



دانشگاه صنعتی امیرکبیر
(پلی تکنیک تهران)

دوره ۴۸، شماره ۳، پاییز ۱۳۹۵، صفحه ۲۲۷ تا ۲۳۸
Vol. 48, No. 3, Autumn 2016, pp. 227-238



نشریه علمی پژوهشی امیرکبیر - مهندسی مکانیک
AmirKabir Journal of Science & Research
Mechanical Engineering
ASJR-ME

تعیین چیدمان بهینه برج‌های تقطیر با در نظر گرفتن ادغام حرارتی به روش برنامه‌نویسی ریاضی مبتنی بر بهینه‌سازی ابرساختار

مرتضی محمودی‌منش^{۱*}، نورالله کشیری^۲، جواد ایوک‌پور^۳

۱- کارشناسی ارشد، دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه علم و صنعت، تهران، ایران

۲- دانشیار، دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه علم و صنعت، تهران، ایران

۳- استادیار، پژوهشکده مهندسی پالایش، پژوهشگاه صنعت نفت، تهران، ایران

(دریافت: ۱۳۹۰/۱۲/۱۷ پذیرش: ۱۳۹۴/۶/۴)

چکیده

در این مقاله مسأله تعیین چیدمان بهینه برج‌های تقطیر در یک سیستم تقطیر چندجزئی، با در نظر گرفتن ادغام حرارتی بین چگالنده و جوش‌آور برج‌های مختلف، به روش برنامه‌نویسی ریاضی بررسی شده است. مسأله مورد بحث در اینجا به دلیل وجود قیود غیرخطی و همین‌طور متغیرهای گسسته و پیوسته در مدل بهینه‌سازی، یک برنامه غیرخطی آمیخته با عدد صحیح، MINLP، خواهد بود. مدل MINLP حاصل از برنامه‌نویسی ریاضی به کمک نرم‌افزار GAMS حل شده است. جامعیت مدل بهینه‌سازی و انعطاف‌پذیری آن در تعریف شرایط عملیاتی جدید از ویژگی‌های این کار به حساب می‌آید. بهینه‌سازی همزمان چیدمان و مصرف انرژی امکان ارزیابی تأثیر ادغام حرارتی بر انتخاب چیدمان بهینه فراهم کرده است. در نظر گرفتن ادغام حرارتی در کاهش مصرف انرژی با متغیر بودن فشار برج تقطیر امکان‌پذیر شده است به‌طوری‌که نتایج حاصل از حل مدل MINLP برای یک جداسازی چهارجزئی، میزان صرفه‌جویی برابر ۲۵٪ را در هزینه کلی سالانه، که شامل هزینه‌های سرمایه‌گذاری، عملیاتی و میزان مصرف انرژی می‌شود، را نشان می‌دهد.

کلمات کلیدی:

چیدمان برج‌های تقطیر، ادغام حرارتی، بهینه‌سازی مصرف انرژی، برنامه‌نویسی ریاضی، برنامه غیرخطی آمیخته با عدد صحیح (MINLP).

برای ارجاع به این مقاله از عبارت زیر استفاده کنید:

Please cite this article using:

Mahmudimanesh, M., Kasiri, J., and Ivakpour, J., 2016. "Synthesis of Optimal Heat-Integrated Distillation Columns Sequence with Mathematical Programming method based on Superstructure Optimization". *Amirkabir Journal of Mechanical Engineering*, 48(3), pp. 227-238.

URL: http://mej.aut.ac.ir/article_548.html

نویسنده مسئول و عهده‌دار مکاتبات: Email: capepub@cape.iust.ac.ir



۱- مقدمه

جداسازی قرار دارد.

در استراتژی‌های تکاملی روش‌های مورد استفاده شامل الگوریتم ژنتیک^۵ [۷، ۸، ۱۴ و ۱۵]، الگوریتم شبیه‌سازی تبرید^۶ [۱۶ و ۱۷]، برنامه‌نویسی ژنتیک^۷ [۱۸] می‌باشد. هرچند استفاده از این روش طیف وسیعی از مسائل مربوط به سیستم‌های تقطیر را در برمی‌گیرد با این حال، عدم تعریف یک چارچوب سیستماتیک سبب محدودیت در جامعیت و انعطاف‌پذیری این روش شده است. با این حال در فرایند حل نیازی به محاسبات مشتقی نیست اما روش جستجوی اتفاقی^۸ معمولاً زمان حل بالایی را نیاز دارد و تضمینی در یافتن جواب بهینه کلی^۹ وجود ندارد.

بر خلاف استراتژی‌های تکاملی، در روش‌های مبتنی بر برنامه‌نویسی ریاضی حل مسأله نیازمند محاسبات مشتقی است و سبب پیچیدگی حل مسأله برای مسائل بزرگ که دارای روابط و قیود غیر خطی است، می‌شود [۷]. با این حال وجود یک چارچوب سیستماتیک بر مبنای این روش برای تعیین چیدمان بهینه سیستم تقطیر چندجزئی سبب جامعیت و انعطاف‌پذیری بالا در مدلسازی و حل آن شده است. از طرفی تحقیقات انجام‌گرفته در زمینه حل مسائل بهینه‌سازی غیر خطی و ارائه الگوریتم‌های جدید برای حل آن تا حد زیادی مشکلات مربوط به حل آن را مرتفع کرده است. ایده اصلی در استفاده از روش برنامه‌نویسی ریاضی، نمایش تمام حالات ممکن، تحت عنوان آبرساختار و فرمولاسیون مسأله بهینه‌سازی بر مبنای این آبرساختار است. از جمله مطالعات انجام‌شده با این روش، می‌توان به پژوهش‌های [۳۵-۱۹] اشاره کرد. در این تحقیقات همان‌طور که در بخش ۳ (برنامه‌نویسی ریاضی) توضیح داده شده است مدل بهینه‌سازی یک MILP و یا یک MINLP خواهد بود. محاسبات شبیه‌سازی در تمام این کارها به کمک روابط میانبر فنسک-آندروود-گیلیند^{۱۰} انجام شده است و تابع هدف هزینه کلی سالانه در نظر گرفته شده است که قرار است کمینه شود [۱۳]. نوع جداسازی در این تحقیقات به دو صورت جداسازی کامل^{۱۱} و یا جداسازی ناکامل^{۱۲} در نظر گرفته شده است. ویژگی مهم مدل‌های بهینه‌سازی سنتز شده در این تحقیقات و همین‌طور در این کار، بهینه‌سازی همزمان چیدمان برج‌های تقطیر و مصرف انرژی که شامل به‌کارگیری ادغام حرارتی و ساختارهای مزدوج حرارتی می‌شود، است.

هدف از این تحقیق ارائه یک روش جامع و انعطاف‌پذیر به منظور تعیین چیدمان بهینه و بهینه‌سازی مصرف انرژی به طور همزمان است به‌طوری‌که دامنه وسیعی از جداسازی‌های چندجزئی را با کمترین فرضیات در بر گیرد. مزیت اصلی بهینه‌سازی همزمان، لحاظ کردن تأثیر پارامترهای مربوط به بهینه‌سازی مصرف انرژی و بهینه‌سازی چیدمان

تقطیر یکی از مهمترین عملیات‌های واحد در صنایع شیمیایی به حساب می‌آید. اهمیت آن به دلیل استفاده گسترده در اکثر واحدهای فرایندی و همچنین تأثیر قابل‌توجه آن بر هزینه‌های سرمایه‌گذاری و انرژی است. حدود ۹۵٪ تمام جداسازی‌های سیال در صنایع شیمیایی توسط فرایند تقطیر انجام می‌شود و از این رو ۳٪ انرژی در کل جهان در برج‌های تقطیر مصرف می‌شود [۱]. مصرف بالای انرژی در یک برج تقطیر، ناشی از چگالش بخار خروجی از بالای ستون تقطیر در چگالنده و جوشش مایع خروجی از پایین آن در جوش‌آور است. در سیستم‌های تقطیر چندجزئی که به بیش از یک برج نیاز است، اهمیت مصرف بالای انرژی در فرایند تقطیر، بیشتر مورد توجه قرار می‌گیرد. تحقیقات در حوزه کاهش مصرف انرژی در فرایند تقطیر به دو بخش کلی تقسیم می‌شود. بخش اول شامل ساختارهای موثر حرارتی است که توسط محققان پیشنهاد شده است [۲-۶]. در میان این طرح‌ها، ادغام حرارتی بین چگالنده و جوش‌آور برج‌های مختلف و همچنین استفاده از برج‌های تقطیر مزدوج حرارتی^۱ بیشتر مورد توجه قرار گرفته است، از این رو بخش دوم تحقیقات در این حوزه بر ارائه روش‌های تئوری برای مدلسازی و بهینه‌سازی سیستم‌های تقطیر با رویکرد کاهش مصرف انرژی از نوع ادغام حرارتی و مزدوج حرارتی متمرکز شده است. به طور کلی این روش‌های تئوری را می‌توان در سه گروه اصلی به صورت زیر دسته‌بندی کرد [۷ و ۸]:

- روش‌های ابتکاری^۲
- استراتژی‌های تکاملی^۳
- برنامه‌نویسی ریاضی

روش‌های ابتکاری شامل مجموعه‌ای از قوانین سرانگشتی^۴ است که معمولاً به‌طور تجربی حاصل می‌شود. اهمیت ویژه و کلیدی این روش محدود کردن فضای جستجو و کوچک کردن آن است. مجموعه‌ای از این قوانین برای تعیین چیدمان بهینه سیستم‌های تقطیر چندجزئی را می‌توان در مطالعات [۱۳-۹] یافت. هر چند در بسیاری از موارد برای ساده‌سازی مسأله از این قوانین استفاده می‌شود اما یک عیب اصلی این روش ناهمخوانی قوانین با یکدیگر در بعضی حالات می‌باشد. به عبارت دیگر در مواردی ممکن است دو قانون با یکدیگر در تعارض باشند [۱۱]. از طرف دیگر، مسأله مورد بحث در بردارنده متغیرهای زیادی است که بر هم تأثیر متقابل دارند، به گونه‌ای که در شرایط مختلف جواب‌های مختلفی ممکن است حاصل شود و روش ابتکاری توانایی پیش‌بینی این تأثیرات را ندارد. از این رو نمی‌توان به عنوان یک روش مطمئن به آن تکیه کرد. بعضی از قوانین سرانگشتی عبارتند از: ۱- ماده خورنده یا سمی در ابتدا جداسازی گردد. ۲- جداسازی بین اجزا با فرارایت نسبی بالاتر در اولویت است. ۳- ماده ای که بیشتر میزان در خوراک را داراست در اولویت

5 Genetic algorithm
6 Simulated annealing
7 Genetic programming
8 Random search
9 Global optimum
10 Fenske-Underwood-Glliland (FUG)
11 Sharp separation
12 Non-sharp separation

1 Thermally coupled distillation columns
2 Heuristic methods
3 Evolutionary strategies
4 Rules of thumb

که $f(x,y)$ تابع هدف (به عنوان مثال؛ هزینه)، $h(x,y)=0$ معادلات توصیف کننده عملکرد سیستم (مثل موازنه های جرم و انرژی، معادلات طراحی) و $g(x,y) \leq 0$ قیود حاکم بر مسأله است. متغیر x از نوع پیوسته است و شامل متغیرهای طراحی و متغیرهای مربوط به جریان های فرایندی می باشد، در حالی که y متغیر گسسته است که فقط می تواند دو مقدار ۰ یا ۱ را اختیار کند. ۱ بیانگر انتخاب یک عمل یا یک مورد است و ۰ به معنای عدم انتخاب آن می باشد [۳۶].

اگر یکی از توابع g ، f و h غیر خطی باشد، MIP یک برنامه غیر خطی آمیخته با عدد صحیح، MINLP نامیده خواهد شد. در صورتیکه تمام توابع و قیود مدل بهینه سازی خطی باشند، MIP به یک برنامه خطی آمیخته با عدد صحیح^{۱۵} تغییر نام می دهد. در صورتیکه متغیرهای y در مدل بهینه سازی نباشد، MIP به یک برنامه غیر خطی^{۱۶} و یا برنامه خطی^{۱۷} تبدیل می شود. در میان مدل های بیان شده، MINLP در عین جامع بودن، پیچیده ترین مدل از لحاظ حل می باشد. بنابراین روش برنامه ریزی ریاضی طیف وسیعی از فرایندها و مسائل مربوط به سنتز و طراحی را پوشش می دهد. از جمله کاربردهای برنامه نویسی ریاضی می توان به سنتز و طراحی موارد زیر اشاره کرد [۳۶]:

- شبکه ای از راکتورها
 - چیدمان بهینه در سیستم های تقطیر
 - شبکه مبدل های حرارتی
 - واحدهای تأمین کننده سرویس های جانبی
 - طراحی کامل یک واحد فرایندی شامل موارد فوق
- مراحل روش برنامه ریزی ریاضی را می توان به سه دسته کلی تقسیم کرد [۳۶]:

۱. نمایش تمام حالت های ممکن و قابل تصور جواب های یک مسأله به طوریکه جواب بهینه از بین تمام جواب های ممکن انتخاب شود که به ابرساختار معروف است.
۲. فرمولاسیون برنامه ریاضی که شامل متغیرهای گسسته و پیوسته است.
۳. حل مدل بهینه سازی که جواب بهینه را مشخص می کند.

۳-۱-۱- نمایش ابرساختار

همان طور که گفته شد، منظور از ابرساختار نمایش تمام چیدمان های ممکن برای جداسازی جزه های مخلوط N جزئی و همین طور تمام حالات ممکن و قابل تصور برای ادغام حرارتی بین چگالنده (ها) و جوش آور (ها) می باشد. یومانس و گروس من دو روش را برای نمایش ابرساختار در فرایندهای شیمیایی معرفی کردند. یکی از آن ها شبکه حالت-تبدیل کننده^{۱۸} نام گذاری شده است [۳۷].

می باشد. رویکرد کاهش مصرف انرژی در این کار تنها شامل ادغام حرارتی می شود.

۲- بیان مسأله و فرضیات

یک مخلوط N جزئی با مشخصات معین (دبی، ترکیب درصد اجزاء) قرار است به N جزء تقریباً خالص با ترکیب درصد معین، توسط $N-1$ برج تقطیر، از همدیگر تفکیک شود. هدف تعیین چیدمان بهینه ای از برج های تقطیر با در نظر گرفتن ادغام حرارتی است به گونه ای، که هزینه کلی سالانه حداقل شود.

هرچند این مسأله برای هر جداسازی N جزئی مطرح شده است اما با توجه به دامنه وسیع انواع سیستم های تقطیر، نیاز به تعریف یکسری فرضیات است تا ابعاد مسأله ای که به آن پرداخته می شود، معین شود. فرضیات و ملاحظات در نظر گرفته شده به قرار زیر است:

اجزاء کلیدی در هر برج مجاور یکدیگر هستند (جداسازی کامل) و از این رو تنها توزیع دو جزء کلیدی سبک و سنگین در طول برج قابل توجه است.

• برج های تقطیر از نوع ساده است، یعنی هر برج یک جریان خوراک و به ترتیب دو محصول در بالا و پایین آن دارد (جریان جانبی در نظر گرفته نشده است).

• جریان خوراک برج های تقطیر، آزنوتروپ تشکیل نمی دهد.

• چگالنده تمام برج ها از نوع کامل^{۱۳} در نظر گرفته شده است.

• مدل ترمودینامیکی، پنگ-راینسون در نظر گرفته شده است، بنابراین انتخاب مخلوط های الکترولیتی و با درجه قطبیت بالا بین اجزاء، امکان پیش بینی دقیق خواص ترمودینامیکی مربوط به فاز مایع را دشوار می سازد.

• در شبیه سازی برج های تقطیر از روش میانبر FUG استفاده شده است.

• جریان خوراک به تمام برج ها و همین طور محصولات هر برج، مایع اشباع می باشد.

برای این مسأله، میزان بازیابی اجزاء کلیدی سبک و سنگین، دبی ورودی به برج تقطیر و دمای چگالنده (فشار برج) متغیر خواهد بود.

۳- برنامه نویسی ریاضی

به طور کلی، مسائل سنتز و طراحی مربوط به فرایندهای شیمیایی را می توان به صورت یک مدل بهینه سازی که دارای متغیرهای گسسته-پیوسته است نمایش داد که فرم جبری آن به صورت زیر خواهد بود و به مسأله بهینه سازی آمیخته با عدد صحیح^{۱۴} معروف است [۳۶]:

$$\begin{aligned} \min \quad & f(x,y) \\ \text{s.t.} \quad & h(x,y) = 0 \\ & g(x,y) \leq 0 \\ & x \in X, y \in \{0,1\} \end{aligned}$$

13 Total condenser

14 Mixed Integer optimization Problem (MIP)

15 Mixed Integer Linear Program (MILP)
16 Non Linear Program (NLP)
17 Linear Program (LP)
18 State-Task-Network (STN)

تعریف آبرساختار در مرحله فرمولاسیون مدل بهینه‌سازی کاربرد دارد. با استفاده از ارتباط بین تبدیل‌کننده‌ها و حالت‌ها که در آبرساختار تعریف شده‌اند، قیود مدل بهینه‌سازی که همان معادلات و نامعادلات حاکم بر فرایند است، به دست می‌آید.

۳-۲- فرمولاسیون

در این بخش قیود مدل بهینه‌سازی که مجموعه‌ای از معادلات و نامعادلات می‌باشد، تعریف می‌شود. این قیود شامل معادلات موازنه جرم و انرژی و نامعادلات مربوط به فرایند ادغام حرارتی می‌شود. در ادامه مشخصات مدل ریاضی حاصل از آبرساختار و نحوه ایجاد آن تشریح می‌شود.

مدل‌های ریاضی به دست آمده از آبرساختار منجر به یک مسأله بهینه‌سازی با متغیرهای پیوسته-گسسته خواهد شد. با توجه به ماهیت روابط استفاده شده فرمولاسیون مسأله بهینه‌سازی، مدل حاصل از آن یک MINLP خواهد بود. برای ایجاد مدل MINLP نیاز به تعریف تعدادی مجموعه با توجه به آبرساختار می‌باشد. تعریف این مجموعه‌ها با توجه به آبرساختار شکل ۱ که مربوط به یک جداسازی ۴ جزئی است، در ادامه بیان می‌شود.

۱. مجموعه تمام تبدیل‌کننده‌های t ؛

$$task(t) = \{A|BCD, AB|CD, ABC|D, A|BC, AB|C, B|CD, BC|D, A|B, B|C, C|D\}$$

۲. مجموعه تمام حالت‌های s ؛

$$state(s) = \{ABCD, ABC, BCD, AB, BC, CD, A, B, C, D\}$$

۳. مجموعه اجزاء i موجود در خوراک اولیه؛

$$comp(i) = \{A, B, C, D\}$$

۴. مجموعه جزء کلیدی سبک i برای هر تبدیل‌کننده؛

$$lk(t, i) = \{A|BCD \Rightarrow A, AB|CD \Rightarrow B, ABC|D \Rightarrow C, A|BC \Rightarrow A, AB|C \Rightarrow B, B|CD \Rightarrow B, BC|D \Rightarrow C, A|B \Rightarrow A, B|C \Rightarrow B, C|D \Rightarrow C\}$$

۵. مجموعه جزء کلیدی سنگین i برای هر تبدیل‌کننده؛

$$hk(t, i) = \{A|BCD \Rightarrow B, AB|CD \Rightarrow C, ABC|D \Rightarrow D, A|BC \Rightarrow B, AB|C \Rightarrow C, B|CD \Rightarrow C, BC|D \Rightarrow D, A|B \Rightarrow B, B|C \Rightarrow C, C|D \Rightarrow D\}$$

۶. مجموعه اجزاء سبک‌تر از جزء کلیدی سبک برای هر تبدیل‌کننده؛

$$llk(t, i) = \{AB|CD \Rightarrow (A), ABC|D \Rightarrow (A, B), AB|C \Rightarrow (A), BC|D \Rightarrow (B)\}$$

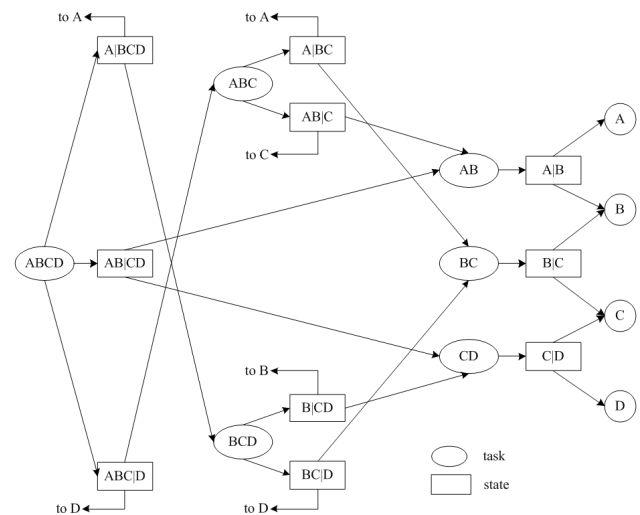
۷. مجموعه اجزاء سنگین‌تر از جزء کلیدی سنگین برای هر تبدیل‌کننده؛

$$hhk(t, i) = \{A|BCD \Rightarrow (C, D), AB|CD \Rightarrow (D), A|BC \Rightarrow (C), B|CD \Rightarrow (D)\}$$

۸. مجموعه تبدیل‌کننده‌هایی که یک حالت می‌تواند تولید کند؛

شکل ۱ نمایش STN برای چیدمان برج‌های تقطیر در یک جداسازی ۴ جزئی را نشان می‌دهد. همان‌طور که در شکل ۱ نشان داده شده است، نمایش STN برای آبرساختار شامل تعدادی تبدیل‌کننده و حالت است. منظور از تبدیل‌کننده در شکل ۱ برج‌های تقطیری هستند که جداسازی در آن‌ها از نوع کامل است و منظور از حالت جریان‌های ماده با در نظر گرفتن عناصر تشکیل‌دهنده آن می‌باشد. برای یک جداسازی ۴ جزئی همان‌طور که در شکل ۱ نشان داده شده است، تعداد تبدیل‌کننده‌ها و حالت‌ها برابر ۱۰ است. از طرف دیگر در این شکل تمام چیدمان‌های قابل‌تصور برای یک جداسازی ۴ جزئی با توجه به فرضیات بیان شده را نشان می‌دهد. با دنبال کردن هر کدام از مسیرهای نشان داده شده می‌توان به یک چیدمان از برج‌های تقطیر رسید. برای یک جداسازی ۴ جزئی با توجه به فرضیات مورد نظر که بیان شده است، ۵ چیدمان قابل‌تصور است. جدول ۱ تمام این چیدمان‌ها را نشان می‌دهد.

با در نظر گرفتن ادغام حرارتی در سیستم تقطیر چندجزئی، مشابه نمایش آبرساختار برای چیدمان‌های برج‌های تقطیر، می‌توان حالت‌های ممکن برای ادغام حرارتی بین چگالنده‌ها و جوش‌آورها را نمایش داد. باید به این نکته توجه داشت که به ازای هر چیدمان از برج‌های تقطیر یک آبرساختار مجزا برای شبکه مبدل‌های حرارتی که شامل چگالنده‌ها، جوش‌آورها و همین‌طور سرویس‌های جانبی موجود است، تعریف می‌شود.



شکل ۱: نمایش آبرساختار برای یک سیستم تقطیر ۴ جزئی

جدول ۱: چیدمان‌های قابل‌تصور برای یک جداسازی ۴ جزئی از نوع کامل

چیدمان	
۱	A BCD, B CD, C D
۲	A BCD, BC D, B C
۳	AB CD, A B, C D
۴	ABC D, A BC, B C
۵	ABC D, AB C, A B

مربوط به ادغام حرارتی این مورد مدنظر قرار می‌گیرد.

$$EXconnect(t, t') = \{ \\ (A | BCD, B | CD, C | D) \Rightarrow (A | BCD, B | CD, C | D), \\ (A | BCD, BC | D, B | C) \Rightarrow (A | BCD, BC | D, B | C), \\ (AB | CD, A | B, C | D) \Rightarrow (AB | CD, A | B, C | D), \\ (ABC | D, A | BC, B | C) \Rightarrow (ABC | D, A | BC, B | C), \\ (ABC | D, AB | C, A | B) \Rightarrow (ABC | D, AB | C, A | B) \}$$

در مجموعه فوق، هر دو اندیس t و t' یکسان است و عضوی از مجموعه تبدیل‌کننده، تبدیل‌کننده^{۱۹} را در بر می‌گیرد.

۱۵. مجموعه تمام سرویس‌های جانبی سرد c :

$$CU(c) = \{c_1, c_2, c_3, \dots, c_n\}$$

۱۶. مجموعه تمام سرویس‌های جانبی گرم h :

$$HU(h) = \{h_1, h_2, h_3, \dots, h_n\}$$

قیود مسأله که در ادامه بیان می‌شود، مجموعه‌ای از معادلات و نامعادلات است که بر روی این مجموعه‌ها تعریف می‌شود.

موازنه مول برای هر تبدیل‌کننده:

$$F(t) - D(t) - B(t) = 0 \quad \forall t \in task \quad (1)$$

$$FI(t, i) - DI(t, i) - BI(t, i) = 0 \quad (2)$$

$$\forall t \in task, i \in comp$$

$$DI(t, i) = r^{lk}(t) \cdot FI(t, i) \quad \forall t, i \in lk \quad (3)$$

$$DI(t, i) = r^{hk}(t) \cdot FI(t, i) \quad \forall t, i \in hk \quad (4)$$

$$DI(t, i) \geq r_{up}^{lk} \cdot FI(t, i) \quad \forall t, i \in llk \quad (5)$$

$$DI(t, i) \leq r_{low}^{hk} \cdot FI(t, i) \quad \forall t, i \in hhk \quad (6)$$

$$D(t) = \sum_i DI(t, i) \quad \forall t \in task, i \in comp \quad (7)$$

$$B(t) = \sum_i BI(t, i) \quad \forall t \in task, i \in comp \quad (8)$$

$$F(t) = \sum_i FI(t, i) \quad \forall t \in task, i \in comp \quad (9)$$

که در آن $F(t)$ دبی جریان خوراک تبدیل‌کننده t ، $D(t)$ دبی جریان محصول بالای تبدیل‌کننده t ، $B(t)$ دبی جریان محصول پایین تبدیل‌کننده t ، $FI(t, i)$ دبی جزء i در جریان خوراک تبدیل‌کننده t ، $DI(t, i)$ دبی جزء i در جریان محصول بالای تبدیل‌کننده t ، $BI(t, i)$ دبی جزء i در جریان محصول پایین تبدیل‌کننده t ، $r^{lk}(t)$ میزان بازیابی جزء کلیدی سبک در تبدیل‌کننده t ، $r^{hk}(t)$ میزان بازیابی جزء کلیدی سنگین در تبدیل‌کننده t ، r_{up}^{lk} حداکثر میزان بازیابی جزء کلیدی سبک و r_{low}^{hk} حداقل میزان بازیابی جزء کلیدی سنگین است.

$$TS(s, t) = \{ABCD \Rightarrow (A | BCD, AB | CD, ABC | D), \\ ABC \Rightarrow (A | BC, AB | C), BCD \Rightarrow (B | CD, BC | D), \\ AB \Rightarrow (A | B), BC \Rightarrow (B | C), CD \Rightarrow (C | D)\}$$

۹. مجموعه تبدیل‌کننده‌هایی که می‌تواند یک حالت را تولید کند؛

$$ST(s, t) = \{ABC \Rightarrow (ABC | D), BCD \Rightarrow (A | BCD), \\ AB \Rightarrow (AB | CD, AB | C), BC \Rightarrow (A | BC, BC | D), \\ CD \Rightarrow (AB | CD, B | CD), A \Rightarrow (A | BCD, A | BC, A | B), \\ B \Rightarrow (B | CD, A | B, B | C), C \Rightarrow (AB | C, B | C, C | D), \\ D \Rightarrow (ABC | D, BC | D, C | D)\}$$

۱۰. مجموعه تبدیل‌کننده‌هایی که یک حالت را از بخش غنی‌سازی خود تولید می‌کنند؛

$$RECT(s, t) = \{ABC \Rightarrow (ABC | D), \\ AB \Rightarrow (AB | CD, AB | C), \\ BC \Rightarrow (BC | D), \\ A \Rightarrow (A | BCD, A | BC, A | B), \\ B \Rightarrow (B | CD, B | C), \\ C \Rightarrow (C | D)\}$$

۱۱. مجموعه تبدیل‌کننده‌هایی که یک حالت را از بخش عاری‌سازی خود تولید می‌کنند؛

$$STRIP(s, t) = \{BCD \Rightarrow (A | BCD), BC \Rightarrow (A | BC), \\ CD \Rightarrow (AB | CD, B | CD), B \Rightarrow (A | B), \\ C \Rightarrow (B | C), D \Rightarrow (ABC | D, BC | D, C | D)\}$$

۱۲. مجموعه حالت‌های میانی؛

$$ISTATE(S) = \{ABC, BCD, AB, BC, CD\}$$

۱۳. مجموعه تبدیل‌کننده‌هایی که خوراک اولیه، جریان ورودی آن می‌باشد؛

$$ltask(t) = \{A | BCD, AB | CD, ABC | D\}$$

۱۴. تبدیل‌کننده‌هایی از اَبَرساختار که ادغام حرارتی بین آن‌ها امکان‌پذیر است؛ به‌عنوان مثال با توجه به مجموعه EXconnect که در ادامه آورده شده است، یکی از چیدمان‌های قابل‌تصور برای جداسازی چهارجزئی، $A|BCD$ و $B|CD, C|D$ می‌باشد. اگر ادغام حرارتی بین چگالنده و جوش‌آور برج‌های تقطیر مختلف برای این چیدمان مدنظر باشد، این ادغام حرارتی تنها برای چگالنده و جوش‌آور برج‌های مختلف ممکن است. به عبارت دیگر ادغام حرارتی $(A|BCD) \rightarrow (A|BCD)$ که نشان‌دهنده انتقال گرما از چگالنده $A|BCD$ به جوش‌آور $A|BCD$ است با توجه به محدودیت قانون دوم ترمودینامیک ممکن نیست. در بخش تعریف قیود

موازنه مول برای تبدیل کننده‌هایی که خوراک اولیه، جریان ورودی آن می‌باشد:

$$Feed_{initial} = \sum_t F(t) \quad \forall t \in ltask \quad (10)$$

$$IFeed_{initial}(i) = \sum_t FI(t, i) \quad \forall t \in ltask, i \in comp \quad (11)$$

که در آن $Feed_{initial}$ دبی جریان خوراک اولیه، $IFeed_{initial}(i)$ دبی جزء i در جریان خوراک اولیه می‌باشد.

موازنه مول برای ارتباط جریان‌های بین تبدیل کننده‌ها: دمای جوش‌آور تبدیل کننده (t) :

$$\forall s \in ISTATE \quad \sum_{t \in TS(s,t)} F(t) - \sum_{t \in RECT(s,t)} D(t) - \sum_{t \in STRIP(s,t)} B(t) = 0 \quad (12)$$

$$\forall s \in ISTATE, i \in comp \quad \sum_{t \in TS(s,t)} FI(t, i) - \sum_{t \in RECT(s,t)} DI(t, i) - \sum_{t \in STRIP(s,t)} B(t, i) = 0 \quad (13)$$

برای مسأله مورد نظر، بازیابی اجزاء کلیدی سبک و سنگین، فشار برج (دمای چگالنده) و دبی ورودی هر برج می‌تواند تغییر کند. دمای جوش‌آور هر برج مستقل از دبی جریان ورودی به برج می‌باشد. برای تعریف دمای جوش‌آور می‌توان از رابطه مشابه آنچه در مطالعه [۲۴] پیشنهاد شده است استفاده کرد. این رابطه به شکل زیر تعریف می‌شود:

$$\forall t \in task \quad (14)$$

$$TR(t) = ktr_{\downarrow} + ktr_{\uparrow}(r^{lk}(t)) + ktr_{\uparrow}(r^{hk}(t)) + ktr_{\uparrow}(TC(t))$$

که در آن $TR(t)$ دمای جوش‌آور تبدیل کننده t ، $TC(t)$ دمای چگالنده تبدیل کننده t ، $ktr_{\downarrow}, \dots, ktr_{\uparrow}$ ثوابت رابطه دمای جوش‌آور هستند. ثوابت ktr_0 تا ktr_3 از رگرسیون داده‌های شبیه‌سازی در مقادیر مختلف فشار (دمای چگالنده) و مقادیر بازیابی اجزاء کلیدی مشابه آنچه در تعریف تابع هدف بیان شد، تعیین می‌شود. این توضیحات برای روابط (۱۵) و (۱۶) نیز صادق است.

گرمای مبادله‌شده در چگالنده:

$$\forall t \in task \quad (15)$$

$$QC(t) = \{kdc_{\downarrow} + kdc_{\uparrow}(r^{lk}(t)) + kdc_{\uparrow}(r^{hk}(t)) + kdc_{\uparrow}(TC(t))\} F(t)$$

که در آن $QC(t)$ گرمای چگالنده تبدیل کننده t ، kdc_0, \dots, kdc_2 ثوابت رابطه گرمای چگالنده می‌باشد.

گرمای مبادله‌شده در جوش‌آور:

$$\forall t \in task \quad (16)$$

$$QR(t) = \{kdr_{\downarrow} + kdr_{\uparrow}(r^{lk}(t)) + kdr_{\uparrow}(r^{hk}(t)) + kdr_{\uparrow}(TR(t))\} F(t)$$

که در آن $QR(t)$ گرمای جوش‌آور تبدیل کننده t ، kdr_0, \dots, kdr_2 ثوابت رابطه گرمای جوش‌آور می‌باشد.

موازنه انرژی روی چگالنده و جوش‌آور:

گرمای دفع‌شده از چگالنده یا توسط سرویس سرد آب سردکننده

جذب می‌شود و (یا) در صورت ادغام حرارتی توسط جوش‌آور برج دیگر

در فشار کمتر جذب خواهد شد. همین‌طور گرمای موردنیاز در جوش‌آور یا

از طریق سرویس گرم بخار تامین می‌شود و (یا) در صورت ادغام حرارتی

توسط چگالنده یک برج دیگر در فشار بیشتر، تامین خواهد شد. روابط

(۱۷) و (۱۸) این موازنه انرژی را نشان می‌دهد.

$$\forall t \in task, t \neq t' \quad QC(t) = \sum_{t' \in EXconnect(t,t')} Q^{CR}(t,t') + \sum_{c \in CU} Q^{CCU}(c,t) \quad (17)$$

$$\forall t \in task, t \neq t' \quad QR(t) = \sum_{t' \in EXconnect(t,t')} Q^{CR}(t',t) + \sum_{h \in HU} Q^{HUR}(h,t) \quad (18)$$

که در آن $Q^{CR}(t,t')$ گرمای داده‌شده از چگالنده تبدیل کننده t به جوش‌آور تبدیل کننده t' ، $Q^{CCU}(c,t)$ گرمای داده‌شده از چگالنده تبدیل کننده t به سرویس جانبی (سیال) سرد c ، $Q^{HUR}(h,t)$ گرمای داده شده از سرویس جانبی (سیال) گرم h به جوش‌آور تبدیل کننده t می‌باشد. همان‌طور که قبلاً گفته شد از ویژگی‌های یک مدل MINLP وجود متغیرهای گسسته است که می‌تواند دو مقدار ۰ و ۱ را اختیار کند. ۱ بیانگر انتخاب یک عمل یا یک مورد است و ۰ به معنای عدم انتخاب آن می‌باشد. برای مسأله مورد نظر در اینجا، این مورد یا عمل شامل موارد زیر است:

انتخاب یا عدم انتخاب تبدیل کننده (t) که با $Y(t)$ می‌توان نمایش داد.

انتخاب یا عدم انتخاب ادغام حرارتی چگالنده تبدیل کننده (t) با جوش‌آور تبدیل کننده (t') که با $Ypp(t,t')$ می‌توان نمایش داد.

انتخاب یا عدم انتخاب تبادل حرارتی چگالنده تبدیل کننده (t) با یوتیلیتی سرد c که با $Ycp(c,t)$ می‌توان نمایش داد.

انتخاب یا عدم انتخاب تبادل حرارتی جوش‌آور «تبدیل کننده» (t) با یوتیلیتی گرم h که با $Yhp(h,t)$ می‌توان نمایش داد.

باید به این نکته اشاره کرد که به کمک متغیرهای دوگانه ۰ و ۱ که در بالا تعریف شده است و تعریف روابط منطقی که در ادامه بیان می‌شود، یک چیدمان همراه با ادغام حرارتی که تنها شامل سه برج برای جداسازی چهارجزئی است از بین تمام چیدمان‌های ممکن نشان داده

اگر تبديل كنده (t) انتخاب نشود، هيچ مبدل حرارتى مرتبط با آن نيايد انتخاب شود:

$$\forall t \in task, t \neq t' \quad \sum_{t' \in EXconnect} [Y_{pp}(t, t') + Y_{pp}(t', t)] + \sum_{h \in HU} Y_{hp}(h, t) + \sum_{c \in CU} Y_{cp}(c, t) \leq \omega Y(t) \quad (25)$$

كه در آن يك حد بالا براي انتخاب متغيرهاى باينرى مربوط به مبدلها است. مقدار ω را مى توان از فرمول زير بدست آورد.

كه در آن NC تعداد اجزاء جريان خوراك، Nhu تعداد سرويس جانبى (سيال) هاى گرم و Ncu تعداد سرويس جانبى (سيال) هاى سرد مى باشد.

$$\omega = 2 \left[(NC - 1)^2 - (NC - 1) \right] + Nhu + Ncu$$

اگر تبديل كنده (t) انتخاب شود، حداقل به يك منبع گرمايش در جوش آور و يك منبع گرمايش در چگالنده مورد نياز است. اين منبع گرمايش مى تواند حاصل ادغام حرارتى و يا حاصل استفاده از يك يوتيليتى باشد:

$$\forall t \in task, t \neq t' \quad \sum_{h \in HU} Y_{hp}(h, t) + \sum_{t' \in EXconnect} Y_{pp}(t', t) \geq Y(t) \quad (26)$$

$$\forall t \in task, t \neq t' \quad \sum_{h \in CU} Y_{cp}(c, t) + \sum_{t' \in EXconnect} Y_{pp}(t, t') \geq Y(t) \quad (27)$$

هر حالت (s) تنها توسط يك تبديل كنده (t) توليد مى شود:

$$\sum_{t \in ST} Y(t) \leq 1 \quad \forall s \in STATE \quad (28)$$

هر حالت (s) تنها به يك تبديل كنده (t) وارد مى شود:

$$\sum_{t \in TS} Y(t) \leq 1 \quad \forall s \in STATE \quad (29)$$

ارتباط تبديل كنده هاى مرتبط با حالت (s):

$$Y(t) \leq \sum_{k \in TS} Y(k) \quad (30)$$

$$\forall s \in STATE, s \notin comp, t \in ST$$

$$Y(t) \leq \sum_{k \in ST} Y(k) \quad (31)$$

$$\forall s \in STATE, s \neq initial\ feed, t \in TS$$

روابط منطقى براي دى ورودى به برج تقطير، گرماى مبادله شده در چگالنده، جوش آور و تبادل حاصل از ادغام حرارتى:

$$F(t) \leq U_f Y(t) \quad (32)$$

$$Q^{CR}(t, t') \leq U_d Y_{pp}(t, t') \quad (33)$$

$$Q^{CR}(t, t') \leq U_d Y_{pp}(t, t') \quad (34)$$

$$Q^{CCU}(c, t) \leq U_d Y_{cp}(c, t) \quad (35)$$

شده در ابرساختار شكل ۱ انتخاب مى شود. در ادامه بقيه قيود حاكم بر مدل بهينه سازى كه شامل متغيرهاى دوگانه مى شود، تعريف خواهد شد.

ارتباط دماى چگالنده «تبديل كنده» (t) با دماى جوش آور «تبديل كنده» (t'):

$$\forall t, t' \in EXconnect, t \neq t' \quad TC(t) - TR(t') - \Delta T_{min} + U_t [1 - Y_{pp}(t, t')] \geq 0 \quad (19)$$

كه در آن ΔT_{min} حداقل اختلاف دماى مورد نياز براي تبادل گرما و U_t حد بالا براي متغيرهاى دما مى باشد.

ارتباط دماى سرويس جانبى گرم h با دماى جوش آور تبديل كنده (t):

$$\forall h \in HU, t \in task \quad THU(h) - TR(t) - \Delta T_{min} + U_t [1 - Y_{hp}(h, t)] \geq 0 \quad (20)$$

كه در آن $THU(h)$ دماى سرويس جانبى (سيال) گرم h مى باشد.

ارتباط دماى سرويس جانبى سرد c با دماى چگالنده تبديل كنده (t):

$$\forall c \in CU, t \in task \quad TC(t) - TCU(c) - \Delta T_{min} + U_t [1 - Y_{cp}(c, t)] \geq 0 \quad (21)$$

كه در آن $TCU(c)$ دماى سرويس جانبى (سيال) سرد c مى باشد. براي اينكه يك مدل بهينه سازى از نوع MINLP قابل حل باشد و حل آن نيز نتيجه قابل قبول و امكان پذيرى را منجر شود، نياز به تعريف مجموعه اى از روابط منطقى است و اين روابط منطقى قيودى را شامل مى شود كه ارتباط بين متغيرهاى دوتابى ۰ و ۱ را نشان مى دهد [۲۴ و ۳۰]. در ادامه، قيود مربوط به اين بخش كه به قيود صرفاً صحيح^{۲۰} معروف است [۳۸]، بيان مى شود.

ادغام حرارتى تنها در يك جهت امكان پذير است:

$$Y_{pp}(t, t') + Y_{pp}(t', t) \leq 1 \quad \forall t, t' \in EXconnect, t \neq t' \quad (22)$$

هر برج حداكثر با يك يوتيليتى سرد و يك يوتيليتى گرم تبادل حرارتى دارد:

$$\sum_{h \in HU} Y_{hp}(h, t) \leq 1 \quad \forall t \in task \quad (23)$$

$$\sum_{c \in CU} Y_{cp}(c, t) \leq 1 \quad \forall t \in task \quad (24)$$

به جای استفاده از روابط غیر خطی مربوط به هزینه، که ارتباط هزینه را به ابعاد نشان می‌دهد، می‌توان یک مدل جدید برای هزینه کلی سالانه تعریف کرد به گونه‌ای که بتوان هزینه برج را تابعی از میزان بازیابی اجزاء کلیدی، فشار برج و دبی خوراک ورودی در نظر گرفت و همینطور هزینه مدل حرارتی را به صورت یک تابع خطی از سطح انتقال حرارت تقریب زد [۲۴].

تابع هدف را می‌توان به صورت زیر نمایش داد:

$$TAC = \{a_1 + a_2TC + a_3TC^* + a_4TC^* + (a_5 + a_6r^{lk} + a_7r^{hk} + a_8TC)F\} + \left\{b_1 + b_2 \left(\frac{Q^{CR}}{U^{CR}(TC - TR)} \right)\right\} + \left\{b_3 + b_4 \left(\frac{Q^{HUR}}{U^{HUR}(THU - TR)} \right)\right\} + \left\{b_5 + b_6 \left(\frac{Q^{CCU}}{U^{CCU}LMTD^{CCU}} \right)\right\} + C_U Q^{CCU} + C_H Q^{HUR} \quad (39)$$

که در آن TAC هزینه کلی سالانه، U^{HUR} ، U^{CCU} و U^{CR} ضریب کلی انتقال حرارت برای مبدل‌های حرارتی، C_U هزینه سرویس جانبی (سیال) سرد، C_H هزینه سرویس جانبی (سیال) گرم، a_0, \dots, a_7 ثابت مدل هزینه برج تقطیر و b_0, b_1 ثابت مدل هزینه مبدل حرارتی می‌باشد.

۳-۳- حل مدل بهینه‌سازی

مدل MINLP برای حل مسأله دربردارنده روابط (۱) تا (۳۹) خواهد بود. با این حال بعضی از این روابط (۱۰ تا ۱۳) برای کل ابرساختار صادق است و بعضی دیگر با توجه به انتخاب یک مورد که می‌تواند برج تقطیر، تبادل حرارتی چگالنده-جوش‌آور، چگالنده-سرویس جانبی (سیال) سرد و جوش‌آور-سرویس جانبی (سیال) گرم باشد، در مدل بهینه‌سازی فعال خواهد شد. در اینجا به منظور ایجاد مدل MINLP از روش M-بزرگ^{۲۲} [۳۹] استفاده شده است.

به منظور حل مدل MINLP، از نرم‌افزار GAMS استفاده شده است. وظیفه نرم‌افزار GAMS ترجمه فرم جبری مسأله کدنویسی شده در آن، برای حل‌کننده‌هایی است که در این نرم‌افزار وجود دارد. پس از حل مسأله، نتایج توسط GAMS خوانده و گزارش می‌شود. در حل مدل MINLP از حل‌کننده DICOPT استفاده شده است. این حل‌کننده مدل MINLP ایجادشده را به دو مدل NLP و MILP می‌شکند و این دو مدل به صورت تکراری و پشت سر هم حل می‌شود. از اینرو DICOPT نیز برای حل مدل MINLP از دو حل‌کننده مجزا برای حل زیرمسأله‌های NLP و MILP کمک می‌گیرد. در اینجا از حل‌کننده MINOS برای حل زیرمسئله NLP و از حل‌کننده CPLEX برای حل زیرمسأله MILP در

$$Q^{HUR}(h,t) \leq U_d Y_{hp}(h,t) \quad (36)$$

در روابط فوق U_d و U_f دو عدد بزرگ هستند که حد بالای متغیرهای تعریف‌شده فوق را تعیین می‌کنند. اگر هر یک از متغیرهای دوگانه فوق انتخاب نشود، مقدار دبی و یا گرمای مبادله‌شده برابر صفر خواهد بود. در صورت انتخاب متغیر دوگانه، یک حد بالا برای دبی و گرمای مبادله‌شده در نظر گرفته می‌شود.

واضح است که هر مسأله بهینه‌سازی نیاز به تعریف یک تابع هدف دارد که قرار است کمینه یا بیشینه شود. با توجه به نوع مسأله، تابع هدف مربوط به آن تعیین می‌شود. همواره یکی از اهداف ساخت یک فرایند شیمیایی دستیابی به آن با کمترین هزینه ممکن از لحاظ سرمایه‌گذاری و همین‌طور عملیاتی می‌باشد. هزینه کلی سالانه، TAC ، از آنجائیکه در بردارنده هزینه‌های سرمایه‌گذاری هر یک از تجهیزات فرایندی و همین‌طور هزینه‌های عملیاتی فرایند می‌باشد، معیار مناسبی برای ارزیابی یک فرایند و توجیه اقتصادی آن است. هزینه‌های مربوط به سیستم تقطیر چندجزئی شامل هزینه برج‌های تقطیر و چگالنده‌ها و جوش‌آورها تحت عنوان هزینه‌های سرمایه‌گذاری و هزینه‌های مربوط به مصرف سرویس‌های جانبی تحت عنوان هزینه‌های عملیاتی است. برای محاسبه هزینه‌های مربوط به برج‌های تقطیر و مبدل‌های حرارتی از روابط ارائه شده توسط گاتری استفاده شده است [۱۳]. با توجه به روابط گاتری، هزینه یک برج تابعی غیرخطی بر حسب قطر و ارتفاع آن می‌باشد (رابطه (۳۷)). همین‌طور هزینه مبدل حرارتی تابعی غیرخطی از سطح مورد نیاز برای انتقال حرارت است (رابطه (۳۸)).

$$\text{column Cost (\$)} = \left(\frac{M\&S}{280} \right) (101.9D^{1.066}H^{0.82}F_c) \quad (37)$$

$$\text{Exchanger Cost (\$)} = \left(\frac{M\&S}{280} \right) (101.3A^{0.65}F_c) \quad (38)$$

در روابط فوق، $M\&S$ اندیس هزینه، D قطر برج، H ارتفاع برج، A سطح انتقال حرارت مبدل حرارتی و F_c پارامتر طراحی تجهیز است که تابع جنس تجهیز و فشار عملیاتی است.

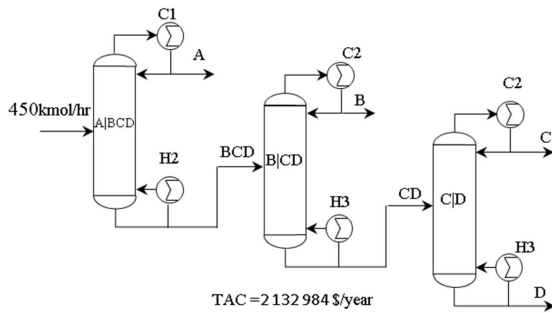
برای محاسبه ارتفاع و قطر برج، ابتدا باید هر از برج‌ها به روش میانبر FUG شبیه‌سازی شود. در روابط FUG نیز خواص ترمودینامیکی مثل فراریت نسبی و دانسیته بخار و غیره مورد نیاز است. بنابراین برای محاسبه پارامترهای تابع هزینه مجموعه‌ای از روابط و معادلات غیرخطی که مهمترین و پیچیده‌ترین آن محاسبات ترمودینامیکی به کمک معادله حالت پنگ-رابینسون است، باید به‌طور همزمان حل شود. گنجاندن تمام این روابط در یک مسأله بهینه‌سازی و حل همزمان آن با توجه به طبیعت غیر خطی معادلات، به‌ویژه روابط مربوط به مدل ترمودینامیکی پنگ-رابینسون، بسیار سخت و پیچیده خواهد بود.

یک روش موثر برای حل این مشکل جداکردن معادلات شبیه‌سازی و مدل ترمودینامیکی از مدل بهینه‌سازی اصلی که قرار است چیدمان بهینه برج‌ها و ادغام حرارتی بین آن‌ها را پیدا کند، می‌باشد. در این میان

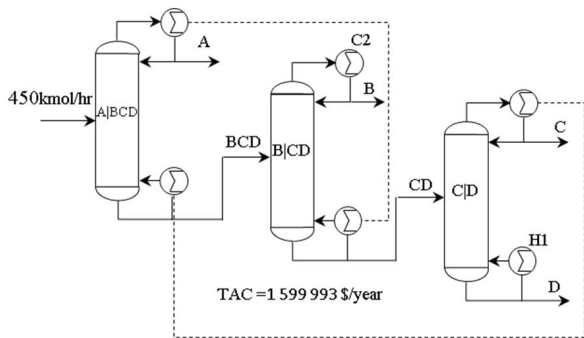
21 Utility
22 Big-M

جدول ۳: ابعاد مدل MINLP برای مساله جداسازی چهار جزئی

تعداد قیود و متغیرهای مدل MINLP	
معادله	نامعادله
۸۱	۶۱۶
متغیر پیوسته	متغیر ۰-۱
۳۲۱	۹۰



شکل ۲: چیدمان بهینه سیستم تقطیر چهار جزئی؛ بدون در نظر گرفتن ادغام حرارتی



شکل ۳: چیدمان بهینه سیستم تقطیر چهار جزئی؛ با در نظر گرفتن ادغام حرارتی

نکرده است. لازم بذکر است چیدمان شکل ۲ در مرجع [۲۷] نیز به عنوان چیدمان بهینه گزارش شده است. مقدار هزینه کلی سالانه وقتی ادغام حرارتی در نظر گرفته نشود، برابر $2132984 \text{ \$/year}$ است و با اعمال ادغام حرارتی هزینه به $1599993 \text{ \$/year}$ کاهش می یابد. میزان صرفه جویی ۲۵٪ می باشد. ادغام حرارتی موجب حذف سرویس های جانبی سرد و گرم برای برج A|BCD شده است. همچنین سرویس جانبی گرم برج B|CD و سرویس جانبی سرد برج C|D حذف شده است. نوع سرویس جانبی گرم برج C|D از H۳ به H۱ تغییر کرده است. در مطالعه [۲۷] فقط ادغام حرارتی بین چگالنده برج C|D و جوش آور برج A|BCD گزارش شده است. در جدول ۴ مقدار بهینه پارامترهای این مساله آمده است. وجود مبرد به عنوان سردترین سرویس جانبی هزینه های مصرف انرژی را بالا می برد با این حال در فشاری نزدیک به فشار محیط، امکان تبادل حرارتی در چگالنده مهیا می شود. در واقع هر چه فشار برج تقطیر به فشار محیط نزدیک تر باشد، هزینه های ساخت و ملاحظات ایمنی آن کمتر خواهد بود.

حل کننده DICOPT استفاده شده است. لازم به ذکر است حل کننده DICOPT یافتن نقطه بهینه جامع^{۲۳} را تضمین نمی کند اما نزدیکترین جواب به نقطه بهینه جامع یا به عبارت دیگر نقطه بهینه محلی^{۲۴} را تعیین می کند.

۴- جداسازی چهار جزئی

به منظور ارزیابی عملکرد مدل MINLP تعریف شده و کد نوشته شده در GAMS، یک مساله جداسازی چهار جزئی تشریح می شود. این مساله در مطالعه [۲۷] بررسی شده است. اطلاعات این مساله در جدول ۲ آمده است. در مطالعه [۲۷] حرفی از سرویس های استفاده شده به میان نیامده است، با این حال پنج نوع سرویس سرد و گرم برای این مساله در نظر گرفته شده است.

محاسبات مربوط به هزینه کلی سالانه بر اساس مقادیر گزارش شده در مرجع [۹] مربوط به سال ۲۰۰۹ می باشد.

به منظور تعیین ثوابت موجود در روابط (۱۴-۱۶ و ۴۷) نیاز به محاسبات شبیه سازی برای هر تبدیل کننده موجود در ابرساختار به ازای مقادیر مختلف از F و $TC_{rhk} \text{ rhk}$ می باشد. با رگرسیون داده های حاصل از شبیه سازی، این ثوابت تعیین می شود.

جدول ۳ مشخصات مدل MINLP برای این مساله را از لحاظ ابعاد نشان می دهد.

جدول ۲: داده های مساله جداسازی چهار جزئی

اجزاء	کسر مولی
A: Propane	۰/۳
B: Butane	۰/۳
C: Pentane	۰/۲
D: Hexane	۰/۲

دبی خوراک = 450 kmol/hr

$$\Delta T_{min} = 10 \text{ K}$$

سرویس جانبی	دما (K)	هزینه
C1: آب سردکننده (افزایش دما ۲۰ کلون)	۳۰۵	$0.05 \text{ \$/1000 gal}$
C2: مبرد	۲۳۹	$6/6 \text{ \$/GJ}$
h1: بخار ۴۵۰ psig	۵۱۱	$5/5 \text{ \$/1000 lb}$
h2: بخار ۱۵۰ psig	۴۵۹	$4 \text{ \$/1000 lb}$
h3: بخار ۵۰ psig	۴۲۱	$2/5 \text{ \$/1000 lb}$

از حل مدل MINLP در نرم افزار GAMS ساختار بهینه مشخص می شود. شکل های ۲ و ۳ چیدمان بهینه با و بدون در نظر گرفتن ادغام حرارتی را نشان می دهد.

با توجه به شکل های ۲ و ۳ ادغام حرارتی چیدمان بهینه را عوض

23 Global optimum
24 Local optimum

با این حال در مسأله چهارجزئی حل‌شده، چیدمان بهینه قبل و بعد از در نظر گرفتن ادغام حرارتی یکسان است. در نظر گرفتن ادغام حرارتی در کاهش مصرف انرژی با متغیر بودن فشار برج تقطیر امکان‌پذیر شده است و تأثیر به‌سزایی در کاهش مصرف انرژی گذاشته است به‌طوری‌که برای یک جداسازی چهارجزئی به میزان ۲۵٪ صرفه‌جویی در هزینه کلی سالانه حاصل شده است.

تقدیر و تشکر

بدین‌وسیله از شرکت بهینه‌سازی مصرف سوخت که با پشتیبانی و حمایت از این پروژه در دستیابی به نتیجه‌های این مقاله موثر بودند صمیمانه تشکر و قدرانی می‌شود.

۶- مراجع

- [1] Hilde K. Engelen and Sigurd Skogestad, 2003. "Selecting appropriate control variables for a heat integrated distillation system with prefractionator", *Computer Aided Chemical Engineering*, 28, pp. 407–412.
- [2] Amiya K. Jana, 2010. "Heat integrated distillation operation", *Applied Energy*, 87, pp. 1477–1494.
- [3] R. Agrawal, 2001. "Multicomponent distillation columns with partitions and multiple reboilers and condensers", *Ind. Eng. Chem. Res.*, 40, pp. 4258–4266.
- [4] E. Rev, M. Etmir, Z. Sztikai, P. Mizsey and Z. Fonyo, 2001. "Energy savings of integrated and coupled distillation systems", *Computers and Chemical Engineering*, 25, pp. 119–140.
- [5] S. Hernández, S. Pereira-Pech, A. Jiménez and V. Rico-Ramírez, 2003. "Energy Efficiency of an Indirect Thermally Coupled Distillation Sequence", *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 81, No. 5, pp. 1087-1091.
- [6] J. G. Segovia-Hernández, S. Hernández, V. Rico-Ramírez and A. Jiménez, 2004. "A comparison of the feedback control behavior between thermally coupled and conventional distillation schemes", *Computers & Chemical Engineering*, 28, No. 5, pp. 811-819.
- [7] R. B. Boozarjomehry, A. P. Laleh and W. Y. Svrcek, 2009. "Automatic Design of Conventional Distillation Column Sequence by Genetic Algorithm", *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 87, pp. 477-492.
- [8] R. B. Boozarjomehry, A. P. Laleh and W. Y. Svrcek, 2011. "Evolutionary design of optimum distillation column sequence", *The Canadian Journal of*

جدول ۴: مقادیر بهینه متغیرهای مسأله چهار جزئی

	A BCD		
	FI (Kmol/hr)	DI (Kmol/hr)	BI (Kmol/hr)
A	۱۳۵	۱۲۴/۰۴۶	۱۰/۹۵۴
B	۱۳۵	۳/۹۱۱	۱۳۱/۰۸۹
C	۹۰	۰/۹	۸۹/۱۰
D	۹۰	۰/۹	۸۹/۱۰

$$TC = ۳۱۴ / ۳۰۳K \quad TR = ۲۵۱ / ۴۱۳K$$

$$Q^{CR}(A|BCD, B|CD) = ۶ / ۶۳۳۲ \times ۱۰^۶ \text{ BTU} / \text{hr}$$

$$Q^{CR}(C|D, A|BCD) = ۶ / ۵۲۳۲ \times ۱۰^۶ \text{ BTU} / \text{hr}$$

$$Q^{CCU} = .$$

$$Q^{HUR} = .$$

$$QC = ۶ / ۶۳۳۲ \times ۱۰^۶ \text{ BTU} / \text{hr} \quad QR = ۶ / ۵۲۳۲ \times ۱۰^۶ \text{ BTU} / \text{hr}$$

	B CD		
	FI (Kmol/hr)	DI (Kmol/hr)	BI (Kmol/hr)
A	۱۰/۹۵۴	۱۰/۹۵۴	.
B	۱۳۱/۰۸۹	۱۲۹/۷۷۸	۱/۳۱۱
C	۸۹/۱۰	۸/۹۱۰	۸۰/۱۹۰
D	۸۹/۱۰	۰/۸۹۱	۸۸/۲۰۹

$$TC = ۲۵۰K \quad TR = ۳۰۴ / ۳۰۳K$$

$$Q^{CR}(A|BCD, B|CD) = ۶ / ۶۳۳۲ \times ۱۰^۶ \text{ BTU} / \text{hr}$$

$$Q^{CCU} = ۴ / ۵۶۵۸ \times ۱۰^۶ \text{ BTU} / \text{hr}$$

$$Q^{HUR} = .$$

$$QC = ۴ / ۵۶۵۸ \times ۱۰^۶ \text{ BTU} / \text{hr} \quad QR = ۶ / ۶۳۳۲ \times ۱۰^۶ \text{ BTU} / \text{hr}$$

	C D		
	FI (Kmol/hr)	DI (Kmol/hr)	BI (Kmol/hr)
A	.	.	.
B	۱/۳۱۱	۱/۲۹۸	۰/۱۳
C	۸۰/۱۹۰	۷۲/۱۷۱	۸/۰۱۹
D	۸۸/۲۰۹	۸/۸۲۱	۷۹/۳۸۸

$$TC = ۴۲۳ / ۳۳۳K \quad TR = ۴۵۸ / ۷۲۵K$$

$$Q^{CR}(C|D, A|BCD) = ۶ / ۵۲۳۲ \times ۱۰^۶ \text{ BTU} / \text{hr}$$

$$Q^{CCU} = .$$

$$Q^{HUR}(h, C|D) = ۶ / ۱۳۸۹ \times ۱۰^۶ \text{ BTU} / \text{hr}$$

$$QC = ۶ / ۵۲۳۲ \times ۱۰^۶ \text{ BTU} / \text{hr} \quad QR = ۶ / ۱۳۸۹ \times ۱۰^۶ \text{ BTU} / \text{hr}$$

۵- نتیجه‌گیری

در این مقاله یک روش سیستماتیک برای تعیین چیدمان بهینه سیستم‌های تقطیر چندجزئی با در نظر گرفتن ادغام حرارتی ارائه شد. این روش سیستماتیک برنامه‌نویسی ریاضی مبتنی بر بهینه‌سازی ابرساختار است. مدل بهینه‌سازی حاصل یک MINLP است که با نرم‌افزار GAMS قابل‌حل است. ویژگی اصلی این روش و همین‌طور کار انجام‌شده، جامعیت و انعطاف‌پذیری بالای این مدل بهینه‌سازی برای شرایط عملیاتی مختلف است. از طرفی استفاده از مدل پنگ-رابینسون در محاسبات شبیه‌سازی برج، امکان بررسی شرایط دور از حالت ایده‌آل را فراهم ساخته است. بهینه‌سازی همزمان چیدمان و مصرف انرژی امکان بررسی تأثیر ادغام حرارتی بر انتخاب چیدمان را بهینه فراهم کرده است.

- multicomponent feed and product streams”, *Chemical Engineering Science*, 43, No. 9, pp. 2407- 2419.
- [22] G. E. Paules and C. A. Floudas, 1988. “Synthesis of flexible distillation sequences for multiperiod operation”, *Computers & Chemical Engineering*, 12, No. 4, pp. 267- 280.
- [23] A. Aggarwal and C.A. Floudas, 1990. “Synthesis of general distillation sequences—nonsharp separations”, *Computers & Chemical Engineering*, 14, No. 6, pp. 631- 653.
- [24] A. Aggarwal and C.A. Floudas, 1992. “Synthesis of Heat-Integrated Nonsharp distillation squences”, *Computers & Chemical Engineering*, 16, No. 2, pp. 89- 108.
- [25] Z. Novak, Z. Kravanja and I. E. Grossmann, 1996. “Simultaneous synthesis of distillation sequences in overall process schemes using an improved minlp approach”, *Computers & Chemical Engineering*, 20, No. 12, pp. 1425- 1440.
- [26] R. W. H. Sargent, 1998. “A functional approach to process synthesis and its application to distillation systems”, *Computers & Chemical Engineering*, 22, No. 1-2, pp. 31- 45.
- [27] H. Yeomans and I. E. Grossmann, 1999. “Nonlinear disjunctive programming models for the synthesis of heat integrated distillation sequences”, *Computers & Chemical Engineering*, 23, No. 9, pp. 1135- 1151.
- [28] H. Yeomans and I. E. Grossmann, 2000. “Disjunctive Programming Models for the Optimal Design of Distillation Columns and Separation Sequences”, *Industrial and Engineering Chemistry research*, 39, No. 6, pp. 1637- 1648.
- [29] H. Yeomans and I. E. Grossmann, 2000. “Optimal Design of Complex Distillation Columns Using Rigorous Tray-by-Tray Disjunctive Programming Models”, *Industrial and Engineering Chemistry research*, 39, No. 11, pp. 4326- 4335.
- [30] J. A. Caballero and I. E. Grossmann, 2001. “Generalized Disjunctive Programming Model for the Optimal Synthesis of Thermally Linked Distillation Columns”, *Industrial and Engineering Chemistry research*, 40, No. 10, pp. 2260- 2274.
- [31] J. A. Caballero and I. E. Grossmann, 2004. “Design of distillation sequences: from conventional to fully thermally coupled distillation systems”, *Computers & Chemical Engineering*, 28, No. 11, pp. 2307- 2329.
- [32] J. A. Caballero and I. E. Grossmann, 2006. “Structural Considerations and Modeling in the *Chemical Engineering*, 9999.
- [9] W. D. Seider, J. D. Seader and D. R. Lewin, 2009. “*Product and Process Design Principles*, 3rd Ed., John Wiley & Sons.
- [10] L. T. Biegler, I. E. Grossmann and A. W. Westerberg, 1997. “*Systematic Methods of Chemical Process Design*, Prentice Hall.
- [11] R. Smith, 2005. “*Chemical Process Design and Integration*”, 2nd Ed., John Wiley & Sons.
- [12] J. D. Seader and A. W. Westerberg, 1977. “A Combined Heuristic and Evolutionary Strategy for Synthesis of Simple Separation Sequences”, *AIChE*, 23, No. 6, pp. 951- 954.
- [13] J. M. Douglas, 1988. “*Conceptual Design of Chemical Processes*, McGraw-Hill.
- [14] J. Ivakpour and N. Kasiri, 2009. “Synthesis of distillation column sequences for nonsharp separations”, *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 48, No. 18, pp. 8635- 8649.
- [15] K. Wang, Y. Qian, Y. Yuan and P. Yao, 1998. “Synthesis and optimization of heat integrated distillation systems using an improved genetic algorithm”, *Computers & Chemical Engineering*, 23, No. 1, pp. 125- 136.
- [16] Wei-Zhong and Y. Xi-Gang, 2009. “A simulated annealing-based approach to the optimal synthesis of heat-integrated distillation sequences”, *Computers & Chemical Engineering*, 33, No. 1, pp. 199- 212.
- [17] L. Yiqing and Y. Xi-gang, 2010. “Synthesis and heat integration of thermally coupled complex distillation system” *International Journal of Energy Research*, 34, No. 7, pp. 626- 534.
- [18] X. Wang and Y. Li, 2010. “Stochastic GP synthesis of heat integrated Nonsharp distillation sequences”, *chemical engineering research and design*, 88, No. 1, pp. 45- 54.
- [19] M. J. Andercovich and A. W. Westerberg, 1985. “An MILP Formulation for Heat-Integrated Distillation Sequence Synthesis”, *AIChE*, 31, No. 9, pp. 1461- 1474.
- [20] C. A. Floudas and G. E. Paules, 1988. “A Mixed-Integer Nonlinear Programming Formulation for the Synthesis of Heat-Integrated Distillation Sequences”, *Computers & Chemical Engineering*, 12, No. 6, pp. 531- 546.
- [21] C. A. Floudas and S. H. Anastasiadis, 1988. “Synthesis of distillation sequences with several

- [36] I. E. Grossmann, J. A. Caballero and H. Yeomans, 1999. "Mathematical Programming Approaches to the Synthesis of Chemical Process Systems", *Korean Journal of Chemical Engineering*, 16, No. 4, pp. 407-426.
- [37] H. Yeomans and I. E. Grossmann, 1999. "A systematic modeling framework of superstructure optimization in process synthesis", *Computers & Chemical Engineering*, 23, No. 6, pp. 709- 731.
- [38] C. A. Floudas, 1995. "*Nonlinear and Mixed-Integer Optimization: Fundamental and Applications*", Oxford University Press.
- [39] S. Lee and I. E. Grossmann, 2000. "New algorithms for nonlinear generalized disjunctive programming", *Computers & Chemical Engineering*, 24, No. 9, pp. 2125- 2141.
- Synthesis of Heat-Integrated-Thermally Coupled Distillation Sequences", *Industrial and Engineering Chemistry research*, 45. No. 25, pp. 8454- 8474.
- [33] J. A. Caballero and I. E. Grossmann, 2007. "Logic Based Algorithms for the Rigorous Design of Thermally Coupled Distillation Sequences", *17th European Symposium on Computer Aided Process Engineering-ESCAPE 17*.
- [34] T. Farkas, B. Czuczai, E. rev and Z. Lelkes, 2008. "New MINLP Model and Modified Outer Approximation Algorithm for Distillation Column Synthesis", *Industrial and Engineering Chemistry research*, 47. No. 9, pp. 3088- 3103.
- [35] J. A. Caballero and I. E. Grossmann, 2010. "Hybrid Simulation-Optimization Algorithms for Distillation Design", *20th European Symposium on Computer Aided Process Engineering-ESCAPE 17*.