بررسی تولید توان در چیدمان برجهای تقطیر برای جداسازی جریان چهار جزئی

کاظم حسن زاده
دانشجوی کارشناسی ارشد
دانشگاه صنعتی خواجه نصیرالدین طوسی
k.hasanzadeh@yahoo.com

سید آرش سید شمس طالقانی
دانشجوی دکترا
دانشگاه صنعتی خواجه نصیرالدین طوسی
arash_taleghani@yahoo.com

مجید عمید پور
دانشیار
دانشگاه صنعتی خواجه نصیرالدین طوسی
amidpour@gmail.com

چکیده

در این مقاله قابلیت تولید توان در چیدمان برجها در یک فرایند شیمیایی بررسی می شود. هدف یافتن بهترین چیدمان به همراه تولید توان امکان پذیر در آن، به منظور دست یابی به مینیمم مقدار کل هزینه سالانه[۲](TAC) است. ابتدا تمامی چیدمانها با نرم افزار HYSYS شبیه سازی شده و سپس تولید توان امکان پذیر در هر چیدمان مورد بررسی قرار گرفته است. پس از یافتن بهترین پارامترها در هر چیدمان تمامی چیدمانها با هم مقایسه شده و بهینه ترین حالت برای فرایند مورد بررسی بدست آمده است. نتایج حاصل نشان دهنده میزان بهینه سازی بسیار بالا در اثر تولید توان در چیدمان Indirect (1X2&2X3) بوده است.

کلمات کلیدی: چیدمان برجهای تقطیر، بهینه سازی، تولید توان، شبیه سازی، هزینه های سالانه

مقدمه

از متداول‌ترین روش‌ها برای جداسازی جریان‌ها در صنایع شیمیایی، استفاده از برجهای تقطیر است که هزینه های انرژی مصرفی آن نسبت به دیگر واحدهای فرایند نسبتا بالاست. با افزایش قیمت انرژی و تاثیر اساسی آن بر رشد اقتصادی کشورها، اهمیت صرفه جویی در انرژی رفته رفته در حال افزایش است. به همین دلیل طراحی مناسب فرایندهای انرژی بر از قبیل سیستم های جداسازی، از اهداف مهم در فرایندهای شیمیایی بشمار می آید. در طراحی کلاسیک سیستمهای جداسازی جریان های چند جزئی بوسیله برجهای تقطیر، برجها بصورت ساده مد نظر قرار می گیرند. هریک از برجها در چیدمان یک جریان ورودی را به دو گروه مواد در بالا و پایین برج جداسازی می کند. جریان بالا از چگالنده و جریان پایین از گرمکن خارج می شود. در این حالت برای جداسازی جریانی متشکل از n ماده به n محصول خالص، چیدمانی متشکل از n-1 برج ساده با n-1 چگالنده و n-1 گرمکن نیاز خواهد بود[۲-۱]. چیدمان برجهای ساده، از نظر طراحی و کنترل پذیری آسانتر تر از دیگر متدها هستند. با افزایش تعداد اجزا جریان ورودی، تعداد چیدمانهای متفاوت برای جداسازی جریان به شدت افزایش می یابد در نتیجه یافتن بهینه ترین چیدمان از نظر هزینه ها و همچنین بکارگیری روشهای بهینه سازی بسیار پیچیده می گردد[۴-۱]. در جداسازی جریانی چند جزئی به n گروه محصول، تعداد حالات چیدمان برجها (Sn) از رابطه King محاسبه می شود [۵] :

$$S_n = \frac{[2(n-1)]!}{n!(n-1)!} \qquad (۱)$$

تاکنون روشهای بهینه سازی متعددی بر روی چیدمان برجهای پیچیده بمنظور کاهش مصرف انرژی انجام شده که از این قبیل می توان به بکارگیری جداکننده های خارجی برجها[۳]، کوپلینگهای حرارتی برجها (بصورت داخلی)[۴] [۶] ، یکپارچه سازیهای انرژی برجها (به صورت خارجی)[۵] و همچنین تکنیک های پمپینگ حرارتی در برجها اشاره نمود. تحقیقات بسیاری نیز در زمینه بهینه سازی چیدمان برجهای تقطیر با استفاده از روشهای ذکر شده انجام شده است[۱۴-۷].

در این مقاله ایده بسیار نوینی برای بهینه سازی چیدمان برجهای تقطیر ارائه شده که آن بکارگیری و افزایش قابلیت تولید توان مابین برجها می باشد. در فرایندهایی از قبیل سیستمهای جداسازی واحد اولفین که بخشی از برجها در دماهایی بسیار پایینتر از محیط و بوسیله سیستمهای سرمایش عمیق تبادل حرارتی می کنند، توان مصرفی فرایند بسیار بالا می باشد. تولید توان مابین برجها در فرایند و استفاده آن در سیستمهای سرمایش عمیق می تواند در کاهش هزینه های عملیاتی فرایندبسار تاثیر گذار باشد. از رایجترین روشها برای بررسی فرایندهای تولید توان، تحلیلهای اگزرژتیک می باشد و تاکنون تحقیقات متعددی در زمینه بررسی اگزرژتیک برجها و چیدمانها صورت گرفته است[۱۷-۱۵]. از نظر ترمودینامیکی، چیدمان برجهای تقطیر ساده، راندمان اگزرژتیک پایینی دارند بعنوان مثال راندمان چیدمان مستقیم در حدود ۱۰٪ می باشد[۱۸]. می توان با ایجاد قابلیت تولید توان مابین برجها، راندمان اگزرژتیک فرایند را بمیزان بالایی افزایش داد. در این مقاله علاوه بر تحلیل اگزرژتیک چیدمانها، از روشهای مدل سازی ریاضاتی بمنظور دست یابی به مینیمم مقدار تابع هدف TAC در چیدمانها نیز استفاده شده است. هدف مقاله یافتن بهترین چیدمان بهمراه تولید توان بمنظور دست یابی به مینیمم مقدار هزینه های سالانه در فرایند می باشد.

مورد مطالعاتی

فرایند بررسی شده بخش جداسازی دما بالای واحد اولفین بوده که شامل جداسازی جریان چند جزئی به چهار گروه محصول با خلوص ۰,۹۹ می باشد. جریان ورودی در دمای (°C) ۵۹,۳۹ ، فشار(kpa) ۱۸۹۹,۵ و دبی (kmol/hr) ۱۳۵۵ وارد فرایند شده و شامل ترکیباتی از قبیل پروپان، پروپیلن، بوتان، بوتیلن، پنتان و هگزان می باشد. ترکیبات جریان ورودی به فرایند و گروه محصولات در جدول ۱ آورده شده است. چیدمانهای امکان پذیر برای این فرایند بصورت زیر می باشند:

[2] Total Annual Cost (TAC)

[3] Side-Stripper & Side-Rectifier

[4] Petlyuk System

[5] Energy Integrated Distillation System

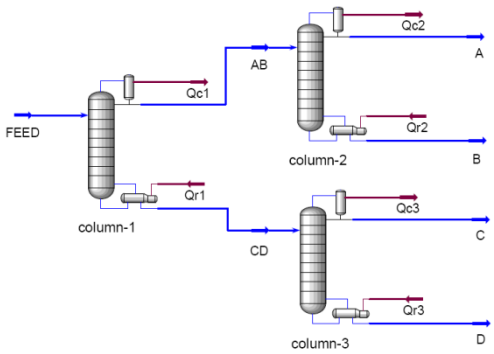
[DOR: 20.1001.1.20089813.1389.1.1.2.1]

چیدمان گسترده[6]: AB/CD ; A/B ; C/D
چیدمان مستقیم[7]: A/BCD ; B/CD ; C/D
چیدمان غیر مستقیم[8]: ABC/D ; AB/C ; A/B
چیدمان مستقیم-غیر مستقیم[9]: A/BCD ; BC/D ; B/C
چیدمان غیر مستقیم-مستیم[10]: ABC/D ; BC/D ; B/C

چیدمان فرایند اولیه بصورت گسترده بوده که در شکل ۱ نشان داده شده و به عنوان مبنای مقایسه برای دیگر حالات در نظر گرفته شده است. مشخصات حاصل از شبیه سازی فرایند اولیه در جدول ۲ آورده شده است.

جدول ۱: مشخصات جریان ورودی به فرایند و گروه محصولات خروجی از فرآیند

محصولات	جریان ورودی	
گروه محصولات	(Xi) درصد مولی	ترکیبات
A	0.0001	C2H4
	0.0047	C3H4
	0.4538	C3H6
B	0.2912	C3H8
	0.0003	C4H4
C	0.0011	C4H6
	0.1541	C4H8
	0.0359	C4H10
D	0.0419	C5H12
	0.0137	C6H14
	0.0031	C7H16



شکل ۱: چیدمان Distributed فرایند اولیه

معادلات و روش حل

بمنظور محاسبه مشخصات جریانها و تجهیزات ابتدا تمامی چیدمانها به کمک نرم افزار HYSYS شبیه سازی شده اند. برای طراحی برج ها از دو مدل Short cut و Rigorous استفاده شده است. معادلات حاکم در شبیه سازی برجها، معادلات NRTL می باشد. در ادامه با توجه به فشار عملیاتی برجها، توربین ها مابین برجها جایگذاری شده است. فشار عملیاتی برجها در یک چیدمان تا انجا درون بازه مجاز جابجا شده که امکان قرارگیری توربینها فراهم گردد. بمنظور افزایش توان تولیدی توربینها، جریانهای ورودی بوسیله بخار HP حرارت داده شده اند بهمین منظور قبل از توربینها، یک مبدل حرارتی قرار داده شده است. با تشکیل تابع هدف TAC در ابزار بهینه ساز[1] نرم افزار HYSYS و مینیمم سازی آن با استفاده از متد SQP[2] موجود در نرم افزار، بهینه ترین پارامترهای عملیاتی در چیدمان بدست آمده است. پارامترهای مسئله بهینه سازی، شامل فشار برجها و نوع بار حرارتی مورد استفاده در مبدلهای حرارتی ماقبل توربینها در چیدمان بوده است. معادلات مورد استفاده برای محاسبه تابع هدف TAC بصورت زیر می باشند:

$$TAC = \text{هزینه های اولیه سالانه} + \text{هزینه های عملیاتی سالانه} \quad (۲)$$

هزینه های عملیاتی سالانه:

این هزینه ها شامل هزینه بارهای حرارتی مصرفی در چگالنده ها و گرمکنها و همچنین هزینه های توانهای مصرفی و تولیدی در فرایند می باشند. قیمت های مربوط به تولید و مصرف توان و بار حرارتی در جدول ۳ نشان داده شده است [۱۹].

هزینه های اولیه سالانه:

هزینه های اولیه شامل هزینه ساخت، نصب و راه اندازی برجهای تقطیر، مبدلهای حرارتی و توربینها در فرایند می باشد:

برج تقطیر: هزینه برج تقطیر برابر با مجموع هزینه بدنه برج و هزینه سینیهای برج می باشد. تمامی روابط با فرض استفاده از مواد کربن استیل در ساخت قطعات برج بوده و مطابق با جداول هزینه Marshall & Swift سال ۲۰۰۹ می باشد[۲۰].

بدنه برج:

$$\$ = \left(\frac{M\ \&\ S}{280}\right)(937.61)D^{1.066}H^{0.802} \quad (۳)$$

$$H = (N-1)\times 0.6 + 6.0 \quad (۴)$$

رابطه (۳) برای فشارهای کمتر از ۳۴۵ kpa می باشد و برای فشار های بالاتر از آن بایستی در ضریب تصحیح

[1] Optimizer
[2] Sequential Quadratic Programming

[6] Distributed Sequence
[7] Direct Sequence
[8] Indirect Sequence
[9] Direct-Indirect Sequence
[10] Indirect-Direct Sequence

[DOR: 20.1001.1.20089813.1389.1.1.2.1]

$\left[1+1.45\times10^{-4}(P-345)\right]$ ضرب شود. رابطه (۴) نیز برای محاسبه ارتفاع برج در نظر گرفته شده است.

سینی های برج:

هزینه سینی ها با در نظر گرفتن سینی نوع sieve tray بصورت زیر خواهد بود:

$$\$ = \left(\frac{M\ \&\ S}{280}\right)(97.24)D\ H^{0.802} \qquad (۵)$$

مبدل حرارتی:

هزینه مبدل حرارتی با توجه به سطح انتقال حرارت آن از رابطه زیر محاسبه می شود:

$$A = \frac{Q}{U\ \Delta T_M} \qquad (۶)$$

برای چگالنده U=1800 kJ/(m2 h C) ، برای گرمکن U=2100 kJ/(m2 h C) و برای مبدل مایع/ مایع U=2100 kJ/(m2 h C) در نظر گرفته شده است. با فرض پوسته و لوله بودن مبدلها و جنس کربن استیل ، هزینه مبدل بصورت زیر خواهد بود:

$$\$ = \left(\frac{M\ \&\ S}{280}\right)(474.67)A^{0.65} \qquad (۷)$$

رابطه بالا برای ۱۸,۶ < A < ۴۶۴,۵ m2 صادق می باشد.

توربین:

هزینه توربین با توجه به توان تولیدی آن از رابطه زیر محاسبه می شود[۲۱]:

رابطه بالا برای 26.8 < KW < 6705 برقرار است.

با در نظر گرفتن ۱۰ سال بعنوان عمر واحد[۳] و ۸۰۰۰ ساعت در سال بعنوان ساعتهای عملیاتی واحد[۴] هزینه های اولیه سالانه بصورت زیر خواهد بود:

در مرحله بعد راندمانهای اگزرژتیک چیدمانها محاسبه و بررسی شده است. برای محاسبه راندمان اگزرژتیک (ψ) فرایند از رابطه Kotas استفاده شده است [۲۲] :

دما و فشار محیط بترتیب (۳۰C°) و (atm) ۱ در نظر گرفته شده است. مشخصات جریانهای فرایندی مورد نیاز برای محاسبه راندمانهای اگزرژتیک از شبیه سازیها استخراج شده است.

در نهایت نتایج حاصل از طراحی و بهینه سازی چیدمان ها در جدول ۳ نشان داده شده است و چیدمان های بهینه سازی شده در شکلهای ۲ تا ۶ آورده شده اند.

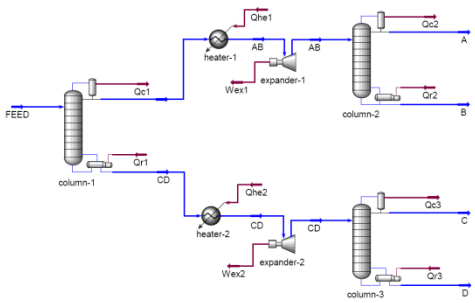
این رابطه خروجی مورد نظر از فرایند را نسبت به ورودی مورد نیاز برای دست یابی به آن بررسی می کند. اگزرژی جریانها نیز از رابطه زیر بدست آمده است :

[3] Plant lifetime
[4] Operating hours

توضیحات و بررسی نتایج

چیدمان Distributed فرایند اولیه، به عنوان مبنای مقایسه دیگر چیدمانها مد نظر گرفته شده است(شکل ۱). راندمان اگزرژتیک فرایند اولیه ۰,۲۸ می باشد(جدول ۲).

در حالت Distributed(1X2&1X3) با استفاده از اختلاف فشار مابین برجهای ۱ و۳ و همچنین افزایش دما و انتالپی جریان CD بوسیله بخار HP و عبور آن از توربین، توان تولید شده است (شکل۲). هزینه های عملیاتی در این حالت، ۴۴,۰۳٪ نسبت به حالت مبنا کاهش یافته است(جدول ۴). حرارت مصرفی برجهای ۲ و ۳ بدلیل ورود جریان بخار، نسبت به حالت بدون توربین به میزان زیادی کاهش یافته ولی حرارت خروجی از چگالندهها افزایش یافته است. در کل هزینه بخار بدلیل مصرف بخار HP و حرارت بالای مصرف شده درون مبدلهای گرمایش جریان ورودی به توربینها، افزایش پیدا کرده است. بررسی حاصل از مینیمم سازی تابع هدف TAC نشان داد که استفاده از بخار HP برای گرمایش جریان ورودی به توربینها در چیدمانها نسبت به بخارهای MP و LP بهینه تر می باشد. نسبت جریان برگشتی و قطر برجهای ۲ و ۳ نیز نسبت به حالت بدون توربین افزایش پیدا کرده است که این بدلیل افزایش حجم بخار برجها می باشد. با وجود اینکه هزینه های بخار و آب سرد در این حالت افزایش پیدا کرده، هزینه های عملیاتی بهبود بالایی داشته که دلیل آن سود حاصل از توان تولیدی در توربینها می باشد. در حالت Distributed اختلاف فشار میان دو برج مانند ۱ و ۲ تاثیری بر اختلاف فشار مابین برجهای ۱ و ۳ ندارد یعنی می توان با افزایش فشار برج ۱ و کاهش فشار برجهای ۲ و ۳ ، اختلاف فشارهای بالایی مابین برجها ایجاد کرد. هزینه های اولیه نیز بدلیل هزینه بالای توربینها، ۱۵,۵۷٪ افزایش پیدا کرده است. در نهایت TAC بمیزان ۳۷,۷٪ نسبت به حالت مبنا کاهش یافته است. راندمان اگزرژتیک این حالت ۰,۹۷ بوده که بدلیل بالا بودن نسبت تولید توان به حرارت مصرفی و پایین بودن دمای انتقال حرارتها در فرایند می باشد. بخاطر بلا بودن دبی جریان ورودی به برج ۲ ، توربین قرار داده شده در این مسیر توان بسیار بالاتری را نسبت به توربین دوم تولید کرده است. با توجه به دمای مجاز درون چگالندهها، فشار برجهای ۲ و ۳ را نمی توان از حدود خاصی پایینتر آورد.

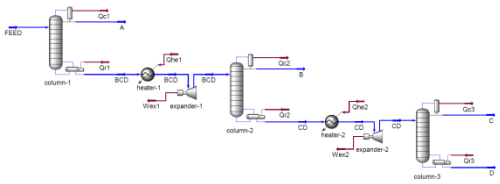


شکل ۲: چیدمان Distributed(1X2&1X3)

در حالت Direct(1X2&2X3) با استفاده از اختلاف فشار مابین برجها و بکارگیری توربین مابین آنها توان بالایی تولید شده است(شکل ۳). در

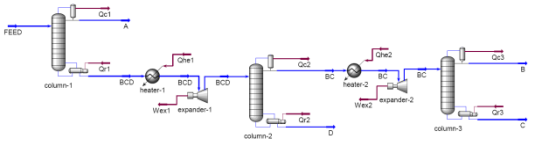
[DOR: 20.1001.1.20089813.1389.1.1.2.1]

این حالت هزینه عملیاتی ۳۴,۳۱٪ کاهش یافته است. هزینه اولیه ۴,۶۹٪ افزایش یافته و TAC بمیزان ۳۰,۱۷٪ بهبود داشته است(جدول ۵). بهینه سازی حرارتی TAC برابر ۹,۸۵٪ و بهینه سازی حاصل از تولید توان برابر ۲۰,۳۲٪ بوده است. راندمان اگزرژتیک این حالت ۰,۶۲ می باشد. در اینجا نیز جریانهای ورودی به توربینها بوسیله بخار HP حرارت داده شده اند. در این چیدمان بدلیل خروج مواد سبک از بالای برجها، فشار برجها بصورت متوالی کاهش می یابد در نتیجه قابلیت ایجاد اختلاف فشار مناسبی مابین برجها بمنظور تولید توان ممکن شده است ولی از آنجایی که محصولات A و B بصورت خالص در برجهای ابتدایی از فرایند خارج شده اند، پتانسیل زیادی در فشار بالا برای تولید توان در فرایند از دست رفته است. زیرا محصولات A و B بترتیب ۴۵٪ و ۲۹٪ دبی ورودی به فرایند را تشکیل می دهند. متوالی بودن بودن برجها در این حالت باعث شده تغییر اختلاف فشار مابین دو برج، بر اختلاف فشار دو برج دیگر تاثیر بگذارد مثلا با افزایش فشار برج ۲ بمنظور بالا بردن اختلاف فشار مابین دو برج متوالی ۱ و۲ ، اختلاف فشار میان دو برجهای ۲ و ۳ کاهش می یابد با فرض اینکه برج ۱ در بالا ترین فشار و برج ۳ در پایین ترین فشار باشد. نسبت جریان برگشتی و قطر برجهای ۲ و ۳ نیز بدلیل افزایش حجم بخار درون برجها، نسبت به حالت بدون توربین افزایش یافته است. معمولا در چیدمانهایی که بصورت متوالی محصولات از برجها خارج می شوند دبی مابین برجها از دبی جریان ها در حالت Distributed بیشتر می باشند زیرا در حالت Distributed دبی ورودی به فرایند به قسمتهای مختلف تقسیم شده و مابین برجها جریان می یابد ولی در حالات متوالی و پشت سرهم، دبی جریان ورودی کم کم در فرایند کاهش می یابد در نتیجه مجموع دبی مابین برجها معمولا بیشتر از دبی ورودی به فرایند خواهند بود. نکته منفی حالات متوالی معمولا حرارت مصرفی زیاد برجها بدلیل بالا بودن دبی های ورودی به برجها و کم بودن آزادی عمل در ایجاد تغییرات فشار مابین برجها می باشد.



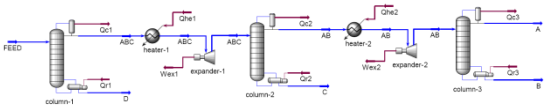
شکل ۳: چیدمان Direct(1X2&2X3)

در حالت Direct-Indirect(1X2&2X3) دو توربین مابین برجها قرار داده شده است(شکل ۴). هزینه های عملیاتی ۳۹,۳۲٪ نسبت به حالت مبنا کاهش یافته است(جدول ۶). جریانهای ورودی به توربینها نیز بوسیله بخار HP سوپرهیت شده اند تا توان تولیدی توربینها افزایش یابد. دلیل بالاتر بودن تولید توان در این حالت نسبت به حالت Direct(1X2&2X3) ، جداسازی محصول B در برج ۳ است زیرا محصول B ، ۲۹٪ دبی کل جریان ورودی را تشکیل می دهد و خارج شدن این مقدار دبی از برج ۲ در حالت Direct(1X2&2X3) ، توان تولیدی مابین برجهای ۲ و ۳ را بسیار کاهش داده است. راندمان اگزرژتیک این حالت ۰,۷۳ می باشد که بالا بودن تولید توان در فرایند را نشان می دهد. هزینه های اولیه ۱۵,۴۷٪ افزایش داشته و TAC بمیزان ۳۳,۵٪ کاهش پیدا کرده است. سهم بهینه سازی TAC ناشی از کاهش حرارت مصرفی برابر ۱,۲٪ و سهم بهینه سازی حاصل از تولید توان در آن برابر با ۳۲,۳٪ بوده است.



شکل ۴: چیدمان Direct-Indirect(1X2&2X3)

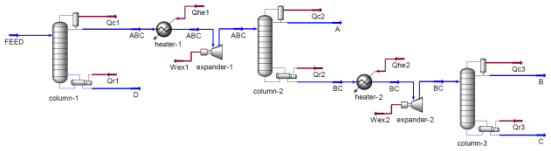
در حالت Indirect(1X2&2X3) دو توربین بصورت متوالی مابین برجها قرار داده شده است(شکل ۵). هزینه های عملیاتی در این حالت ۴۸,۴۷٪ کاهش یافته است. هزینه های اولیه ۴۱,۲۴٪ افزایش داشته و TAC بمیزان ۳۹,۲۱٪ کاهش پیدا کرده است(جدول ۷). مقدار TAC بمیزان ۱۷,۳۱٪ افزایش بدلیل بالا رفتن حرارت مصرفی و ۵۶,۵۲٪ کاهش بدلیل توان تولیدی توربینها داشته است. راندمان اگزرژتیک این حالت برابر ۰,۹ می باشد که نشان دهنده تولید توان بسیار بالا در فرایند است. در این حالت بدلیل جداسازی محصولات A و B در برج ۳ ، دبی بالایی برای تولید توان مابین برجها استفاده شده است. زیرا محصولات A و B بترتیب ۴۵٪ و ۲۹٪ کل دبی ورودی به فرایند را تشکیل می دهند. البته وجود این محصولات با دبی بالا درون برجها، حرارت مصرفی فرایند را بمیزان بسیار زیادی افزایش داده است. در کل بدلیل توان تولیدی بالا در فرایند، TAC بمیزان زیادی کاهش یافته است. این نشان دهنده اهمیت سود حاصل از تولید توان نسبت به افزایش هزینه های حرارت مصرفی در این فرایند است.



شکل ۵: چیدمان Indirect(1X2&2X3)

در حالت Indirect-Direct نیز با قرار دادن دو توربین مابین برجها، توان بالایی بدست آمده است (شکل ۶). هزینه های عملیاتی نسبت به حالت مبنا، ۴۲,۷۶٪ کاهش یافته است(جدول ۳). هزینه های اولیه ۲۳,۷۷٪ افزایش و TAC بمیزان ۳۵,۶۹٪ بهبود پیدا کرده است. از نظر حرارت مصرفی، TAC بمیزان ۸,۱۱٪ افزایش و از نظر توان تولیدی، TAC بمیزان ۴۳,۸٪ کاهش یافته است. بدلیل خروج محصول A در برج ۲ ، توان تولیدی توربین دوم در این حالت نسبت به حالت Indirect(1X2&2X3) کاهش زیادی داشته است. راندمان اگزرژتیک این حالت ۰,۸ می باشد. دلیل افزایش بسیار زیاد هزینه های اولیه در حالتهای Indirect نسبت به دیگر حالات، افزایش هزینه توربینهاست.

[DOR: 20.1001.1.20089813.1389.1.1.2.1]



شکل ۶: چیدمان Indirect-Direct(1X2&2X3)

با توجه نتایج (جداول ۴-۷) مشاهده می شود که چیدمان Indirect (1X2&2X3) (شکل ۵) با بهینه سازی TAC به میزان ٪۳۹,۲۱ نسبت به دیگر حالات بهترین نتیجه را داشته است. چیدمان های Distributed(1X2&1X3) (شکل ۲) با بهینه سازی TAC به میزان ٪۳۷,۷۰ ، Indirect-Direct(1X2&2X3) (شکل ۶) با بهینه سازی به میزان ٪۳۵,۶۹ ، Direct-Indirect(1X2&2X3) (شکل ۴) با بهینه سازی ٪۳۳,۵۰ ، Direct(1X2&2X3) (شکل ۳) با بهینه سازی ٪۳۰,۱۷ به ترتیب نتایج بهتری را نسبت به حالت اولیه نشان می دهند.

از دلایل بسیار مهم در بهینه سازی بسیار بالای چیدمان Indirect (1X2&2X3) ، مناسب بودن مشخصات جریان ورودی به فرایند و تولید توان بسیار بالا بدلیل وجود جریانهایی با دبی بالا مابین برجها می باشد. بدلیل آنکه محصولات A و B تقریبا ٪۷۵ کل دبی ورودی به فرایند را شامل می شوند جداسازی این محصولات در برج ۳ توان تولیدی مابین برجها را نسبت به حالات دیگر بمیزان بسیار زیادی افزایش داده است. از نکات منفی این چیدمان که از نوع چیدمانهای متوالی می باشد حجم بخار بالا در برجها است که هزینه حرارت مصرفی برجها را نسبت به حالات Distributed بمیزان بالایی افزایش داده است. قرارگیری توربین مابین برجها علاوه بر تولید توان، باعث ورود جریان بخار بدرون برجها و کاهش حرارت مصرفی گرمکنها شده است. می توان گفت که ایجاد فضای مناسب در فرایند برای تولید توان، تاثیر بسزایی در هزینه های عملیاتی خواهد داشت. در نتیجه انتخاب چیدمانهایی که دارای جریانهایی با دبی بالا مابین برجها بوده و بکارگیری و افزایش تولید توان در چیدمانها می تواند بمیزان بسیار بالایی هزینه های عملیاتی فرایندها را کاهش دهد.

نتیجه گیری

در این بررسی تمامی حالات ممکن برای قرارگیری توربینها مابین برجها بمنظور تولید توان در چیدمانهای ممکن برای جداسازی جریان چهار جزئی مورد مطالعه قرار گرفت. نتایج بدست آمده نشان دهنده میزان بهینه سازی بسیار بالا در چیدمان Indirect (1X2&2X3) بوده زیرا با توجه به مشخصات جریان ورودی به فرایند، در این چیدمان توان بسیار زیادی بدلیل وجود جریانهایی با دبی بالا مابین برجها تولید شده است. بالا بودن دبی جریانهای مابین برجها از یک طرف باعث افزایش توان تولیدی فرایند شده و از طرف دیگر حجم بخار درون برجها و حرارت مصرفی آنها را افزایش می دهد. با توجه به سود بالای تولید توان درون فرایند در مقایسه با هزینه های بار حرارتی مصرفی، می توان گفت که توجه به تولید توان در طراحی چیدمانها از اهمیت بالایی برخوردار خواهد بود.

فهرست علائم

A	مساحت،m2
D	قطر برج، m
E	اگزرژی جریانی
H	ارتفاع برج، m
P	فشاربرج، kpa
Q	حرارت، kJ/h
Sn	تعداد حالات چیدمان برجها
T	دما، ^oC
U	ضریب حرارتی سطح، kJ/(m2 h C)
V	دبی، kmol/hr
W	توان، kw
X	درصد مولی
ΔT_M	اختلاف دمای لگاریتمی، ^oC
ψ	راندمان اگزرژتیک
ch	شیمیایی
in	ورودی
ph	فیزیکی
out	خروجی

منابع

[1] Thompson, R. W.; King, C. J. "Systematic Synthesis of Separation Schemes." AIChE J. 1972, 18, 941.

[2] Freshwater, D. C.; Henry, B. D. "The Optimal Configuration of Multicomponent Distillation Trains". Chem. Eng. 1975, 301, 533.

[3] Seader, J. D.; Westerberg, A. W. "A Combined Heuristic and Evolutionary Strategy for the Synthesis of Simple Separation Sequences. " AIChE J. 1977, 23, 951.

[4] Nadgir, V. M.; Liu, Y. A. "Studies in Chemical Process Design and Synthesis: Part V: A Simple Heuristic Method for Systematic Synthesis of Initial Sequences for Multicomponent Separations. " AIChE J. 1983, 29, 926.

[5] C.J. King, "Separation Processes, " second ed., McGraw-Hill, New York, 1980.

[6] Petlyuk, F. B., Platonov, V. M., & Slavinskii, D. M. (1965). Thermodynamically Optimal method of separating multicomponent mixtures. International Chemical Engineering, 5, 555.

[DOR: 20.1001.1.20089813.1389.1.1.2.1]

[7] Rathore, R. N. S.; Wormer, K. A. V.; Powers, G. J. "Synthesis Strategies for Multicomponent Separation Systems with Energy Integration. " AIChE J. 1974, 20, 940.
[8] Andrecovich, M. J.; Westerberg, A. W. "A Simple Method Based on Utility Bounding for Heat- Synthesis Sequences." AIChE J. 1985, 31, integrated Distillation 363.
[9] Kattan, M. K.; Douglas, P. L. "A New Approach to Thermal Integration of Distillation Sequences. " Can. J. Chem. Eng. 1986, 64, 162.
[10] Dhallu, N. S.; Johns, W. R. "Synthesis of Distillation Trains with Heat Integration. " Inst. Chem. Eng., Symp. Ser. 1988, 109, 22-43.
[11] Isla, M. A.; Cerda, J. "A Heuristic Method for the Synthesis of Heat-integrated Eng. J. 1988, 38, 161 Distillation Systems. " Chem. - 177
[12] Schuttenhelm, W.; Simmrock, K. H. "Knowledge Based Synthesis of Energy Integrated Distillation Columns and Sequences. " Inst. Chem. Eng., Symp. Ser. 1992, 128, A461.
[13] Sobocan, G.; Glavic, P. "A Simple Method for Synthesis of Thermally Integrated Systematic Eng. J. 2002, 89, 155. Distillation Sequences." Chem.
[14] Mascia, M.; Ferrara, F.; Vacca, A.; Tola, G.; Errico, M. "Desgin of Heat Integrated Distillation Systems for a Light Ends Separation Plant. ", Applied Engineering, 2007, 27, 1205-1211. Thermal
[15] Douani, M.; Terkhi, S.; Ouadjenia, F. "Distillation of a Complex Mixture. Part II: Performance Analysis of a Distillation Column Using Exergy. Entropy, 9 (2007) 137-151
[16] Paiva, C. R.; de Lacerda, A. I. "Chemical Process Improvements by Exergy Analysis. " Entropy, 4 (2005) 23-35
[17] Araújo, A. C. B.; Vasconcelos, L. G. S.; Fossy, M. F.; Brito, R. P.; "Exergetic and Economic Analysis of an Industrial Distillation Column. " Brazilian Journal of Chemical Engineering, 24 (2007) 461 - 469
[18] Kistar, H. Z. "Distillation Design. " McGraw- York, (1992). Hill, New
[19] Mascia, M.; Ferrara, F.; Vacca, A.; Tola, G.; Errico, M. "Desgin of Heat Integrated Distillation Systems for a Light Ends Separation Plant. ", Applied Engineering, 27 (2007) 1205-1211. Thermal
[20] Chemical Engineering Magazine (2009).
[21] Couper, J. Et Al "Chemical Process Equipment - Selection And Design. " Elsevier (2005).
[22] Kotas, T. J. "The Exergy Method of Thermal Plant Analysis. " Krieger Publishing Company, Florida (1995).

[DOR: 20.1001.1.20089813.1389.1.1.2.1]

جدول ۲: مشخصات حاصل از شبیه سازی چیدمان Distributed فرایند اولیه

مشخصات	برج ۳	برج ۲	برج ۱
(kJ/h) بار حرارتی چگالنده	8389507.29	84292315.19	25454734.98
(kJ/h) بار حرارتی گرمکن	6332637.79	84849334.18	20863896.61
(°C) دمای چگالنده	56.8	46.57	46.4
(°C) دمای گرمکن	118.86	56.86	108.95
(kpa)فشار برج	735	1940	1785
(m) قطر برج	1.67	4.89	3.35
نسبت جریان برگشتی	0.64	8.52	0.71
تعداد سینیهای برج	43	163	54
مجموع تعداد سینیها در چیدمان		260	
(kJ/h)مجموع بار حرارتی گرمایشی در چیدمان		112045868.6	
(kJ/h)مجموع بار حرارتی سرمایشی در چیدمان		118136557.5	
(kw) توان تولیدی		-	
($/yr) هزینه بخار مصرفی		4560843.99	
($/yr) هزینه آب سرد مصرفی		1854009.13	
($/yr) هزینه توان تولیدی		-	
($/yr)مجموع هزینه های اولیه سالانه برجها		306009.81	
($/yr)مجموع هزینه های اولیه سالانه مبدلها		456521.31	
($/yr)مجموع هزینه های اولیه سالانه توربینها		-	
($/yr) مجموع هزینه های عملیاتی سالانه		6414853.12	
($/yr) مجموع هزینه های اولیه سالانه		762531.12	
TAC ($/yr) مجموع هزینه های سالانه		7177384.24	
(%) نرخ بهبود هزینه های عملیاتی سالانه		-	
(%) نرخ بهبود هزینه های اولیه سالانه		-	
TAC(%) نرخ بهبود هزینه های سالانه		-	
(%) ناشی از کاهش حرارت مصرفی TAC نرخ بهبود		-	
(%) ناشی از تولید توان TAC نرخ بهبود		-	
راندمان اگزرژتیک چیدمان		0.28	

جدول ۳: هزینه های توان و بار حرارتی[۱۹]

توان و بارهاي حرارتي	دما (°C)	قیمت
بخار($/ton) LP	158	13
بخار($/ton) MP	200	16
بخار($/ton) HP	250	20
آب سرد ($/ton)	35-45	0.082
برق($/KW.h)	-	0.1

[DOR: 20.1001.1.20089813.1389.1.1.2.1]

جدول ۴: نتایج حاصل از طراحی و بهینه سازی چیدمان(Distributed(1X2&1X3

مشخصات	برج ۳	برج ۲	برج ۱
بار حرارتی چگالنده (kJ/h)	10495901.95	87466138.07	23813775.96
بار حرارتی گرمکن (kJ/h)	2909359.41	73127398.38	27636708.96
دمای چگالنده (°C)	52.03	51.7	59.62
دمای گرمکن (°C)	112.34	61.09	124.04
فشار برج(kpa)	650	2139.43	2353.5
قطر برج (m)	1.86	5.04	3.33
نسبت جریان برگشتی	1.02	9.09	0.69
تعداد سینیهای برج	40	188	45
مجموع تعداد سینیها در چیدمان		273	
مجموع بار حرارتی گرمایشی در چیدمان(kJ/h)		145598913.6	
مجموع بار حرارتی سرمایشی در چیدمان(kJ/h)		121775816	
توان تولیدی (kw)		6604.35	
هزینه بخار مصرفی ($/yr)		6962706.94	
هزینه آب سرد مصرفی ($/yr)		1911122.85	
هزینه توان تولیدی ($/yr)		5283477.77	
مجموع هزینه های اولیه سالانه برجها($/yr)		343947.54	
مجموع هزینه های اولیه سالانه مبدلها($/yr)		288159.8	
مجموع هزینه های اولیه سالانه توربینها($/yr)		249133.55	
مجموع هزینه های عملیاتی سالانه ($/yr)		3590352.03	
مجموع هزینه های اولیه سالانه ($/yr)		881240.89	
مجموع هزینه های سالانه ($/yr) TAC		4471592.92	
نرخ بهبود هزینه های عملیاتی سالانه (%)		44.03	
نرخ بهبود هزینه های اولیه سالانه (%)		-15.57	
نرخ بهبود هزینه های سالانه (%)TAC		37.7	
ناشی از کاهش حرارت مصرفی TAC نرخ بهبود (%)		-	
ناشی از تولید توان TAC نرخ بهبود (%)		37.7	
راندمان اگزرژتیک چیدمان		0.97	

[DOR: 20.1001.1.20089813.1389.1.1.2.1]

جدول ۵: نتایج حاصل از طراحی و بهینه سازی چیدمان(Direct(1X2&2X3

مشخصات	برج ۳	برج ۲	برج ۱
بار حرارتی چگالنده (kJ/h)	10434254.95	20013846.93	79560110.71
بار حرارتی گرمکن (kJ/h)	2905266.05	7143818.13	83794703.66
دمای چگالنده (°C)	52.47	66.41	68.06
دمای گرمکن (°C)	112.42	125.96	98.31
فشار برج(kpa)	651.13	2413	2979
قطر برج (m)	1.85	3.06	6.19
نسبت جریان برگشتی	1.03	2.64	8.58
تعداد سینیهای برج	40	44	180
مجموع تعداد سینیها در چیدمان		264	
مجموع بار حرارتی گرمایشی در چیدمان(kJ/h)		129162671.4	
مجموع بار حرارتی سرمایشی در چیدمان(kJ/h)		110008212.6	
توان تولیدی (kw)		4900.3	
هزینه بخار مصرفی ($/yr)		6407800.18	
هزینه آب سرد مصرفی ($/yr)		1726444.68	
هزینه توان تولیدی ($/yr)		3920240.15	
مجموع هزینه های اولیه سالانه برجها($/yr)		423665.39	
مجموع هزینه های اولیه سالانه مبدلها($/yr)		175883.85	
مجموع هزینه های اولیه سالانه توربینها($/yr)		198768.94	
مجموع هزینه های عملیاتی سالانه ($/yr)		4214004.71	
مجموع هزینه های اولیه سالانه ($/yr)		798318.19	
مجموع هزینه های سالانه ($/yr) TAC		5012322.9	
نرخ بهبود هزینه های عملیاتی سالانه (%)		34.31	
نرخ بهبود هزینه های اولیه سالانه (%)		-4.69	
نرخ بهبود هزینه های سالانه(%)TAC		30.17	
ناشی از کاهش حرارت مصرفی TAC نرخ بهبود (%)		9.85	
ناشی از تولید توان TAC نرخ بهبود (%)		20.32	
راندمان اگزرژتیک چیدمان		0.62	

[DOR: 20.1001.1.20089813.1389.1.1.2.1]

جدول ۶: نتایج حاصل از طراحی و بهینه سازی چیدمان(Direct-Indirect(1X2&2X3

مشخصات	برج ۳	برج ۲	برج ۱
بار حرارتی چگالنده (kJ/h)	17423759.59	17962749.6	81782238.09
بار حرارتی گرمکن (kJ/h)	6915183.1	4437018.52	84818688.42
دمای چگالنده (°C)	53.55	69.36	60.18
دمای گرمکن (°C)	101.39	170.86	89.67
فشار برج(kpa)	1854	1930	2550.77
قطر برج (m)	2.24	2.63	6.24
نسبت جریان برگشتی	1.97	0.62	8.81
تعداد سینیهای برج	42	45	177
مجموع تعداد سینیها در چیدمان		264	
مجموع بار حرارتی گرمایشی در چیدمان(kJ/h)		143767876.8	
مجموع بار حرارتی سرمایشی در چیدمان(kJ/h)		117168747.3	
توان تولیدی (kw)		6412.31	
هزینه بخار مصرفی ($/yr)		7183378.15	
هزینه آب سرد مصرفی ($/yr)		1838820.53	
هزینه توان تولیدی ($/yr)		5129847.45	
مجموع هزینه های اولیه سالانه برجها($/yr)		412746.92	
مجموع هزینه های اولیه سالانه مبدلها($/yr)		221022.02	
مجموع هزینه های اولیه سالانه توربینها($/yr)		246747.95	
مجموع هزینه های عملیاتی سالانه ($/yr)		3892351.23	
مجموع هزینه های اولیه سالانه ($/yr)		880516.89	
مجموع هزینه های سالانه ($/yr) TAC		4772868.12	
نرخ بهبود هزینه های عملیاتی سالانه (%)		39.32	
نرخ بهبود هزینه های اولیه سالانه (%)		-15.47	
نرخ بهبود هزینه های سالانه (%)TAC		33.5	
ناشی از کاهش حرارت مصرفی TAC نرخ بهبود (%)		1.2	
ناشی از تولید توان TAC نرخ بهبود (%)		32.3	
راندمان اگزرژتیک چیدمان		0.73	

[DOR: 20.1001.1.20089813.1389.1.1.2.1]

جدول ۷: نتایج حاصل از طراحی و بهینه سازی چیدمان Indirect(1X2&2X3)

مشخصات	برج ۳	برج ۲	برج ۱
بار حرارتی چگالنده (kJ/h)	87790793.26	29601478.1	24040142.07
بار حرارتی گرمکن (kJ/h)	73337161.86	11089240.64	27767529.65
دمای چگالنده (°C)	50.3	60.79	70.11
دمای گرمکن (°C)	59.74	115.44	187.46
فشار برج(kpa)	2077.7	2407.57	2502.87
قطر برج (m)	5.03	0.74	3.17
نسبت جریان برگشتی	9.07	1.11	78.96
تعداد سینیهای برج	192	48	54
مجموع تعداد سینیها در چیدمان		294	
مجموع بار حرارتی گرمایشی در چیدمان(kJ/h)		182277792.9	
مجموع بار حرارتی سرمایشی در چیدمان(kJ/h)		141432413.4	
توان تولیدی (kw)		10233.16	
هزینه بخار مصرفی ($/yr)		9252759.21	
هزینه آب سرد مصرفی ($/yr)		2219609.17	
هزینه توان تولیدی ($/yr)		8186528.94	
مجموع هزینه های اولیه سالانه برجها($/yr)		340641.18	
مجموع هزینه های اولیه سالانه مبدلها($/yr)		376895.41	
مجموع هزینه های اولیه سالانه توربینها($/yr)		359448.64	
مجموع هزینه های عملیاتی سالانه ($/yr)		3285839.43	
مجموع هزینه های اولیه سالانه ($/yr)		1076985.23	
مجموع هزینه های سالانه ($/yr) TAC		4362824.66	
نرخ بهبود هزینه های عملیاتی سالانه (%)		48.78	
نرخ بهبود هزینه های اولیه سالانه (%)		-41.24	
نرخ بهبود هزینه های سالانه (%)TAC		39.21	
ناشی از کاهش حرارت مصرفی TAC نرخ بهبود (%)		-17.31	
ناشی از تولید توان TAC نرخ بهبود (%)		56.52	
راندمان اگزرژتیک چیدمان		0.9	

[DOR: 20.1001.1.20089813.1389.1.1.2.1]

جدول ۸: نتایج حاصل از طراحی و بهینه سازی چیدمان(Indirect-Direct(1X2&2X3

مشخصات	برج ۳	برج ۲	برج ۱
(kJ/h) بار حرارتی چگالنده	17398662.06	91521493.02	24389259.58
(kJ/h) بار حرارتی گرمکن	6965889.87	71821055.55	27468171.06
(°C) دمای چگالنده	55.01	52.47	65.69
(°C) دمای گرمکن	102.96	61.29	150.7
(kpa)فشار برج	1912	2173.95	2294.41
(m) قطر برج	2.24	5.24	3.18
نسبت جریان برگشتی	1.98	9.59	0.23
تعداد سینیهای برج	42	198	52
مجموع تعداد سینیها در چیدمان		292	
(kJ/h)مجموع بار حرارتی گرمایشی در چیدمان		168527054.8	
(kJ/h)مجموع بار حرارتی سرمایشی در چیدمان		133309414.7	
(kw) توان تولیدی		8890.03	
($/yr) هزینه بخار مصرفی		8691617.51	
($/yr) هزینه آب سرد مصرفی		2092128.61	
($/yr) هزینه توان تولیدی		7112026.26	
($/yr)مجموع هزینه های اولیه سالانه برجها		382731.1	
($/yr)مجموع هزینه های اولیه سالانه مبدلها		242331.61	
($/yr)مجموع هزینه های اولیه سالانه توربینها		318690.01	
($/yr) مجموع هزینه های عملیاتی سالانه		3671719.87	
($/yr) مجموع هزینه های اولیه سالانه		943752.72	
TAC ($/yr) مجموع هزینه های سالانه		4615472.59	
(%) نرخ بهبود هزینه های عملیاتی سالانه		42.76	
(%) نرخ بهبود هزینه های اولیه سالانه		-23.77	
TAC(%) نرخ بهبود هزینه های سالانه		35.69	
(%) ناشی از کاهش حرارت مصرفی TAC نرخ بهبود		-8.11	
(%) ناشی از تولید توان TAC نرخ بهبود		43.8	
راندمان اگزرژتیک چیدمان		0.8	

[DOR: 20.1001.1.20089813.1389.1.1.2.1]