می‌توانند به عنوان یک مرکز دیگ بخار مکمل عمل کنند! اگر کارخانه TAF کار نکند، کارخانه ETP می‌تواند مانند قبل با بخار سایت تأمین شود؛ اگر کارخانه ETP خاموش شود، بخار تولید شده در کارخانه TAF می‌تواند برای سایر نیازهای فشار پایین (به عنوان مثال، گرمایش فضا) در جای دیگر سایت به کار برود. این یک نمونه کلاسیک از آنالیز کل سایت با استفاده از سیستم بخار سایت برای انتقال حرارت است (بخش ۵-۴-۳).

اصلی‌ترین ایراد عملی این بود که آیا کندانسورهای ستون‌های تقطیر به درستی کار می‌کنند. نیروی محرکه در آنها از ۱۲۰-۱۵۰ °C (تبادل حرارت با آب خنک‌کننده) به ۲۰-۵۰ °C (افزایش بخار در ۱۰۰ °C یا بیشتر) کاهش می‌یابد. این مربوط به افزایش بسیار زیاد در مساحت سطح انتقال حرارت و یک سرمایه گذاری قابل توجه است. با این وجود، یک دوره بازپرداخت ۱/۵ ساله امکان‌پذیر بود.

۹-۵-۳- نتیجه‌گیری

- هدف‌گذاری منطقه‌ای، یک روش ارزشمند برای کشف صرفه‌جویی در انرژی احتمالی حاصل از اتصال دو یا چند کارخانه جداگانه با یکدیگر است - انتگراسیون فرایند واقعی!
- ما می‌توانیم شبکه بخار سایت را برای بازیابی گرما بین کارخانه‌های موجود در مکان‌های مختلف، به عنوان یک جایگزین برای تبادل حرارت مستقیم با استفاده از خطوط لوله طولانی به کار ببریم.

۹-۶- سایت بیمارستان

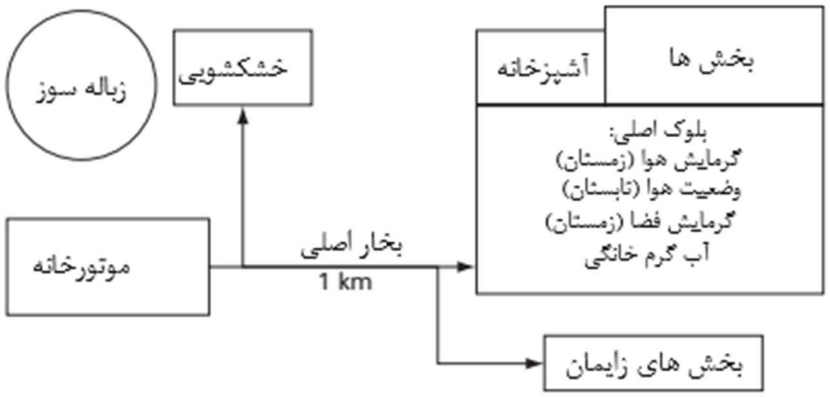
در این مطالعه موردی دو ویژگی مورد علاقه خاص وجود دارد (که در ابتدا توسط کمپ ۱۹۹۰ گزارش شد). اولاً، این مطالعه، آنالیز پینچ را نشان می‌دهد که در یک کارخانه غیرفرآیندی استفاده می‌شود - یک گروه از ساختمان‌ها. ثانیاً، آن در عمل آنالیز وابسته به زمان (همان‌طور که برای فرآیندهای ناپیوسته استفاده می‌شود) را نشان می‌دهد.

۹-۶-۱- شرح سایت و استخراج داده‌های جریان

نیازهای اصلی انرژی برای گرمایش فضا (سیستم‌های گرمایش مرکزی پر از آب)، سیستم-های هوایی (در زمستان گرم می‌شود، در تابستان هوا تهویه می‌شود)، منابع عمومی آب گرم و سایر مصارف متفرقه، از جمله رختشوی‌خانه و کوره زباله سوز بیمارستان هستند. بارهای گرما برحسب نوع استفاده و شرایط خارجی در یک دوره ۲۴ ساعته تغییر می‌کنند.

بلوک اصلی بیمارستان کاملاً تهویه می‌شود؛ هوای محیط در زمستان گرم می‌شود یا در تابستان خنک می‌شود تا دمای مطلوب به دست آید. گرمایش مرکزی توسط سیستم گردش آب گرم انجام می‌شود؛ آب در دمای ۸۰ °C تأمین می‌شود، در دمای ۷۱ °C برمی‌گردد و سپس در یک آب گرمکن گازسوز با ظرفیت بالا مجدداً گرم می‌شود؛ بنابراین، دومی یک جریان سرد است. سیستم گرمایش مرکزی در طول تابستان خاموش است. آب گرم خانگی نیز باید تأمین شود؛ استفاده در روز حدود پنج برابر مصرف در طول شب است. مناطق دیگری از مجموعه وجود دارد، به ویژه آشپزخانه‌ها، که در آن‌ها استفاده از گرما در روز بسیار بیشتر از استفاده در شب است.

گرما از طریق بخار سایت از یک دیگ بخار مرکزی در حدود یک کیلومتری تأمین می‌شود؛ این دیگ بخار همچنین برای ساختمان‌های دیگری در ملک به کار می‌رود. در مجاورت دیگ بخار مرکزی، رختشوی‌خانه سایت و یک کوره زباله سوز در حال سوزاندن زباله‌های بیمارستان هستند که هر دو فقط در طول روز کار می‌کنند. شکل (۹-۴۴) یک طرح شماتیک ساده از سایت است.



شکل ۹-۴۴: طرح نموداری سایت بیمارستان

مشاهده می‌شود که داده‌های جریان به‌طور قابل توجهی بین موقعیت‌های شبانه و روزانه و همچنین ماه به ماه متفاوت خواهد بود. دو مورد استثنایی شرایط تابستان و زمستان – داده‌های ژانویه و ژوئیه – به‌طور جداگانه مورد بررسی قرار گرفت. حالت‌های پایه روز و شب نیز استفاده شد؛ اما برای تکمیل این موارد، روز مانند یک فرآیند ناپیوسته به بازه‌های زمانی تقسیم شده و از مدل برش زمانی (همان‌طور که در فصل ۷ توضیح داده شده است) استفاده شد. جدول (۹-۱۰) داده‌های جریان را برای وضعیت زمستان، زمانی که تقاضای گرما بیشترین مقدار است، ارائه می‌دهد.

جدول ۹-۱۰- بارهای حرارتی و زمان‌های عملیات برای سایت بیمارستان (زمستان)

جزئیات جریان و موقعیت‌ها	زمان عملیات	شماره جریان	جریان‌های گرم		جریان‌های سرد	
			دما (^oC)	بار حرارتی (kW)	دما (^oC)	بار حرارتی (kW)
هوای اصلی	۲۴ ساعت :روز	۳۵	۱۵-۲۰	۴۳	۳۷-۵	۷۸۰
	و شب	۳۳	۱۵-۲۰	۲۷	۳۷-۲	۶۸۱
گرمایش فضا	۲۴ ساعت :روز	۲			۸۰-۷۱	۷۰۹
	و شب	۲			۸۰-۷۱	۶۶۵
آب گرم	۲۴ ساعت :روز	۱			۶۰-۵	۲۴۴
	و شب	۱			۶۰-۵	۴۸/۵
اتوکلاو	۲۴ ساعت	۱			۱۶۲	۱۳
آشپزخانه	۰۲۰۰-۰۵۳۰	۱			۳۰-۵	۱۰۱
خشکشویی	۱۶۳۰-۰۷۰۰	۳	۳۰-۳۷	۶۷	-۱۸ و ۱۶۲و۲۶	۷۹۷
زباله سوز	۱۶۳۰-۰۹۰۰	۱	-۶۰۰ ۲۱۷	۶۵۰		(الف)
بویلرها	۲۴ ساعت	۱	۶۰-۲۳۵	(ب)		
خلاصه						
بار ماکزیمم	۱۶۳۰-۰۹۰۰			۷۶۰		۲۶۴۴
بار مینیمم	۱۶۳۰-۰۲۰۰			۲۷		۱۴۰۷

توجه شود: نشانگر (الف) زباله سوز است که مواد ضایعات استفاده شده را با هزینه صفر می سوزاند. این واکنش احتراق است و بنابراین هیچ جریان خنک کننده ای برای گرمایش خارجی لازم نیست. نشانگر (ب) بازیابی انرژی حرارتی از بویلر است که بستگی به استفاده از بویلرها دارد. که این خود بستگی به سیستم گرمایشی مورد استفاده دارد. بنابراین بویلر گاز بیشتر به عنوان جریان واحد عمل می‌کند تا جریان فرآیند. بازه روزانه=(۰۶۰۰-۱۸۰۰) و بازه شب=(۱۸۰۰-۰۶۰۰)

جدول (۹-۱۰) نشان می‌دهد که جریان‌های سرد به طور قابل توجهی بیشتر از جریان‌های گرم هستند. علاوه بر این، گرمای موجود در کوره زباله سوز در حال حاضر استفاده نمی‌شود. مصرف فعلی انرژی در طول روز، ۲۵۳۴ kW است. ۱۱۰ kW از گرمای بازیابی شده، از یک مبدل حرارتی در پساب رختشوی‌خانه و از سیم پیچ‌های بازیابی گرما در چند واحد پمپ ورودی/ استخراج هوا حاصل می‌شود.

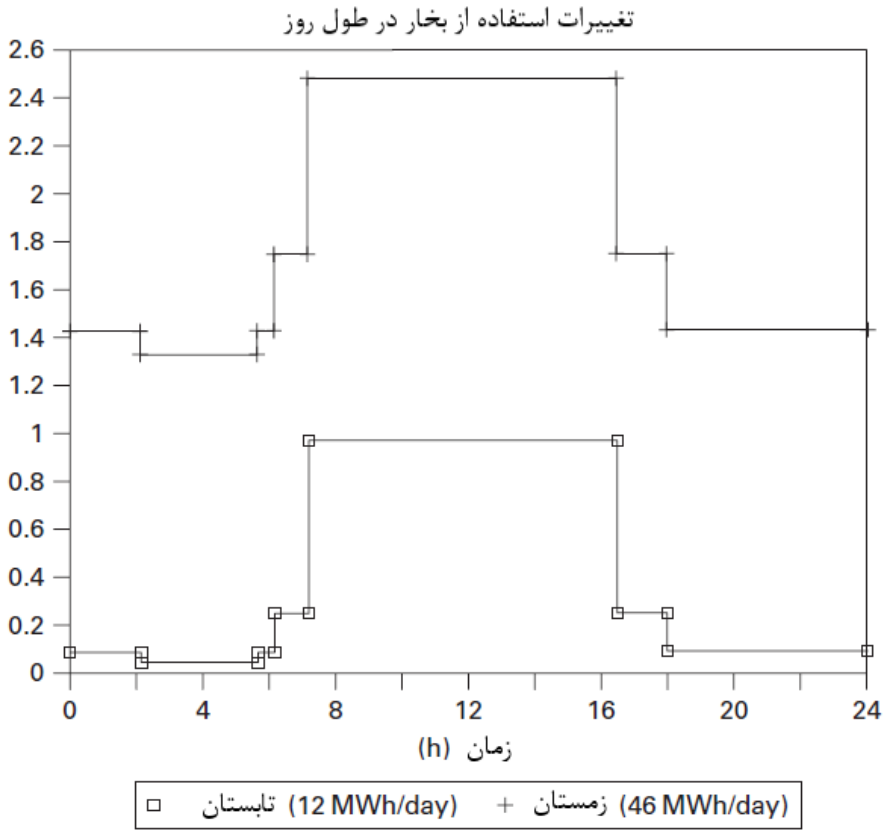
در برخی موارد، به ویژه آشپزخانه، جریان‌های گرما بزرگ، تصادفی و بسیار متناوب بودند. این امر یک بار حرارتی متوسط را ایجاد می‌کند. بازیابی گرما با چنین جریان‌هایی بسیار دشوار خواهد بود؛ زیرا آن‌ها فقط هر چند وقت یکبار وجود دارند و ذخیره گرما در چرخه مورد نیاز است. به جریان‌های از این دست باید در هنگام جمع‌آوری داده‌ها توجه شود و در صورت امکان از بازیابی گرما از آن‌ها جلوگیری شود. تکرار آنالیز هدف‌گذاری با کنار گذاشتن این جریان‌ها ممکن است مفید باشد؛ زیرا بعید به نظر می‌رسد که هیچ شبکه مقرون به‌صرفه-ای، بازیابی گرما از آن‌ها یا به آن‌ها داشته باشد.

در تابستان، بارهای گرمایش فضا حذف می شوند و بارهای گرمایش هوا به کسر کوچکی از مقادیر زمستانی آن‌ها کاهش می‌یابند. به همین ترتیب، مقداری سرمایش هوا توسط سیستم تهویه مطبوع مورد نیاز است و این مورد، از طریق تبرید تأمین می‌شود. در حال حاضر ۱۰۳۰ kW یوتیلتی گرم و ۲۰۷ kW یوتیلتی سرد در یک روز تابستانی مورد نیاز است. بار حرارتی غالب، بخار مورد نیاز توسط رختشوی‌خانه است.

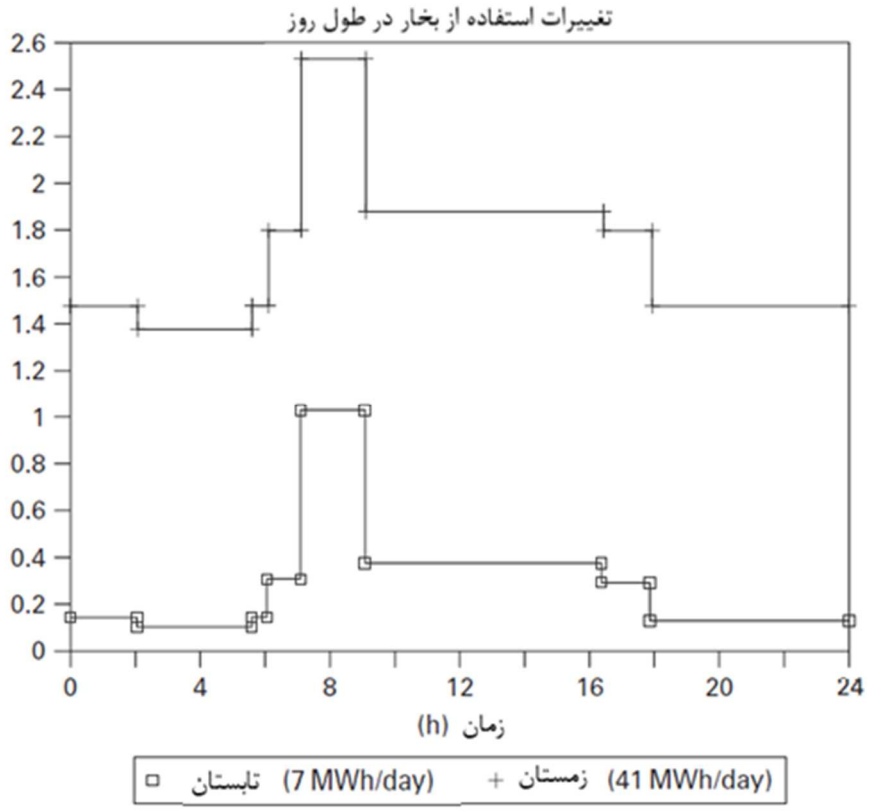
۹-۶-۲- هدف گذاری با استفاده از بازه‌های زمانی

اکنون روز به بازه‌های زمانی تقسیم می‌شود. زمان‌های مرزی ۰۲۰۰، ۰۵۳۰، ۰۶۰۰، ۰۷۰۰، ۰۹۰۰، ۱۶۳۰ و ۱۸۰۰ است. سپس می‌توان اهداف هر بازه زمانی را با استفاده از مدل برش زمانی به‌طور جداگانه محاسبه کرد.

شکل‌های (۹-۴۵) و (۹-۴۶) نشان می‌دهد که چگونه هدف با مصرف فعلی برای هر دو مورد زمستان و تابستان مقایسه می‌شود. مقادیر به جز برای دوره زمانی که کوره زباله سوز در حال کار است، یکسان هستند، زمانی که ۶۵۰ kW را می‌توان از خروجی آن بازیابی کرد.

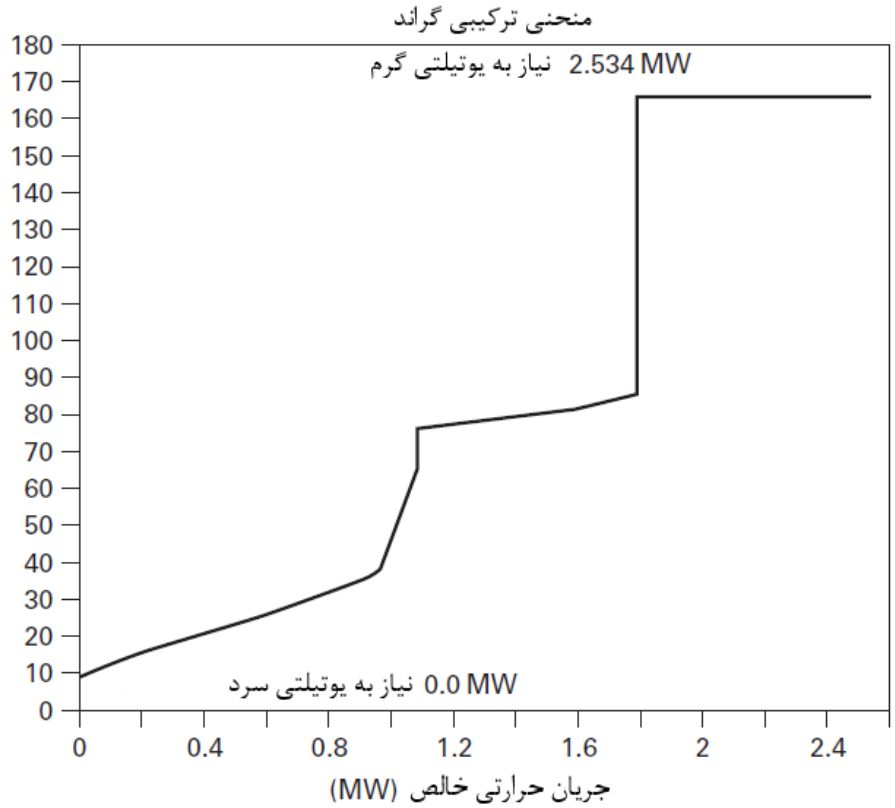


شکل ۹-۴۵: تغییر مصرف یوتیلتی گرم فعلی در طول روز



شکل ۹-۴۶: تغییر هدف یوتیلتی گرم در طول روز

همان‌طور که انتظار می‌رود، اهداف بازیابی گرما در طول روز اندکی بیشتر از شب است. با این وجود، زمانی که استفاده از یوتیلتی گرم به مقدار فعلی می‌رسد (۲۵۳۴ kW در زمستان)، پیک شدیدی بین ۰۷۰۰ تا ۰۹۰۰ وجود دارد. وجود این تقاضای زیاد گذرا، مقدار بازیابی گرما را کاهش می‌دهد؛ زیرا برای کار با آن، باید یک دیگ بخار اضافی راه‌اندازی شود. شکل (۹-۴۷) GCC را در این زمان اوج تقاضا نشان می‌دهد. پینچ در دمای محیط قرار می‌گیرد و یوتیلتی گرم بسیار بیشتر از یوتیلتی سرد است (که در واقع صفر است). چنین نمایه‌ای، نمونه‌ای از ساختمان‌ها است.



شکل ۹-۴۷: GCC برای روز زمستانی (دوره ۰۷۰۰-۰۹۰۰)

۹-۶-۳- امکان زمان بندی مجدد

از زمان‌بندی مجدد می‌توان نه تنها برای جایگزینی ذخیره گرما، بلکه همچنین برای تغییر دوره‌هایی با نیاز بالای یوتیلتی استفاده کرد. به دو روش می‌توان نیاز گذرا را حذف کرد:

(الف) یک جریان سرد را که در حال حاضر در دوره ۰۷۰۰-۰۹۰۰ است، جابجا کنید تا در زمان دیگری کار کند.

(ب) یک جریان گرم را که در حال حاضر در دوره ۰۷۰۰-۰۹۰۰ نیست، منتقل کنید تا در آن دوره فعالیت کند.

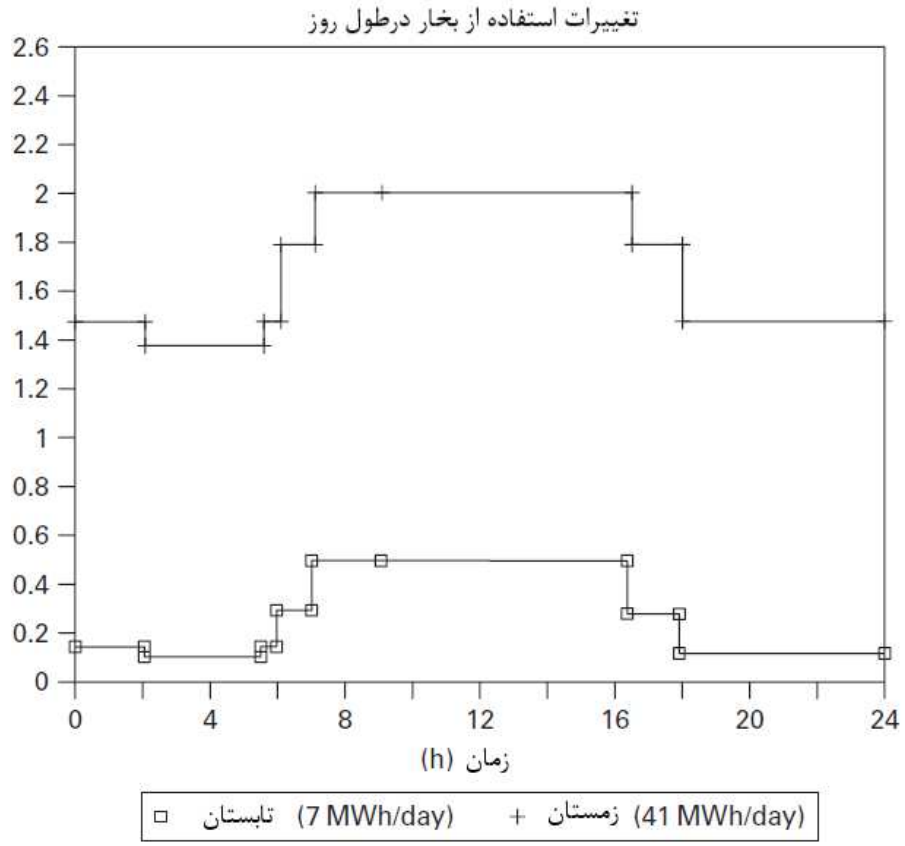
در حالت (الف)، خاموش کردن سیستم‌های گرمایش مرکزی یا تهویه مطبوع به مدت ۲ ساعت کاملاً غیرممکن است، اما می‌توان برنامه‌ریزی کرد که عملیات رختشوی‌خانه ۲ ساعت

بعد شروع شود، اما در ۱۶۳۰ به پایان برسد (در غیر این صورت پس از آن زمان، یک شرایط گذرای متناظر ظاهر می‌شود). با این وجود، رختشوی‌خانه با حداکثر ظرفیت در حال کار است، بنابراین ماشین‌آلات جدید باید با هزینه سرمایه بالا نصب شوند.

می‌توان به گزینه (ب) با شروع کار زباله سوز در ساعت ۰۷۰۰ و اجرای آن به مدت ۲ ساعت طولانی‌تر دست یافت- یک تغییر برنامه زمانی نوع ۳. اگر همان مقدار زباله مانند قبل بسوزد، دبی خروجی و همچنین میزان بازیابی گرما برحسب kW کاهش می‌یابد. با این حال، کل گرمای بازیابی شده در طول روز یکسان خواهد بود و شرایط گذرا حذف خواهد شد. از نظر عملی این بدان معنی است که یک دیگ بخار کمتر مورد نیاز است. تقاضای بخار برای این مورد در شکل (۹-۴۸) نشان داده شده است.

متصدیان محلی همچنین این امکان را دارند که زباله‌های اضافی شهری را وارد کرده و کوره زباله‌سوز را با تمام قدرت برای کل دوره ۱۶۳۰-۰۷۰۰ اجرا کنند. این باعث افزایش مجموع بازیابی گرما در طول روز می‌شود.

از آنجایی که زباله سوز موجود در اواخر عمر مفید خود بود، مقرون به‌صرفه‌ترین پروژه خرید یک کوره زباله‌سوز جدید با یک دیگ بخار گرم کن زباله اصلی بود. بازپرداخت نهایی برای نصب دیگ بخار گرم‌کننده زباله با زمان‌بندی مجدد حتی با احتساب هزینه‌های اضافی نیروی کار برای دوره طولانی‌تر کار، کمتر از یک سال بود. بخار حاصل از دیگ بخار گرم‌کننده زباله می‌تواند برای رختشوی‌خانه که درست در مجاورت آن بود، استفاده شود.



شکل ۹-۴۸: هدف یوتیلتی گرم با کوره زباله سوزی که مجدداً زمان بندی شده است – تغییر در طول روز

۹-۶-۴- امکان تغییر فرآیند

شکل (۹-۴۷) GCC برای بازه زمانی ۰۷۰۰-۰۹۰۰، حداکثر نیاز یوتیلتی گرم به استفاده ۲۵۳۴ kW را نشان می دهد. در این مرحله هیچ زمان‌بندی مجددی فرض نشده است.

این سایت دارای یک پینچ آستانه در دمای محیط است. این امر برای ساختمان‌ها معمول است؛ زیرا نیازهای گرمایش فضا و سایر نیازهای حرارتی به ندرت توسط هر جریان گرم قابل توجهی، متعادل می‌شوند. بنابراین، اگر بتوان هر جریان گرم اضافی را بالای پینچ وارد کرد، باعث صرفه‌جویی در انرژی می‌شود. دو احتمال وجود دارد:

(الف) بازیابی گرما از بیشتر خروجی‌های هوا.

(ب) بازیابی گرما از جریان‌های آب تخلیه و پساب گرم.

اولین مورد را می‌توان با نصب سیم پیچ‌های بازیابی گرمای بیشتر مشابه آنچه در حال حاضر در چند خروجی هوا وجود دارد، به دست آورد. هر ورودی و خروجی جداگانه هوا به یک مبدل مجزا نیاز دارد و ۳۰ جریان مجزا وجود دارند. نیروهای محرکه دما کم هستند. طبق محاسبات انجام شده، سیم پیچ‌های بازیابی گرما برای بازسازی سیستم هوا، اقتصادی نیستند.

جریان آب تخلیه متناوب و در دماهای متغیری بود که به ندرت از ۲۰ °C بالاتر می‌رفت. باز هم، راهی برای توجیه بازیابی گرما از این جریان‌ها از نظر اقتصادی وجود نداشت.

۹-۶-۵- فرصت‌هایی برای حرارت و توان ترکیبی

GCC، شکل (۹-۴۷)، نشان می‌دهد که گرما در چهار محدوده مختلف دما مورد نیاز است؛ ۱۶۰-۱۷۰ °C به منظور بالا بردن بخار برای رختشوی‌خانه و اتوکلاوها ۸۰-۸۵ °C برای مدارهای آب گرم کننده فضا، ۱۰-۷۰ °C برای آب گرم خانگی و ۱۰-۴۰ °C برای گرم کردن منابع هوا. از بین سه نوع اصلی سیستم حرارت و توان ترکیبی (CHP)، موتورهای رفت و برگشتی دیزلی (یا گازی) در جایی که پینچ در نزدیکی دمای محیط است، مانند اکثر ساختمان‌ها از جمله این بیمارستان، دارای مزایای متعددی هستند:

۱. از آنجایی که پینچ در دمای محیط است، گرمای حاصل از آب خنک‌کننده ژاکت و همچنین گازهای خروجی، بیش از دو برابر گرمای قابل بازیابی، می‌تواند بازیابی شود.
۲. آب ژاکت در دمای ۸۵ °C است که برای تأمین سیستم گرمایش فضا، ایده‌آل است.
۳. نسبت گرما به برق ساختمان‌ها عموماً کمتر از این نسبت برای کارخانه‌های فرآیندی است. موتور دیزلی نسبت گرما به برق کمتری نسبت به یک توربین گازی یا توربین بخار دارد و بنابراین با نیازهای سایت بهتر مطابقت دارد.
۴. موتورهای دیزلی (یا گازی) را می‌توان در اندازه‌های کوچک‌تر از توربین‌های گازی یا بخار به دست آورد و بنابراین در مواردی که بارهای حرارت و توان نسبتاً کم هستند، انعطاف‌پذیری بیشتری ایجاد می‌کنند.

یک مزیت دیگر در این سایت خاص این بود که چهار مولد برق آماده به کار با اندازه‌های مختلف از قبل در بلوک اصلی نصب شده بودند تا برق اضطراری ۷۴۰ kW را تأمین کنند.

تبدیل اینها برای تأمین گرما و همچنین برق به طور قابل ملاحظه‌ای ارزان‌تر از نصب یک موتور دیزلی جدید، با بازپرداختی کمتر از ۲ سال بود و تقریباً نیمی از نیاز حرارتی سایت تأمین می‌شود. اطمینان از این که آن‌ها به طور حتم در شرایط کاملاً مناسبی کار می‌کنند و تعمیرات و نگهداری کافی خواهد بود، بسیار مهم بود. در حقیقت، استفاده منظم، احتمال تولید برق را در مواقع اضطراری بهبود می بخشد؛ این به ویژه برای مولد جریان متناوب و سیستم الکتریکی سودمند است.

نصب یک موتور دیزلی ۸۰۰ kW (ه) اضافی، تمام نیازهای حرارتی و توان باقیمانده سایت را تأمین می‌کند. بازپرداخت نهایی این واحد، ۴/۳ سال است؛ پس از آن، بازپرداخت کلی به اندکی بیش از ۳ سال افزایش می‌یابد، اما بلوک اصلی از نظر گرما، خودکفا خواهد بود و شبکه طولانی بخار با تلفات حرارتی بزرگ مرتبط، مورد نیاز نخواهد بود. نیازهای بخار رختشوی‌خانه را می‌توان از بخار تولید شده از خروجی زباله‌سوز تأمین کرد. بازپرداخت ۳ ساله نشان دهنده سرمایه‌گذاری طولانی مدت عالی در ساختمانی است که عمر احتمالی آن، ۲۰ سال یا بیشتر است. بزرگ ترین مشکل قابل درک این طرح، سر و صدا و لرزش اضافی است که می‌تواند ناشی از کارکرد مداوم مولدهای جریان متناوب به جای کار کردن فقط در موارد اضطراری، باشد.

جایگزینی برای طرح‌های موتور دیزلی، نصب یک توربین گازی ۱/۵ مگاواتی بود (کوچک-ترین واحد قطعی که از نظر تجاری در آن زمان موجود است). این مورد می‌تواند تمام نیازهای برق سایت و تمام نیازهای حرارتی را به جز در سردترین روزهای زمستانی تأمین کند. این سوخت می‌توانست گاز طبیعی قابل قطع باشد، اما اگر منبع گاز قابل قطع در دسترس نبود، باید گازوئیل را با هزینه بسیار بالاتری سوزاند. عیب دیگر این است که اگر توربین‌های گاز برای تعمیر و نگهداری خاموش شوند، تمام نیازهای حرارتی و برق سایت باید از دیگ‌های بخار و برق وارداتی تأمین شود. موتورهای دوگانه سوز چندگانه، گزینه انعطاف‌پذیرتری هستند.

بازپرداخت برای طرح‌های CHP در این ساختمان و سایر ساختمان‌ها، معمولاً بیشتر از این مقدار برای کارخانه‌های فرآیندی است؛ زیرا بار حرارتی پایه برای گرمایش فضا در تابستان از بین می‌رود. از آنجایی که برق در تابستان به‌طور کلی ارزان‌تر است، معمولاً بهتر است

کارخانه CHP خاموش و برق وارد شود. بنابراین، صرفه‌جویی فقط در ۶-۹ ماه از سال انجام می‌شود.

۹-۶-۶- نتیجه‌گیری

روش‌های انتگراسیون فرایند فقط به کارخانه‌های فرآیند محدود نمی‌شوند؛ آن‌ها در بسیاری از شرایط دیگر ارزشمند هستند. در این سایت فرض شده بود که فرصت کمی برای صرفه‌جویی در انرژی وجود دارد و تنها امکان، تبادل حرارت بین هوای خروجی و جریان هوای تازه است. انتگراسیون فرایند نشان می‌دهد که در واقع، این یک گزینه نسبتاً بی‌اهمیت و غیراقتصادی است. آنالیز آبشاری اطلاعات زیر را ارائه داد:

- اهداف برای استفاده از انرژی در زمستان و تابستان
- تنوع استفاده از یوتیلتی در طول شبانه روز
- شناسایی پروژه بازیابی گرمای کوره زباله سوز
- شناسایی تغییر در زمان کار برای کاهش نیاز دیگ بخار
- ارزیابی طرح‌های CHP موتور دیزلی و توربین گازی.

به طور کلی برای ساختمان‌ها، مانند این سایت، پینچ به دلیل بارهای گرمایش فضا و سایر نیازهای گرمایشی (به عنوان مثال تولید آب گرم) در دمای محیط خواهد بود. هر منبع حرارتی چشمگیر در دماهای متوسط یا زیاد (مثلاً کوره زباله‌سوز در اینجا) برای بازیابی گرما به‌طور بالقوه ارزشمند است و طرح‌های CHP بسیار امیدوارکننده خواهد بود، به ویژه این که دوره-های بازپرداخت طولانی‌تر معمولاً نسبت به کارخانه‌های فرآیندی، قابل قبول‌تر هستند. جدول (۹-۱۱) خلاصه داده‌های هزینه برای پروژه‌های مختلف شناسایی شده (قیمت ۱۹۹۰) است. دیده می‌شود که؛

۱. بازیابی حرارت در دمای بالا (از زباله‌سوز) بسیار مقرون به‌صرفه‌تر از دمای پایین است (از خروجی هوا، تخلیه آب و غیره)
۲. زمان‌بندی مجدد عملیات کوره زباله‌سوز با حذف تلفات راه‌اندازی مربوط به کار کردن یک دیگ بخار برای «اوج مصرف»، موجب صرفه‌جویی می‌شود. اینها بیشتر از هزینه‌های اضافی نیروی کار است. مزایای بیشتر ناشی از کاهش استفاده از

دیگ بخار و استهلاک آن است. وارد کردن پساب شهری می‌تواند صرفه‌جویی را بیشتر افزایش دهد.

۳. سیستم‌های CHP صرفه‌جویی بیشتری نسبت به بازیابی گرما دارند، اما در بازپرداخت طولانی‌تر. آن‌ها را می‌توان به عنوان یک سرمایه‌گذاری بلندمدت خوب مشاهده کرد. جنبه‌های اقتصادی در ساختمان‌هایی از این دست، مطلوب نیست؛ زیرا بار حرارتی تابستان بسیار کمتر از مقدار زمستانی آن است.

۴. تبدیل مولدهای برق آماده به کار به CHP، بسیار امیدوارکننده است. بخش قابل توجهی از این صرفه‌جویی‌ها از طریق از بین بردن تلفات توزیع در شبکه‌های طولانی بخار است.

۵. بازپرداخت نهایی در یک موتور دیزلی جدید طولانی‌تر از زمان تبدیل مولد برق آماده به کار است. بازپرداخت در طرح‌های CHP مبتنی بر دیزل و توربین گازی با اندازه مشابه قابل مقایسه بود؛ در این سایت به دلایل انعطاف‌پذیری مورد اول ترجیح داده می‌شود.

جدول ۹-۱۱- آنالیز اقتصادی پروژه‌ها برای سایت بیمارستان

شرح پروژه	ذخیره (£ بر annum)	هزینه تجهیزات (£)	زمان بازپرداخت (yr)
بازیابی حرارتی زباله سوز			
اساس یا پایه	۱۴۰۰۰	۱۵۰۰۰	۱/۱
با برنامه ریزی مجدد	۲۰۰۰۰	۱۵۰۰۰	۰/۸
برنامه ریزی مجدد و ورود پساب	۲۴۰۰۰	۱۵۰۰۰	۰/۶
سایر پروژه‌های بازیابی حرارتی	۳۳۰۰۰	۱۶۵۰۰۰	۵/۰
CHP از موتورهای دیزلی			
تبدیل ژنراتور استندبای	۸۷۰۰۰	۱۵۰۰۰۰	۱/۷
موتور جدید	۱۰۰۰۰۰	۴۳۰۰۰۰	۴/۳
کل برای پروژه‌های CHP دیزل	۱۸۷۰۰۰	۵۸۰۰۰۰	۳/۱
CHP از توربین گازی	۲۳۰۰۰۰	۹۰۰۰۰۰	۳/۹

این مطالعه موردی ارزش بازیابی گرما را از مواردی مانند کوره‌های زباله‌سوز، تبدیل مولد برق آماده به کار و استفاده از گرمایش موضعی (از جمله CHP) به جای یک سیستم متمرکز با شبکه طولانی بخار برجسته می‌کند. قابل توجه است که در ۲۰ سال گذشته، استفاده از موتورهای گازی برای تأمین گرمایش فضا و برق همزمان ساختمان‌ها، به روشی که در بالا توضیح داده شد، به‌طور فزاینده‌ای رایج شده است. مثال خوب دیگری در بخش (۵-۶-۲) شرح داده شده است.

۹-۷- نتیجه‌گیری

پنج مطالعه موردی بالا نشان داده‌اند که آنالیز پینچ می‌تواند در طیف گسترده‌ای از شرایط، مفید باشد. این روش‌ها به فرآیندهای پیوسته بزرگ (یا حتی به همه فرآیندها) محدود نمی-شوند. صرفه‌جویی نه تنها از طریق پروژه‌های مرسوم بازیابی گرما، بلکه از طریق بهبود فرآیندهای برجسته شده توسط آنالیز، به دست می‌آید. زمان‌های بازپرداخت به طور قابل توجهی متفاوت است، اما پروژه‌ها را می‌توان به عنوان صرفه‌جویی کننده کوتاه مدت پول یا سرمایه‌گذاری بلندمدت انتخاب کرد - و به یاد داشته باشید که چون انرژی یک هزینه مستقیم است، هر صرفه‌جویی انجام شده مستقیماً به صورت افزایش یک به یک حاشیه و سود ناخالص ظاهر می‌شود، بنابراین صرفه‌جویی یک پوندی در انرژی می‌تواند ارزش ۵ پوند فروش اضافی را با هزینه‌های مربوطه داشته باشد. همکاری نزدیک با مدیران و متصدیان کارخانه، بخشی اساسی از یک مطالعه است؛ آن‌ها داده‌های اولیه را فراهم می‌کنند، بینش ارزشمندی درباره موارد عملی ارائه می‌دهند و افرادی هستند که در واقع کارخانه نهایی را برای دستیابی به صرفه‌جویی پیش‌بینی شده، به کار می‌اندازند. در بسیاری از موارد، بینش‌های به دست آمده توسط پرسنل کارخانه، یکی از با ارزش‌ترین‌ها هستند، گرچه نامحسوس است، اما از این آنالیز سود می‌برد.

این مطالعات همچنین بسیاری از مثال‌های عملی چگونگی اجرای آنالیز پینچ را - به ویژه در مناطق مشکل مانند استخراج داده‌های جریان که اعمال کردن آن‌ها دشوارتر است، ارائه می‌دهد. ما امیدواریم که شما، مهندس، با این مثال‌ها ترغیب شوید تا روش‌های موجود را در کارخانه، فرآیند یا سایت خود امتحان کنید. ممکن است از بعضی چیزهایی که کشف می‌کنید، تعجب کنید!

تمرین

E9.1 برای واحد تقطیر نفت خام (بخش (۹-۲))، با استفاده از روش بازسازی، با شروع از حالت پایه و تلاش برای حذف ناقضان پینچ، محدوده از شبکه‌های با انرژی پایین را توسعه دهید. در مقایسه با شروع از شبکه MER، با این روش به چه نتیجه‌ای در این مورد می‌رسید؟

E9.2 برای کارخانه آروماتیک (بخش (۹-۳))،

2A. تقلیل شبکه

با یک فرآیند قاعده‌مند از حلقه‌ها و مسیرها، شبکه شکل‌های (۹-۲۲) و (۹-۲۳) را با انشعابات جریان به شبکه فاز III شکل (۹-۲۵) بدون انشعاب جریان تبدیل کنید.

2B. اصلاح داده جریان

با مطالعه محل اتصال اختلاط بین جریان پایینی D1 و جریان ۷ برای تولید جریان ۴، با فرض این که ظرفیت حرارتی ویژه Cp برای هر سه جریان یکسان است، دمای جریان پایینی D1 را پیدا کنید. داده‌های جریان را برای حذف محل اتصال اختلاط، اصلاح کنید. این کار چه تأثیری بر اهداف انرژی دارد؟

2C. هدف‌گذاری منطقه‌ای (ساختاری)

الف) هدف‌گذاری منطقه‌ای را برای دو بخش جداگانه (جریان‌های ۱-۳ و ۴-۱۱) انجام دهید، اهداف جدید و دماهای پینچ را محاسبه کنید و منحنی‌های ترکیبی جدید و GCC را بررسی کنید. نتایج طراحی شبکه چیست؟

ب) فقط برای منطقه ۲ یک شبکه MER بسازید (جریان‌های ۴ تا ۱۱).

ج) این شبکه را کاهش دهید تا طیفی از طرح‌های جایگزین با تغییر سطوح هزینه سرمایه ایجاد شود. آن را با شبکه‌های تولید شده از طرح MER کل کارخانه مقایسه کنید و از شبکه موجود بازسازی را شروع کنید.

منابع

1. Ahmad, S. and Linnhoff, B. (1989). Supertargeting: Different process structures for different economics. Transactions of ASME, *J Energy Res Technol*, 111(3): 131–136.
2. Amidpour, M. and Polley, G. T. (1997). Application of problem decomposition to process integration, *TransIChemE*, 75(Part A): 53–63, January 1997.

3. Clayton, R. W. (1988). Cost reductions on a bulk chemicals plant identified by a process integration study at Coalite Fuels and Chemicals Ltd. ETSU R&D Report RD/34/37, Energy Efficiency Office.
4. EEDS Profile 204 (1988). ETSU (Energy Technology Support Unit), Harwell, Energy Efficiency Office, UK Department of Energy.
5. Kemp, I. C. (1990). Applications of the time-dependent cascade analysis in process integration. *J Heat Recovery Sys CHP*, 10(4): 423–436.
6. Linnhoff, B. Townsend, D. W., Boland, D., Hewitt, G. F., Thomas, B. E. A., Guy, A. R. and Marsland, R. H. (1982). A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy, 1st edition. IChemE, Rugby.

فصل دهم

نتیجه‌گیری

آنالیز پینچ اکنون یک موضوع کامل است. این برنامه از اوایل کار در زمینه هدف‌گیری و طراحی شبکه مبدل‌های حرارتی توسعه یافته است تا طیف گسترده‌ای از جنبه‌های طراحی فرآیند، به ویژه موارد مربوط به استفاده از انرژی را پوشش دهد.

بسیاری از تکنیک‌های جدید توسعه یافته و روش پیچیده‌تر شده است، با این حال، در هسته اصلی آن، هنوز بینش اساسی توسط اهداف انرژی و مفهوم پینچ داده می‌شود. در طول کتاب نکات زیادی بیان شده و نتیجه‌گیری شده است، اما یافته‌های اصلی را می‌توان به شرح زیر خلاصه کرد:

(الف) آنالیز پینچ تقریباً در هر واحد، فرآیند یا سایت، بزرگ یا کوچک قابل استفاده است.

(ب) موازنه دقیق حرارت و جرم ضروری است.

(ج) استخراج داده‌های جریان همچنان دشوارترین کار است و در بعضی شرایط بهترین گزینه مشخص بین دو یا سه روش مختلف وجود ندارد.

(د) اهداف انرژی، جدول مسئله و شناسایی پینچ احتمالاً ارزشمندترین نتایج حاصل از تجزیه و آنالیز هستند.

(ه) یک تقریب خوب به ΔT_{min} بهینه به‌طور کلی می‌تواند بدون استفاده از روش‌های هدف‌گذاری هزینه‌های ناحیه و سرمایه به دست آورد: در جاهایی که از روش‌های دوم استفاده می‌شود، غالباً فقط یک برآورد حدسی لازم است.

(و) تغییرات احتمالی فرآیند همیشه باید در ابتدای هدف قرار گیرد و می‌تواند در هزینه-های بیشتری نسبت به بازیابی گرما صرفه‌جویی کند.

(ز) دانش پینچ همیشه مفید است، اما شرایطی وجود دارد که روش طراحی پینچ ممکن است مناسب‌ترین راه برای طراحی شبکه مبدل حرارتی نباشد.

(ح) صفحه گسترده کاربر پسند ساده اکسل برای انجام محاسبات اصلی هدف‌گذاری در دسترس است.

(خ) مهندس فرآیند درکنترل قرار داده می‌شود. محاسبات رایانه‌ای یوتیلتی مفیدی هستند، جایگزین بینش و تخصص مهندس نمی‌شوند.

از آنجا که آنالیز پینچ تقریباً در مورد هر فرآیند بینش مفیدی می‌دهد، می‌توان گفت که هر مهندس فرآیند باید فشار و اهداف واحد خود را محاسبه کند، همان‌طور که موازنه حرارت و جرم را انجام می‌دهد، به ویژه اکنون که نرم‌افزار ساده به‌طور رایگان در دسترس است.

در نهایت، درک فرآیند کلید طراحی و عملکرد ایمن، کارآمد و مؤثر است. اگر این کتاب به شما کمک کرده است واحد، فرآیند یا سایت خود را بهتر بشناسید، در وظیفه خود موفق بوده است.

نشانه گذاری

لیست نمادها و واحدها

A	ناحیه انتقال حرارت (m^2)
Cp	ظرفیت حرارتی ویژه (kJ/kg K)
COPp	ضریب عملکرد یک پمپ حرارتی(-)
COPr	ضریب عملکرد یخچال(-)
CP	جریان ظرفیت حرارتی(kW/K)
H	آنتالپی جریان (kW)
ΔH	تغییر آنتالپی جریان (kW)
ΔHcom	گرمای احتراق (kJ/kg)
h	آنتالپی ویژه(kJ/kg)
h	ضریب انتقال حرارت فیلمی از یک جریان جداگانه (kW/m^2K)
k, K	تعداد فواصل دما یا بخش‌ها(-)
L	تعداد حلقه‌های شبکه(-)
m, $\dot{m}$	دبی جریان جرمی (kg/s)
N	تعداد جریان‌های فرایند بعلاوه یوتیلتی یا شاخه‌های جریان فرایند (-)
Q	جریان گرما (kW)
QHmin	حداقل واحد گرم ممکن (kW)
QCmin	حداقل سودمندی سرد ممکن (kW)
q	میزان گرمای یک جریان منفرد (kW)
S	آنتروپی (kJ/kg K)
s	تعداد اجزای جداگانه (زیرمجموعه‌ها) در یک شبکه(-)
S	دمای تغییر یافته (°Cیا K)
SS	تغییر درجه حرارت تامین جریان فرآیند (°Cیا K)
ST	دمای هدف تغییر یافته از جریان فرآیند (°Cیا K)
T	دما (°Cیا K)
TS	دمای تامین جریان فرآیند (°Cیا K)
TT	دمای هدف جریان فرآیند (°Cیا K)
ΔT	اختلاف دما(K)
ΔTcont	سهم ΔTmin از یک جریان فردی(K)
ΔTmin	حداقل اختلاف دمای مجاز(K)
ΔTthreshold	مقدار مرزی ΔTmin بین یک آستانه و مسئله پینچ شده (K)
ΔTLM	اختلاف دمای میانگین لگاریتمی (K)

t	زمان (s)
U	ضریب انتقال حرارت کلی (kW/m^2K)
u	تعداد واحدهای تبادل حرارت (به عنوان مثال هیتر، کولر، مبدل) (-)
umin	حداقل تعداد واحدها(-)
W	کار شفت برای موتور حرارتی یا پمپ حرارتی (kW)
w	کار در واحد جریان جرم (kJ/kg)
X	بار گرمای منتقل شده به دور یک حلقه یا در امتداد یک مسیر (kW)
α	جریان گرما از طریق پینچ (kW)
η	راندمان موتور گرما(-)
ηc	کارایی موتور حرارتی برگشت پذیر(-)
ηmech	کارایی مکانیکی (-)

زیر نویس‌ها

C, COLD	مربوط به جریان سرد
H, HOT	مربوط به جریان گرم
MER	در حداکثر بازیابی انرژی یا حداقل انرژی مورد نیاز
1, 2, … A. B, … i, n,	شمارنده‌ها

واژه نامه اصطلاحات

جایگذاری مناسب: موقعیت‌یابی نرم‌افزارها، موتورهای حرارتی، پمپ‌های حرارتی یا یک فرآیند استخراج شده (به عنوان مثال، سیستم جداسازی) در بالا یا زیر منحنی پینچ و ترکیبی گراند برای بهترین عملکرد کلی انرژی.

فرایند محیط: داده‌های جریان برای باقیمانده فرآیند پس از حذف جریان‌های استخراج شده.

منحنی‌های ترکیبی متعادل: منحنی‌های ترکیبی شامل جریان آب و برق گرم و سرد.

منحنی‌های ترکیبی گراند متعادل: منحنی‌های ترکیبی گراند شامل جریان‌های یوتیلتی گرم و سرد.

شبکه متعادل: نمودار شبکه شامل جریان‌های یوتیلتی گرم و سرد.

آبشار: مجموعه‌ای از گرما که از طریق یک مسئله بازیابی گرما، به ترتیب درجه حرارت کاملاً نزولی جریان می‌یابد (همان‌طور که در آنالیز جدول مسئله محاسبه شد - به **جدول مسئله** مراجعه کنید)

آنالیز آبشاری: روش آنالیز فرآیند ناپیوسته براساس شکست فرآیند به بازه‌های زمانی و گسترش آبشارهای حرارتی وابسته به زمان.

جریان سرد: جریان فرآیندی که به گرمایش نیاز دارد.

منحنی ترکیبی: نمودار ترکیبی دما-آنتالپی برای تمام جریان‌های گرم یا سرد در یک مسئله.

جدول CP: مقادیر جدول‌بندی شده دبی‌های ظرفیت حرارتی جریان، درست در بالا یا پایین پینچ.

زمان چرخه: کل مدت زمان یک بچ

جفت سازی چرخه‌ای: جفت‌سازی مکرر جفت‌های جریان‌های فرآیند

استخراج داده‌ها: تعیین داده‌ها برای مطالعات انتگراسیون فرایند، حاصل از یک طرح‌واره فرآیند.

رفع تنگناها: افزایش ظرفیت تولید یک کارخانه توسط شناسایی و حذف مراحل محدودکننده سرعت، مانند مراحل فرآیندی آهسته یا مواردی که تجهیزاتی را به شدت اشغال کرده‌اند.

تبادل حرارت مستقیم: گرمای مبادله شده بین دو جریان موجود در بازه زمانی یکسانی از یک فرآیند ناپیوسته.

انتقال حرارت با تماس مستقیم: گرمای مبادله شده بین دو جریانی که مستقیماً مخلوط می‌شوند (به عنوان مثال، تزریق بخار).

تقلیل انرژی: فرآیند کاهش بازیابی انرژی در یک شبکه مبدل حرارتی برای هدف ساده‌سازی طراحی.

جریان‌های استخراج شده یا فرآیند استخراج شده: مجموعه‌ای از جریان‌ها از داده‌های جریان فرآیند به منظور آزمایش آن‌ها برای جانمایی مناسب حذف شدند.

آبشار عملی: آبشار حرارتی که در جریان حرارتی خالص هرگز منفی نمی‌شود و در پینچ، صفر است.

جریان جاری (سیال): جریانی که هنگام عبور از یک مبدل حرارتی، گرما دریافت یا آزاد می‌کند.

نمودار گانت: نمایشی از جریان‌هایی که در بازه‌های زمانی مشخص یک فرآیند ناپیوسته وجود دارند و همچنین **نمودار رویداد زمانی** نامیده می‌شود.

منحنی ترکیبی گراند (GCC): نمودار جریان گرما برحسب دما از یک آبشار حرارتی (به **آبشار** و **جدول مسئله** مراجعه کنید).

شبکه: سیستم خطوط افقی و عمودی با گره‌ها، برای نمایش شبکه‌های مبدل حرارتی .

آبشار حرارتی: یک جدول جریان حرارتی خالص از دماهای بالا به پایین که به بازه‌های دما تقسیم می‌شود.

موتور حرارتی-سیسنم تبدیل گرمای با دمای بالا به گرمای با دمای پایین‌تر و تولید برق.

شبکه مبدل حرارتی (HEN): سیستم هیترها و کولرهای یوتیلتی و مبدل‌های فرآیند

پمپ حرارتی: سیستمی که گرما را با استفاده از برق یا گرمای با دمای بالا، از یک دمای پایین‌تر به دمای بالاتر می‌برد.

ذخیره‌سازی گرما: بازیابی گرما با گرفتن گرمای یک بازه زمانی در یک فرآیند ناپیوسته یا وابسته به زمان و ورود آن به بازه زمانی بعدی.

جریان گرم: جریان فرآیندی که به سرمایش (خنک سازی) نیاز دارد.

آبشارهای حرارتی منحصر به فرد: آبشارهای حرارتی برای یک بازه زمانی، مستقل از تمام بازه‌های زمانی دیگر در نظر گرفته می‌شود.

آبشار غیرعملی: آبشار حرارتی با یوتیلتی گرم صفر و برخی مقادیر منفی برای جریان حرارتی خالص.

گرمایش/ خنک سازی در محل: جریانی که در یک ظرف طی یک دوره زمانی، گرم یا خنک می‌شود.

کندانسور میانی: یک کندانسور اضافی در یک ستون که در دمایی بالاتر از دمای کندانسور اصلی کار می‌کند.

ریبویلر میانی: یک مرحله تبخیر اضافی در یک ستون که در دمایی بالاتر از دمای ریبویلر اصلی کار می‌کند.

دمای بازه: نام غیر رایج برای **دمای شیفت یافته**.

حلقه: سیستم اتصالات موجود در یک شبکه مبدل حرارتی که یک مسیر بسته را تشکیل می‌دهد.

حداکثر بازیابی انرژی (MER)-بهترین بازیابی انرژی ممکن در یک شبکه مبدل حرارتی برای یک مقدار مشخص از ΔT_{min}؛ همچنین به عنوان حداقل انرژی مورد نیاز شناخته می‌شود.

حداکثر تبادل حرارت (MHX): بیشترین مقدار حرارتی که می‌توان با تبادل مستقیم گرما در یک فرآیند ناپیوسته بازیابی کرد.

حداکثر بازیابی گرما (MHR): بیشترین مقدار حرارتی که می‌توان با تبادل مستقیم گرما و ذخیره‌سازی گرمای اضافه شده برای یک فرآیند ناپیوسته در شرایط فرآیندی معین بازیابی کرد.

شبکه MHR یا MHX: یک شبکه مبدل حرارتی که به هدف MHR یا MHX می‌رسد.

یوتیلتی‌های چندگانه: یوتیلتی یا سیستم یوتیلتیی که دما یا محدوده دمای آن در محدوده دمای داده‌های جریان فرآیند قرار می‌گیرد.

پینچ تقریبی: نقطه‌ای در یک آبشار حرارتی که جریان حرارتی خالص، بسیار کوچک است، اما در دماهای هر دو طرف، افزایش می یابد.

بهینه‌سازی شبکه: تکامل یک شبکه مبدل حرارتی برای ارائه مناسب‌ترین اندازه مبدل‌های حرارتی با در نظر گرفتن مساحت موجود.

پینچ شبکه: نقطه‌ای در شبکه مبدل حرارتی که نیروی محرکه دما در آن، کمترین است.

آبشار حرارتی کلی: یک آبشار حرارتی وابسته به زمان برای یک فرآیند ناپیوسته که شامل مراحل ذخیره-سازی گرما می‌شود.

مسیر: سیستم اتصالات در یک شبکه مبدل حرارتی که یک مسیر پیوسته بین هیتر یوتیلتی و یک کولر یوتیلتی تشکیل می‌دهد.

پینچ- نقطه‌ای با جریان حرارتی صفر در یک آبشار (به عبارتی دیگر، نقطه نزدیک‌ترین مسیر منحنی‌های ترکیبی در یک مسئله «گرمایش و سرمایش»).

روش طراحی پینچ: روش طراحی شبکه مبدل حرارتی که از محدودیت‌های ذاتی در پینچ استفاده می‌کند.

جفت پینچ: مبدل فرآیند که یک جریان را برای دمای پینچ آن می‌رساند (یعنی، جریان‌های گرم بالای پینچ، جریان‌های سرد پایین پینچ).

منطقه پینچ: محدوده‌ای از دماها در سراسر آبشار که جریان حرارتی خالص، صفر (یا بسیار کم) است.

نقطه (حفره): منطقه‌ای در منحنی ترکیبی گراند که در آن، نه گرمایش و نه سرمایش خارجی مورد نیاز نیست.

جدول مسئله: سیستم آنالیز داده‌های جریان فرآیند برای یک مسئله بازیابی گرما که با دسته‌بندی مسئله، از بازه دمایی استفاده می‌کند و کمترین مصرف یوتیلتی‌ها، موقعیت پینچ و جریان‌های آبشار حرارتی را پیش-بینی می‌کند.

تغییر فرآیند: تغییر داده‌های جریان با تغییر دما و یا بار حرارتی یک یا چند جریان.

پروفایل چاه فرآیند: بخشی از منحنی ترکیبی گراند بالاتر از دمای پینچ.

پروفایل منبع فرآیند: بخشی از منحنی ترکیبی گراند پایین‌تر از دمای پینچ.

پروفایل: نمودار دما – آنتالپی یک جریان یا یک جریان ترکیبی (ترکیبی).

جریان پمپ به صورت چرخشی: مایعی که از یک ستون تقطیر گرفته می‌شود، گرمای محسوسی آزاد می‌کند و به ستون برمی‌گردد.

زمان بندی مجدد:تغییر دوره زمانی‌ای که یک جریان وجود دارد.

بازسازی یا ایجاد تغییرات: هر تغییری برای یک فرآیند شیمیایی موجود، اما در این متن، بیشتر تغییرات برای بهبود بازده انرژی است.

منحنی‌های ترکیبی شیفت یافته: نمودارهای آنتالپی ترکیبی تمام جریان‌های گرم و سرد در برابر دمای شیفت یافته، با تماس یافتن در پینچ.

دمای شیفت یافته: دمای جریان برای در نظر گرفتن اثر ΔT_{min} مورد نیاز، معمولاً با کاهش دماهای جریان گرم به اندازه $\Delta T_{min}/2$ و با افزایش دماهای جریان سرد به اندازه $\Delta T_{min}/2$ تغییر می‌کنند.

پروفایل چاه سایت: نمودار گرمای مورد نیاز تمام فرآیندهای موجود در یک سایت در دماهای معین.

پروفایل منبع سایت: نمودار گرمای آزاد شده تمام فرآیندهای موجود در یک سایت در دماهای معین.

منحنی ترکیبی گراند انشعاب: نمودار منحنی ترکیبی گراند برای فرآیند محیط و جریان‌های استخراج شده در همان نمودار.

تقسیم جریان: تقسیم یک جریان فرآیند به دو یا چند شاخه موازی.

زیرمجموعه: مجموعه‌ای از جریان‌های فرآیند یا جریان‌های فرآیند به علاوه یوتیلتی‌های داخل یک مسئله بازیابی گرما که در موازنه آنتالپی کلی قرار دارند.

دمای ورودی: دمایی که در آن یک جریان فرآیند وارد یک مسئله بازیابی گرما می‌شود.

هدف: محدودیت عملکرد طراحی که قبل از طراحی تعیین می‌شود.

دمای هدف: دمایی که در آن یک جریان فرآیند، یک مسئله بازیابی گرما را ترک می‌کند.

بازه دمایی: بخشی از یک مسئله بازیابی گرما بین دو دما که شامل تعدادی جریان ثابت می‌شود.

مسئله آستانه: مسئله بازیابی گرما که مشخصات مورد نیاز فقط یوتیلتی گرم یا فقط یوتیلتی سرد را در سراسر یک محدوده از مقادیر از صفر تا یک مقدار آستانه (یا در سراسر آن) نشان می‌دهد.

قانون برشمردن: ابتکار به حداکثر رساندن بار گرما در یک مبدل با تأمین کامل بار گرما در یک جریان.

مدل متوسط زمانی (TAM): میانگین‌گیری جریان‌های گرما با تقسیم بار حرارتی کل در طول دوره بچ به کل زمان چرخه بچ.

آبشار حرارتی وابسته به زمان: مجموعه‌ای از آبشارهای حرارتی برای بازه‌های زمانی با تشکیل یک ماتریکس.

نمودار رویداد زمانی: بک نمودار گانت که دوره‌های زمانی را هنگامی که جریان‌های مختلفی وجود دارد، نمایش می دهد.

بازه زمانی: یک دوره زمانی که در طول آن، شرایط جریان تغییر قابل توجهی نمی‌کنند و می‌توان برای آن یک هدف به دست آورد.

مدل برش زمانی (TSM): تقسیم یک مسئله بچ به بازه‌های زمانی و یافتن اهداف برای آبشارهای منحصر به فرد با ذخیره گرمای صفر.

آنالیز سطح بالا: مطالعه نیازهای حرارتی و برق یک سایت با استفاده از مصرف یوتیلتی موجود در کارخانه‌ها به جای اهداف.

آنالیز U.A.: روش محاسبه مقادیر UA ($=Q/\Delta T_{LM}$) برای جفت‌های موجود در یک شبکه مبدل حرارتی به منظور اهداف هزینه اولیه و بهینه‌سازی.

یوتیلتی: سیستم گرمایش فرآیند یا سرمایش فرآیند.

واحد: مبدل فرآیند، هیتر یا کولر.

ΔT_{min} : حداقل اختلاف دمای مجاز در فرآیند بین جریان‌های گرم و سرد.

سهم ΔT_{min} (ΔT_{cont}): مقدار اختلاف دمای تعیین شده برای جریان‌های فرآیندی منحصر به فرد. مقادیر ΔT_{min} متعلق به جفت، با جمع سهم‌های موجود در یک جفت ارائه می‌شوند.

ضمیمه – با استفاده از نرم افزار صفحه گسترده

صفحه‌گسترده برای محاسبات پینچ را می‌توانید از «http://books.elsevier.com/companions/0750682604» دانلود کنید.

وارد کردن داده‌ها

هنگامی که صفحه گسترده باز می‌شود، شما را مستقیماً به برگه INPUT می برد، جایی که داده‌ها وارد می شوند. در تب INPUT، T_{min} کلی انتخاب شده برای مسئله، در سلول F6 را وارد کنید و سپس داده‌های جریانی را وارد کنید. توجه داشته باشید که داده‌ها باید در واحدهای سازگار باشند، همانطور که در بخش ۸-۴-۵ توضیح داده شده است. نمایش صفحه گسترده پیش‌فرض، فرض می‌کند که واحدهای متریک مبتنی بر SI در حال استفاده هستند، اما شما می‌توانید از واحدهای خود استفاده کنید و عناوین سلول‌ها را تغییر دهید. همچنین می‌توانید انتخاب کنید که داده‌ها را به‌عنوان ظرفیت حرارتی ویژه و نرخ جریان جرمی، نرخ جریان ظرفیت حرارتی (CP) یا جریان گرما وارد کنید. داده‌های جریان را خط به خط وارد کنید. با شروع هر خط، سلول‌هایی که نیاز به ورودی دارند با رنگ زرد برجسته می شوند. جریان‌ها را می توان شماره گذاری یا نامگذاری کرد یا هر دو. اگر یک جریان ظرفیت حرارتی را به طور قابل توجهی در محدوده دما تغییر می دهد، هر بخش را جداگانه وارد کنید (به عنوان مثال ۳الف، ۳ب، ۳ج، و غیره). جریان‌های گرمای نهان را با تخصیص اختلاف دمایی کوچک به آنها وارد کنید، مثلاً ۰/۱ °C.

خروجی نتایج

همانطور که داده‌ها وارد می شوند، صفحه گسترده به طور خودکار داده‌های جریان کامل را محاسبه می‌کند، که می‌تواند در سمت راست برگه اول و سایر برگه‌های "نتایج" مشاهده شود. برنامه بسته به اینکه جریان گرم است یا سرد، اختلاف بین دماهای منبع و هدف را محاسبه می‌کند. همه دبی‌های جریان ظرفیت حرارتی (CP) باید مثبت باشد نه منفی. دورترین تب سمت چپ، INDEX، فهرستی از تمام برگه‌های نتایج را همراه با لینک‌ها ارائه می‌دهد. برگه‌های نتایج به شرح زیر است:

اهداف - جدول مسئله، اهداف انرژی، دمای پینچ و نوع مسئله (نقطه پینچ، آستانه، پینچ چندگانه یا منطقه پینچ)

CC - منحنی‌های ترکیبی سرد و گرم
SCC - منحنی‌های ترکیبی شیفت یافته
GCC - منحنی ترکیبی گراند
GRID - نمودار شبکه شبکه ای، دماهای تغییر یافته
AS - نمودار داده جریان، دمای واقعی
SS - نمودار داده جریان، دماهای تغییر یافته
AT - جداول فاصله (بارهای حرارتی و دما)، دمای واقعی
ST - جداول فاصله (بارهای حرارتی و دما)، دماهای تغییر یافته
DTMIN - تغییر اهداف یوتیلتی گرم و سرد و کاهش دما با T_{min}

آخرین مورد از این محاسبات، برای تغییر T_{min} در یک محدوده، از یک ماکرو استفاده می‌کند و اگر سطوح امنیتی صفحه گسترده شما روی High تنظیم شده باشد، کار نخواهد کرد. بنابراین، در منوی صفحه گسترده به Tools | Macro | Security بروید و روی متوسط (توصیه می‌شود) یا کم تنظیم کنید. برای به دست آوردن نمودارها، مقدار حداکثر و حداقل محدوده مورد نیاز را وارد کنید و سپس برنامه بیش از محدوده را در ۲۰ برابر مراحل T_{min} محاسبه می‌کند. جزئیات بیشتر برنامه را می توان در وب سایت یافت.

نمایه

Δ

ΔT_{min} ۱۸, ۱۹, ۲۰, ۲۱, ۲۲, ۲۴, ۲۵, ۳۰,
۳۱, ۳۹, ۴۶, ۴۷, ۴۸, ۴۹, ۵۰, ۵۱, ۵۲, ۴۵,
۶۳, ۶۴, ۶۵, ۶۷, ۷۳, ۷۶, ۹۹, ۱۰۲, ۱۰۳,
۱۰۴, ۱۰۵, ۱۰۶, ۱۰۷, ۱۰۸, ۱۰۹, ۱۱۰,
۱۱۱, ۱۱۲, ۱۱۳, ۱۱۶, ۱۱۷, ۱۱۸, ۱۱۹,
۱۲۰, ۱۲۸, ۱۲۹, ۱۳۱, ۱۳۲, ۱۳۱, ۱۳۳,
۱۳۹, ۱۴۱, ۱۴۲, ۱۴۴, ۱۴۵, ۱۴۷, ۱۵۰,
۱۵۱،۱۵۲, ۱۵۳, ۱۶۰, ۱۶۱, ۱۶۴, ۱۶۵,
۱۶۶, ۱۶۷, ۱۶۸, ۱۷۱, ۱۷۴, ۱۷۵, ۱۸۷,
۱۸۸, ۱۸۹, ۱۹۰, ۱۹۳, ۱۹۶, ۱۹۹, ۲۳۲,
۲۳۶, ۲۳۹, ۲۴۱, ۲۷۲, ۲۷۸, ۲۹۶, ۳۰۱,
۳۱۵, ۳۱۶, ۳۱۸, ۳۱۹, ۳۳۰, ۳۳۲, ۳۳۶,
۳۳۷, ۳۴۹, ۳۵۱, ۳۵۵, ۳۵۹, ۳۶۰, ۳۶۳,
۳۶۶, ۳۸۴, ۳۸۵, ۳۸۶, ۳۸۸, ۳۸۹, ۳۹۰,
۳۹۱, ۳۹۴, ۳۹۶, ۳۹۸, ۳۹۹, ۴۰۱, ۴۱۲,
۴۱۸, ۴۱۹, ۴۲۱, ۴۲۳, ۴۲۴, ۴۲۷

ا

اختلاط ۵۴, ۵۵, ۵۷, ۱۱۵, ۱۳۱, ۳۱۶,
۳۳۳, ۳۳۴, ۳۳۵, ۳۳۶, ۳۳۸, ۳۳۹, ۳۷۹,
۳۸۳, ۴۰۴, ۴۱۰, ۴۴۵
اصل به علاوه – منها ۲۴۵, ۲۴۶, ۲۴۸, ۳۳۸
اصل جانمایی ۷۰, ۷۱, ۷۶, ۱۸۸, ۲۴۸, ۲۵۱,
۲۵۳, ۲۵۹, ۲۷۲, ۲۷۸
افت فشار ۴۵, ۸۷, ۸۸, ۸۹, ۹۸, ۱۱۵, ۱۱۹,
۱۷۷, ۱۹۴, ۲۲۳, ۲۴۰, ۳۹۷, ۴۰۰, ۴۱۷
انتقال حرارت , ۳۸, ۴۰, ۴۳, ۴۶, ۴۸, ۵۰,
۴۷, ۶۰, ۶۳, ۶۴, ۷۲, ۷۵, ۹۷, ۹۸, ۱۰۳,
۱۰۷, ۱۰۹, ۱۱۰, ۱۱۶, ۱۱۷, ۱۱۲, ۱۱۷,
۱۱۸, ۱۲۰, ۱۲۱, ۱۲۲, ۱۶۱, ۱۷۶, ۱۷۷,
۱۸۳, ۱۸۵, ۱۹۲, ۲۰۴, ۲۳۵, ۲۳۶, ۲۳۸,
۲۳۹, ۲۴۰, ۲۴۱, ۲۴۹, ۲۷۰, ۲۷۹, ۲۹۱,
۲۹۴, ۳۰۴, ۳۰۵, ۳۱۴, ۳۱۷, ۳۳۳, ۳۳۴,
۳۳۲, ۳۳۶, ۳۴۳, ۳۴۸, ۳۶۹, ۴۰۰, ۴۱۲,
۴۱۸, ۴۱۹, ۴۳۱, ۴۲۷, ۴۲۶, ۴۲۷
انتگراسیون , ۵, ۷, ۱, ۳۴, ۲۳۴, ۲۷۶, ۳۲۱,
۳۲۹, ۳۳۳, ۳۳۴, ۳۵۳, ۳۵۷, ۳۵۳, ۳۷۸,
۴۳۱, ۴۴۲, ۴۲۷
انرژی ,۱۵, ۱۶, ۲۰, ۲۲, ۲۴, ۲۸, ۳۰, ۳۳, ۳۴,
۳۵, ۳۸, ۴۰, ۴۱, ۴۶, ۴۷, ۴۹, ۵۰, ۵۱, ۵۵,
۴۶, ۵۰, ۵۱, ۵۴, ۵۷, ۶۳, ۶۴, ۶۵, ۷۲, ۷۳,
۷۵, ۷۸, ۷۹, ۸۶, ۸۷, ۸۸, ۸۹, ۹۰, ۹۴, ۹۵,
۹۶, ۹۷, ۹۹, ۱۰۰, ۱۰۲, ۱۰۴, ۱۰۵, ۱۰۶,
۱۰۹, ۱۱۰, ۱۱۱, ۱۱۲, ۱۱۳, ۱۱۴, ۱۱۶,
۱۱۷, ۱۱۹, ۱۲۰, ۱۲۲, ۱۲۶, ۱۳۰, ۱۳۲,
۱۱۱, ۱۲۳, ۱۳۲, ۱۳۳, ۱۳۵, ۱۳۸, ۱۴۲,
۱۴۳, ۱۴۴, ۱۴۵, ۱۴۷, ۱۴۸, ۱۵۴, ۱۵۵,
۱۵۷, ۱۵۹, ۱۶۳, ۱۶۴, ۱۶۵, ۱۶۹, ۱۷۰,
۱۷۴, ۱۷۶, ۱۷۷, ۱۷۸, ۱۷۹, ۱۸۴, ۱۸۵,
۱۸۹, ۱۹۰, ۱۹۱, ۱۹۴, ۱۹۵, ۱۹۸, ۲۰۰,
۲۰۱, ۱۸۷, ۱۸۸, ۲۰۷, ۲۰۸, ۲۱۱, ۲۱۲,
۲۱۶, ۲۲۰, ۲۲۲, ۲۲۳, ۲۲۵, ۲۲۶, ۲۳۴,
۲۳۵, ۲۴۴, ۲۴۸, ۲۴۹, ۲۵۰, ۲۵۳, ۲۵۴,
۲۵۵, ۲۴۱, ۲۴۲, ۲۴۵, ۲۴۶, ۲۴۸, ۲۴۹,
۲۵۲, ۲۵۵, ۲۵۷, ۲۵۸, ۲۵۹, ۲۶۰, ۲۶۴,
۲۶۵, ۲۶۷, ۲۶۸, ۲۶۹, ۲۷۰, ۲۷۳, ۲۷۵,
۲۷۶, ۳۰۷, ۳۰۸,, ۳۰۲, ۳۰۳, ۳۰۴, ۲۹۳,

آ

آنالیز ۱۹, ۱۵, ۳۰, ۳۴, ۴۳, ۴۵, ۵۰, ۵۱, ۵۲, ۴۵, ۴۷, ۴۸, ۵۳, ۵۴, ۵۶, ۶۱, ۷۹, ۸۴, ۸۵, ۸۸, ۸۹, ۱۱۱, ۱۲۰, ۱۲۱, ۱۲۶, ۱۲۹, ۱۴۷, ۱۵۵, ۱۵۸, ۱۶۳, ۱۷۵, ۱۷۹, ۱۸۱, ۱۸۳, ۱۸۴, ۱۸۵, ۲۰۱, ۱۸۱, ۱۸۶, ۲۲۷, ۲۲۸, ۲۳۲, ۲۳۳, ۲۳۴, ۲۳۷, ۲۳۹, ۲۴۴, ۲۵۰, ۲۵۶, ۲۴۱, ۲۴۴, ۲۵۲, ۲۵۳, ۲۵۴, ۲۵۵, ۲۶۳, ۲۷۲, ۲۸۱, ۲۸۳, ۲۸۸, ۲۹۶, ۳۰۴, ۳۰۵, ۲۹۳, ۲۹۴, ۲۹۵, ۲۹۶, ۳۰۳, ۳۰۷, ۳۱۵, ۳۱۶, ۳۱۷, ۳۲۵, ۳۲۸, ۳۲۹, ۳۳۰, ۳۳۳, ۳۳۴, ۳۳۸, ۳۳۹, ۳۲۹, ۳۳۴, ۳۳۶, ۳۳۷, ۳۵۰, ۳۵۱, ۳۵۲, ۳۵۶, ۳۵۷, ۳۵۸, ۳۶۲, ۳۶۳, ۳۶۴, ۳۵۳, ۳۵۴, ۳۶۹, ۳۸۰, ۳۸۲, ۳۹۴, ۳۹۷, ۳۹۸, ۴۰۱, ۴۰۵, ۴۰۸, ۴۱۰, ۴۱۱, ۴۱۲, ۴۱۶, ۴۲۰, ۴۲۳, ۴۲۶, ۴۳۱, ۴۳۴, ۴۴۲, ۴۴۳, ۴۴۴, ۴۴۵, ۴۲۵, ۴۲۶, ۴۲۷, ۴۲۹, ۴۳۰

آنالیز آبشاری ۳۰۳, ۳۰۷, ۳۱۷, ۳۲۵, ۳۲۸, ۳۳۴, ۴۴۲, ۴۲۷

آنتالپی ۱۷, ۱۸, ۱۹, ۲۰, ۲۵, ۲۸, ۳۴, ۳۵, ۴۸, ۵۴, ۵۶, ۵۹, ۹۰, ۹۲, ۱۳۰, ۱۴۱, ۲۴۲, ۳۳۴, ۳۴۰, ۳۴۵, ۳۴۶, ۳۵۷, ۳۶۵, ۳۸۱, ۳۸۲, ۴۲۷, ۴۲۹, ۴۳۰

ب

بار حرارتی ۱۷, ۴۳, ۵۳, ۴۸, ۴۹, ۵۰, ۶۰, ۶۱, ۸۸, ۹۰, ۹۷, ۱۰۶, ۱۱۳, ۱۱۴, ۱۲۱, ۱۳۰, ۱۳۱, ۱۳۲, ۱۵۷, ۱۹۰, ۱۹۱, ۱۹۲, ۱۹۳, ۱۹۵, ۱۹۸, ۱۹۹, ۱۹۳, ۲۱۰, ۲۳۹, ۲۴۶, ۲۴۵, ۲۴۹, ۲۵۳, ۲۵۶, ۲۶۲, ۲۶۷, ۲۷۶, ۲۷۹

۲۹۳, ۲۹۵, ۲۹۶, ۲۹۷ ۲۹۴, ۲۹۵ ۳۱۹, ۳۲۵, ۳۲۷, ۳۳۰, ۳۳۲, ۳۳۳, ۳۳۵, ۳۳۸, ۳۲۹, ۳۳۰, ۳۳۱, ۳۳۴, ۳۳۵, ۳۳۷, ۳۳۹, ۳۴۰, ۳۴۲, ۳۴۸, ۳۴۹, ۳۵۰, ۳۵۱, ۳۵۲, ۳۵۳, ۳۵۵, ۳۵۷, ۳۵۸, ۳۵۹, ۳۶۰, ۳۵۴, ۳۵۷, ۳۵۹, ۳۶۰, ۳۶۱, ۳۶۳, ۳۶۹, ۳۷۰, ۳۷۵, ۳۷۶, ۳۷۷, ۳۷۸, ۳۸۴, ۳۹۱, ۳۹۳, ۳۹۴, ۳۹۶, ۳۹۷, ۳۹۸, ۳۹۹, ۴۰۰, ۴۰۱, ۴۰۴, ۴۰۵, ۴۰۸, ۴۱۲, ۴۱۴, ۴۱۵, ۴۱۶, ۴۲۳, ۴۲۷, ۴۳۰, ۴۳۱, ۴۳۲, ۴۳۴, ۴۳۹, ۴۴۲, ۴۴۴, ۴۴۵, ۴۲۵, ۴۲۶, ۴۲۷, ۴۲۸, ۴۲۹, ۴۳۳

اهداف ۱۵, ۲۴, ۳۰, ۳۲, ۳۴, ۳۵, ۳۷, ۳۸, ۴۰, ۴۱, ۴۷, ۵۱, ۵۲, ۴۵, ۴۶, ۴۹, ۵۰, ۵۱, ۵۳, ۵۷, ۶۴, ۷۲, ۸۷, ۸۸, ۹۷, ۱۰۱, ۱۰۲, ۱۰۴, ۱۰۵, ۱۱۱, ۱۱۳, ۱۱۴, ۱۱۶, ۱۲۱, ۱۲۲, ۱۲۳, ۱۲۶, ۱۲۷, ۱۲۹, ۱۳۲, ۱۱۱, ۱۳۸, ۱۴۷, ۱۵۷, ۱۶۴, ۱۶۵, ۱۶۶, ۱۶۸, ۱۸۴, ۱۸۵, ۱۸۶, ۱۸۹, ۱۹۰, ۱۹۵, ۱۹۶, ۲۰۰،۲۰۳, ۲۲۹, ۲۳۱, ۲۳۴, ۲۴۲, ۲۴۳, ۲۴۴, ۲۴۱, ۲۴۲, ۲۴۴, ۲۴۵, ۲۴۶, ۲۵۶, ۲۵۷, ۲۷۰, ۲۸۱, ۲۸۹, ۲۹۴, ۲۹۶, ۲۹۷, ۳۰۵, ۲۹۴, ۳۰۱, ۳۰۳, ۳۰۶, ۳۰۷, ۳۰۸, ۳۰۹, ۳۱۳, ۳۱۴, ۳۱۵, ۳۱۷, ۳۱۸, ۳۱۹, ۳۲۱, ۳۲۵, ۳۳۰, ۳۲۹, ۳۳۰, ۳۳۴, ۳۳۸, ۳۴۰, ۳۴۶, ۳۴۷, ۳۴۸, ۳۵۰, ۳۵۱, ۳۶۴, ۳۵۹, ۳۷۵, ۳۸۴, ۳۸۵, ۳۹۸, ۴۰۰, ۴۰۱, ۴۰۴, ۴۱۱, ۴۱۶, ۴۱۹, ۴۲۰, ۴۲۷, ۴۳۵, ۴۳۶, ۴۴۲, ۴۴۵, ۴۲۵, ۴۲۶, ۴۳۰, ۴۳۳, ۴۳۴

, ۲۸۸, ۲۹۵, ۲۹۶, ۲۹۷, ۳۰۳, ۳۰۸, ۳۳۷, ۳۳۸,
۳۴۰, ۳۴۲, ۳۴۳, ۳۴۴, ۳۴۷, ۳۵۱, ۳۵۸,
۳۶۲, ۳۸۲, ۳۸۵, ۳۸۸, ۳۹۸, ۳۹۹, ۴۰۱,
۴۰۴, ۴۰۸, ۴۱۱, ۴۱۲, ۴۱۶, ۴۱۹, ۴۳۳,
۴۳۴, ۴۴۱, ۴۴۳, ۴۲۹, ۴۳۰
بالای پینچ ۳۱, ۳۴, ۳۵, ۳۷, ۴۱, ۴۳, ۷۰, ۷۵,
۸۵, ۱۲۴, ۱۲۶, ۱۳۱, ۱۳۲, ۱۵۱, ۱۵۹,
۱۶۱, ۱۷۴, ۱۸۷, ۱۹۳, ۱۹۸, ۲۰۱, ۱۸۶,
۱۸۷, ۱۹۵, ۲۲۰, ۲۲۴, ۲۵۲, ۲۴۵, ۲۴۷,
۲۴۸, ۲۴۹, ۲۵۴, ۲۵۹, ۲۹۷, ۳۱۴, ۳۴۱,
۳۶۳, ۳۶۴, ۳۷۵, ۳۸۶, ۳۹۵, ۴۰۱, ۴۱۵,
۴۱۷, ۴۲۷, ۴۳۹, ۴۲۹
برج خنک کننده ۶۲, ۱۸۸
بهینه سازی شبکه ۲۰۱

پ

پایین پینچ ۳۱, ۳۴, ۳۵, ۴۰, ۴۳, ۴۴, ۴۵, ۴۶,
۷۰, ۷۴, ۷۹, ۱۲۶, ۱۳۲, ۱۵۱, ۱۵۳, ۱۶۰,
۱۶۹, ۱۷۴, ۱۸۸, ۱۹۶, ۱۹۸, ۱۸۶, ۱۸۸,
۲۱۴, ۲۱۶, ۲۲۴, ۲۳۵, ۲۴۵, ۲۴۸, ۲۵۰,
۲۵۱, ۲۵۳, ۲۵۴, ۲۵۹, ۲۹۱, ۳۱۴, ۳۳۴,
۳۴۱, ۳۶۸, ۳۸۶, ۳۹۵, ۴۰۴, ۴۱۳, ۴۱۴,
۴۲۹
پینچ ۱۹, ۱۵, ۲۲, ۲۹, ۳۱, ۳۲, ۳۳, ۳۴, ۳۵,
۳۷, ۳۸, ۴۰, ۴۱, ۴۳, ۴۴, ۴۵, ۴۶, ۴۷, ۵۰,
۵۱, ۵۲, ۴۵, ۴۷, ۴۸, ۴۹, ۵۱, ۵۳, ۵۴, ۵۶,
۵۷, ۶۳, ۶۶, ۶۹, ۷۰, ۷۱, ۷۲, ۷۳, ۷۴, ۷۵,
۷۶, ۷۷, ۷۸, ۷۹, ۸۱, ۸۲, ۸۵, ۸۶, ۸۸, ۸۹,
۹۴, ۹۵, ۹۶, ۱۰۱, ۱۰۴, ۱۰۵, ۱۱۲, ۱۱۳,
۱۱۴, ۱۱۶, ۱۲۱, ۱۲۳, ۱۲۷, ۱۲۹, ۱۳۱,
۱۳۲, ۱۱۴, ۱۲۴, ۱۲۵, ۱۲۶, ۱۲۷, ۱۲۹,
۱۳۱, ۱۳۲, ۱۳۳, ۱۳۵, ۱۳۷, ۱۳۸, ۱۳۹,
۱۴۴, ۱۴۷, ۱۴۸, ۱۵۰, ۱۵۱, ۱۵۳, ۱۵۵,
۱۵۸, ۱۵۹, ۱۶۰, ۱۶۱, ۱۶۲, ۱۶۳, ۱۶۴,
۱۶۵, ۱۶۶, ۱۶۷, ۱۶۸, ۱۶۹, ۱۷۳, ۱۷۴,
۱۷۵, ۱۷۸, ۱۷۹, ۱۸۱, ۱۸۲, ۱۸۳, ۱۸۴,
۱۸۵, ۱۸۶, ۱۸۷, ۱۹۳, ۱۹۴, ۱۹۶, ۱۹۷,
۲۰۰, ۲۰۱, ۱۸۶, ۱۸۷, ۱۸۸, ۱۹۵, ۱۹۶,
۱۹۷, ۲۱۴, ۲۱۵, ۲۱۷, ۲۱۸, ۲۲۰, ۲۲۴,
۲۲۶, ۲۲۷, ۲۳۲, ۲۳۳, ۲۳۴, ۲۳۵, ۲۴۴,
۲۴۵, ۲۴۶, ۲۴۸, ۲۴۹, ۲۵۰, ۲۵۲, ۲۵۳,
۲۴۱, ۲۴۴, ۲۴۵, ۲۴۶, ۲۴۷, ۲۴۸, ۲۵۰,
۲۵۱, ۲۵۲, ۲۵۳, ۲۵۴, ۲۵۵, ۲۵۹, ۲۶۱,
۲۷۲, ۲۷۳, ۲۷۵, ۲۷۶, ۲۷۷, ۲۷۸, ۲۸۰,
۲۸۸, ۲۸۹, ۲۹۱, ۲۹۲, ۲۹۴, ۲۹۵, ۲۹۶,
۲۹۷, ۲۹۳, ۲۹۴, ۲۹۵, ۲۹۸, ۳۱۴, ۳۱۸,
۳۲۰, ۳۲۱, ۳۲۸, ۳۳۳, ۳۳۸, ۳۳۹, ۳۲۹,
۳۳۰, ۳۳۲, ۳۳۴, ۳۳۶, ۳۳۷, ۳۳۸, ۳۴۰,
۳۴۱, ۳۴۹, ۳۵۰, ۳۵۱, ۳۵۲, ۳۵۶, ۳۵۷,
۳۵۸, ۳۵۹, ۳۶۲, ۳۶۳, ۳۶۴, ۳۵۳, ۳۵۴,
۳۶۱, ۳۶۳, ۳۶۴, ۳۶۵, ۳۶۶, ۳۶۷, ۳۶۸,
۳۷۵, ۳۷۷, ۳۷۸, ۳۸۰, ۳۸۳, ۳۸۴, ۳۸۵,
۳۸۶, ۳۸۷, ۳۸۸, ۳۸۹, ۳۹۰, ۳۹۱, ۳۹۲,
۳۹۳, ۳۹۵, ۳۹۶, ۳۹۷, ۴۰۰, ۴۰۱, ۴۰۳,
۴۰۴, ۴۱۰, ۴۱۱, ۴۱۳, ۴۱۴, ۴۱۵, ۴۱۷,
۴۱۹, ۴۲۱, ۴۲۶, ۴۲۷, ۴۳۰, ۴۳۱, ۴۳۶,
۴۳۹, ۴۴۰, ۴۴۲, ۴۴۴, ۴۴۵, ۴۲۵, ۴۲۶,
۴۲۷, ۴۲۶, ۴۲۷, ۴۲۹, ۴۳۳
پینچ شبکه ۱۵۹, ۱۶۵, ۱۶۶, ۱۷۹, ۱۸۲
پینچ‌های چندگانه ۱۱۱
پینچ‌های یوتیلتی ۷۵, ۹۷, ۱۵۹

ت

تبادل حرارت ۱۵, ۱۷, ۱۹, ۳۰, ۳۴, ۳۸,
۳۹, ۴۸, ۵۲, ۶۳, ۶۴, ۷۴, ۸۷, ۸۸, ۸۹, ۹۱,
۹۸

, ۱۰۰, ۱۰۶, ۱۰۸, ۱۲۱, ۱۱۱, ۱۱۲, ۱۱۵, ۱۲۲,
۱۸۱, ۲۳۹, ۲۴۰, ۲۵۲, ۲۴۵, ۲۴۷, ۲۴۸,
۲۵۱, ۲۵۳, ۲۸۳, ۲۸۴, ۲۸۸, ۲۹۶, ۲۹۴,
۳۰۵, ۳۱۵, ۳۱۶, ۳۱۷, ۳۱۹, ۳۲۱, ۳۲۴,
۳۲۵, ۳۲۶, ۳۲۹, ۳۳۹, ۳۳۲, ۳۳۶, ۳۵۹,
۳۵۷, ۳۸۲, ۴۱۶, ۴۳۱, ۴۴۲, ۴۲۶, ۴۲۷,
۴۲۸

تبخیر ناگهانی ۲۴۲, ۲۵۹, ۲۸۳, ۳۷۹, ۴۰۵,
۴۱۰, ۴۱۲, ۴۱۴, ۴۱۵, ۴۱۶

تبرید ۶۴, ۶۹, ۷۰, ۱۱۰, ۱۱۹, ۱۸۳, ۱۸۵,
۲۰۷, ۲۱۶, ۲۱۷, ۲۱۹, ۲۲۳, ۲۲۴, ۲۲۵,
۲۲۶, ۲۲۷, ۲۲۸, ۲۲۹, ۲۳۰, ۲۳۲, ۲۳۳,
۲۵۴, ۲۴۲, ۴۳۴

تجهیزات فرآیندی ۱۴۷

ترکیبی متعادل ۴۵, ۸۱, ۸۳, ۳۰۵, ۴۲۷

ترمودینامیک ۱۶, ۱۸۴, ۱۸۵, ۱۸۷, ۲۰۰

تقطیر ۴۵, ۵۳, ۵۴, ۵۷, ۵۸, ۶۱, ۷۱, ۷۳, ۷۴,
۷۶, ۸۲, ۸۵, ۸۶, ۸۸, ۱۱۳, ۱۱۵, ۱۲۰,
۱۲۱, ۱۲۲, ۱۲۳, ۱۲۷, ۱۳۲, ۱۱۱, ۱۲۴,
۱۲۵, ۱۶۶, ۱۷۷, ۱۸۳, ۱۸۴, ۱۸۶, ۱۸۷,
۱۹۴, ۲۰۲, ۲۱۴, ۲۲۰, ۲۲۸, ۲۳۱, ۲۴۵,
۲۴۷, ۲۵۰, ۲۵۱, ۲۵۳, ۲۴۱, ۲۴۲, ۲۴۷,
۲۴۹, ۲۵۰, ۲۵۱, ۲۵۴, ۲۵۵, ۲۵۸, ۲۵۹,
۲۶۰, ۲۶۲, ۲۶۳, ۲۶۴, ۲۶۸, ۲۷۰, ۲۷۲,
۲۸۳, ۲۹۳, ۲۹۴, ۲۹۵, ۳۰۴, ۳۰۵, ۳۳۳,
۳۳۲, ۳۳۳, ۳۳۴, ۳۳۸, ۳۳۹, ۳۶۰, ۳۵۴,
۳۸۵, ۴۲۷, ۴۳۰, ۴۳۱, ۴۴۵, ۴۲۹

تلفات حرارتی ۵۶, ۲۰۳, ۲۰۵, ۲۱۱, ۲۴۸,
۲۵۶, ۳۳۴, ۳۳۱, ۳۴۴, ۳۴۸, ۴۴۱

تله‌های توپولوژیکی ۱۰۱

توان ۱۵, ۱۹, ۳۳, ۵۳, ۶۰, ۶۱, ۶۹, ۷۵, ۱۲۴,
۱۱۳, ۱۲۳, ۱۳۲, ۱۵۷, ۱۷۸, ۲۰۵, ۱۸۱,
۱۸۲, ۱۸۵, ۱۸۶, ۱۹۲, ۱۹۳, ۱۹۵, ۱۹۶,
۱۹۷, ۱۹۹, ۲۰۱, ۲۰۲, ۲۰۳, ۲۰۴, ۲۰۵,
۲۰۷, ۲۰۸, ۲۰۹, ۲۱۰, ۲۱۱, ۲۱۳, ۲۱۴,
۲۱۵, ۲۱۶, ۲۱۸, ۲۲۲, ۲۲۵, ۲۲۶, ۲۲۷,
۲۳۲, ۲۳۳, ۲۳۴, ۲۳۵, ۲۴۵, ۲۴۶, ۲۴۷,
۲۴۸, ۲۴۹, ۲۵۲, ۲۵۴, ۲۵۶, ۲۵۸, ۲۵۲,
۲۶۸, ۲۸۹, ۲۹۴, ۳۰۰, ۳۰۲, ۳۰۳, ۳۰۹,
۳۱۷, ۳۲۳, ۳۲۵, ۳۳۱, ۳۳۲, ۳۳۶, ۳۳۰,
۳۳۱, ۳۳۲, ۳۳۴, ۳۳۷, ۳۴۰, ۳۴۲, ۳۴۷,
۳۵۶, ۳۶۲, ۳۶۳, ۳۵۴, ۳۷۶, ۳۸۴, ۴۰۵,
۴۴۰, ۴۴۱, ۴۳۳, ۴۳۴

توربین گازی ۷۹, ۱۸۲, ۱۹۵, ۱۹۷, ۲۰۲,
۲۰۳, ۲۰۴, ۲۰۵, ۲۰۸, ۲۱۳, ۲۱۴, ۲۳۲,
۲۴۵, ۲۴۶, ۲۴۷, ۲۴۸, ۲۴۹, ۲۵۲, ۲۵۵,
۲۹۲, ۳۴۶, ۳۶۰, ۳۶۲, ۴۴۰, ۴۴۱, ۴۴۲,
۴۴۴, ۴۴۳

ج

جذب ۴۸, ۷۰, ۷۲, ۱۲۵, ۱۹۵, ۱۸۳, ۲۱۷,
۲۱۸, ۲۱۹, ۲۲۰, ۲۲۲, ۲۲۳, ۲۲۴, ۲۵۴,
۲۵۳, ۲۷۵, ۲۷۸, ۲۹۱, ۳۳۳, ۳۹۵

جریان ۱۵, ۱۶, ۱۷, ۱۸, ۱۹, ۲۰, ۲۱, ۲۴, ۲۵,
۲۶, ۲۸, ۳۰, ۳۱, ۳۲, ۳۴, ۳۸, ۳۹, ۴۰, ۴۱,
۴۲, ۴۳, ۴۴, ۴۸, ۵۰, ۵۱, ۵۲, ۵۳, ۴۵, ۴۶,
۴۷, ۴۸, ۴۹, ۵۰, ۵۱, ۵۲, ۵۳, ۵۴, ۵۵, ۵۶,
۵۷, ۵۹, ۶۰, ۶۱, ۶۲, ۶۳, ۶۴, ۶۷, ۷۰, ۷۳,
۷۴, ۷۶, ۷۷, ۷۸, ۷۹, ۸۱, ۸۲, ۸۴, ۸۵, ۸۶,
۸۷, ۸۸, ۸۹, ۹۰, ۹۱, ۹۴, ۹۵, ۹۶, ۹۷, ۹۸,
۱۰۰, ۱۰۱, ۱۰۲, ۱۰۳, ۱۰۵, ۱۱۰, ۱۱۳,
۱۱۴, ۱۱۶, ۱۲۰, ۱۲۱, ۱۲۳, ۱۲۴, ۱۲۵,
۱۲۶, ۱۲۷, ۱۲۸, ۱۲۹, ۱۳۰, ۱۳۱, ۱۳۲,
۱۱۱, ۱۱۲, ۱۱۳, ۱۱۴, ۱۱۵, ۱۱۶, ۱۱۷,
۱۱۸, ۱۱۹, ۱۲۱, ۱۲۳, ۱۲۴, ۱۲۵, ۱۲۶,
۱۲۷, ۱۳۰, ۱۳۱, ۱۳۲, ۱۳۳, ۱۳۴, ۱۳۵,
۱۳۶

, ۱۳۷, ۱۳۸, ۱۴۱, ۱۴۲, ۱۴۵, ۱۴۷, ۱۴۸, ۱۴۹,
۱۵۰, ۱۵۱, ۱۵۲, ۱۵۴, ۱۵۶, ۱۵۷, ۱۵۸,
۱۵۹, ۱۶۰, ۱۶۱, ۱۶۲, ۱۶۶, ۱۶۷, ۱۶۸,
۱۶۹, ۱۷۱, ۱۷۳, ۱۷۴, ۱۷۷, ۱۷۸, ۱۸۱,
۱۸۷, ۱۹۰, ۱۹۱, ۱۹۲, ۱۹۳, ۱۹۴, ۱۹۵,
۱۹۶, ۱۹۷, ۱۹۸, ۱۹۹, ۲۰۱, ۱۸۲, ۱۹۶,
۲۰۲, ۲۱۷, ۲۲۰, ۲۲۶, ۲۳۳, ۲۳۴, ۲۳۵,
۲۳۹, ۲۴۰, ۲۴۳, ۲۵۰, ۲۵۱, ۲۴۱, ۲۴۲,
۲۴۴, ۲۴۵, ۲۴۶, ۲۴۷, ۲۴۸, ۲۵۲, ۲۵۳,
۲۵۶, ۲۵۷, ۲۵۹, ۲۶۰, ۲۶۵, ۲۶۸, ۲۸۱,
۲۸۳, ۲۸۸, ۲۸۹, ۲۹۱, ۲۹۳, ۲۹۴, ۲۹۵,
۲۹۶, ۲۹۷, ۲۹۸, ۳۰۰, ۳۰۳, ۳۰۴, ۲۹۳,
۲۹۶, ۲۹۷, ۲۹۸, ۲۹۹, ۳۰۰, ۳۰۱, ۳۰۳,
۳۰۴, ۳۰۵, ۳۰۶, ۳۰۷, ۳۰۸, ۳۰۹, ۳۱۲,
۳۱۴, ۳۱۷, ۳۱۹, ۳۲۰, ۳۲۱, ۳۲۳, ۳۲۴,
۳۲۵, ۳۲۶, ۳۲۸, ۳۲۹, ۳۳۰, ۳۳۱, ۳۳۲,
۳۳۳, ۳۳۸, ۳۲۹, ۳۳۰, ۳۳۱, ۳۳۳, ۳۳۴,
۳۳۵, ۳۳۶, ۳۳۷, ۳۳۸, ۳۳۹, ۳۴۰, ۳۴۱,
۳۴۲, ۳۴۳, ۳۴۵, ۳۴۶, ۳۴۷, ۳۴۸, ۳۴۹,
۳۵۱, ۳۶۱, ۳۶۲, ۳۶۴, ۳۵۴, ۳۵۵, ۳۵۷,
۳۵۹, ۳۶۳, ۳۶۴, ۳۶۵, ۳۶۶, ۳۶۷, ۳۶۸,
۳۶۹, ۳۷۰, ۳۷۱, ۳۷۲, ۳۷۳, ۳۷۴, ۳۷۵,
۳۷۶, ۳۷۷, ۳۷۸, ۳۷۹, ۳۸۰, ۳۸۱, ۳۸۲,
۳۸۳, ۳۸۵, ۳۸۶, ۳۸۸, ۳۸۹, ۳۹۰, ۳۹۱,
۳۹۴, ۳۹۵, ۳۹۷, ۳۹۸, ۳۹۹, ۴۰۰, ۴۰۱,
۴۰۲, ۴۰۳, ۴۰۴, ۴۰۵, ۴۰۶, ۴۰۷, ۴۰۸,
۴۰۹, ۴۱۰, ۴۱۱, ۴۱۲, ۴۱۴, ۴۱۹, ۴۲۰,
۴۲۳, ۴۲۴, ۴۲۵, ۴۲۶, ۴۲۷, ۴۳۲, ۴۳۳,
۴۳۴, ۴۳۷, ۴۳۹, ۴۴۰, ۴۴۱, ۴۴۲, ۴۴۵,
۴۲۵, ۴۲۷, ۴۲۶, ۴۲۷, ۴۲۸, ۴۲۹, ۴۳۰,
۴۳۴ ,۴۳۳

جریان برگشتی ۵۷, ۵۹, ۲۵۳, ۲۶۰, ۲۶۸,
۴۱۰

جریان سرد ۱۵, ۱۶, ۱۷, ۱۹, ۲۵, ۳۱, ۳۹, ۴۴,
۴۵, ۴۸, ۴۹, ۵۰, ۵۴, ۶۰, ۷۳, ۹۰, ۹۱, ۹۸,
۱۱۳, ۱۲۱, ۱۲۸, ۱۳۰, ۱۱۶, ۱۲۳, ۱۲۴,
۱۲۵, ۱۲۷, ۱۳۰, ۱۳۱, ۱۳۷, ۱۵۱, ۱۵۳,
۱۵۴, ۱۹۰, ۱۹۱, ۱۹۲, ۱۹۳, ۱۹۵, ۱۹۸,
۲۳۹, ۲۴۰, ۲۴۶, ۲۴۸, ۲۸۹, ۲۹۴, ۲۹۶,
۲۹۷, ۲۹۶, ۲۹۹, ۳۰۰, ۳۰۱, ۳۰۷, ۳۲۰,
۳۲۱, ۳۲۳, ۳۲۴, ۳۲۹, ۳۳۴, ۳۳۷, ۳۴۱,
۳۴۵, ۳۴۶, ۳۶۴, ۳۶۶, ۳۷۹, ۳۸۸, ۳۹۵,
۳۹۸, ۴۰۴, ۴۱۰, ۴۱۱, ۴۳۲, ۴۳۷, ۴۲۶,
۴۳۰ ,۴۲۷

جریان گرم ۱۵, ۱۶, ۱۷, ۱۹, ۲۰, ۲۱, ۲۵, ۳۱,
۳۹, ۴۱, ۴۳, ۴۴, ۴۸, ۴۹, ۵۰, ۵۴, ۵۶, ۶۰,
۷۳, ۹۰, ۹۱, ۹۸, ۱۰۰, ۱۲۱, ۱۲۶, ۱۲۸,
۱۳۰, ۱۱۶, ۱۲۳, ۱۲۴, ۱۲۵, ۱۲۷, ۱۳۰,
۱۳۱, ۱۳۷, ۱۵۱, ۱۵۳, ۱۵۴, ۱۸۷, ۱۹۰,
۱۹۱, ۱۹۲, ۱۹۳, ۱۹۸, ۲۰۲, ۲۳۹, ۲۴۰,
۲۴۴, ۲۴۶, ۲۴۸, ۲۸۹, ۲۹۶, ۲۹۷, ۳۰۰,
۲۹۷, ۲۹۹, ۳۰۰, ۳۰۱, ۳۰۷, ۳۲۰, ۳۲۳,
۳۲۴, ۳۲۸, ۳۲۹, ۳۳۶, ۳۳۷, ۳۴۷, ۳۵۵,
۳۶۴, ۳۶۶, ۳۶۸, ۳۸۲, ۳۸۸, ۳۸۹, ۳۹۴,
۳۹۶, ۴۰۷, ۴۱۲, ۴۳۷, ۴۳۹, ۴۲۶, ۴۲۸,
۴۳۳ ,۴۳۰

جفت پینچ ۴۱, ۴۳, ۱۲۸, ۱۳۵, ۱۴۸, ۱۵۵,
۱۶۶, ۱۶۸, ۱۶۹, ۱۷۹

جفت پینچ کننده ۱۶۶, ۱۶۸, ۱۷۹

جفت سازی چرخه ای ۱۲۴, ۱۳۲, ۱۳۵, ۱۳۷,
۱۷۴

چ

چاه حرارتی ۳۴, ۳۸, ۷۰, ۷۲, ۱۸۳, ۱۸۵,
۲۳۵, ۲۴۸

چرخه رنکین ۱۹۰, ۱۹۷, ۱۹۹, ۲۰۰, ۲۰۱,
۲۰۴, ۲۰۵, ۲۱۴, ۲۱۵, ۲۱۶, ۲۲۴

چشمه حرارتی ۳۴, ۳۸, ۷۱

ح

حداقل نیاز انرژی ۴۶, ۱۱۱
حداکثر بازیابی انرژی ۴۶, ۱۱۱, ۱۶۵

خ

خشک کن ۱۲۳, ۲۵۲, ۲۴۲, ۲۸۸, ۲۸۹, ۲۹۰, ۲۹۱, ۲۹۲, ۲۹۳, ۳۳۹, ۳۴۰, ۳۴۴, ۳۴۵, ۳۴۶, ۳۴۷, ۳۴۸, ۳۶۰, ۴۰۵, ۴۰۷, ۴۰۹, ۴۱۱, ۴۱۲, ۴۱۳, ۴۱۴, ۴۱۵, ۴۱۷, ۴۲۱, ۴۲۳, ۴۲۵
خوراک خام ۴۷, ۵۷, ۵۹, ۶۲, ۱۱۴, ۱۱۷, ۱۲۵, ۱۸۷, ۱۹۲, ۱۹۳, ۱۹۵, ۱۹۶, ۱۹۷, ۱۹۸, ۱۹۹, ۲۰۲, ۲۴۳, ۲۹۶, ۲۹۷, ۳۰۰, ۳۵۶, ۳۵۳, ۳۵۹, ۳۶۳, ۳۷۴, ۳۷۶, ۴۰۵, ۴۱۳

د

دما ۱۶, ۱۷, ۱۸, ۱۹, ۲۰, ۲۵, ۲۶, ۲۷, ۳۳, ۳۹, ۴۱, ۴۴, ۴۵, ۴۸, ۵۱, ۴۷, ۴۸, ۴۹, ۵۰, ۵۱, ۵۴, ۵۶, ۵۹, ۶۱, ۶۳, ۶۵, ۶۶, ۶۹, ۷۰, ۷۳, ۷۴, ۷۵, ۷۶, ۷۷, ۷۸, ۸۰, ۸۱, ۸۲, ۸۵, ۸۷, ۸۸, ۹۰, ۹۷, ۱۰۰, ۱۰۱, ۱۰۲, ۱۰۵, ۱۰۶, ۱۰۸, ۱۰۹, ۱۱۱, ۱۱۳, ۱۱۷, ۱۲۴, ۱۲۸, ۱۲۹, ۱۳۰, ۱۳۱, ۱۳۲, ۱۱۴, ۱۱۵, ۱۱۶, ۱۳۰, ۱۳۳, ۱۳۷, ۱۳۹, ۱۴۱, ۱۴۲, ۱۴۵, ۱۵۰, ۱۵۳, ۱۶۶, ۱۶۸, ۱۷۶, ۱۷۷, ۱۸۳, ۱۸۵, ۱۹۱, ۱۹۲, ۱۹۴, ۱۹۵, ۱۹۷, ۲۰۲, ۱۸۸, ۱۹۳, ۱۹۵, ۱۹۷, ۲۰۰, ۲۰۱, ۲۰۲, ۲۰۳, ۲۰۴, ۲۱۶, ۲۱۷, ۲۲۰, ۲۲۳, ۲۲۴, ۲۲۵, ۲۲۶, ۲۲۹, ۲۳۱, ۲۳۲, ۲۳۳, ۲۳۵, ۲۳۶, ۲۴۰, ۲۴۲, ۲۴۳, ۲۵۰, ۲۵۳, ۲۵۵, ۲۴۱, ۲۴۲, ۲۴۵, ۲۴۸, ۲۵۲, ۲۵۵, ۲۵۶, ۲۵۸, ۲۵۹, ۲۶۴, ۲۶۸, ۲۷۱, ۲۷۲, ۲۷۷, ۲۷۸, ۲۸۰, ۲۸۳, ۲۸۸, ۲۹۱, ۲۹۲, ۲۹۴, ۲۹۵, ۳۰۲, ۲۹۶, ۲۹۷, ۳۰۳, ۳۰۶, ۳۱۷, ۳۱۸, ۳۲۸, ۳۲۹, ۳۳۰, ۳۳۲, ۳۳۷, ۳۳۰, ۳۳۱, ۳۳۴, ۳۳۶, ۳۳۷, ۳۴۱, ۳۴۲, ۳۴۳, ۳۴۵, ۳۴۶, ۳۴۸, ۳۵۱, ۳۶۲, ۳۶۴, ۳۵۵, ۳۵۷, ۳۵۹, ۳۶۱, ۳۸۰, ۳۸۱, ۳۸۲, ۳۸۳, ۳۸۸, ۳۸۹, ۳۹۴, ۳۹۶, ۴۰۴, ۴۰۶, ۴۱۰, ۴۱۳, ۴۱۵, ۴۱۶, ۴۱۷, ۴۱۹, ۴۲۳, ۴۳۳, ۴۴۰, ۴۲۷, ۴۲۸, ۴۲۹, ۴۳۰, ۴۳۳, ۴۳۴
دمای شیفت یافته ۳۱, ۳۲, ۴۰, ۶۴, ۷۱, ۷۳, ۸۶, ۱۲۸, ۱۲۹, ۱۵۹, ۱۹۷, ۲۴۹, ۲۷۸, ۲۷۹, ۳۸۶, ۴۲۸, ۴۲۹, ۴۳۰

ر

راکتور ۱۵, ۵۴, ۱۸۳, ۲۴۲, ۲۴۳, ۲۵۲, ۲۵۳, ۲۵۴, ۲۸۸, ۲۹۶, ۳۰۲, ۳۳۳, ۳۳۴, ۳۳۵, ۳۳۷, ۳۳۴, ۳۳۶, ۳۳۷, ۳۳۸, ۳۳۹, ۳۷۸, ۳۷۹, ۳۸۵
ریبویلر, ۵۷, ۱۸۳, ۲۴۹, ۲۵۰, ۲۵۵, ۲۵۶, ۲۵۷, ۲۵۹, ۲۶۱, ۲۶۳, ۲۶۴, ۲۶۷, ۲۶۸, ۲۶۹, ۲۷۲, ۳۸۲, ۳۹۴, ۴۲۸

ز

زمان بازپرداخت ۴۹, ۱۰۷, ۱۸۸, ۱۸۹, ۲۰۸, ۲۴۹, ۲۹۷, ۲۹۸, ۳۰۳, ۳۰۴, ۳۵۶, ۳۹۳, ۴۴۳

س

سرمایش ۱۶, ۱۹, ۲۰, ۲۱, ۳۱, ۳۲, ۳۴, ۳۵, ۳۷, ۴۰, ۴۳, ۴۵, ۴۶, ۵۴, ۵۸, ۶۲, ۶۸, ۷۳, ۹۰, ۱۰۶, ۱۰۷, ۱۵۶, ۱۶۶, ۱۶۸, ۱۹۳, ۱۸۳, ۱۸۶, ۱۹۱, ۲۱۹, ۲۲۵, ۲۲۶, ۲۳۷, ۲۴۲, ۲۵۳, ۲۵۵, ۲۵۹, ۲۶۰, ۲۷۰, ۲۹۴, ۲۹۶, ۳۰۱, ۳۲۴, ۳۳۱, ۳۳۴, ۳۳۳, ۳۴۸, ۳۵۷, ۳۶۳, ۳۶۶, ۴۲۰, ۴۳۴, ۴۲۸, ۴۲۹, ۴۳۱

سرمایه ۳۸, ۴۸, ۴۹, ۵۰, ۴۵, ۵۴, ۶۲, ۶۵, ۸۷, ۸۹, ۹۶, ۹۹, ۱۰۱, ۱۰۶, ۱۰۷, ۱۰۹, ۱۱۰, ۱۱۱, ۱۱۲, ۱۱۳, ۱۱۹, ۱۲۰, ۱۳۸, ۱۴۷, ۱۵۷, ۱۶۵, ۱۷۹, ۱۸۸, ۱۹۱, ۱۹۵, ۲۰۰, ۱۹۷, ۲۰۴, ۲۰۸, ۲۱۳, ۲۱۶, ۲۱۸, ۲۲۳, ۲۳۲, ۲۳۳, ۲۴۴, ۲۴۷, ۲۴۹, ۲۵۲, ۲۵۶, ۲۴۵, ۲۶۱, ۲۶۳, ۲۶۷, ۲۶۸, ۲۷۱, ۲۷۲, ۲۷۶, ۲۷۹, ۲۹۱, ۲۹۲, ۲۹۵, ۳۰۴, ۳۲۵, ۳۳۵, ۳۳۹, ۳۳۲, ۳۳۴, ۳۳۵, ۳۳۹, ۳۵۶, ۳۵۴, ۳۵۶, ۳۷۷, ۳۹۳, ۳۹۸, ۳۹۹, ۴۰۰, ۴۱۶, ۴۱۸, ۴۲۶, ۴۳۱, ۴۳۸, ۴۴۵

ش

شبکه ۱۵, ۳۸, ۳۹, ۴۰, ۴۱, ۴۶, ۵۰, ۵۱, ۵۲, ۴۶, ۵۲, ۵۳, ۷۵, ۸۱, ۸۵, ۸۸, ۸۹, ۹۲, ۹۳, ۹۶, ۹۷, ۹۸, ۹۹, ۱۰۱, ۱۰۲, ۱۰۵, ۱۱۱, ۱۱۲, ۱۱۱, ۱۱۳, ۱۳۰, ۱۳۱, ۱۳۲, ۱۳۷, ۱۳۸, ۱۳۹, ۱۴۱, ۱۴۴, ۱۴۵, ۱۴۷, ۱۴۸, ۱۴۹, ۱۵۰, ۱۵۱, ۱۵۲, ۱۵۳, ۱۵۴, ۱۵۷, ۱۵۸, ۱۵۹, ۱۶۰, ۱۶۱, ۱۶۲, ۱۶۳, ۱۶۴, ۱۶۵, ۱۶۶, ۱۶۷, ۱۶۸, ۱۶۹, ۱۷۰, ۱۷۴, ۱۷۵, ۱۷۶, ۱۷۷, ۱۷۸, ۱۷۹, ۱۸۰, ۱۸۱, ۱۸۲, ۱۸۴, ۱۸۵, ۱۸۷, ۱۸۸, ۱۸۹, ۱۹۰, ۱۹۱, ۱۹۳, ۱۹۴, ۱۹۵, ۱۹۶, ۱۹۷, ۱۹۸, ۱۹۹, ۲۰۰, ۲۰۱, ۲۰۲, ۲۰۶, ۲۰۷, ۲۰۸, ۲۳۰, ۲۳۳, ۲۵۲, ۲۴۱, ۲۴۲, ۲۴۳, ۲۴۵, ۲۵۲, ۲۹۶, ۲۹۷, ۲۹۹, ۳۰۲, ۳۰۵, ۳۱۸, ۳۱۹, ۳۲۰, ۳۲۱, ۳۲۲, ۳۲۳, ۳۲۴, ۳۳۱, ۳۳۰, ۳۴۰, ۳۴۹, ۳۵۰, ۳۵۱, ۳۵۶, ۳۶۴, ۳۵۵, ۳۵۶, ۳۵۷, ۳۵۹, ۳۶۱, ۳۶۳, ۳۶۴, ۳۶۵, ۳۶۷, ۳۶۸, ۳۶۹, ۳۷۰, ۳۷۱, ۳۷۶, ۳۷۷, ۳۷۸, ۳۸۰, ۳۸۱, ۳۸۴, ۳۸۶, ۳۹۰, ۳۹۲, ۳۹۳, ۳۹۴, ۳۹۵, ۳۹۶, ۳۹۷, ۳۹۸, ۳۹۹, ۴۰۰, ۴۰۱, ۴۰۳, ۴۰۴, ۴۱۳, ۴۲۴, ۴۲۵, ۴۳۰, ۴۳۱, ۴۳۴, ۴۴۱, ۴۴۴, ۴۴۵, ۴۲۷, ۴۲۸, ۴۲۹, ۴۳۰, ۴۳۴

شبکه MER ۱۴۵, ۱۴۸, ۱۴۹, ۱۶۴, ۱۶۵, ۱۶۸, ۱۷۹, ۱۸۸, ۱۹۰, ۱۹۱, ۲۰۲, ۲۹۷, ۳۱۹, ۳۲۰, ۳۲۳, ۳۴۹, ۳۶۳, ۳۶۵, ۳۶۸, ۳۶۹, ۳۷۱, ۳۸۶, ۳۹۵, ۴۰۱, ۴۲۴, ۴۴۵

ض

ضریب انتقال حرارت کلی ۴۸, ۶۰, ۶۳, ۱۰۹, ۴۲۶

ط

طراحی شبکه ۲۲, ۲۶, ۳۵, ۳۸, ۳۹, ۴۰, ۴۱, ۴۴, ۴۵, ۴۶, ۴۷, ۴۹, ۵۲, ۵۱, ۶۷, ۷۱, ۷۵, ۷۷, ۸۱, ۹۱, ۹۵, ۹۹, ۱۲۳, ۱۳۵, ۱۱۴, ۱۴۵, ۱۴۷, ۱۴۸, ۱۵۱, ۱۵۲, ۱۵۵, ۱۵۸, ۱۵۹, ۱۶۲, ۱۶۵, ۱۶۶, ۱۶۸, ۱۸۶, ۱۹۷, ۲۰۱, ۳۰۱, ۳۰۴, ۳۱۸, ۳۱۹, ۳۳۲, ۳۳۰, ۳۴۹, ۳۵۰, ۳۵۱, ۳۵۶, ۳۵۴, ۳۶۳, ۳۷۴, ۳۷۷, ۳۷۸, ۳۸۳, ۳۸۵, ۳۹۵, ۳۹۷, ۴۰۱, ۴۰۴, ۴۴۵, ۴۲۵, ۴۲۶, ۴۲۹

ف

فرآیند ۱۵, ۱۶, ۱۷, ۱۸, ۲۱, ۲۲, ۲۴, ۳۰,
۳۱, ۳۴, ۳۵, ۳۷, ۳۸, ۴۰, ۵۰, ۵۱, ۵۲, ۴۵,
۴۶, ۴۷, ۵۱, ۵۲, ۵۳, ۵۴, ۵۷, ۵۹, ۶۲, ۶۸,
۶۹, ۷۰, ۷۱, ۷۲, ۷۳, ۷۴, ۷۵, ۷۶, ۷۷, ۷۸,
۷۹, ۸۱, ۸۲, ۸۴, ۸۵, ۸۷, ۹۰, ۹۱, ۹۴,
۱۱۱, ۱۲۲, ۱۲۳, ۱۲۶, ۱۲۷, ۱۲۸, ۱۱۸,
۱۲۱, ۱۲۲, ۱۲۴, ۱۳۱, ۱۴۷, ۱۵۹, ۱۶۰,
۱۶۱, ۱۶۲, ۱۶۶, ۱۷۹, ۱۸۲, ۱۸۳, ۱۸۷,
۱۹۲, ۱۹۵, ۱۹۶, ۱۹۷, ۱۸۳, ۱۸۵, ۱۸۶,
۱۸۷, ۱۸۸, ۱۹۰, ۱۹۱, ۱۹۲, ۱۹۳, ۱۹۵,
۱۹۶, ۲۰۱, ۲۰۶, ۲۰۷, ۲۰۸, ۲۱۱, ۲۱۲,
۲۱۳, ۲۱۴, ۲۱۷, ۲۱۸, ۲۲۰, ۲۲۴, ۲۲۵,
۲۲۶, ۲۲۸, ۲۲۹, ۲۳۰, ۲۳۱, ۲۳۲, ۲۳۳,
۲۳۴, ۲۳۵, ۲۳۶, ۲۳۹, ۲۴۰, ۲۴۴, ۲۴۵,
۲۴۶, ۲۴۷, ۲۴۹, ۲۵۰, ۲۵۱, ۲۵۲, ۲۵۴,
۲۵۵, ۲۶۱, ۲۴۱, ۲۴۲, ۲۴۳, ۲۴۴, ۲۴۶,
۲۴۷, ۲۴۸, ۲۴۹, ۲۵۰, ۲۵۱, ۲۵۲, ۲۵۳,
۲۵۴, ۲۵۶, ۲۵۷, ۲۵۸, ۲۵۹, ۲۶۰, ۲۶۴,
۲۶۵, ۲۶۷, ۲۷۰, ۲۷۲, ۲۷۳, ۲۷۵, ۲۷۶,
۲۷۸, ۲۸۳, ۲۸۴, ۲۸۸, ۲۸۹, ۲۹۰, ۲۹۳,
۲۹۶, ۲۹۷, ۲۹۸, ۲۹۹, ۳۰۰, ۳۰۱, ۳۰۲,
۳۰۳, ۳۰۴, ۳۰۵, ۲۹۴, ۲۹۵, ۲۹۶, ۲۹۷,
۲۹۸, ۲۹۹, ۳۰۰, ۳۰۲, ۳۰۳, ۳۰۷, ۳۰۸,
۳۰۹, ۳۱۴, ۳۱۶, ۳۱۷, ۳۱۸, ۳۱۹, ۳۲۰,
۳۲۱, ۳۲۵, ۳۲۷, ۳۳۰, ۳۳۱, ۳۳۲, ۳۳۳,
۳۳۴, ۳۳۵, ۳۳۶, ۳۳۷, ۳۳۸, ۳۳۹, ۳۲۹,
۳۳۰, ۳۳۱, ۳۳۳, ۳۳۴, ۳۳۶, ۳۳۸, ۳۳۹,
۳۴۰, ۳۴۱, ۳۴۴, ۳۴۵, ۳۵۰, ۳۵۱, ۳۵۲,
۳۵۳, ۳۵۵, ۳۵۶, ۳۵۷, ۳۵۸, ۳۵۹, ۳۶۰,
۳۶۱, ۳۶۲, ۳۶۳, ۳۶۴, ۳۵۴, ۳۶۴, ۳۶۹,
۳۷۴, ۳۷۸, ۳۷۹, ۳۸۱, ۳۸۴, ۳۹۰, ۳۹۳,
۳۹۴, ۳۹۵, ۳۹۷, ۳۹۸, ۳۹۹, ۴۰۴, ۴۰۵,
۴۰۸, ۴۰۹, ۴۱۰, ۴۱۱, ۴۱۲, ۴۱۳, ۴۱۶,
۴۱۷, ۴۲۱, ۴۲۶, ۴۲۷, ۴۳۰, ۴۳۱, ۴۳۳,
۴۳۴, ۴۳۹, ۴۴۲, ۴۴۵, ۴۲۵, ۴۲۶, ۴۲۷,
۴۲۸, ۴۲۹, ۴۳۰, ۴۳۱
فرآیندهای ناپیوسته ۵۱, ۳۰۷, ۲۹۳, ۲۹۵,
۳۰۳, ۳۰۴, ۳۰۷, ۳۱۶, ۳۱۸, ۳۲۸, ۳۳۲,
۳۳۷, ۳۳۸, ۳۵۳, ۴۳۱

ک

کارخانه ۵۱, ۴۶, ۴۹, ۵۳, ۵۷, ۸۷, ۹۲, ۹۹,
۱۰۶, ۱۱۱, ۱۱۳, ۱۲۰, ۱۲۲, ۱۱۹, ۱۲۴,
۱۳۲, ۱۴۷, ۱۴۸, ۱۴۹, ۱۵۰, ۱۶۲, ۱۶۳,
۱۶۵, ۱۷۹, ۱۸۶, ۱۹۴, ۲۰۰, ۲۰۱, ۱۸۱,
۱۸۳, ۱۸۶, ۱۹۹, ۲۰۶, ۲۰۸, ۲۰۹, ۲۱۰,
۲۱۱, ۲۱۷, ۲۳۵, ۲۳۷, ۲۴۰, ۲۴۲, ۲۴۶,
۲۴۹, ۲۵۰, ۲۵۳, ۲۵۴, ۲۵۵, ۲۵۶, ۲۵۷,
۲۵۸, ۲۴۱, ۲۴۲, ۲۴۳, ۲۴۷, ۲۴۸, ۲۵۱,
۲۵۲, ۲۵۸, ۲۶۷, ۲۶۸, ۲۸۳, ۲۹۷, ۲۹۸,
۲۹۹, ۳۰۰, ۳۰۱, ۳۰۴, ۲۹۵, ۳۲۳, ۳۲۶,
۳۲۷, ۳۳۲, ۳۳۳, ۳۳۸, ۳۲۹, ۳۳۰, ۳۳۱,
۳۳۲, ۳۳۳, ۳۳۶, ۳۳۷, ۳۴۰, ۳۴۲, ۳۴۳,
۳۴۸, ۳۵۰, ۳۵۶, ۳۵۷, ۳۶۰, ۳۶۱, ۳۶۴,
۳۵۳, ۳۵۴, ۳۵۹, ۳۶۳, ۳۶۵, ۳۶۶, ۳۶۹,
۳۷۱, ۳۷۸, ۳۸۰, ۳۸۲, ۳۸۵, ۳۸۶, ۳۹۲,
۳۹۴, ۳۹۷, ۳۹۸, ۳۹۹, ۴۰۰, ۴۰۱, ۴۰۲,
۴۰۴, ۴۰۵, ۴۰۷, ۴۰۹, ۴۱۰, ۴۱۲, ۴۱۳,
۴۱۵, ۴۲۲, ۴۲۴, ۴۲۷, ۴۲۸, ۴۲۹, ۴۳۰,
۴۳۱, ۴۴۲, ۴۴۴, ۴۴۵, ۴۲۷
کارنو ۱۸۴, ۱۸۵, ۲۱۵, ۲۲۲, ۲۲۴, ۲۲۹, ۲۴۳
کندانسور ۱۸۳, ۲۲۳, ۲۲۴, ۲۲۵, ۲۴۲, ۲۴۹,
۲۵۰, ۲۵۱, ۲۵۳, ۲۵۵, ۲۵۶, ۲۵۷, ۲۵۸,
۲۵۹, ۲۶۱, ۲۶۴, ۲۶۷, ۲۶۸, ۲۶۹, ۲۷۲, ,
۳۹۸

۴۲۸ ,۴۱۵ ,۴۰۵ ,

کولر ۱۶, ۳۸, ۳۹, ۴۶, ۴۸, ۴۹, ۴۵, ۵۳, ۶۱, ۹۰, ۹۱, ۹۳, ۹۵, ۱۰۶, ۱۰۷, ۱۰۸, ۱۲۱, ۱۳۸, ۱۴۱, ۱۴۲, ۱۴۵, ۱۴۸, ۱۴۹, ۱۵۳, ۱۵۷, ۱۶۶, ۱۷۴, ۱۷۷, ۱۷۸, ۱۹۲, ۲۰۲, ۲۹۸, ۳۰۰, ۳۰۱, ۲۹۸, ۳۳۲, ۳۳۴, ۳۳۵, ۳۴۰, ۳۶۳, ۳۶۹, ۳۷۲, ۴۱۱, ۴۲۶, ۴۲۹, ۴۳۱

گ

گاز دودکش ۶۹, ۷۶, ۷۸, ۷۹, ۸۲, ۸۴, ۱۲۴, ۱۲۵, ۱۲۷, ۱۳۲, ۱۹۵, ۱۹۶, ۱۹۷, ۱۹۸, ۱۹۹, ۲۰۰, ۱۹۵, ۲۰۰, ۲۰۱, ۲۴۹

گراند ۱, ۳۱, ۳۲, ۴۵, ۶۵, ۷۲, ۷۵, ۷۷, ۸۱, ۸۳, ۸۶, ۱۵۰, ۱۵۱, ۱۸۸, ۱۸۹, ۱۹۳, ۲۱۶, ۲۲۴, ۲۲۶, ۲۲۷, ۲۲۹, ۲۳۰, ۲۳۲, ۲۳۴, ۲۳۵, ۲۳۶, ۲۳۷, ۲۳۹, ۲۴۳, ۲۴۶, ۲۴۷, ۲۴۸, ۲۵۰, ۲۵۱, ۲۴۹, ۲۵۷, ۲۶۲, ۲۶۳, ۲۷۳, ۲۷۴, ۲۸۶, ۲۹۳, ۳۰۸, ۳۱۴, ۳۳۸, ۳۵۴, ۳۶۱, ۴۲۰, ۴۲۷, ۴۲۸, ۴۲۹, ۴۳۰, ۴۳۴

گرما و توان ۱, ۵۱, ۵۲, ۶۹, ۷۵, ۲۰۰, ۱۸۳, ۱۸۵, ۲۰۲, ۲۰۶

گرمایش ۱۶, ۱۸, ۱۹, ۲۰, ۲۱, ۳۱, ۳۲, ۳۷, ۴۰, ۴۳, ۴۴, ۴۶, ۵۴, ۵۸, ۶۲, ۶۸, ۶۹, ۷۳, ۸۲, ۸۴, ۸۶, ۸۸, ۹۰, ۱۰۶, ۱۰۷, ۱۲۴, ۱۳۵, ۱۵۶, ۱۶۶, ۱۶۸, ۱۸۸, ۱۹۵, ۱۹۶, ۱۹۷, ۱۹۹, ۲۰۰, ۱۸۳, ۱۸۶, ۱۸۷, ۱۹۳, ۱۹۵, ۱۹۶, ۱۹۷, ۲۰۵, ۲۰۶, ۲۰۷, ۲۱۲, ۲۱۳, ۲۲۰, ۲۳۵, ۲۳۷, ۲۴۰, ۲۴۶, ۲۴۹, ۲۵۰, ۲۵۴, ۲۵۵, ۲۵۷, ۲۴۲, ۲۴۸, ۲۵۳, ۲۵۵, ۲۵۹, ۲۶۰, ۲۷۰, ۲۷۱, ۲۷۳, ۲۷۷, ۲۸۳, ۲۸۹, ۲۹۴, ۲۹۶, ۳۰۱, ۳۰۲, ۳۰۴, ۳۰۵, ۳۲۴, ۳۲۹, ۳۳۱, ۳۳۳, ۳۳۴, ۳۳۲, ۳۳۳, ۳۳۷, ۳۳۸, ۳۳۹, ۳۴۰, ۳۴۵, ۳۴۷, ۳۴۸, ۳۵۷, ۳۵۸, ۳۶۲, ۳۶۳, ۳۵۴, ۳۶۳, ۳۶۴, ۳۶۹, ۳۷۰, ۳۷۹, ۳۸۲, ۳۸۹, ۳۹۶, ۴۰۶, ۴۰۹, ۴۱۰, ۴۱۲, ۴۱۵, ۴۱۸, ۴۲۰, ۴۲۱, ۴۲۵, ۴۲۶, ۴۳۱, ۴۳۲, ۴۳۳, ۴۳۴, ۴۳۷, ۴۳۹, ۴۴۰, ۴۴۱, ۴۴۲, ۴۴۴, ۴۲۷, ۴۲۸, ۴۲۹, ۴۳۱

م

مبدل حرارتی ۱۶, ۱۹, ۲۰, ۳۸, ۳۹, ۴۰, ۴۱, ۴۸, ۴۹, ۵۲, ۴۵, ۴۸, ۵۱, ۵۳, ۵۴, ۵۶, ۵۸, ۶۰, ۶۳, ۸۹, ۹۳, ۹۶, ۹۷, ۹۹, ۱۰۱, ۱۰۵, ۱۰۷, ۱۰۸, ۱۰۹, ۱۱۷, ۱۱۸, ۱۱۹, ۱۳۵, ۱۱۱, ۱۱۴, ۱۱۹, ۱۲۰, ۱۲۳, ۱۴۷, ۱۴۸, ۱۴۹, ۱۵۱, ۱۵۴, ۱۵۷, ۱۸۱, ۱۸۲, ۱۸۶, ۱۸۸, ۱۹۶, ۲۰۰, ۲۰۱, ۲۰۲, ۱۹۵, ۲۰۸, ۲۳۳, ۲۴۱, ۲۵۲, ۲۵۴, ۲۴۱, ۲۴۲, ۲۴۳, ۲۴۵, ۲۷۰, ۲۸۳, ۲۸۴, ۲۹۶, ۲۹۷, ۲۹۸, ۳۰۱, ۳۰۳, ۳۰۵, ۲۹۴, ۳۰۱, ۳۱۸, ۳۱۹, ۳۲۲, ۳۳۰, ۳۳۴, ۳۳۵, ۳۳۰, ۳۳۷, ۳۵۱, ۳۵۶, ۳۵۵, ۳۵۹, ۳۶۱, ۳۶۹, ۳۷۱, ۳۷۶, ۳۷۷, ۳۸۰, ۳۸۱, ۳۹۵, ۳۹۷, ۳۹۸, ۴۰۰, ۴۰۴, ۴۱۲, ۴۱۸, ۴۱۹, ۴۲۱, ۴۲۶, ۴۳۴, ۴۲۶, ۴۲۷, ۴۲۸, ۴۲۹, ۴۳۰

منحنی ترکیبی ۲۱, ۲۳, ۳۱, ۳۲, ۳۴, ۵۶, ۶۵, ۷۷, ۸۱, ۱۳۱, ۱۵۱, ۱۸۸, ۱۸۹, ۱۹۳, ۲۱۶, ۲۲۴, ۲۲۶, ۲۲۷, ۲۲۹, ۲۳۰, ۲۳۲, ۲۳۴, ۲۳۵, ۲۳۶, ۲۳۷, ۲۴۳, ۲۴۶, ۲۴۷, ۲۵۰, ۲۵۱, ۲۴۵, ۲۴۶, ۲۴۹, ۲۶۲, ۳۰۸, ۳۳۸, ۳۴۱, ۳۵۱, ۳۶۱, ۴۰۱, ۴۰۲, ۴۲۷, ۴۲۸, ۴۲۹, ۴۳۰, ۴۳۴

منحنی ترکیبی گراند متعادل ۷۷, ۸۱
مواد آلی ۴۵, ۵۷, ۵۹, ۷۱, ۷۳, ۷۴, ۷۶, ۸۲, ۸۳, ۸۴, ۸۵, ۸۶, ۸۸, ۱۱۳, ۱۱۵, ۱۲۲, ۱۳۲, ۱۱۱, ۱۲۴, ۱۲۵, ۱۶۶, ۱۷۷, ۱۸۶, ۲۰۲, ۲۱۴, ۲۱۵, ۲۱۶, ۲۲۴, ۲۴۵, ۲۴۷, ۲۹۳, ۳۰۵, ۴۳۰
موازنه جرم ۴۶, ۴۷, ۱۳۷, ۳۳۱, ۳۴۴
موازنه حرارت ۱, ۱۹, ۵۱, ۵۲, ۴۵, ۴۶, ۴۷, ۵۳, ۵۹, ۶۱, ۱۲۱, ۱۲۵, ۳۲۹, ۳۳۰, ۳۳۱, ۳۳۲, ۳۳۳, ۳۴۴, ۳۴۵, ۳۶۴, ۴۲۶

ن

نمودار پیازی ۲۴۳, ۲۴۴, ۲۵۲

ه

هدف ۱۸, ۱۹, ۲۰, ۲۱, ۲۴, ۲۵, ۳۰, ۳۳, ۳۷, ۴۰, ۴۱, ۴۳, ۴۷, ۵۲, ۵۳, ۴۷, ۴۹, ۵۳, ۵۴, ۶۲, ۶۳, ۶۵, ۷۲, ۷۶, ۷۹, ۸۱, ۸۷, ۸۸, ۸۹, ۹۰, ۹۴, ۹۶, ۹۸, ۹۹, ۱۰۱, ۱۰۲, ۱۰۳, ۱۰۵, ۱۱۳, ۱۱۴, ۱۱۶, ۱۱۷, ۱۲۰, ۱۲۱, ۱۲۳, ۱۲۴, ۱۲۵, ۱۲۷, ۱۲۹, ۱۳۰, ۱۳۲, ۱۳۵, ۱۳۸, ۱۴۸, ۱۵۵, ۱۵۶, ۱۵۷, ۱۵۹, ۱۶۶, ۱۶۸, ۱۷۰, ۱۸۴, ۱۸۶, ۱۸۷, ۱۸۹, ۲۳۰, ۲۳۴, ۲۳۷, ۲۴۳, ۲۴۴, ۲۴۵, ۲۴۸, ۲۴۹, ۲۴۴, ۲۴۵, ۲۴۸, ۲۴۹, ۲۸۸, ۲۹۷, ۲۹۵, ۳۰۳, ۳۰۸, ۳۱۵, ۳۱۷, ۳۱۹, ۳۲۰, ۳۲۱, ۳۲۵, ۳۲۶, ۳۳۴, ۳۳۵, ۳۳۶, ۳۴۰, ۳۴۱, ۳۴۷, ۳۴۸, ۳۴۹, ۳۵۰, ۳۵۴, ۳۵۷, ۳۵۹, ۳۶۳, ۳۶۸, ۳۸۲, ۳۸۳, ۳۸۴, ۳۹۱, ۳۹۴, ۳۹۵, ۳۹۸, ۴۰۰, ۴۰۱, ۴۰۴, ۴۰۸, ۴۱۰, ۴۱۱, ۴۱۲, ۴۱۵, ۴۲۳, ۴۲۶, ۴۳۰, ۴۳۵, ۴۳۶, ۴۳۹, ۴۲۵, ۴۲۷, ۴۲۸, ۴۳۰, ۴۳۳
هزینه ۳۸, ۴۸, ۴۹, ۴۵, ۵۴, ۶۲, ۶۳, ۶۵, ۷۰, ۷۵, ۷۹, ۸۷, ۸۸, ۸۹, ۹۶, ۹۹, ۱۰۱, ۱۰۲, ۱۰۳, ۱۰۵, ۱۰۶, ۱۰۷, ۱۰۸, ۱۰۹, ۱۱۰, ۱۱۱, ۱۱۲, ۱۱۳, ۱۱۷, ۱۱۹, ۱۲۰, ۱۱۹, ۱۳۳, ۱۴۷, ۱۵۵, ۱۵۷, ۱۶۵, ۱۷۸, ۱۷۹, ۱۸۱, ۱۸۸, ۱۸۹, ۱۹۰, ۱۹۱, ۱۹۲, ۱۹۵, ۱۸۲, ۱۹۷, ۲۰۴, ۲۰۶, ۲۰۷, ۲۰۸, ۲۰۹, ۲۱۰, ۲۱۱, ۲۱۲, ۲۱۳, ۲۱۴, ۲۱۶, ۲۱۸, ۲۲۲, ۲۲۴, ۲۳۲, ۲۳۳, ۲۳۷, ۲۴۷, ۲۴۸, ۲۴۹, ۲۵۲, ۲۵۶, ۲۴۱, ۲۴۵, ۲۶۱, ۲۶۷, ۲۶۸, ۲۷۱, ۲۷۲, ۲۷۳, ۲۷۶, ۲۷۹, ۲۸۳, ۲۸۹, ۲۹۱, ۲۹۲, ۲۹۸, ۳۰۲, ۳۰۳, ۳۰۴, ۲۹۴, ۲۹۵, ۳۲۵, ۳۲۷, ۳۳۵, ۳۳۹, ۳۳۲, ۳۳۹, ۳۵۱, ۳۵۳, ۳۵۵, ۳۵۶, ۳۵۷, ۳۵۹, ۳۶۰, ۳۵۶, ۳۷۰, ۳۷۴, ۳۷۶, ۳۹۸, ۳۹۹, ۴۰۰, ۴۱۶, ۴۱۸, ۴۲۳, ۴۲۵, ۴۳۴, ۴۳۸, ۴۴۱, ۴۴۲, ۴۴۳, ۴۴۴, ۴۴۵, ۴۳۰
هزینه سرمایه ۴۹, ۱۰۱, ۱۰۶, ۱۱۳, ۱۹۱, ۱۹۷, ۲۰۸, ۲۵۶
هیتر ۱۶, ۳۸, ۴۶, ۴۸, ۴۹, ۴۵, ۵۱, ۹۱, ۹۳, ۹۵, ۱۰۶, ۱۰۷, ۱۰۸, ۱۳۸, ۱۴۱, ۱۴۲, ۱۴۵, ۱۴۷, ۱۴۹, ۱۵۱, ۱۵۶, ۱۵۷, ۱۶۰, ۱۶۱, ۱۶۲, ۱۶۶, ۱۶۹, ۱۷۷, ۱۸۴, ۱۹۲, ۱۹۳, ۱۹۷, ۱۸۸, ۲۰۹, ۲۳۷, ۲۷۸, ۲۹۸, ۳۲۹, ۳۳۲, ۳۳۴, ۳۳۵, ۳۳۷, ۳۳۹, ۳۵۴, ۳۵۵, ۳۵۹, ۳۶۴, ۳۶۶, ۳۷۰, ۳۷۶, ۳۷۹, ۳۹۵, ۴۱۰,۴۱۲, ۴۲۱, ۴۲۵, ۴۲۶, ۴۲۹, ۴۳۱

ی

یوتیلتی ۱۹, ۲۰, ۲۲, ۲۶, ۲۸, ۳۰, ۳۱, ۳۲,
۳۴, ۳۵, ۳۸, ۳۹, ۴۱, ۴۳, ۴۴, ۴۶, ۴۷, ۴۸,
۴۹, ۵۰, ۵۱, ۵۲, ۴۵, ۴۷, ۵۴, ۵۸, ۶۱, ۶۳,
۶۵, ۶۶, ۶۸, ۶۹, ۷۰, ۷۱, ۷۲, ۷۳, ۷۴, ۷۵,
۷۶, ۷۷, ۷۸, ۷۹, ۸۰, ۸۱, ۸۲, ۸۴, ۸۵, ۸۶,
۸۷, ۸۹, ۹۰, ۹۱, ۹۲, ۹۳, ۹۴, ۹۵, ۹۷,
۱۰۴, ۱۰۶, ۱۰۷, ۱۰۸, ۱۰۹, ۱۱۰, ۱۱۲,
۱۱۳, ۱۱۴, ۱۱۶, ۱۱۷, ۱۱۸, ۱۱۹, ۱۲۴,
۱۲۵, ۱۲۶, ۱۲۷, ۱۲۸, ۱۲۹, ۱۳۱, ۱۳۲,
۱۱۱, ۱۳۵, ۱۳۹, ۱۴۱, ۱۴۲, ۱۴۴, ۱۴۷,
۱۴۸, ۱۵۰, ۱۵۱, ۱۵۲, ۱۵۵, ۱۵۶, ۱۵۷,
۱۵۹, ۱۶۰, ۱۶۱, ۱۶۲, ۱۶۶, ۱۶۷, ۱۶۸,
۱۸۳, ۱۸۷, ۱۹۲, ۱۹۵, ۱۹۶, ۱۹۷, ۱۹۸,
۲۰۵, ۱۸۱, ۱۸۲, ۱۸۳, ۱۸۵, ۱۸۶, ۱۸۷,
۱۸۸, ۱۹۳, ۱۹۵, ۱۹۸, ۲۰۷, ۲۰۸, ۲۱۱,
۲۱۵, ۲۲۴, ۲۲۵, ۲۲۶, ۲۲۹, ۲۳۲, ۲۳۳,
۲۳۵, ۲۳۷, ۲۴۰, ۲۴۵, ۲۴۶, ۲۴۹, ۲۵۰,
۲۵۳, ۲۵۶, ۲۴۱, ۲۴۲, ۲۴۳, ۲۴۵, ۲۴۶,
۲۴۷, ۲۴۸, ۲۵۲, ۲۵۳, ۲۵۶, ۲۶۱, ۲۸۳,
۲۸۴, ۲۸۸, ۲۸۹, ۲۹۴, ۲۹۶, ۳۰۵, ۲۹۵,
۲۹۶, ۲۹۷, ۲۹۸, ۲۹۹, ۳۰۰, ۳۰۲, ۳۰۴,
۳۰۵, ۳۰۶, ۳۰۷, ۳۰۸, ۳۰۹, ۳۱۱, ۳۱۳,
۳۱۴, ۳۱۵, ۳۱۸, ۳۲۰, ۳۲۱, ۳۲۵, ۳۲۸,
۳۲۹, ۳۳۰, ۳۳۱, ۳۳۳, ۳۳۸, ۳۳۹, ۳۳۰,
۳۳۱, ۳۳۲, ۳۳۳, ۳۳۴, ۳۳۹, ۳۴۰, ۳۴۱,
۳۴۴, ۳۴۸, ۳۵۱, ۳۵۲, ۳۵۶, ۳۵۷, ۳۵۹,
۳۶۱, ۳۶۲, ۳۶۳, ۳۵۹, ۳۷۸, ۳۸۴, ۳۹۱,
۴۰۰, ۴۰۴, ۴۰۵, ۴۱۱, ۴۱۲, ۴۱۳, ۴۱۵,
۴۲۱, ۴۲۳, ۴۲۵, ۴۲۶, ۴۳۴, ۴۳۵, ۴۳۶,
۴۳۷, ۴۳۹, ۴۴۲, ۴۲۶, ۴۲۷, ۴۲۸, ۴۲۹,
۴۳۰, ۴۳۱, ۴۳۴

Pinch Analysis and Process Integration

Ian C. Kemp

By:

Neda Azimi
(Ph.D Graduate of Razi University)

Masoud Rahimi
(Razi University Faculty Member)

Razi University Press

2022