کاربرد فناوری پینچ در بازیابی سوخت گازی

علی اصغر روحانی[1]،مجید امینیان[2]

[1] ستادیار، پژوهشگاه صنعت نفت، تهران rohaniaa@ripi.ir

[2] دانشجوی کارشناسی ارشد مهندسی شیمی، دانشگاه آزاد اسلامی واحد شاهرود Majid-9225@yahoo.com

چکیده

در واحد BT Fraction پتروشیمی بوعلی به منظور جداسازی تولوئن(C_7 آروماتیک)، از یک ستون تقطیر که شامل ۶۰ سینی می باشد استفاده می نمایند. در بخش بالایی کولر هوایی جهت چگالش بخار بالاسری و در پایین برج یک کوره که سوخت آن گاز طبیعی به شدت ۱/۵۶ میلیون فوت مکعب (MMscfd) می باشد بکار گرفته شده است. میزان مصرف انرژی در دو تجهیز مذکور فوق العاده بالا بوده به گونه ای که هزینه تامین انرژی در آن ها سالانه برابر با ۲۴۵۳۰۰ دلار برآورد گردیده است. در این تحقیق ، با توجه به ضرورت کاهش مصرف انرژی در صنایع پر مصرف بخصوص صنایع نفت،گاز و پتروشیمی برآن شدیم که بازیافت انرژی را برای واحد BT Fraction پتروشیمی بوعلی بررسی و با استفاده از نرم افزار تخصصی Aspen HYSYS و تکنولوژی پینچ روشی را برای این منظور ارائه نماییم. در این راستا چندین شبیه سازی با توجه به اطلاعات گرفته شده از مجتمع بوعلی صورت گرفت و در نهایت مدلی که علاوه بر کاهش مصرف انرژی از حداقل هزینه سرمایه گذاری برخوردار باشد انتخاب گردید. از نتایج مدل انتخاب شده می توان به کاهش ۲۳ درصدی مصرف برق در کولر هوایی،کاهش ۳۸٪ مصرف سوخت در کوره و در نهایت کاهش ۴۰٪ تولید گازهای آلاینده که در تخریب محیط زیست نقش مهمی را ایفا می کنند،اشاره نمود.

کلمات کلیدی

تقطیر، بازیافت انرژی، نرم افزار Aspen HYSYS، کوره، تکنولوژی پینچ

Using the Pinch Technology in Fuel Gas Recovery

A.A. Rohani, M. Aminian

ABSTRACT

In order to separating toluene in BT Fraction Buali petrochemical unit was used a distillation column that includes 60 Trays. In the top section of Air Cooler to Overhead vapor condensation and down a Natural Gas Furnace, the Fuel is Strictly 1.56 MMSCFD is used. The Amount of Energy Consumption in Both Utility is Extraordinary high in a Way that The Cost Energy Supply is Estimated 245300$ annually. We decided to study the energy recycling for BT Fraction Buali Petrochemical. In this research, we investigated the recovery of energy in Buali petrochemical regarding to the important of for decreasing of energy combustion in the oil, gas and petrochemical industry. Then we present a method with the use of specialized software Aspen HYSYS and Pinch Technology. This method had several simulations with regard of the information taken from the Buali. Finally, a model with reduction in the consumption of energy in addition to the least investment was choice. The selected model results shown 23% reduce electricity consumption in Air Cooler and 38% decrease in fuel consumption in Furnace and finally 40% decrease in production polluting Gases that Play.

KEYWORDS

Distillation, Energy Recycling, Aspen HYSYS Software, Furnace, Pinch Technology

[i] علی اصغر روحانی: پژوهشگاه صنعت نفت، پژوهشکده توسعه فناوریهای پالایش، تلفن : ۴۸۲۵۵۰۱۹ نمابر: ۴۴۷۳۹۷۳۸

اویل ایندستری
Oilindustry.ir
CLICK HERE

۱- مقدمه

نقطه آغازین انتگراسیون حرارتی به سال ۱۹۸۰ در جهت کاهش مصرف انرژی بر می‌گردد. از سال ۱۹۹۰ به بعد روش هایی برای کاربردهای صنعتی آن از قبیل کل هزینه‌های سالانه، کاربرد در واحد و انعطاف‌پذیری واحد، توسعه داده شود.در سطح انتگراسیون حرارتی،انتگراسیون فرآیند می‌تواند سطح بهینه بازیافت حرارتی را که با طراحی شبکه مبدل ها از نظر کمترین هزینه تجهیزات همخوانی داشته باشد را مشخص کند. در سطح حرارت و تولن، انتگراسیون فرآیند می‌تواند مقدار بهینه بارگذاری و یا سطح مصرفو یا تولید بخار را و همچنین موقعیت های ترکیب سیستم های حرارتی و توانی را مشخص کند. در بهینه‌سازی درست اقتصادی و ترمودینامیکی می‌توان با به کاربردن نمودارهای گرافیکی و روش های سیستماتیک در انتگراسیون فرآیند پمپ حرارتی مناسب را انتخاب کرد.در زمینه افزایش تولید واحد، انتگراسیون فرآیند می‌تواند در از بین بردن گلوگاه ها برای افزایش ظرفیت تولید مورد استفاده قرار گیرد[۱-۴].

آغاز بحران انرژی و افزایش شدت قیمت نفت در بازارهای جهانی در اوایل دهه ۱۹۷۰ میلادی باعث گردید تا کشورهای صنعتی غرب که به طور عمده وارد کننده نفت خام و سایر فرآورده های نفتی و گاز طبیعی بودند، تحقیقات گسترده ای را به منظور دسترسی به فناوری جدیدی که بتواند مصرف انرژی را در یک فرآیند شیمیایی به حداقل برساند، تا از این طریق باعث کاهش هزینه های جاری تولید و نیز کاهش وابستگی به کشورهای صادرکننده نفت گردد، آغاز کردند که منجر به معرفی فناوری پینچ به عنوان ابزاری جهت طراحی بهینه شبکه تبادلگرهای حرارتی گردید[۵].

فناوری پینچ امروزه کاربرد وسیعی پیدا نموده اما آنچه به عنوان محدودیت در این فناوری مطرح می شود، این است که تحلیل پینچ تنها به تحلیل حرارتی سیستم ها پرداخته و قادر به بررسی توان یا کار محوری نمی باشد. به بیانی دیگر این فناوری برای مسائل آستانه و همچنین سیستم هایی مانند سیکل های سرماساز و توربین های بخار که علاوه بر انرژی حرارتی با توان یا کار محوری نیز سروکار دارند، به تنهایی کاربرد نداشته و تحلیل اکسرژی به عنوان ابزاری دیگر جهت بررسی توان یا کار محوری به کار گرفته می شود. به این صورت که با ترکیب مناسب از تحلیل پینچ و تحلیل اکسرژی می توان به راه حلی عملی و مفید جهت بررسی همزمان انرژی حرارتی و کار محوری این گونه سیستم ها دست یافت. این تکنیک تحت عنوان تحلیل ترکیبی پینچ و اکسرژی نامیده می شود.در اواخر دهه هفتاد میلادی Linnhoff روش ترمودینامیکی را برای کاهش مصرف انرژی در شبکه تبادلگرهای حرارتی مورد بررسی قرار دادند و مفاهیمی همانند منحنی ترکیبی را به عنوان ابزاری مهم در بازیافت انرژی حرارتی معرفی نمودند. با گذشت زمان فناوری پینچ توسعه چشمگیری پیدا نمود، به طوری که علاوه بر شبکه تبادلگرهای حرارتی برای بهینه سازی مصرف انرژی در برج های تقطیر، کوره ها، تبخیر کننده ها، توربین ها، راکتورها نیز به کار برده می شود. البته این فناوری با مشکلاتی رو به رو گردید که می توان به محدودیت افت فشار در اصلاح سیستم های موجود، پیچیدگی واحد، هزینه لوله کشی، مشکلات ایمنی و غیره اشاره نمود. در ابتدای دهه نود میلادی با ارائه راهکاری مناسب مشکل محدودیت افت فشار برطرف گردید و در اواسط دهه نود با کاربرد تئوری تجزیه سازی منطقه ای مسائلی که این فناوری را غیر قابل اجرا و غیر اقتصادی نشان می دادند برطرف گردید.ابزارهای تحلیل پینچ منحنی ترکیبی و منحنی ترکیبی جامع می باشد[۶-۹].

۲- ضرورت تحقیق

مسئله اصلی ارائه روشی است که بتوان با استفاده از آن از مصرف انرژی الکتریکی در کولر هوایی که میزان قابل توجهی را به خود اختصاص می دهد جلوگیری نموده و علاوه بر آن بتوان مبدل حرارتی پیش از برج جداسازی را نیز از فرایند حذف و در نهایت سوخت مصرفی در ریبویلر را کاهش داد.

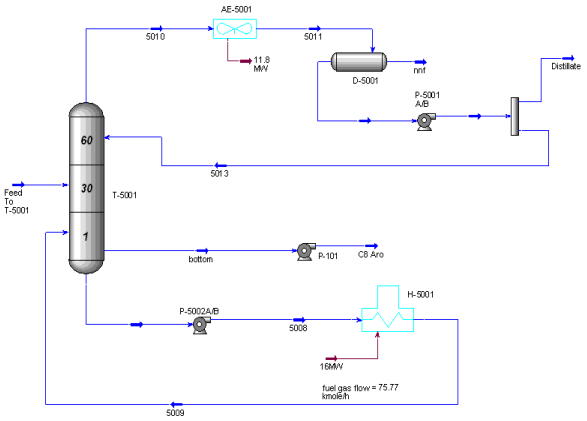
۳- شرح فرآیند برج تقطیر دی هپتانایزر پتروشیمی بوعلی

در این بخش به منظور جداسازی ترکیبات آروماتیک های سنگین (C_8+) که شامل ترکیبات با نقطه جوش بالاتر از تولوئن و ترکیبات C_5-C_8 که شامل کسر بزرگی از بنزن و تولوئن با نقطه جوش کمتر یا مساوی با تولوئن هستند، از برجی بنام دی هپتانایزر T-۵۰۰۱ استفاده می شود. برج T-۵۰۰۱ مشتمل بر ۶۰ سینی (از نوع سینی دریچه ای) و کندانسور کامل می باشد که خوراک در فاز مایع و با شرایط عملیاتی، دمای ۶۵ درجه سانتیگراد و فشار ۱۷۰ kpa از سینی ۳۰ ام (وسط برج) وارد برج هپتانزدائی می شود. در ستون تقطیر دهپتانایزر T-۵۰۰۱ خوراک به دو بخش آروماتیک های سنگین (محصولات پائین C_8A) که شامل ترکیباتی با نقطه جوش بالاتر از تولوئن و بخش آروماتیک ها/تولوئن (محصول مقطر)، که شامل آروماتیک ها با نقطه جوش کمتر یا مساوی تولوئن می باشد تقسیم می گردد. خوراک که شامل مواد آروماتیک شده خروجی از واحد ۴۰۰ بعلاوه ۱۰٪ وزنی از بنزین پیرولیز خروجی از واحد ۱۰۰ می باشد، تحت کنترل جریانی به برج دهپتانایزر T-۵۰۰۱ وارد می گردد (شکل۱).

فاصله بین دو سینی از سینی ۱ تا ۱۶ برابر با ۶۰۰ میلیمتر و از سینی ۱۷ تا ۶۰ برابر با ۵۰۰ میلیمتر می باشد. انرژی گرمائی مورد نیاز جهت عملیات جداسازی در برج T-۵۰۰۱ بوسیله سوخت گازی (Fuel Gas) در ریبویلر این برج که کوره H-۵۰۰۱ است، تولید می گردد. کوره با سوزاندن سوخت گازی یا گاز طبیعی (در حال حاضر از Fuel Gas استفاده می شود) یا LPG بخار شده از واحد ۴۰۰ گرمای خود را تامین می نماید. بخارات بالای برج T-۵۰۰۱ در کندانسور هوائی (کولر هوائ AE-۵۰۰۱) تبدیل به مایع شده و در دهپتانایزر رفلاکس درام (D-۵۰۰۱) جمع آوری می گردند. فشار سیستم

بالاسری برج T-۵۰۰۱ بوسیله یک کنتر Sprit Range که در حالت فشار پائین نیتروژن به D-۵۰۰۱ اضافه می کند و در حالت فشار بالا شیر گاز خروجی D-۵۰۰۱ را باز می کند، کنترل می نماید. از طریق پمپ رفلاکس P-۵۰۰۱-AB برج T-۵۰۰۱ کندانس ها به دو قسمت تقسیم شده که قسمتی از آن به برج برگردانده می شود. جریان رفلاکس بوسیله FC-۵۰۰۲۵ کنترل می گردد، قسمت دیگر آن توسط کنترلر جریان این رفلاکس بوسیله FC-۵۰۰۲۵ از کولر هوائی عبور داده شده و تا ۶۵ درجه سانتیگراد سرد می شود. جریان در پائین فن هوائی AE-۵۰۰۲ به دو قسمت تقسیم می شود.

یک جریان بعنوان خوراک بخش تقطیر استخراجی به درام نوسانگیر خوراک (D-۵۰۰۲) ارسال شده و جریان دیگر بعد از خنک کردن توسط آب کولینگ در مبدل E-۵۰۰۲ تا دمای ۴۵ درجه سانتیگراد به سمت تانک ذخیره خوراک بخش تقطیر استخراجی (TK-۵۰۰۱) ارسال می گردد [۱].



شکل (۱):شماتیک طراحی با Aspen HYSYS(فرآیند فعلی)

۴- بهینه سازی

با توجه به اینکه وظیفه ریبویلر در برج های تقطیر تامین گرمای مورد نیاز جهت جداسازی می باشدف لذا می توان از این موضوع استفاده نمود. راه حل پیشنهادی به این ترتیب است که به نحوی دمای داخلی برج تقطیر T-۵۰۰۱ را افزایش دهیم. برای رسیدن به این هدف تنها راه معقول و اقتصادی، پیشگرمایش خوراک برج T-۵۰۰۱ می باشد.

اولین راه حل بی شک استفاده از جریان محصول تحتانی که دارای دمای ۱۷۶ درجه سانتیگراد است، می باشد. با استفاده از آنالیز انرژی امکان استفاده از جریان محصول تحتانی برای پیشگرمایش خوراک از دمای فعلی ۶۵ درجه سانتیگراد تا دمای ۱۰۰ درجه (دمای پیشگرمایش که آنرا با $T_{preheat}$ نمایش می دهیم) را بررسی می نمائیم. برای این منظور ابتدا میزان انرژی مورد نیاز ($E_{Preheat}$) برای افزایش دمای جریان خوراک از ۶۵ درجه تا ۱۰۰ درجه سانتیگراد را محاسبه می کنیم :

$Q_{Preheat} = \Delta E_{preheat}$

$E = C_p\ (kj/kg\text{-}C) \times Mass\ Flow\ (kg/h) \times T\ (C)$

$E_{OUT} = 2.104 \times 115400 \times 100 = 24280160\ kj/h$

$E_{IN} = 1.957 \times 115400 \times 65 = 14679457\ kj/h$

$Q_{Preheat} = \Delta E_{preheat} = 24280160 - 14679457 = 9600703\ kj/h$

در ادامه انرژی جریان محصول تحتانی (E_{Bottom}) را محاسبه می کنیم، در صورتیکه $E_{Bottom} > E_{Preheat}$ باشد به این معناست که می توان از جریان پائین برج T-۵۰۰۱ برای پیشگرمایش خوراک تا ۱۰۰ درجه سانتیگراد استفاده نمود.

$E_{Bottom} = C_p\ (kj/kg\text{-}C) \times Mass\ Flow\ (kg/h) \times T\ (C)$

$E_{Bottom} = 2.3 \times 5223 \times 175 = 2102257.5\ kj/h$

and

$E_{Bottom} << E_{Preheat}$

با توجه به اینکه انرژی جریان تحتانی به مراتب کمتر از E_{Prehea} می باشد، لذا استفاده از این جریان برای پیشگرمایش خوراک تا ۱۰۰ درجه سانتیگراد امکان پذیر نمی باشد. براساس فناوری پینچ حرارتی، می توان با استفاده از نیاز سرمایشی در بالای برج T-۵۰۰۱ به پیشگرمایش خوبی از حوراک دست یافت. در کندانسور (کولر هوائی AE-۵۰۰۱) هدف ما چگالش بخار بالاسری از دمای ۱۱۰ درجه تا ۸۹ درجه سانتیگراد می باشد، که با توجه به دمای خوراک (۶۵ درجه سانتیگراد) می توان بخشی از چگالش بخار بالاسری را بوسیله خوراک انجام داد که در اینصورت دمای خوراک به میزان قابل توجهی افزایش خواهد یافت و با افزایش دمای خوراک شاهد افزایش دمای داخلی برج T-۵۰۰۱ و در نهایت کاهش بار حرارتی ریبویلر (H-۵۰۰۱) خواهیم بود. مجددا برای دمای پیشگرمایش ($T_{preheat}$) ۱۰۰ درجه سانتیگراد همانند مرحله قبل محاسبات را انجام می دهیم:

$Q_{Preheat} = \Delta E_{preheat}$

$\Delta E_{preheat} = C_p\ (kj/kg\text{-}C) \times Mass\ Flow\ (kg/h) \times T\ (C)$

$E_{OUT} = 2.104 \times 115400 \times 100 = 24280160\ kj/h$

$E_{in} = 1.957 \times 115400 \times 65 = 14679457\ kj/h$

$Q_{Preheat} = \Delta E_{preheat} = 24280160 - 14679457 = 9600703\ kj/h$

در ادامه انرژی جریان بخار بالاسری ($E_{Overhead}$) را محاسبه می کنیم، در صورتیکه $E_{Overhead} > Q_{Preheat}$ باشد به این معناست که می توان از جریان بخار بالاسری برج T-۵۰۰۱ برای پیشگرمایش جریان خوراک تا ۱۰۰ درجه سانتیگراد استفاده نمود.

$E_{overhead} = C_p\ (kj/kg\text{-}C) \times Mass\ Flow\ (kg/h) \times T\ (C)$

$E_{overhead} = 1.675 \times 111137 \times 110 = 20476992.25\ kj/h$

and

$E_{Overhead} >> Q_{Preheat}$

با توجه به اینکه $E_{Overhead} >> Q_{Preheat}$ است، لذا دمای بالاتری را برای پیشگرمایش خوراک حدس می زنیم. این بار محاسبات را برای دمای پیشگرمایش ($T_{preheat}$) ۱۱۰ درجه سانتیگراد تکرار می نمائیم:

$Q_{Preheat} = \Delta E_{preheat}$

$E = C_p\ (kj/kg\text{-}C) \times Mass\ Flow\ (kg/h) \times T\ (C)$

$E_{OUT} = 2.148 \times 115400 \times 110 = 27266712\ kj/h$

$E_{in} = 1.957 \times 115400 \times 65 = 14679457\ kj/h$

$Q_{Preheat} = \Delta E_{preheat} = 27266712 - 14679457 = 12587255\ kj/h$

مقدار فوق نشان می دهد که برای پیشگرمایش خوراک تا دمای ۱۱۰ درجه سانتیگراد میزان ۱۲۵۸۷۲۵۵ کیلو ژول بر ساعت انرژی

مورد نیاز است. مجددا این مقدار را با انرژی جریان بخار بالاسری ($E_{Overhead}$) مقایسه و چنانچه شرط $E_{Overhead} >> Q_{Preheat}$ برقرار باشد بدین معناست که می توان با استفاده از بخار بالاسری برج T-۵۰۰۱ دمای خوراک را از ۶۵ درجه سانتیگراد تا ۱۱۰ درجه سانتیگراد افزایش داد.

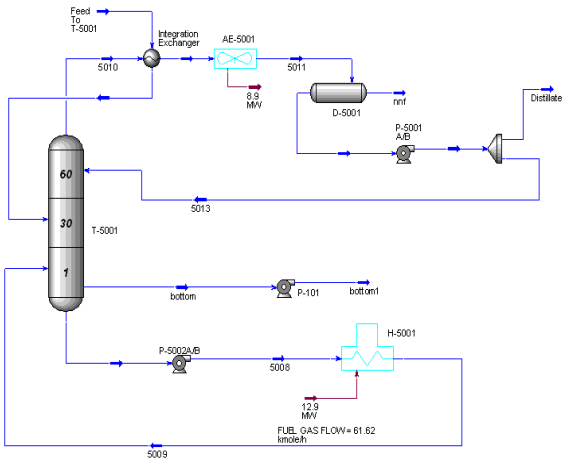
$$E_{overhead} = C_p\ (kj/kg\text{-}C) \times Mass\ Flow\ (kg/h) \times T\ (C)$$
$$E_{overhead} = 1.675 \times 111137 \times 110 = 20476992.25\ kj/h$$

and

$$Q_{Preheat} = \Delta E = 27266712 - 14679457 = 12587255\ kj/h$$

با مقایسه دو مقدار فوق می توان گفت که جریان بخار بالاسری قادر است که دمای جریان خوراک را تا ۱۱۰ درجه سانتیگراد افزایش دهد. در ادامه براساس نتایج حاصل از آنالیز انرژی سناریوئی جهت استفاده از بخار بالاسری برج T-۵۰۰۱ ارائه و با استفاده از نرم افزار تجاری Aspen HYSYS در فرآیند نهادینه خواهد شد، تا به این ترتیب میزان کاهش انرژی مصرفی در ریبویلر H-۵۰۰۱ از نرم افزار استخراج و براساس آن دبی سوخت گازی را در حالت جدید ($Fuel\ Gas_{optimom}$) محاسبه نمائیم.

سناریو ارائه شده به این ترتیب است که قبل از اینکه بخار بالاسری برج T-۵۰۰۱ وارد فن هوائی AE-۵۰۰۱ شود، در یک مبدل گرمائی (Integration Exchanger) با خوراک تبادل حرارت نماید (شکل۲). در اثر این تبادل گرما که امکان سنجی آن قبلا در همین پروژه بررسی شده است، دمای جریان خوراک از ۶۵ درجه سانتیگراد به ۱۱۰ درجه سانتیگراد افزایش خواهد یافت.



شکل (۲): شماتیک بهینه سازی برج دهپتانایزر

۵- نتیجه گیری

در این پروژه کاهش مصرف سوخت گازی با استفاده از فناوری پینچ حرارتی مورد مطالعه قرار گرفت. برج هپتانزدائی واحد BT Fraction پتروشیمی بوعلی بعنوان مطالعه موردی انتخاب و تجیه و تحلیل شد. ریبویلر این برج کوره H-۵۰۰۱ می باشد که بوسیله حجم عظیمی از سوخت گازی گرمای مورد نیاز خود را تامین می نماید. ابتدا با استفاده از محاسبه تغییرات آنتالپی (ΔH) میزان انرژی مورد نیاز این کوره ($E_{H\text{-}5001}$) را برحسب kj/h وMW محاسبه نموده و با استفاده از رابطه بین $E_{H\text{-}5001}$ و LHV سوخت گازی مصرفی، میزان سوخت گازی تزریقی به کوره H-۵۰۰۱ مشخص گردید مصرف برق در کولر هوایی،کاهش ۴۵٪ مصرف سوخت در کوره،کاهش مبدل های گرمایی و در نهایت کاهش ۵۸٪ تولید گازهای آلاینده که در تخریب محیط زیست نقش مهمی را ایفا می کنند،اشاره نمود.

در ادامه با توجه به اینکه وظیفه کوره H-۵۰۰۱ تامین گرمای مورد نیاز برای جداسازی آروماتیک ها می باشد، افزایش دمای داخلی برج بعنوان راهی جهت کاهش بار حرارتی ریبویلر H-۵۰۰۱ پیشنهاد شده و با استفاده از آنالیز انرژی امکان پذیر بودن ان بررسی گردید. راه حل اول پیشگرمایش خوراک بوسیله محصول تحتانی(C_8^+ Aro) برج T-۵۰۰۱ بود، جهت بررسی این راه حل، ابتدا انرژی جریان محصول C_8^+ Aro با استفاده از رابطه ($E= mC_pT$) محاسبه و با میزان انرژی مورد نیاز جهت پیشگرمایش ($Q_{Preheat}$) خوراک از دمای فعلی ۶۵ درجه سانتیگراد تا دمای $T_{preheat}$ =100 C مقایسه گردید، با توجه به اینکه، در این حالت $H_{Bottom} << E_{Preheat}$ بود لذا نمی توان از جریان C_8^+ Aro جهت افزایش دمای خوراک تا ۱۰۰ درجه سانتیگراد استفاده نمود. بعنوان راه حل دوم پیشگرمایش خوراک با استفاده از جریان بخار بالاسری (Overhead Vap) برج T-۵۰۰۱ پیشنهاد شد. این راه حل ریشه در استفاده از فناوری پینچ و انتگراسیون انرژی دارد زیرا این پیشنهاد منجر به تنیدگی فرآیند در بخش بالائی برج T-۵۰۰۱ خواهد شد. مجددا جهت استعلام استفاده از جریان بخار بالاسری همانند جریان C_8^+ Aro، میزان انرژی مورد نیاز($Q_{Preheat}$) برای پیشگرمایش خوراک تا دمای $T_{preheat}$ =100 C محاسبه گردید. نتایج محاسبات در این حالت مثبت بوده و مشخص شد که $E_{Overhead} >> Q_{Preheat}$ می باشد. سپس با توجه به اینکه در دمای $T_{preheat}$ =100 C ، $E_{Overhead}$ =2.133 $Q_{Preheat}$ می باشد، لذا می توان نتیجه گرفت که بخار بالاسری انرژی کافی جهت پیشگرمایش خوراک تا دمای بالاتری را دارد. بیشینه دمای پیشگرمایش بوسیله جریان بخار بالاسری برج T-۵۰۰۱زمانی رخ می دهد که، $T_{preheat}=T_{overhead}$=110 C برقرار باشد. برای این حالت نیز مجددا محاسبات انرژی تکرار و نتیجه حاکی از $E_{Overhead}$ = 1.63 $Q_{Preheat}$ بود. در نتیجه می توان با استفاده از بخار بالاسری برج T-۵۰۰۱، دمای خوراک را تا ۱۱۰ درجه سانتیگراد پیشگرم نمود که در اینصورت در پی افزایش دمای داخلی برج تقطیر، شاهد کاهش قابل توجه مصرف سوخت گازی در ریبویلر H-۵۰۰۱ خواهیم بود (البته مقدار دقیق کاهش مصرف سوخت گازی را فقط از شبیه سازی می توان بدست آورد که این موضوع بطور مفصل بوسیله طراحی فرآیند در محیط نرم افزار تجاری Aspen HYSYS مورد تحلیل قرار خواهد گرفت). در نهایت براساس آنالیز انرژی می توان گفت که بکارگیری فناوری های جدیدی نظیر پینچ حرارتی، انتگراسیون انرژی یا انتگراسیون حرارتی که همگی از زیر مجموعه های انتگراسیون فرآیند می باشند، می توان به بهینه سازی ریبویلر، کوره و

در نهایت برج های تقطیر بعنوان یکی از پر مصرفترین منابع انرژی دست یافت.

۶- مراجع

[۱] Documents Of BUALI SINA Petrochemical Company ,C7/C8 Splitter Unit, Document NO , 03-711-600-6.1

[۲] Engin T, Ari V. Energy auditing and recovery for dry type cement rotary kiln systems: a case study. Energy Convers Manage 2013;46:551–62.

[۳] Lowes TM, Bezant KW. Energy management in the UK cement industry. Appl. Sci.. In: Sirchis J, editor. Energy efficiency in the cement industry. London, England: Elsevier; 2013

[۴] G. Kabir, A.I. Abubakar, U.A. El-Nafaty, Energy audit and conservation opportunities for pyroprocessing unit of a typical dry process cement plant, Energy 35 (2013) 1237–1243

[۵]] Liu F, Ross M, Wang S. Energy efficiency in China's cement industry. Energy 2012;20(7):669–81.

[۶] P. A. Aslop, H. Chen, A. L. Chin-Fatt, A. J. Jackura, M. I. McCabe, H. H. Tseng. Cement Plant Operations handbook for Dry Process Plants, Tradeships publications Ltd, 2012

[۷] Peray KE. Cement manufacturers hand book. New York: Chemical Publishing Company Inc.; 2013.

[۸] P. Saneipoor, G.F. Naterer, I. Dincer, Heat recovery from a cement plant with a Marnoch Heat Engine, Applied Thermal Engineering 31 (2011) 1734-174340, edited by D. D., Eley, H., Pines, and W. O., Haag, Burlington, Mass, Academic press. 2013.

[۹] Ziya Sgüt, Zuhal Oktay, Hikmet Karakoç, Mathematical modeling of heat recovery from a rotary kiln, Applied Thermal Engineering 30 (2012) 817–825.