مهندسی مکانیک شریف، (بهار ۱۳۹۹)
دوره‌ی ۳۶-۳، شماره‌ی ۱، ص. ۸۹-۹۸

Original Article

تجزیه و تحلیل و بهینه‌سازی واحد تولید NGL با استفاده از روش توسعه‌یافته‌ی پل ـ اگزرژی و الگوریتم تکامل تفاضلی

فرید صادقیان جهرمی (دانشجوی دکتری)
مسعود بهشتی * (دانشیار)
دانشکده‌ی مهندسی شیمی، دانشگاه اصفهان

هدف این مقاله، ارائه‌ی روش‌های جدید هدف‌گذاری در سامانه‌های فرایندی است که با توجه به نقاط قوت روش‌های تحلیلی همزمان انرژی ـ اگزرژی برای سامانه‌های حرارتی و شیمیایی حاصل می‌شود. در ادامه روش توسعه‌یافته‌یی به نام پل ـ اگزرژی در دو سطح مختلف برای تحلیل سامانه‌های فرایندی از نظر انرژی و اگزرژی به صورت همزمان ارائه شده است. خروجی این روش توسعه‌یافته‌ی پل ـ اگزرژی روابط جدید و تصحیح شده‌یی برای تحلیل همزمان انرژی و اگزرژی است که منجر به ایجاد منحنی انتقال اگزرژی (ETC) برای تجهیزات حرارتی و منحنی اتلاف انرژی ـ اگزرژی و منحنی اتلاف هزینه‌ی انرژی ـ اگزرژی (EXDL) برای تجهیزات شامل تغییر فشار و تغییر ترکیبات شیمیایی می‌شود. به عنوان زمینه‌ی مطالعاتی برای بررسی روش ترکیبی پل ـ اگزرژی و الگوریتم بهینه‌سازی فرایند تولید مایعات گاز طبیعی (NGL) انتخاب شده است. در واحد تولید NGL با استفاده از تحلیل همزمان پل و اگزرژی در دو سطح و الگوریتم تکامل تفاضلی (DE)، کل هزینه‌های واحد به میزان ۸۱۴۴۰۰ دلار در سال کاهش می‌یابد.

واژگان کلیدی: تحلیل همزمان پل ـ اگزرژی (ETC)، منحنی اتلاف انرژی ـ اگزرژی(EDL)، منحنی اتلاف هزینه‌ی انرژی ـ اگزرژی (ECDL)، بهینه‌سازی.

s.farid1367@gmail.com
m.behshti@eng.ui.ac.ir

۱. مقدمه

در سال‌های اخیر بحران انرژی ناشی از کاهش منابع انرژی‌های فسیلی و افزایش قیمت آن، به یکی از مسائل مهم و روز دنیا تبدیل شده است. این امر باعث افزایش هزینه‌های انرژی و در نتیجه افزایش قیمت تمام شده‌ی محصولات صنایع مختلف شده است. همچنین آلودگی محیط زیست و جریمه‌های سنگین برای کاهش تولید گازهای گلخانه‌یی لزوم کاهش مصرف انرژی را واضح‌تر نشان می‌دهد. به همین دلیل سیاست‌گذاران و صاحبان صنایع در دنیا به فکر چاره‌جویی افتادند که حاصل آن ابداع طرح‌های گوناگون برای روبه‌رو شدن با این موضوع در طی سال‌های اخیر است. یک روش مؤثر، صرفه‌جویی و بهینه‌سازی در مصرف انرژی است که برای دست یافتن به این هدف راه‌کارهای گوناگونی ارائه شده است. با توجه به مصرف قابل توجه حامل‌های انرژی در صنایع لازم است راه‌کارهایی برای بهبود مصرف انرژی مد نظر قرار گیرد.[۱]

مدیریت منابع انرژی در اقتصاد کنونی جهان نقشی کلیدی دارد؛ نقشی که روزبه‌روز با رقابتی شدن اقتصاد و نیز تلاش مؤسسه‌های اقتصادی برای کاهش هزینه‌های تولید پررنگ و پررنگ‌تر می‌شود. صنایع نفتی نیزکه از منابع اصلی درآمد کشور محسوب می‌شود از این قاعده مستثنی نیست؛ سرمایه‌گذاری‌های سنگین در این صنایع زمینه‌سازکسب بالاترین ارزش افزوده است. یکی از متدهای موجود برای کاهش هزینه‌های تولید انجام یکپارچه‌سازی حرارتی است.

غالباً طراحی نادرست واحدهای پتروشیمی، از لحاظ ساختار و شرایط عملیاتی، یکی از دلایل اصلی اتلاف انرژی است. به منظورکاهش مصرف انرژی، یکپارچه‌سازی فرایند ارائه شده است.برای رسیدن به یکپارچه سازی از روش‌های تحلیلی مانند روش‌های پینچ و اگزرژی استفاده می‌شود. توسعه‌ی این روش‌ها، یکپارچه‌سازی حرارتی فرایند و کاهش مصرف انرژی را بهبود می‌بخشد. به منظور غلبه بر ضعف روش پینچ و اگزرژی، ترکیبی از پینچ ـ اگزرژی برای یکپارچه‌سازی فرایند پیشنهاد شده است.[۲] محققین با استفاده از تجزیه و تحلیل ترکیبی پینچ و اگزرژی برای تحلیل سامانه‌های خنک‌کاری دماپایین، کار محوری مورد نیاز را تا ۳٫۸۳۱ مگاوات کاهش دادند. آنها همچنین ترکیب پینچ و اگزرژی را برای طراحی یک چرخه‌ی بسته‌ی توربین گازی مورد بررسی قرار دادند و بدین ترتیب توانستند بازده فرایند را ۰٫۸۲ درصد افزایش دهند.[۳]

* نویسنده مسئول
تاریخ: دریافت ۱۳۹۸/۲/۹، اصلاحیه ۱۳۹۸/۳/۲۶، پذیرش ۱۳۹۸/۴/۵.
DOI:10.24200/J40.2019.52540.1498

در ادامه‌ی مطالعات، روش گرافیکی جدیدی برای یکپارچه‌سازی فرایند با استفاده از روش ترکیبی پینچ ـ اگزرژی تولید بخار در نیروگاه هسته‌یی ارائه شد.[۴] همچنین محققین ترکیبی از تحلیل پینچ ـ اگزرژی برای چرخه تبرید بازیافت NGL ارائه کردند؛[۵] روش کار آنها روشی است که ژو و فنگ برای سیکل ترکیبی انجام دادند. آنها در این تحقیق بعد از تحلیل شبیه‌سازی فرایند و تجزیه و تحلیل پینچ، با استفاده از ترکیب تحلیل پینچ ـ اگزرژی به عنوان یک ابزار قدرتمند برای بهینه‌سازی فرایندهای شامل حرارت و توان، توانستند کار مصرفی کمپرسور را ۱۷۰kW کاهش دهند.

در مطالعات بعدی، پژوهشگران به کمک تحلیل ترکیبی پینچ ـ اگزرژی یک نیروگاه بخار ۳۲۰ مگاواتی را تحلیل و بهینه‌سازی کردند.[۶] آنها ابتدا به شبیه‌سازی فرایند مورد نظر پرداختند و سپس با استفاده از تحلیل ترکیبی پینچ ـ اگزرژی مقدار انرژی و اگزرژی مورد نیاز فرایند را مشخص کردند. نتایج استفاده از این تحلیل ترکیبی نشان می‌دهد که می‌توان مصرف سوخت را تا ۵/۳ درصد کاهش داد و نیز عملکرد چرخه‌ی حرارتی را از ۳۹/۴ درصد تا ۴۱/۹ درصد افزایش داد. در نهایت با استفاده از ابزار بهینه‌سازی، مصرف آب سردکننده در میعان‌کننده حدود MW ۷۷/۱۸ کاهش یافت.

با تجزیه و تحلیل ترمودینامیکی چرخه‌ی ترکیبی فرایند بیومس[۱] بر اساس تحلیل پینچ و موازنه اگزرژی[۷]، پارامترهای مؤثر برای کاهش انرژی و افزایش بازده فرایند بر اساس تحلیل پینچ ـ اگزرژی مورد بررسی قرار گرفت. همچنین در تحقیقی دیگر، به تجزیه و تحلیل شبکه مبدل حرارتی و سامانه تولید توان کارخانه فولاد پرداختند.[۸] آنها نشان دادند که برای بهینه‌سازی واحد فرایندی، بهینه‌سازی همزمان کل واحد ضروری است؛ در این تحقیق با استفاده از روش ترکیبی پینچ ـ اگزرژی و روش بهینه‌سازی[۲] مصرف انرژی واحد مورد نظر کمینه‌سازی شد.

در تحلیل و بررسی نیروگاه خورشیدی با استفاده از تحلیل پینچ ـ اگزرژی[۹] از این ابزار برای به دست آوردن حداکثر ظرفیت و کارایی نیروگاه‌های خورشیدی استفاده شد و در نهایت، این نتیجه حاصل شد که ترکیب پینچ و اگزرژی ابزار مناسبی برای تخمین اقتصادی و همچنین ابزار قدرتمندی برای دستیابی به بهترین یکپارچه‌سازی برای نیروگاه‌های خورشیدی است.

در ادامه، پژوهشگران با استفاده از روش ترکیب پینچ و اگزرژی به اصلاح فرایند تولید آمونیاک پرداختند.[۱۰] آنها با استفاده از معادلات و نمودار $\Omega - H$ و همچنین یکپارچه‌سازی فرایند مورد نظر با توربین گازی توانستند میزان MW ۴ انرژی برق و KW ۷۳۵۰ بخار تولید کنند، که نتیجه‌ی آن کاهش تخریب اگزرژی کل به میزان KW ۳۳۲۳ گزارش شده است.

در مطالعه‌یی دیگر، تحلیل ترکیب انرژی و اگزرژی برای بهبود یکپارچه‌سازی فرایند تولید کلر مطالعه شد[۱۱] و تجزیه و تحلیل پینچ برای تخمین حداقل انرژی مورد نیاز، انتخاب تجهیزات و طراحی شبکه مبدل حرارتی مورد استفاده قرار گرفت. رویکردی جدید به نام PiXAR، توسط محققین برای ترکیب فنّاوری پینچ و تحلیل اگزرژی به منظور بهینه‌سازی و اصلاح طراحی واحد فرایندی موجود ارائه شد.[۱۲] بدین منظور ابتدا شبیه‌سازی و مدل‌سازی با نرم افزار شبیه‌ساز فرایند مورد بررسی قرار گرفت و سپس، تجزیه و تحلیل فرایند با تحلیل ترکیبی پینچ ـ اگزرژی انجام شد. در نهایت، طراحی مجدد فرایند مبتنی بر روش PiXAR پیشنهاد شد.

پس از مطالعه‌ی تأثیر قابلیت اطمینان تجهیزات در تحلیل ترمواکونومیک، اگزرژی و بهینه‌سازی سرویس‌های سرد و گرم[۳] یک واحد فرایندی[۱۳]، محققین یک روش جدید به نام «روش ادغام تحلیل‌های فرایندی» ارائه شد. ابزارهای مورد استفاده برای کمک به ادغام تحلیل‌های فرایندی عبارت اند از: منحنی مرکب بزرگ (GCC) [۴]، روش هدف‌گیری همگرا و تجزیه و تحلیل اگزرژی اکونومیک. در نهایت، آنها واحد فرایندی مورد نظر را با استفاده از الگوریتم ژنتیک بر اساس روش‌های ترکیبی بهینه کردند.

در مطالعه‌ی بعدی[۱۴]، محققین روش جدید ترکیب انرژی و اگزرژی برای دست‌یابی به بهترین یکپارچه‌سازی فرایند را ارائه کردند. در این روش ماتریس ژاکوبین اتلاف اگزرژی به همراه تحلیل اگزرژی به عنوان یک شاخص ریاضی برای شناسایی پارامترهای تأثیرگذار و بهبود فرایند مورد استفاده قرار می‌گیرد، که منجر به یکپارچه‌سازی بهتر فرایند می‌شود. این روش از طریق بهینه‌سازی همزمان پارامترهای عملیاتی و طراحی واحد فرایندی و با توجه به یکپارچگی گرما انجام می‌شود. سپس، روش جدید روی یک فرایند مایع‌سازی گاز طبیعی به عنوان یک مطالعه‌ی موردی برای اثبات اعتبار روش ارائه شده اعمال خواهد شد.

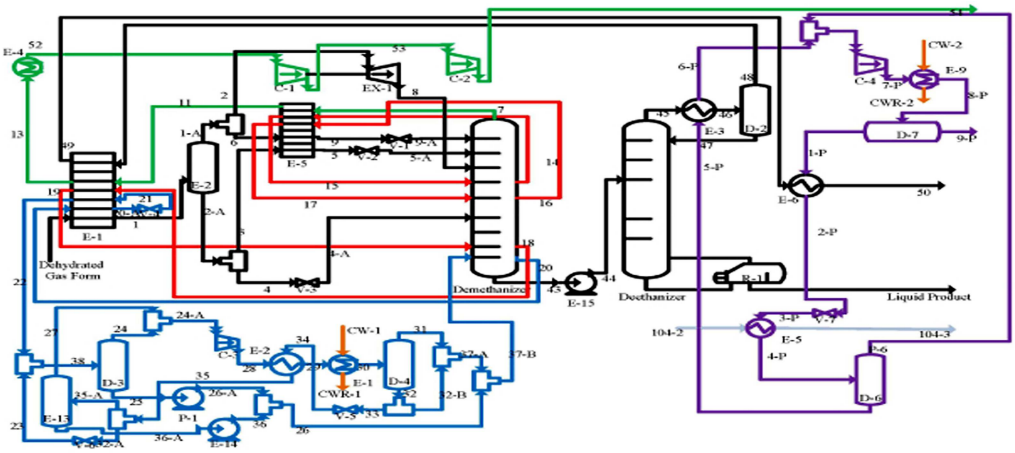
همان طورکه مشاهده شد، روش پینچ و پینچ ـ اگزرژی، به عنوان ابزاری قدرتمند برای تحلیل ترمودینامیکی و بهینه‌سازی فرایندهای شیمیایی شناخته شده است. اگرچه استفاده از آن در تحلیل سامانه‌های حرارت و توان در سایت جامع و مفید است ولی کافی و دقیق نیست. از جمله دلایل اصلی ضعف روش ترکیبی پینچ و اگزرژی این است که این روش ترکیبی صرفاً حداقل اگزرژی مورد نظر برای جریان‌های گرم و سرد را نشان می‌دهد. همچنین این روش تنها برای محاسبه‌ی پتانسیل‌های بهبود در فرایند مورد استفاده قرار می‌گیرد. هدف اصلی این مقاله کمک به غلبه کردن محدودیت روش‌های پینچ ـ اگزرژی و ترکیب پینچ و اگزرژی با معرفی روشی جدید برای یکپارچه‌سازی فرایند به نام ترکیب تحلیل پل ـ اگزرژی در دو سطح مختلف است. جنبه‌ی جدید این روش این است که فرایند مورد نظر را به طور سیستماتیک به سمت بهینه‌سازی هدایت می‌کند که منجر به یکپارچه‌سازی کل فرایند به صورت همزمان می‌شود. خروجی این روش جدید پل ـ اگزرژی پیشرفته، معادلات جدید برای تجزیه و تحلیل همزمان انرژی و اگزرژی است که منجر به ایجاد منحنی انتقال اگزرژی [۵] برای تجهیزات حرارتی و منحنی اتلاف انرژی ـ اگزرژی و منحنی اتلاف هزینه انرژی ـ اگزرژی[۶] برای تجهیزات شامل تغییر فشار و تغییر ترکیبات شیمیایی می‌شود. سطح اول این روش جدید برای تجزیه و تحلیل تجهیزات حرارتی و اصلاح شبکه‌ی مبدل حرارتی به عنوان روش پل ـ اگزرژی برای دماهای بالاتر از دمای محیط و پایین‌تر از دمای محیط است. سطح دوم ترکیب انرژی ـ اگزرژی برای تحلیل تجهیزات با تغییر فشار و ترکیبات شیمیایی (شامل رآکتور) به عنوان سطح تخریب اگزرژی و سطح تخریب هزینه‌ی اگزرژی بیان می‌شود. در این سطح نمودارهای EDL و ECDL ارائه می‌شود. این نمودارها به ترتیب بر اساس میزان اتلاف اگزرژی و هزینه‌ی اتلاف اگزرژی در مقابل مقدار هدف عملکرد[۷] در هریک از تجهیزات هستند. در ادامه اجزای کلی واحد فرایندی به طورکامل شرح داده شده و معادلات برای ترکیب انرژی، اگزرژی و اگزرژی اکونومیک توسعه داده شده و یک الگوریتم کلی برای بهینه‌سازی کل فرایند ارائه شده است. در نهایت، شبکه‌ی مبدل حرارتی، مصرف انرژی و سرویس‌های سرد و گرم واحد فرایندی NGL مورد بررسی قرار گرفته است.

بعد از تجزیه و تحلیل و مشخص شدن تجهیزات مصرف انرژی و هدر رفت اگزرژی زیاد با استفاده از روش ترکیبی پل ـ اگزرژی، هزینه‌ی واحد فرایندی با استفاده از الگوریتم تکامل تفاضلی کمینه می‌شود.

۲. مواد و روش

۱.۲. شرح فرایند

همان طورکه در شکل ۱ نشان داده شده است جریان خوراک ورودی گاز در دمایی در حدود $۲۷/۷^{\circ}C$ و فشار بالا در حدود bar ۶۲ است. دمای این جریان در



شکل ۱. نمودار جریانی فرایند با سامانه‌ی تبرید داخلی.

مبدل حرارتی چند جریانی MSHX-۱ تا $-۴۱^{\circ}C$ کاهش می‌یابد. جریان سرد خروجی از MSHX-1 تا دمای $-۳۵^{\circ}C$ سرد می‌شود. جریان خارج شده از MSHX-۱ برای جداسازی گازهای مایع شده به ظرف جداکننده‌ی دوفازی D-۱ می‌رود. بخشی از مایع جدا شده برای جداسازی بیشتر به وسط برج متان‌زدا وارد می‌شود. شیر J-T باعث می‌شود تا دمای مایع قبل از وارد شدن به برج تا حدود $-۵۰^{\circ}C$ سرد شود. بخش دیگر مایع، جریان ۳، بعد از وارد شدن به MSHX-۲ تبادل حرارتی به برج متان‌زدا وارد می‌شود.

جریان گاز خروجی از ظرف D-۲ به دو قسمت تقسیم می‌شود: قسمت اصلی جریان ۲ و قسمت باقی‌مانده جریان ۶ است. جریان ۲ از طریق منبسط کننده‌های توربینی EX-۱ منبسط شده و وارد برج متان‌زدا می‌شود. قسمت بخار باقی‌مانده، جریان ۶، وارد MSHX-۲ شده و تا دمای حدود $-۹۰^{\circ}C$ سرد می‌شود و به عنوان جریان برگشتی به بالای برج متان‌زدا وارد می‌شود. برج متان‌زدا در فشار حدود bar به عنوان برج تقطیر عمل می‌کند. برج دارای ۵ جریان جانبی است.

گاز پسماند (گاز متان) خروجی که از بالای برج متان‌زدا خارج شده و وارد مبدل MSHX-۲ می‌شود، موظف به تأمین سردسازی برای مایع کردن جریان ۶ که به حالت بخار است و همچنین سردسازی مایع جدا شده از D-۱ است. گاز پسماند خروجی از MSHX-۲ برای تأمین سردسازی خوراک گازی به MSHX-۱ وارد می‌شود و جریان گرم خروجی ۱۳، تا دمای نزدیک به دمای خوراک ورودی در حدود $۲۵^{\circ}C$ گرم می‌شود. جریان ۲۰، مبرد چرخه‌ی باز، از برج متان‌زدا که به عنوان یک مبرد آمیخته در نظرگرفته می‌شود به عنوان جریان سرد وارد مبدل MSHX-۱ می‌شود. جریان ۲۱ برای سردسازی بیشتر به مبدل MSHX-۱ برگشت داده می‌شود و به این ترتیب بخشی از تبرید مورد نیاز برای سرد کردن خوراک ورودی را تأمین می‌کند. گاز متراکم شده‌ی خروجی ازکمپرسور C-۳ به مبدل E-۱ فرستاده می‌شود تا قسمتی از آن توسط آب خنک‌کننده مایع شود. کسری از مایع خارج شده (مبرد چرخه‌بسته) به عنوان مبرد در مبدل E-۱ به کارگرفته می‌شود.

جریان ۴۳ خروجی از پایین برج با دمای $۲۴^{\circ}C$ و فشار bar ۲۷، بعد از گذشت از پمپ P-۳ و رسیدن به فشار bar ۳۰٫۵ به برج اتان‌زدا وارد می‌شود. جریان ۴۵ به عنوان محصول بالای برج با دمای $۱۱/۹^{\circ}C$ و فشار حدود bar ۲۹، وارد مبدل E-۳ می‌شود تا قسمتی از آن مایع شود. جریان ۴۶ خنک شده برای جداسازی مایع از بخار آن وارد ظرف جداکننده‌ی دوفازی D-۲ می‌شود. مایع جدا شده به عنوان جریان برگشتی به بالای برج تزریق می‌شود. بخار جدا شده برای کمک به سردسازی گاز ورودی به مبدل MSHX-۱ وارد می‌شود و تا دمای $۲۵^{\circ}C$ گرم می‌شود.

۲.۲. مدل‌سازی

وقتی از شبیه‌ساز در الگوریتم استفاده می‌شود کنترل شبیه‌ساز از دست کاربر خارج شده و جواب‌های مسئله به طور خودکار به وسیله‌ی الگوریتم تولید شده و به شبیه‌ساز اعمال می‌شود. الگوریتم بهینه‌سازی، نرم افزار اسپن ـ هایسیس را از محیط مطلب هدایت می‌کند. برای این که بتوان از الگوریتم پیاده‌سازی شده در نرم‌افزار مطلب (MATLAB) استفاده کرد باید شبیه‌ساز را به مطلب متصل کرده، الگوریتم بهینه‌سازی از محیط مطلب ساختار بهینه‌سازی را هدایت کند و نرم افزار اسپن ـ هایسیس وظیفه‌ی تولید جواب‌ها را به عهده بگیرد.[۱۵]

۳.۲. تحلیل اگزرژی

تحلیل اگزرژی که اولین هدف ترمودینامیک است، ترکیبی است از قانون اول و دوم ترمودینامیک و ابزاری قدرتمند برای تحلیل کمیت و کیفیت استفاده از انرژی است. همه‌ی فرایندهای واقعی برگشت‌ناپذیرند. بیشترین مقدار کار قابل بازیافت از یک سامانه را زمانی خواهیم داشت که دما و فشار محیط را حالت مرجع در نظر بگیریم، که همان اگزرژی است و به چهار صورت قابل بیان است (معادله‌ی ۱) اگزرژی فیزیکی (E_{Phy})، اگزرژی جنبشی (E_{Kin})، اگزرژی پتانسیل (E_{Pot}) و اگزرژی شیمیایی (E_{Che}):

$$Ex = Ex_{phy} + Ex_{che} + Ex_{pot} + Ex_{kin} \qquad (۱)$$

۱.۳.۲. اگزرژی فیزیکی

اگزرژی فیزیکی برابر است با بیشترین کاری که یک سامانه، زمانی که جریان‌ها از شرایط حالت اولیه به شرایط محیط (فشار P0 و دمای T0) برسد، می‌تواند انجام دهد. در فرایندهای فیزیکی تنها عامل رسیدن به شرایط محیط، تعادل حرارتی بین سامانه و محیط است. می‌توان اگزرژی فیزیکی را به صورت معادله‌ی ۲ تعریف کرد:

$$e_{ph} = (h_1 - T_0 s_1) - (h_0 - T_0 s_0) = (h_1 - h_0) - T_0(s_1 - s_0) \qquad (۲)$$

۲.۳.۲. اگزرژی شیمیایی

در اگزرژی فیزیکی، حالت نهایی جریان رسیدن به حالت استاندارد است که همان رسیدن به فشار $T_\circ$ و $P_\circ$ است. اکنون این حالت، حالت ابتدایی برای به دست آوردن اگزرژی شیمیایی جریان مواد در فرایندهای برگشت‌پذیر است. بر اساس مطالعه‌ی زارگوت و همکارانش[۱۶] محاسبه‌ی اگزرژی شیمیایی یک مخلوط را می‌توان به سه مرحله که در ادامه توضیح داده می‌شود تقسیم کرد. به طور کلی می‌توان اگزرژی ناشی از سنتز مخلوط (Ex_{chem}) را در محیط به صورت معادله‌ی ۳ و ۴ (مجموع $Ex_{chem,۱}$ و $Ex_{chem,۲}$و $Ex_{chem,۳}$) بیان کرد:

$$Ex_{chem} = Ex_{chem,۲} + Ex_{chem,۳} - Ex_{chem,۱} \quad (۳)$$

$$Ex_{chem,۱} = \sum_{i=۱}^{n} y_i \sum_{i=۱}^{۱۰} \nu_j G_{f,j}$$

$$Ex_{chem,۲} = \sum_{i=۱}^{n} y_i \sum_{i=۱}^{۱۰} \nu_j RT_\circ \ln\left(\frac{P_{\circ n}}{\mathrm{P}_{ref,j}}\right)$$

$$Ex_{chem,۳} = \sum_{i=۱}^{n} y_i \sum_{i=۱}^{۱۰} \nu_j RT_\circ \ln\left(\frac{P_{conv}}{\mathrm{P}_\circ}\right) \quad (۴)$$

۴.۲. هدف‌گذاری روش ترکیبی پل ـ اگزرژی

۱.۴.۲. سطح اول ترکیب

زمانی که منحنی مرکب جریان گرم در نظر گرفته می‌شود، گرمای دریافتی توسط سامانه‌ی فرایندی از سرویس‌های سرد و گرم با استفاده از نمودار آنتالپی ـ دما نشان داده می‌شود. اگزرژی دریافتی با جایگزینی محور دما با معادله‌ی ضریب کارنو[۸] (معادله‌ی ۵) محاسبه می‌شود. این روش را سطح اول ترکیب انرژی ـ اگزرژی نامیده‌اند.

$$\eta_c = ۱ - \frac{T_e}{T_{lm}} \quad (۵)$$

الف) اصول ترکیبی پل ـ اگزرژی

با توجه به معایب و مزایای روش پینچ و روش اگزرژی در تحلیل سامانه‌های فرایندی، ترکیبی پینچ ـ اگزرژی ارائه شد. روش‌های گرافیکی پینچ ـ اگزرژی برای تحلیل شبکه‌ی مبدل حرارتی محدودیت‌هایی دارد که از آن جمله می‌توان به نقطه‌ی نشان دادن مبدل‌ها در نمودار منحنی مرکب کارنو و همچنین حداقل نشان دادن میزان انرژی و اگزرژی لازم واحد فرایندی اشاره کرد. این روش هیچ گونه تحلیلی درباره‌ی هریک از مبدل‌ها به صورت جداگانه ارائه نمی‌دهد و تنها به بررسی کل مبدل‌ها و محاسبه‌ی حداقل نرخ میزان هدررفت اگزرژی می‌پردازد. با توجه به محدودیت‌های گفته شده، در این رساله سعی بر توسعه‌ی روش ترکیبی پینچ و اگزرژی و در نتیجه ایجاد روش مناسبی به نام روش ترکیبی پل ـ اگزرژی شده است. در این روش براساس مزیت‌های روش پل نسبت به روش پینچ، منحنی جدیدی به نام منحنی انتقال اگزرژی ارائه شده است. از مهم‌ترین مزیت روش منحنی انتقال اگزرژی نسبت به منحنی مرکب کارنو می‌توان به این نکته اشاره کرد که در روش توسعه‌یافته‌ی پل ـ اگزرژی، علاوه بر تحلیل مبدل‌های حرارتی، به تحلیل تجهیزات حرارتی نیز پرداخته می‌شود.

ب) ارزیابی منحنی انتقال اگزرژی

نرخ جریان انرژی انتقال‌یافته بین یوتیلیتی گرم و محیط (سامانه‌هایی با دمای بالاتر از دمای محیط) و یوتیلیتی گرم و چرخه‌ی مبرد (سامانه‌هایی با دمای پایین‌تر از دمای محیط) نتیجه‌ی موازنه‌ی انرژی در هر دماست. نرخ جریان انرژی انتقال‌یافته از طریق دمای T برابر است با اختلاف بین نرخ جریان گرمای تجمعی خروجی و نرخ جریان گرمای تجمعی ورودی در دمای T با انتخاب دمای محیط به عنوان دمای مرجع (معادله‌ی ۶). انتخاب محیط به عنوان دمای مرجع به این معناست که آنتالپی جریان برابر است با میزان انرژی لازم زمانی که دمای جریان از دمای محیط به دمای مورد نظر برسد.

$$\left.\begin{array}{l} \dot{h}_o(T) = \int_{T_e}^{T} \dot{m}_o * C_p * dT if T \le T_o \\ \dot{h}_o(T) = \int_{T_e}^{T_o} \dot{m}_o * C_p * dT if T > T_o \\ \dot{h}_i(T) = \int_{T_e}^{T} \dot{m}_o * C_p * dT if T \le T_i \\ \dot{h}_i(T) = \int_{T_e}^{T_i} \dot{m}_o * C_p * dT if T > T_i \end{array}\right\}$$

$\mathrm{Super-ambient Temp.}$

$$\left.\begin{array}{l} \dot{h}_o(T) = \int_{T}^{T_e} \dot{m}_o * C_p * dT if T \le T_o \\ \dot{h}_o(T) = \int_{T_o}^{T_e} \dot{m}_o * C_p * dT if T > T_o \\ \dot{h}_i(T) = \int_{T}^{T_e} \dot{m}_o * C_p * dT if T \le T_i \\ \dot{h}_i(T) = \int_{T_i}^{T_e} \dot{m}_o * C_p * dT if T > T_i \end{array}\right\}$$

$\mathrm{Sub-ambient Temp.}$

$$\dot{E} = \sum_{o} \dot{h}_o - \sum_{i} \dot{h}_i \quad (۶)$$

همچنین در این منحنی هریک از تجهیزات حرارتی به صورت ناحیه‌یی در منحنی انتقال اگزرژی نشان داده شده است که علاوه بر تحلیل میزان نرخ اتلاف اگزرژی می‌توان به اصلاح حرارتی این تجهیزات با ایجاد پل‌های مناسب انجام داد.

ج) ضریب کارنو (ηc) مبدل‌های حرارتی

چنان که مشاهده می‌شود معادله‌ی ۷ اساس ترکیب پینچ و اگزرژی است و روش بسیار ساده‌یی است، که تنها به بررسی مفهوم ترکیب پینچ و اگزرژی می‌پردازد و نوع تجهیز و کاربرد آنها تأثیری در معادله‌ی مورد نظر ندارد. در این رساله به منظور تحلیل دقیق‌تر تجهیزات حرارتی با استفاده از روش پل ـ اگزرژی، ضریب کارنو برای هریک از تجهیزات حرارتی با توجه به عملکرد و هدف هریک از این دستگاه‌ها توسعه‌یافته است. در منحنی انتقال اگزرژی، ضریب کارنو برای مبدل‌های حرارتی به صورت معادله‌ی ۷ محاسبه می‌شود.

$$\eta_c = \frac{\left\{\Delta H\left(۱ - \frac{T_\circ}{T_{lm}}\right)_{hot} - \Delta H\left(۱ - \frac{T_\circ}{T_{lm}}\right)_{cold}\right\}}{\int_{T_o}^{T_i} \dot{m}_o * C_p * dT}$$

$$T_{lm} = \frac{T_{in} - T_{out}}{Ln\left(\frac{T_{in}}{T_{out}}\right)} \quad (۷)$$

د) ضریب کارنو در برج تقطیر

در روش ترکیبی پینچ ـ اگزرژی تنها مبدل‌های حرارتی مورد بررسی قرار می‌گیرند. در منحنی انتقال اگزرژی که در این رساله ارائه شده، علاوه بر مبدل حرارتی، برج‌های تقطیر نیز در روش ترکیبی پل ـ اگزرژی و در منحنی انتقال اگزرژی همزمان با مبدل‌های حرارتی مورد تحلیل انرژی ـ اگزرژی قرار می‌گیرند. در نتیجه می‌بایست ضریب کارنو برای برج‌های تقطیر توسعه یابد. ضریب کارنو برای برج‌های تقطیر به صورت معادله‌ی ۸ محاسبه می‌شود.

۲.۴.۲. سطح دوم ترکیب

منحنی انتقال اگزرژی توانایی تحلیل همزمان انرژی ـ اگزرژی تجهیزات شامل افت فشار (کمپرسور و توربین) و تجهیزات شامل تغییرات ترکیبات شیمیایی (رآکتور) را ندارد. با توجه به ایراد منحنی انتقال اگزرژی و برای غلبه بر ضعف‌های نمودارهای ترکیبی $H-\Omega$ و نیز برای تحلیل مناسب سامانه‌های فرایندی بسیار پیچیده همراه

$$\eta_c = \frac{\left\{\begin{array}{l} Q_{reb}\left(1-\frac{T_0}{T_{reb}}\right)+\{(h_i-h_0)-T_0(s_i-s_0)\}_{feed}+\sum\{(h_i-h_0)-T_0(s_i-s_0)\}_{enetering-side-stream} \\ Q_{cond}\left(1-\frac{T_0}{T_{cond}}\right)-\{(h_i-h_0)-T_0(s_i-s_0)\}_{top}-\{(h_i-h_0)-T_0(s_i-s_0)\}_{bottom}- \\ \{(h_i-h_0)-T_0(s_i-s_0)\}_{output-side-stream} \end{array}\right\}}{\int_{T_0}^{T_i}\dot{m}_0 * C_p * dT} \quad (8)$$

با تغییر ترکیبات شیمیایی، تجهیزات همراه با تغییر فشار و تولید کار، نمودارهای منحنی اتلاف انرژی ـ اگزرژی و منحنی اتلاف هزینه انرژی ـ اگزرژی در این پروژه معرفی می‌شود. با توجه به اهمیت هزینه‌ی اتلاف اگزرژی و درک بهتر از عملکرد فرایند شیمیایی دو پارامتر منحنی اتلاف انرژی ـ اگزرژی و منحنی اتلاف هزینه‌ی انرژی‌ـ اگزرژی ارائه شده است. متناظر با معرفی این دو پارامتر، یک نمایش گرافیکی برای نشان دادن عملکرد تجهیزات براساس تحلیل ترکیب پل ـ اگزرژی و تجزیه‌وتحلیل اگزرژی ترمواکونومیک ارائه خواهد شد.

از مهم‌ترین مزیت پارامترهای EDL و ECDL می‌توان به در نظر گرفتن هدف عملکرد هریک از تجهیزات فرایندی برای تحلیل همزمان انرژی ـ اگزرژی این تجهیزات اشاره‌کرد. به طورکلی پارامترهای EDL و ECDL برای تجهیزات مختلف فرایندهای شیمیایی به صورت معادلات ۹ و ۱۰ محاسبه می‌شود:

$$EDL = \frac{\dot{E}_{D,k}}{T\dot{V}_k} \quad (9)$$

$$ECDL = \frac{\dot{C}_{D,k}}{T\dot{V}_k} \quad (10)$$

در معادله‌ی ۹، $\dot{E}_{D,k}$ نشان‌دهنده‌ی میزان اتلاف اگزرژی در تجهیزات فرایندی است. در معادله‌ی ۱۰ نیز $\dot{C}_{D,k}$ نشان‌دهنده‌ی میزان هزینه اتلاف اگزرژی است که از طریق معادله‌ی ۱۱ محاسبه می‌شود. در هر دو معادله‌ی ۹ و ۱۰، TV نشان‌دهنده‌ی تابع هدف است. منحنی اتلاف انرژی ـ اگزرژی (EDL) نشان‌دهنده‌ی میزان اتلاف اگزرژی به ازای ۱ KW از تابع هدف است. منحنی اتلاف هزینه انرژی ـ اگزرژی نشان‌دهنده‌ی هزینه‌ی اتلاف اگزرژی به ازای ۱ kW از تابع هدف است. برای هر تجهیز با توجه به عملکرد و هدف استفاده، تابع هدف (TV) تعریف می‌شود. به طور مثال تابع هدف برای برج تقطیر توانایی جداسازی یک ترکیب مورد نظر و همچنین توانایی تولید کار زمانی که برج تقطیر را بتوان به عنوان یک واحد تولید کار در نظر گرفت، تعریف می‌شود.

در ادامه به ارائه و بررسی معادلات مربوط به ترکیب انرژی ـ اگزرژی هریک از تجهیزات فرایندی خواهیم پرداخت. لازم به ذکر است که با به دست آوردن روابط مربوط به ترکیب انرژی ـ اگزرژی تجهیزات فرایندی می‌توان به روابط مربوط به ترکیب انرژی ـ اگزرژی اکونومیک (ECDL) دست یافت.

$$\dot{C}_{D,K} = c_{F,K}\dot{E}_{D,k} \quad (11)$$

الف) معادلات TV و EDL کمپرسور

کمپرسورها موظف به فشرده‌سازی جریان‌های فرایندی تا فشار مشخص با مصرف مقدار معینی کار محوری هستند. بنابراین هدف کمپرسور رساندن جریان خروجی به اگزرژی معین در فشار مورد نظر با مصرف کار (W) است. بنابراین مقدار هدف کمپرسور اگزرژی جریان خروجی کمپرسور است. سطح تخریب اگزرژی را می‌توان به صورت معادله‌ی ۱۲ تعریف کرد.

$$EDL = \left\{\left[\Delta H\left(1-\frac{T_0}{T_{lm}}\right)+nRT_0\ln\frac{P_{out}}{P_{in}}\right]-W\right\}\Big/E_p$$

$$EDL = \left\{\left[\Delta H\left(1-\frac{T_0}{T_{lm}}\right)+nRT_0\ln\frac{P_{out}}{P_{in}}\right]-\frac{RT_{in}}{\gamma-1}\left[\left(\frac{P_{out}}{P_{in}}\right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}-1\right]\right\}\Big/E_p \quad (12)$$

ب) معادلات TV و ECDL برج تقطیر

هدف از برج تقطیر که در انواع مختلف برج جذب، برج دفع، برج با جریان برگشتی کامل، برج با جریان برگشتی جزئی هستند، جداسازی ماده‌ی مورد نظر از دیگر مواد همراه است. همچنین برج تقطیر را می‌توان مانند یک ماشین گرمایی در نظر گرفت که به ازای دریافت گرمای معین و دفع مقداری از این گرما به منبع سرد، هدف خاصی را دنبال می‌کند. بنابراین بر اساس مطالب گفته شده، مقدار هدف برج تقطیر مطابق معادله‌ی ۱۳ تعریف می‌شود که در آن، X جزء مولکولی ماده مورد نظر است که باید از دیگر ترکیبات در جریان ورودی به برج جدا شود. جریان محصول اصلی جریانی است که ماده‌ی مورد نظر در آن وجود دارد و از دیگر محصولات جدا شده است.

ج) تجزیه‌وتحلیل نمودارهای *EDL* و *ECDL*

در نمودار EDL-TV، محور عمودی بر اساس مقدار سطح تخریب انرژی و محور افقی بر اساس مقدار هدف رسم می‌شود. همچنین نمودار ECDL-TV بر اساس سطح هزینه‌ی تخریب اگزرژی در محور عمودی و مقدار هدف در محور افقی رسم می‌شود. ناحیه‌ی زیر منحنی EDL نشان‌دهنده‌ی مقدار تخریب اگزرژی و ناحیه‌ی زیر منحنی ECDL نشان‌دهنده‌ی هزینه‌ی تخریب اگزرژی هر یک از تجهیزات فرایندی است.

با مقایسه‌ی EDL و ECDL تجهیزاتی که تخریب اگزرژی و تخریب اگزرژی اکونومیک در آنها مهم است، مشخص می‌شود. به طور مثال، زمانی که سطح تخریب اگزرژی برای یک تجهیز در مقایسه با تجهیزات دیگر بالا باشد و سطح هزینه‌ی تخریب اگزرژی برای تجهیز مورد نظر بسیار زیاد باشد، تخریب اگزرژی تجهیز یکی از عوامل مهم افزایش هزینه‌ی تولید محصول است. بنابراین اصلاح ساختاری تجهیز مورد نظر در بهینه‌سازی واحد و یکپارچه‌سازی آن تأثیر چشمگیری دارد. اما اگر EDL یک تجهیز بالا و ECDL آن کم باشد، اصلاح تجهیز مورد نظر درکاهش هزینه‌ی تولید محصول تأثیر چندانی ندارد. همچنین اگر مقدار پارامتر ECDL نسبت به مقدار EDL یک تجهیز بسیار زیاد باشد بهینه‌سازی تجهیز مورد نظر باعث کاهش هزینه‌ی محصول تولیدی نمی‌شود و تنها راه کاهش هزینه‌ی واحد فرایندی تغییر تجهیز مورد نظر و تأمین تجهیز دیگر با بازده بالاتر است. در نتیجه تغییرات امیدوارکننده‌یی برای بهبود و اصلاح سامانه‌ی فرایندی را می‌توان با استفاده از این روش انجام داد.

$$TV = (X_{\text{main component, main product stream}} \times E_{\text{CHEM ,main product stream}}) - \sum(X_{\text{main component ,feeds}} \times E_{\text{CHEM ,feeds}}) + Q_{reb}\left(1 - \frac{T_0}{T_{reb}}\right) - Q_{cond}\left(1 - \frac{T_0}{T_{cond}}\right)$$

$$EDL = \left[\begin{array}{l} Q_{reb}\left(1 - \frac{T_0}{T_{reb}}\right) + \{(h_i - h_0) - T_0(s_i - s_0)\}_{feed} + \sum\{(h_i - h_0) - T_0(s_i - s_0)\}_{enetering-side-stream} \\ Q_{cond}\left(1 - \frac{T_0}{T_{cond}}\right) - \{(h_i - h_0) - T_0(s_i - s_0)\}_{top} - \{(h_i - h_0) - T_0(s_i - s_0)\}_{bottom} - \\ \{(h_i - h_0) - T_0(s_i - s_0)\}_{output-side-stream} \end{array}\right] \Big/ TV \quad (۱۳)$$

جدول ۱. تأثیر اصلاح شبکه‌ی مبدل حرارتی بر مصرف سرویس‌های جانبی.

	طراحی پایه	طراحی جدید با روش bridge − exergy	میزان کاهش (٪)
LP Stream	۱۴۶۳۷٫۷۳	۱۱۷۴۶٫۱۹	۱۹٫۷۵
Cooling Water (kg/hr)	۳۸۹۰۴۳٫۹۲	۳۰۰۰۷۴٫۰۴	۲۲٫۸۷
Compressor consumption work (kW)	۹۴۴۷٫۳۸	۹۴۴۷٫۳۸	۰
Work production (kW)	۳۰۱۳٫۸۳	۳۰۱۳٫۸۳	۰

لازم به ذکر است که اگر EDL تجهیز فرایندی بیشتر از ۰٫۵ باشد تجهیز فرایندی نیاز به بهینه‌سازی دارد. اگر EDL تجهیز بین ۰٫۳ ~ ۰٫۵ باشد، تجهیز فرایندی به حالت بهینه‌ی خود نزدیک است؛ اما چنان‌چه زمان بهینه‌سازی فرایند اهمیت نداشته باشد بهینه‌سازی این تجهیزات نیز عامل افزایش سود سالانه‌ی فرایند می‌شود. اگر EDL تجهیز کمتر از ۰٫۳ باشد، آن‌گاه با بهینه کردن تجهیز مورد نظر تأثیر زیادی بر اتلاف انرژی و اگزرژی دستگاه نمی‌گذارد؛ این بدان معناست که تجهیز فرایندی در شرایط عملیاتی فرایند مورد نظر در حالت بهینه کار می‌کند.

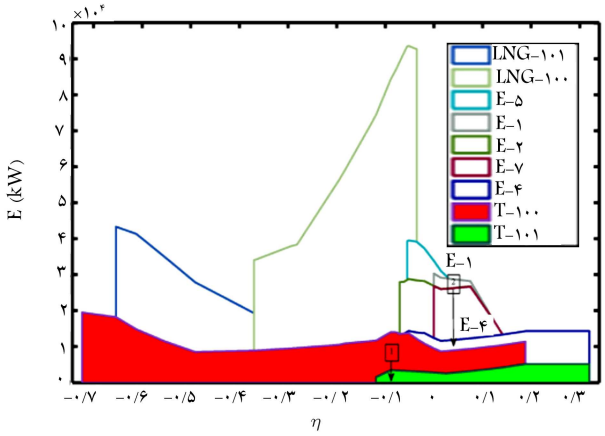
۳. نتایج و بحث

۱.۳. تحلیل پل ـ اگزرژی واحد تولید NGL

۱.۱.۳. تجزیه و تحلیل سطح اول پل ـ اگزرژی

منحنی انتقال اگزرژی واحد تولید NGL در شکل ۲ نشان داده شده است. این منحنی نشان‌دهنده‌ی نرخ هدر رفت اگزرژی در هریک از تجهیزات حرارتی شامل برج تقطیر، مبدل حرارتی چندجریانی، مبدل حرارتی فرایندی و مبدل‌های گرم‌کننده و سردکننده است.

در واحد تولید NGL، دو مبدل چندجریانه (LNG-100 و LNG-101) موجود است، جانمایی این مبدل‌های چندجریانه در منحنی‌های انتقال اگزرژی حائز اهمیت است. با توجه به شکل ۲ مشخص می‌شود که مقدار واقعی سرویس‌های سرد و گرم مورد نیاز در طراحی اولیه به ترتیب ۱۴۲۸۴ kW و ۳۹۲۹۸ kW است. شکل ۲ نشان می‌دهد که برج متان‌زدا (T-100) قابلیت انتقال حرارت از میانه‌ی برج (قسمت عریان‌سازی) به میعان‌کننده‌ی برج اتان‌زدا (T-100) را دارد. افزایش دمای جریان مایع خروجی از میانه‌ی برج متان‌زدا و استفاده از این جریان به عنوان مبرد در میعان‌کننده برج اتان‌زدا باعث افزایش یکپارچه‌سازی واحد فرایندی می‌شود.



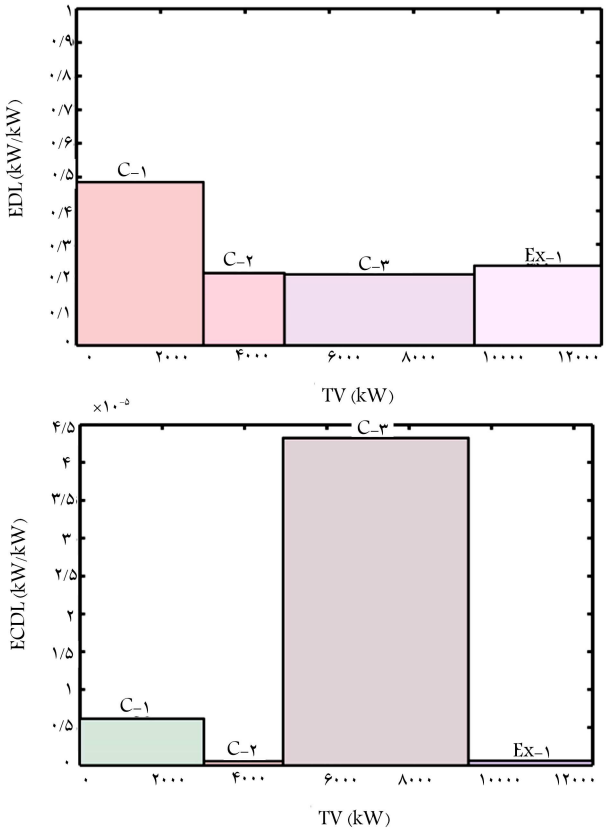
شکل ۲. منحنی انتقال اگزرژی شبکه‌ی مبدل حرارتی و برج تقطیر واحد تولید NGL.

مبدل‌های E-۱ خنک‌کننده‌ی سیال مبرد خودتبرید است. فلش ۱ نشان‌دهنده‌ی پل $\{C^s_{E-1} h^r_{E-2}\}$ و فلش ۲ نشان‌دهنده‌ی پل $\{C^s_{T-100} h^r_{T-101-CONDENSORE}\}$ است.

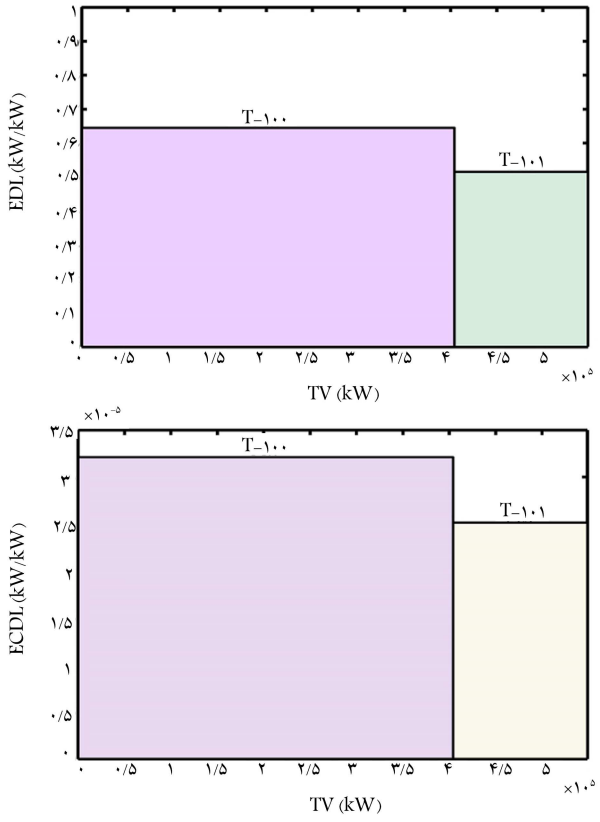
در جدول ۱ مصرف سرویس‌های جانبی طراحی در طراحی اولیه با طراحی بهینه با استفاده از ترکیب پل ـ اگزرژی مقایسه شده است. همان طورکه در جدول ۲ مشاهده می‌شود، میزان مصرف سرویس‌های سرد و گرم در طراحی جدید واحد جداسازی ترکیبات گاز طبیعی[9] با استفاده از نمودار انتقال اگزرژی کاهش می‌یابد. با استفاده از روش ترکیبی پل ـ اگزرژی میزان مصرف آب خنک‌کننده و بخار با فشار پایین به ترتیب به میزان ۲۲٫۸۷ و ۱۹٫۷۵٪ کاهش می‌یابد. در نهایت با توجه به جدول ۲ می‌توان گفت که با اصلاح انرژی ـ اگزرژی شبکه‌ی مبدل حرارتی میزان سود سالانه ۴۱۸۰۰۰ دلار به ازای ۸۰۰۰ ساعت کار، نسبت به طراحی اولیه‌ی فرایند افزایش می‌یابد.

جدول ۲. تأثیر اصلاح شبکه‌ی مبدل حرارتی بر هزینه‌های واحد.

	طراحی پایه	طراحی جدید با روش bridge − exergy method	میزان کاهش(٪)
LP Steam ($/hr)	۲۱۹٫۸۴	۱۷۶٫۴۲	۱۹٫۷۵
Cooling Water ($/hr)	۳۸٫۶۶	۲۹٫۸۳	۲۲٫۸۴
Compressor consumption work ($hr)	۵۷۰٫۶۲	۵۷۰٫۶	۰
Work production ($/hr)	۱۸۲٫۰۴	۱۸۲٫۰۴	۰
The annual profit ($/year)		۴۱۸۰۰۰	



شکل ۳. EDL/ECDL کمپرسور و توربین واحد تولید NGL.



شکل ۴. EDL/ECDL برج‌های تقطیر واحد تولید NGL.

۲.۱.۳. تجزیه و تحلیل سطح دوم پل ـ اگزرژی

با استفاده از تحلیل نمودارهای منحنی انتقال اگزرژی و محاسبه‌ی میزان اتلاف اگزرژی برای تجهیزات شامل انتقال حرارت، منجر به مشخص شدن تجهیزات با اتلاف انرژی و اگزرژی بالا و لزوم بهینه‌سازی برای این تجهیزات شد. در سطح دوم تجزیه‌وتحلیل اگزرژی، ترکیب انرژی و اگزرژی از نمودار $\eta_c - \dot{E}$ به نمودار EDL-TV توسعه می‌یابد. نمودارهای EDL-TV و ECDL-TV برای مشخص شدن تجهیزات مورد نیاز به بهینه‌سازی ـ شامل تولید توان یا جداساز ترکیبات شیمیایی ـ در شکل‌های ۳ و ۴ رسم شده است.

زمانی که EDL با ECDL مقایسه شود، مشخص می‌شود که در تخریب اگزرژی درکدام قسمت فرایند و درکدامیک از تجهیزات فرایندی مهمتر و قابل تأمل‌تر است. اگر EDL تجهیز بالا و ECDL آن نیز بسیار بالا باشد این تجهیز عامل افزایش هزینه‌ی تولید محصول مورد نظر است و نیاز به بهینه‌سازی دارد.

همان طورکه در شکل ۳ مشاهده می‌شود، کمپرسورهای C-۱ و C-۳ دارای EDL و ECDL بالایی هستند. این تجهیزات عامل اتلاف اگزرژی، انرژی و هزینه بر بودن واحد فرایندی هستند که باید بهینه شود.

چنان‌که در شکل ۴ مشاهده می‌شود، هر دو برج تقطیر T-۱۰۰ و T-۱۰۱ از نظر بازده انرژی ـ اگزرژی بسیار ناکارآمدند و این یکی از دلایل مهم افزایش هزینه‌ی تولید NGL است که باید بهینه شود.

۲.۳. بهینه‌سازی واحد تولید NGL

در این تحقیق واحد بازیافت اتان به عنوان بررسی موردی انتخاب می‌شود. در این‌جا پارامترهای عملیاتی که قادرند عملکرد واحد را تحت تأثیر قرار دهند، انتخاب شده است. در پایان، مسئله‌ی بهینه‌سازی تعریف شده حل می‌شود و نتایج با مقادیر واقعی مقایسه می‌شوند.

جدول ۳. پارامترهای طراحی و حدود بالا و پایین آنها.

متغیرهای مستقل	حد پایین	حد بالا	مقدار واقعی
X_1 : Molar flow of stream ۱۴ (Kgmol/h)	۱۹۰۰	۲۱۰۰	۶۲۰۰۵/۴
X_2 : Molar flow of stream ۲۰ (Kgmol/h)	۱۹۰۰	۲۱۰۰	۲۰۰۱/۶۹
X_3 : Molar flow of stream ۱۲ (Kgmol/h)	۴۳/۵۰	۴۴/۵۰	۴۴۰۰
X_4 : Tempratuare of stream ۲۰ − A (°C)	-۳۶	-۳۲	-۳۲/۷۶
X_5 : Temprature of stream ۳۵ (°C)	۱۷	۲۳	۱۹/۴۱۸
X_6 : Temprature of stream ۱۷ (°C)	-۴۲	-۳۸	-۴۰/۵۴
X_7 : Temprature ofstream ۱۹ (°C)	-۴	-۲	-۳
X_8 : Pressure of stream ۸ (Kpa)	۲۳۰۰	۲۶۰۰	۲۵۱۹
X_9 : Pressure of demethanizer (Kpa)	۲۳۸۵	۲۵۸۵	۲۴۸۵
X_{10} : outlet Pressure of VLV − ۴	۵۵۸	۶۱۰	۵۹۸
X_{11} : Molar flow of stream ۲ (Kgmol/h)	۱۴۵۰۰	۱۵۵۰۰	۱۵۰۳۲/۴۸
X_{12} : Molar flow of stream ۴۲ (Kgmol/h)	۱۴۰۰	۱۶۰۰	۱۵۰۰
X_{13} : reflux ratio of deethanizer	۰/۵	۱	۰/۸

جدول ۴. مشخصات قیود مسئله.

قیود	مقادیر
C_1 Recovery ٪ (from demethanizer) > ۹۹	۹۹/۹۷
C_2 Recovery ٪ (from demethanizer) > ۹۰	۹۰/۱۵
C_2 Recovery ٪ (from deethanizer) > ۸۸	۹۰/۰۷
C_3 Recovery ٪ (from demethanizer) > ۹۸	۹۸/۷۴
C_3 Recovery ٪ (from deethanizer) > ۸۹	۸۹/۶۷
C_3 outlet temperature stream < ۱۰۰°C	۹۲/۹۶
Minimum approch temperature of MASHX − ۱ > ۲°C	۲/۰۲۴
Minimum approch temperature of MASHX − ۲ > ۲°C	۳/۱۲۶
Minimum approch temperature of MASHX − ۳ > ۲°C	۲/۰۲۹

۱.۲.۳. پارامترهای طراحی بهینه

در این قسمت شدت جریان، دما و فشار نقاط متفاوت واحد به عنوان پارامترهای طراحی مورد استفاده قرار می‌گیرد. در جدول ۳ این پارامترها و بازه‌ی آن‌ها ثبت شده است.

۲.۲.۳. تعریف محدودیت‌های مسئله

محدودیت (قید) در مسئله‌ی بهینه‌سازی به چند دلیل انتخاب می‌شود، که از مهمترین آنها محدودیت‌های نرم افزار شبیه ساز اسپن ـ هایسیس است. از آن‌جا که تمام محاسبات در شبیه‌ساز انجام می‌پذیرد، باید قیودی تعریف کرد که محاسبات را کنترل کند تا جوابی که در نهایت به عنوان بهینه به دست می‌آید مورد قبول و در بازه‌ی مورد نظر باشد. همچنین در طراحی دستگاه‌ها نیز محدودیت‌هایی وجود دارد که باید این محدودیت‌ها را در طراحی فرایند رعایت کرد.

به طور مثال در طراحی مبدل‌ها باید به حداقل دمای نزدیکی توجه کرد تا این که کمتر از $2^{\circ}C$ نشود، یا می‌توان دمای خروجی از کمپرسور را در نظر گرفت که بیشتر از $12^{\circ}C$ نشود. همچنین باید میزان افت فشار در شیرهای فشارشکن مقدار معقولی باشد. این قیود عملکرد واحدها را کنترل می‌کند. قیود دیگری نیز تعریف می‌شود که میزان بازیافت متان و اتان و پروپان را کنترل می‌کند و نباید از حد مشخصی کمتر شود. معادله‌ی ۱۴ طریقه‌ی محاسبه‌ی میزان بازیافت محصولات از برج تقطیر را نشان می‌دهد. در جدول ۴ قیود مورد نظر در بهینه‌سازی فرایند تولید NGL ثبت شده است.

۳.۲.۳. بهینه‌سازی به وسیله‌ی الگوریتم تکامل تفاضلی

در جدول ۵ نتایج حاصل از بهینه‌سازی به وسیله‌ی الگوریتم تکامل تفاضلی[10] نشان داده شده است.

$$Methane\ recovery = \frac{Molar\ flow\ of\ demethanizer\ up\ stream}{Molar\ flow\ of\ demethanizer\ feed\ streams} \geq ٪۹۹/۰$$

$$Ethane\ recovery = \frac{Molar flow of\ \ deethanizer\ up\ stream}{Molar\ flow\ of\ demethanizer\ feed\ stream} \geq ٪۹۰/۰$$

$$\mathrm{Pr}opane\ recovery = \frac{Molar\ flow\ \ of\ deethanizer\ \mathrm{down}\ stream}{Molar\ flow\ of\ deethanizer\ feed\ stream} \geq ٪۸۹/۰ \qquad (۱۴)$$

جدول ۵. مقدار بهینه‌ی متغیرهای مستقل و پارامترهای الگوریتم تکامل تفاضلی.

تعداد جمعیت		۲۰	
عمل برش		۰/۸	
تعداد تولید نسل		۵۰	
X_1 : Molar flow of stream ۱۴ (Kgmol/h)	۱۹۹۲/۳۴	X_8 : Pressure of stream ۸ (Kpa)	۲۳۳۹/۴۸
X_2 : Molar flow of stream ۲۰ (Kgbol/h)	۱۹۵۶/۵۰	X_9 : pressure of demethanizer (Kpa)	۲۴۰۹/۸۰
X_3 : Molar flow of stream ۱۲ (Kgmol/h)	۴۳۸۰/۹۶	X_{10} : outlet Pressure of VLV − ۴	۶۰۹/۶۸
X_4 : Temprature of stream ۲۰ − A(°C)	-۳۴/۶۱	X_{11} : Molar flow of stream ۲ (Kgmol/h)	۱۴۷۰۱/۷۶
X_5 : Temprature of stream ۳۵ (°C)	۱۸/۶۹	X_{12} : Molar flow of stream ۴۲ (Kgmol/h)	۱۵۱۹/۱۰
X_6 : Temprature of stream ۱۷ (°C)	-۴۱/۵۴	X_{13} : reflux ratio of deethanizer	۰/۸۴
X_7 : Temprature of stream ۱۹ (°C)	-۳/۷۸		
Objective function		۰/۹۷۹۴	

جدول ۶. میزان مصرف سرویس‌های جانبی قبل و بعد از بهینه‌سازی.

	طراحی جدید با روش bridge − exergy	طراحی بهینه	میزان کاهش(٪) (٪)
LP Steam (kg/hr)	۱۱۷۴۶/۱۹	۱۰۰۵۳/۲۵	۱۴/۴۱
Cooling Water (kg/hr)	۳۰۰۰۷۴/۰۴	۲۶۱۶۹۴/۷۳	۱۲/۷۹
Compressor consumption work (kW)	۹۴۴۷/۳۸	۸۹۸۷/۰۹	۴/۸۷
		Tube No. : ۹۸	
deethanizer feed preheater ($)		Shell length : ۱/۸ m	

جدول ۷. هزینه‌ی سرویس‌های جانبی سامانه تولید NGL قبل و بعد از بهینه‌سازی.

	طراحی جدید با روش bridge − exergy	طراحی بهینه	میزان کاهش (٪) (٪)
Lp steam (kg/hr)	۱۷۶/۴۲	۱۵۰/۹۹	۱۴/۴۱
Cooling Water ($/hr)	۲۹/۸۲	۲۶/۰۱	۱۲/۷۹
Compressor consumption work ($/hr)	۵۷۰/۶۲	۵۴۲/۸۲	۴/۸۷
Capital cost of deethanizer feed preheater ($)	--	۵۴۳۹۲۱	
The annual profit ($/year)		۳۹۶۴۰۰	

۴. نتایج بهینه‌سازی

در جدول ۶ مقدار مصرفی سرویس‌های سرد و گرم، کار مصرفی کمپرسورهای چرخه‌ی تبرید داخلی و خارجی و نیزکار تولیدی به دلیل افت فشار جریان فرایندی در طراحی اولیه‌ی واحد و طراحی واحد بعد از بهینه‌سازی نشان داده شده است. چنان که مشاهده می‌شود مقدار مصرفی سرویس‌های سرد و کار مصرفی کاهش یافته است.

در جدول ۷ مقدار هزینه‌ی عملیاتی هریک از سرویس‌های سرد و گرم و همچنین هزینه‌های مصرفی کمپرسور نشان داده شده است. همچنین در جدول ۷ هزینه‌های ثابت ناشی از اضافه شدن دو مبدل به عنوان پیش‌گرمکن جریان‌های خوراک برج اتان‌زدا آورده شده است. باید توجه داشت که تنها ۳/۴ درصد از جریان آب خنک‌کننده به عنوان آب جبرانی مصرف می‌شود، که باید در محاسبه‌ی هزینه‌های عملیاتی در نظرگرفت.

با اعمال مقادیر بهینه، سود سالیانه با توجه به کاهش هزینه‌های عملیاتی و افزایش هزینه‌های ثابت، معادل ۳۹۶۴۰۰ دلار به ازای ۸۰۰۰ ساعت کار واحد فرایندی افزایش می‌یابد. درنهایت می‌توان گفت میزان نهایی سود سالیانه برابر با ۸۱۴۴۰۰ دلار است.

۵. نتیجه‌گیری

روابط ترمواکونومیک تاکنون فقط برای حل مسائل تولید توان به همراه بخارکاربرد داشته است. در مطالعه‌ی حاضر ضمن گسترش روابط ترمواکونومیکی (روابط اصلی

وکمکی) برای تجهیزات فرایندی ـ شامل برج تقطیر، رآکتور و . . . ـ مسائل اقتصادی واحدهای فرایندی به همراه چرخه‌های تبرید به صورت همزمان و با روش ماتریسی حل شده است. از روش‌های تحلیل پینچ و اگزرژی بیشتر برای تحلیل فرایند به صورت مجزا استفاده شده است. از ترکیب پینچ و اگزرژی نیز تنها برای تحلیل مبدل‌های حرارتی استفاده می‌شود. در این مقاله روش جدیدی برای ترکیب پینچ و اگزرژی به نام پل و اگزرژی ارائه شده است. این روش علاوه بر توانایی تحلیل شبکه‌ی مبدل حرارتی و برج‌های تقطیر از نظر نرخ ترکیب اگزرژی در هر مبدل، قادر به اصلاح شبکه‌ی مبدل حرارتی با ایجاد پل‌های مناسب بین مبدل‌ها نیز هست. همچنین تاکنون روش تکامل تفاضلی تنها برای سامانه‌های ساده ـ مانند چرخه تبرید ـ یا برای تک‌تجهیز ـ مانند بهینه‌سازی رآکتور ـ استفاده شده است. در این پروژه روش تکامل تفاضلی روی سامانه‌ی پیچیده‌ی فرایندی و چرخه‌ی تبرید به صورت همزمان برای بهینه‌سازی استفاده شده است.

پانوشت‌ها

1. biomass integrated gasification combined cycle (BIGCC)
2. mixed-integer linear programming (MILP)
3. hot and cold uilities
4. grand composit curve
5. exergy transfer cure
6. exergy cost destruction level (ECDL)
7. target value (TV)
8. Carnot factor
9. natural gas liquids
10. differntial evolution algoritm

منابع (References)

1. Meckler, M. and Hyman, L. sustainable on-site chp systems design construction and operations. MC graw hill 2010.
2. Staine, F. and Favrat, D. "Energy integration of industrial processes based on the pinch analysis method extended to include exergy factors", *Appl. Therm. Eng.*, **16**6, pp. 497-507 1996.
3. Linnhoff, B. and Dhole, V.R."Shaftwork targets for low-temperature process design", *Chem. Eng. Sci.*, **47**8, pp. 2081-2091 Jun. 1992.
4. Hasan, M., Manesh, K. and Amidpour, M. "New graphical methodology for energy integration in nuclear steam power plant", *Proc. 16th Int. Conf. Nucl. Eng.*, **1**, pp. 1-17 2008.
5. Mehrpooya, M. Jarrahian, A. and Pishvaie, M. "Simulation and exergy-method analysis of an industrial refrigeration cycle used in NGL recovery units", *Engineering Research*, **30**, pp. 1336-1351 2006.
6. Ataei, A. and Yoo, C."Combined pinch and exergy analysis for energy efficiency optimization in a steam power plant," *Int. J. Phys. Sci.*, **57**, pp. 1110-1123 2010.
7. Bhattacharya, A., Manna, D., Paul, B. and et al."Biomass integrated gasification combined cycle power generation with supplementary biomass firing: Energy and exergy based performance analysis", *Energy*, **36**5, pp. 2599-2610, 2011.
8. Grip, C. E., Larsson, M. Harvey, S. and et al. "Process integration. tests and application of different tools on an integrated steelmaking site," *Appl. Therm. Eng.*, **53**2, pp. 366-372, 2013.
9. Quijera, J. A. and Labidi, J. "Pinch and exergy based thermosolar integration in a dairy process", *Appl. Therm. Eng.*, **50** 1, pp. 464-474 2013.
10. Sahafzadeh, M., Ataei, A., Tahouni, N. and et al. "Integration of a gas turbine with an ammonia process for improving energy efficiency", *Appl. Therm. Eng.*, **58**(1), pp.594-604 (2013).
11. Ghannadzadeh, A. and Sadeqzadeh, M."Exergy aided pinch analysis to enhance energy integration towards environmental sustainability in a chlorine-caustic soda production process", *Appl. Therm. Eng.*, **125**, pp. 1518-1529 (2017).
12. Gourmelon, S. Hétreux, R. and Floquet, P. "PiXAR:Pinch and eXergy for the analysis and retrofit design of industrial processes", **38**, pp. 1941-1946 (2016).
13. Rad, M .P., Khoshgoftar Manesh, M. H., Rosen, M. A. and et al. "New procedure for design and exergoeconomic optimization of site utility system considering reliability", *Appl. Therm. Eng*, **94**, pp. 478-490 (2016).
14. Malham, C. B., Tinoco, R. R., Zoughaib, A. and et al. "A novel hybrid exergy/pinch process integration methodology", *Energy*, **156**, pp. 586-596 (2018).
15. Mortazavi, A., Somers, C., Hwang, Y. and et al. "Performance enhancement of propane pre-cooled mixed refrigerant LNG plant", *Appl. Energy*, **93**(6-7), pp. 125-131 (2012).
16. J. Szargut, "Chemical exergies of the elements," Appl. Energy, **32**(4), pp. 269-286 (1989).