

روش واحد برای بهبود کارایی مصرف انرژی حرارتی: کاربرد به فرایند کرافت

چکیده:

یک روش واحد را که می توان برای شناسایی اثرات متقابل بین سیستم ها و فرایند و نیز اثر آن ها بر اجرای روش های بهبود کارایی مصرف انرژی مورد استفاده قرار داده در این جا ارایه شده است. این خود سیستم های بخار و آب را برای تحلیل فرایند و فرموله سازی روش های بهبود انرژی در نظر می گیرد. این سیستم به کارخانه کرافت در شرق کانادا اعمال شده است. این روش متشکل از 5 مرحله است: تعریف و بررسی فرایند مورد پایه، پیش معیار بندی، تحلیل اثرات متقابل سیستم، راهبرد اجرا و پس معیار بندی. شبیه سازی منوط بر سیستم های آب و انرژی در ابتدا انجام شده و به عنوان پایه و اساس تحلیل استفاده می شود. پیش معیار بندی نشان دهنده کارایی مصرف انرژی فرایند توسط سه روش است: شاخص های مقدار انرژی و اکسرژ، مقایسه با عملیات صنعتی فعلی و ایجاد اهدافی برای حداقل نیاز های آب و انرژی که با روش های ترمال پینچ و واتر پینچ تعیین می شود. اثرات متقابل سیستم ها برای توسعه روش های مکمل کارایی مصرف انرژی با استفاده از چندین روش بهبود انرژی تجزیه تحلیل می شوند. کاربرد این روش واحد منجر به ایجاد یک فرایند ایمن از نظر محیط زیستی می شود که نیازی به سوخت های فسیلی برای تولید بخار نداشته و با تولید الکتریسیته سبز از بیوماس، درآمد زایی می کند. در مطالعه موردی ارایه شده در این جا، تولید انرژی بسیار زیادی پیشنهاد شده است (26.6 درصد کاهش نیاز بخار و 33.6 درصد کاهش مصرف آب شیرین).

لغات کلیدی: انرژی، آب، اکسرژی، تحلیل پینچ، تلفیق، فرایند کرافت.

1. مقدمه

بهبود کارایی انرژی مصرف فرایند ها، از اهمیت بالایی برای صنایع تولید مواد شیمیایی که نیاز به انرژی بالایی دارند و هنوز هم متکی به سوخت های فسیلی پر هزینه است می باشد. جهانی شدن بازار ها موجب شده است تا صنایع همه ی هزینه های خود را کاهش دهد از جمله هزینه های انرژی و این کاهش هزینه بدون کاهش

کیفیت محصول نهایی اتفاق افتاده است. اسفاده از برنامه های کاهش انرژی برای این که صنایع تولیدی در کشور های صنعتی به صورت رقابتی باقی بمانند اهمیت زیادی دارد. افزایش آگاهی از اهمیت کارایی مصرف انرژی در زمینه ی پایداری زیست محیطی نیز موجب شده است تا دولت ها از یک سری برنامه ها و محرک ها در پشتیبانی از بهبود انرژی در بخش تولید و بخش های دیگر استفاده کند. صنعت همچنین اقدام به توسعه ی روش ها و فناوری هایی کرده تا بتواند فرایند شیمیایی را بهبود بخشد. این روش ها عمدتاً متکی بر فنون بهبود دهنده ی انرژی و نیز بخش های فراوری خاک بدون توجه به اثرات متقابل بین سیستم های اب و بخار و نیز عملیات واحد ها می باشند. کاربرد تک تک روش ها منجر به کاهش مصرف انرژی کارخانه شده است با این حال هنوز به پتانسیل کاهش مصرف انرژی کامل خود نرسیده است.

یک گام اولیه برای تجزیه تحلیل فرایند که اغلب نادیده گرفته شده است تعریف مورد پایه می باشد. مورد پایه شامل ایجاد نمودار های سیستم های فراوری و اب و بخار و تعادل بین اب و بخار می باشد. ساخت شبیه سازی کامپیوتری که معرف فرایند کامل است برای مطالعه ی انرژی از اهمیت بالایی برخوردار است (پاریس 2000). شبیه سازی منبع اصلی داده ها بوده و برای ارزیابی اثرات تغییرات در فرایند صورت می گیرد. ارزیابی بخش های فراوری یا واحد ها از طریق معیار بندی صورت می گیرد (تاوور و ترنر 1998، فرانسویس و همکاران 2006). معیار بندی معمولاً شامل مقایسه ی فرایند ویژه با عملیات صنعتی است با این حال نتایج این آنالیز اطلاعاتی در خصوص شیوه های بهبود فرایند یا فراوری به ما نمی دهد. پاریس 2000 یک روش سیستماتیک را برای اجرای روش های استفاده ی مجدد از اب ارائه کرد که می توان ان ها را برای بهبود کارایی مصرف انرژی توسعه داد. این روش متشکل از 3 مرحله ی زیر است: نگه داری مناسب، عملیات مهندسی مناسب و بهینه سازی پیشرفته ی انرژی. روش های بهبود ابزولاسیون لوله، کاهش نشت و استفاده از روش های دیگر بایستی در دستور کار قرار بگیرد. بهینه سازی شرایط عملیاتی و سیستم های کنترل بایستی قبل از استفاده از روش های بهبود دهنده ی انرژی انجام شوند.

فنون بهبود کارایی مصرف انرژی که به کرات استفاده می شوند شامل بازیابی حرارت داخلی، استفاده ی مجدد از اب و ارتقا و تبدیل انرژی می باشد. به همین منظور روش های پایه نظیر تحلیل پینچ، واتر پنچ و تحلیل اکسرژی توسعه یافتند. هدف تحلیل پینچ افزایش تبادل حرارتی فرایند به فرایند با طراحی شبکه ی مبدل حرارتی بازیابی بهینه می باشد. این شبکه برای اولین با موفقیت به مکان های صنعتی پیچیده نظیر پالایشگاه های نفت استفاده شد. این روش از فنون مکمل نظیر تبدیل و ارتقا انرژی استفاده می کند. واتر پینچ (الهوگی و منوسیوتسکی 1989، وانگ و اسمیت 1994، دوهل 1998). یک نسخه ای از تحلیل پینچ می باشد. اما این نسخه از حیث استفاده ی مجدد از اب در نظر گرفته می شود هدف ان بیشینه سازی استفاده ی مجدد بخار اب درون فرایند و یا تعیین روش های بازتولید اب می باشد.

اکسرژی شاخص اندازه گیری کیفیت و کمیت انرژی موجود در تبدیلات درون یک سیستم و انتقالات در مرز ان سیستم می باشد. تخریب داخلی اکسرژی ارتباط تنگاتنگی با تبدیلات برگشت ناپذیری دارد که در سیستم اتفاق می افتد و نمونه هایی در این زمینه شامل تخریب اکسرژی ناشی از انتقال حرارت در مبدل های حرارتی و توسعه ی ادیابیتیک بخار در یک درپچه یا شیر است. بنابراین اکسرژی شاخص ناکارآمدی یک فرایند است. تحلیل اکسرژی رویکرد مبتنی بر اصل تخریب اکسرژیک مورد استفاده برای تحلیل عملکرد عملیات خاص و یا شناسایی موانع یک فرایند می باشد (کوتاس 1985، سارکوت و موریس 1988). هدف اصلی ارائه ی یک روش های بهبود کارایی مصرف انرژی است طوری که بتوانند اکسرژی تخریب شده توسط عملیات فرایند را به حداقل برسانند. کارایی اکسرژتیک اصطلاحی است که معمولا تفاسیر متعددی دارد و ممکن است منجر به نتایج متفاوتی نیز شود بعلاوه مفهوم اکسرژی ارتباطی با عملیات مهندسی در مقایسه با دیگر کمیت های مشابه نظیر انتالپی و غلظت ندارد. در حقیقت تحلیل های ترمال پینچ، واتر پینچ و اکسرژی مکمل یکدیگر هستند و بایستی بخشی از یک روش واحد برای بهبود کارایی مصرف انرژی باشند. ان ها را بایستی برای تحلیل مقاطع و بخش های خاص یک فرایند ترکیب کرد. ساتین و فاوواد 1996 استفاده از محنی های کامپوزیت اکسرژی را برای بهینه سازی انرژی یک فرایند در طول تحلیل چرخه ی حیات پیشنهاد کردند. در این نمونه اکسرژی تخریب شده در مبدل

حرارتی به طور گرافیکی به صورت تابعی از دما ترسیم می شود و از این رو برای تعیین یک کارایی واقع گرایانه ستزگار با شرایط مبادله ی حرارتی استفاده می شود. همچنین این روش برای کمی سازی اکسرژی تخریب شده در تولید و بهره برداری از سیستم که توسط (Brown et al. 2005) و Mateos-Espejel et al. (2007) نشان داده شده است استفاده می شوند. سورین و پاریس 1999 اقدام به تلفیق تحلیل پینچ و اکسرژی برای بهبود شرایط عملکردی فرایند و بازیابی HEN کردند. ان ها مفهوم اکسرژی ترانزیت (سورین و همکاران 1998) را در محاسبه ی کارایی اکسرژتیک تلفیق کردند. مارشال و فاورات 2005 استفاده ی ترکیبی از روش های انتگراسیون فرایند و تحلیل اکسرژی را برای تحلیل انالیز اجرای سیستم های بخار و اب در فرایند های صنعتی اثبات کردند. لینهوف و الانیس 1991 از تحلیل پینچ و گاگولی و همکاران 1991 از تحلیل اکسرژی به طور جداگانه در یک مطالعه ی موردی استفاده کردند. نتایج ان ها تنها نشان دهنده ی بخش هایی از روش های مورد استفاده بود. تحلیل اکسرژی به شناسایی عملیاتی با عملکرد ضعیف و تحلیل پینچ ناکارآمدی انتقال حرارت و یا کمبود بازیابی حرارت داخلی را نشان می دهد.

اثرات متقابل بین انرژی و اب مطالعه شده است. سالوسکو و همکاران 2005 روشی را برای کاهش مصرف اب و بخار در شبکه های اب با استفاده از نمودار دو بعدی پیشنهاد کردند. این نمودار دما و غلظت الاپنده ها را برای ایجاد روش های مکمل جهت بازیابی حرارت داخلی و استفاده ی مجدد اب تلفیق می کند. لونگتاوایت و کیم 2008 روش ارائه شده توسط سالوسکو و همکاران را برای در نظر گرفتن چندین الاپنده و بهینه سازی ریاضی توسعه دادند. شاکرمن و همکاران 2000 از تحلیل پینچ و واتر پینچ به طور متوالی ولی بدون تجزیه تحلیل اثرات راهبرد های استفاده ی مجدد اب بر روی بخش حرارتی فرایند استفاده کردند. سالوسکو و الواز اراگز 2008 روشی را برای استفاده ی مناسب از ترکیب غیر ایزوترمال برای بازیابی حرارت داخلی، کاهش حرارت بخار در سیستم های اب و بخار پیشنهاد کردند. در رابطه با مطالعات اب و اکسرژی اسلمن و همکاران 1996 از کارایی اکسرژتیک برای انتخاب تجهیزات مناسب جهت بازتولید اب بهره بردند.

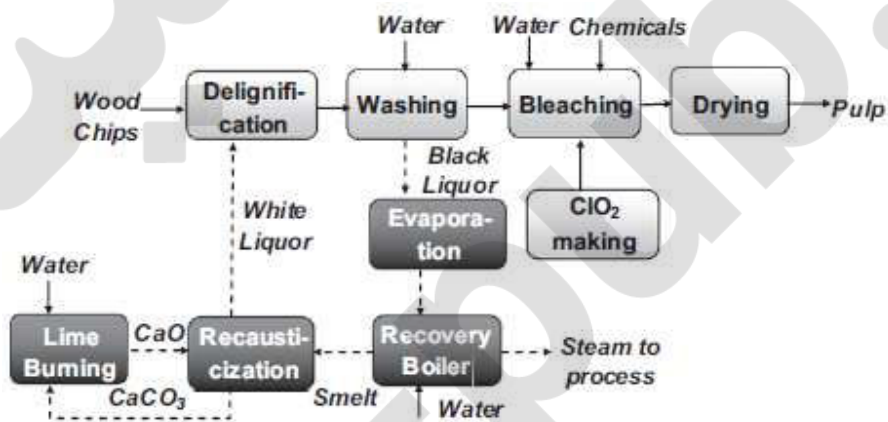
ارتقای انرژی با ابزار های خارجی نظیر پمپ های جذب حرارتی صورت می گیرد. پمپ های جذب حرارتی یک فناوری انرژی محور است که گرمای با دمای پایی را از طریق بهره گیری از اثر فشار بر روی یک سیکل جذب- دفع ارتقا می بخشد (زیگلر و ریسچ 1993). آن ها موجب کاهش نیاز های گرمایشی و سرمایشی می شوند و این در صورتی است که قوانین پینچ در نظر گرفته شود (بختیاری و همکاران 2007). پمپ های جذب حرارتی همراه با تحلیل پینچ برای افزایش ذخیره و صرفه جویی انرژی از طریق برنامه ی کاهش انرژی استفاده شده است. یک روش واحد برای بهبود کارایی مصرف انرژی فرایند در فرایندهای جهانی توسعه یافته و در این جا برای شما ارائه می شود. تعریف و بررسی و نیز تحلیل معیار مورد پایه ی فرایند نیز در سیستم بخار و آب بررسی شده است. چندین روش بهبود کارایی مصرف انرژی با هم ترکیب شده و اثرات آن ها بر روی سیستم فراوری شناسایی و در نظر گرفته شده است. شاخص های انرژی، آب و اکسرژی برای ارزیابی میزان پیشرفت و بهبود تجمعی استفاده شده است. یک راهبرد اجرایی با در نظر گرفتن محدودیت های فنی و اقتصادی پیشنهاد شده است. این روش توسط یک مطالعه ی موردی بر اساس فرایند تولید خمیر کرافت در شرق کانادا تشریح می شود که اثرات متقابل قوی بین سیستم های بخار آب در آن وجود دارد.

2- مفهوم

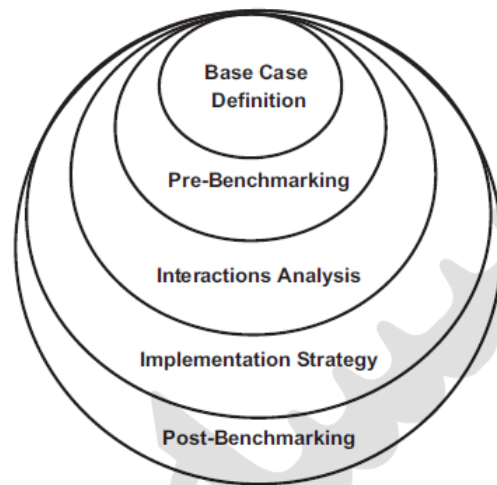
صنعت خمیر و کاغذ در کانادا، بخشی است که بیشترین میزان انرژی را مصرف می کند طوری که مصرف انرژی صنعتی کل به 25 درصد می رسد. اگرچه، 60 درصد نیاز انرژی آن از بیوماس یا محصولات فرعی فرایند، تامین می شود، مصرف سوخت های فسیلی در آن، یک مسئله حل نشدنی باقی مانده است. فرایند تحلیل شده در این مطالعه، یک کارخانه کرافت دایر در شرق کانادا می باشد که مدل اسمی آن در مطالعه قبلی، تعریف و شبیه سازی شده است (36). این کارخانه دارای میزان تولید $adt/d 700$ (تن هوای خشک) خمیر با گرید بالا می باشد.

خمیر کرافت، یک فرایند تولید است که در این فرایند تراشه های چوب به خمیر کاغذ و مواد میانی حاصله که از آن طیف وسیعی از کاغذ ها تولید می شود تبدیل می شوند (37). طرح شماتیک ساده از فرایند کرافت در شکل

1 ارایه شده است. پایه و اساس فرایند، یک مرحله چوب زدایی شیمیایی انجام شده در یک دستگاه دایجستر می باشد که در آن تک تک فیبر های سلولزی جدا شده و تشکیل خمیر می دهند. معرف چوب زدایی (مایع سفید)، ترکیبی از هیدروکسید سدیم و سولفید سدیم است. بعد از چوب زدایی، فیبر ها یا الیاف شسته شده و رنگ بری می شوند. خصوصیت کلیدی فرایند این است که مایع چوب زدایی، مایع سیاه، که از الیاف در مرحله شست و شو جدا می شود، تغلیظ شده و در دیگ های ریکاوری برای تولید بخار سوزانده می شود. مواد شیمیایی غیر آلی تشکیل کربنات سدیم و سولفید سدیم می دهند که در انتهای دیگ های ریکاوری جمع می شوند. این ماده حل شده، تشکیل یک مایع سبزی می کنند که با آهک واکنش داده و تشکیل کلین آهک برای باز تولید مایع سفید می دهد. کارایی انرژی فرایند کرافت منوط به مدیریت مناسب بخار و آب است. آب برای رقیق سازی، خنک سازی، تولید بخار و شست و شو استفاده می شود. بخار در چوب زدایی شیمیایی، تغلیظ مایع سیاه و بخش های خشک سازی خمیر و حرارت دهی آب کارخانه استفاده می شود.



شکل 1: نمودار ساده از فرایند کرافت



شکل 2: روش واحد

3. روش واحد

نمودار واحد رایج که در طراحی فرایند استفاده شده است طوری تغییر داده که نشان دهنده ی یک روش واحد باشد این روش دارای دو هدف اصلی است:

- تعریف و تحلیل واحد از مورد پایه
- توسعه ی روش های بهبود مصرف انرژی که اثرات متقابل سیستم های فراروری و بخار اب و نیز محدودیت های فنی و اقتصادی را در نظر می گیرد.

این روش متشکل از 5 مرحله است که در شکل 2 نشان داده شده است حلقه ی داخلی نشان دهنده ی تعریف مورد پایه است. یک شبیه سازی کامپیوتری متمرکز بر سیستم های انرژی در این مرحله توسعه یافته است دومین حلقه نشان دهنده ی تحلیل پیش معیار است. مورد پایه با مقایسه ی کارایی عملیات فعلی صنعت و نیز کاربرد شاخص های محتوی انرژی و اکسرژی ارزیابی می شود. حداقل نیاز اب و انرژی فرایند در این مرحله تعیین می شود. سومین حلقه پایه و اساس روش ما می باشد و نشان دهنده ی فرمولاسیون روش های مختلف بهبود انرژی از نظر فنی است. چندین روش برای بهبود عملکرد انرژی یک فرایند وجود دارد: بازیابی حرارت داخلی، استفاده ی مجدد از اب، بازگشت میعانات، ارتقای انرژی، تبدیل انرژی و حذف ترکیب غیر ایزوترمال. همه ی این ها را می

توان به سیستم های انرژی خاص در رابطه با کارایی فرایند جانبی (تولید بخار و توزیع، شبکه های اب داغ و سرد، منابع و مخازن حرارتی فرایند) به کار برد. چون این سیستم ها به هم پیوسته می باشند اقدامات انجام شده برای یکی می تواند بر دیگری تاثیر بگذارد. همه ی این اثرات می توانند مثبت یا منفی باشند. یک روش گام به گام سیستماتیک برای اطمینان از استفاده از هم افزایی و اجتناب از اثرات منفی مورد نظر واقع شده است. سپس مطلوب ترین نتایج شناسایی و حفظ شده است. حلقه ی چهارم راهبرد اجرا است یک راهبرد 3 مرحله ای برای مورد پایه ی خاص در زمینه ی طرح راهبردی مدیریت ارائه شده است: حذف سوخت فسیلی، آزاد سازی بخار و تولید برق. حلقه ی پنجم پس معیار بندی است که برای کمی سازی بهبود کارایی مصرف انرژی استفاده می شود. نمودار دقیق روش واحد که نشان دهنده ی تک تک گام های مرحله است در شکل 3 دیده می شود.

3.1 مرحله 1: مورد پایه

ایجاد یک مدل متمرکز مطمئن و معرف از یک فرایند عملیاتی، پیشنهاد به بهبود عملکرد و کارایی مصرف انرژی است. این مدل که اشاره به همان مدل مورد پایه دارد معرف یک وضعیت ثابت تر همه ی واحد های فراوری استیک رویکرد چهار گوشه ای (شکل 3) برای تعریف شرایط ظاهری مورد پایه استفاده شده است: جمع اوری داده، تجزیه تحلیل نمودار، تحلیل سیستم شبیه سازی. جزئیات هر گام را می توان در مقاله ی ماتئوس اسپزل 2009 مشاهده کرد که در زیر خلاصه شده است.

جمع اوری داده: داده های جمع اوری شده بایستی معرف عملکرد حرارتی و ابی فرایند در بلند مدت (مصرف اب و بخار در یک سال) باشد. منابع این اطلاعات شامل سیستم های جمع اوری داده ها، و نمودار های فرایند و یا داده های بایگانی شده می باشد. در صورت لزوم بایستی اندازه گیری های آنلاین نیز انجام شود. تفاوت بین داده های تولید بخار و مصرف بخار و تولید و مصرف اب بایستی به دقت بررسی شود تا خطا های احتمالی شناسایی شود.

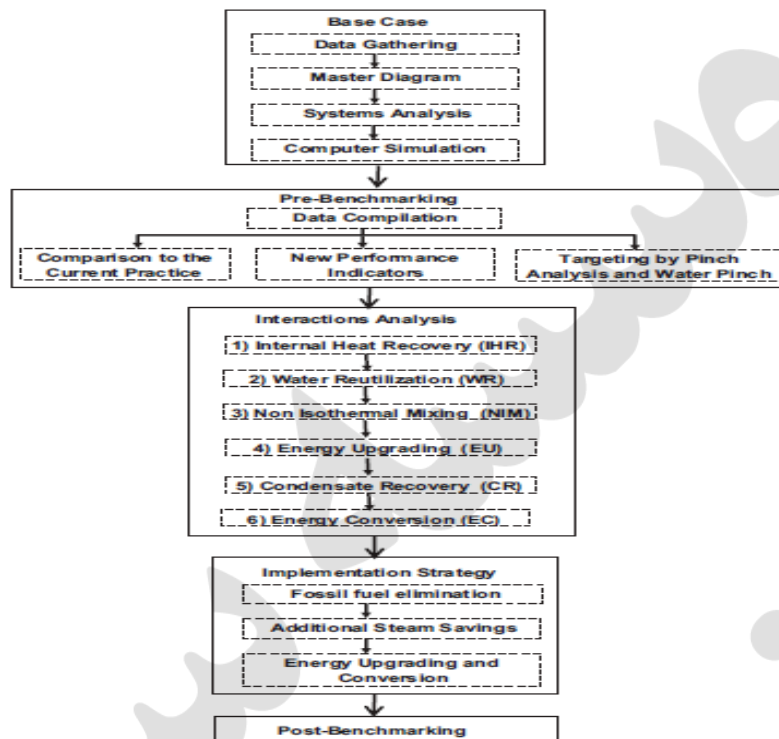
دیاگرام مستر: دیاگرام مستر با داده های استخراج شده از PID ایجاد می شود. سیستم های اب و بخار به همه ی جریانات مهم فراوری بایستی شناسایی شود. این نمودار را می توان برای شناسایی مدل های فرایند جهت شبیه سازی معرف کامپیوتری شناسایی کرد.

تحلیل سیستم ها: نمودار جریان دقیق شبکه های اب و بخار از دیاگرام مستر استخراج می شود ان ها دارای همه ی پارامتر های جریان کلیدی (سرعت جریان دما و فشار) می باشند. ان ها همچنین نشان دهنده ی گره های تولید حرارت (سوخت کارایی دیگ، فشار زدایی بخار با استفاده از دریچه ها و توربین های آزاد سازی بخار) و پیکر بندی های فرایند که بر کارایی مصرف انرژی تاثیر می گذارند می باشد: که شامل گرمایش مستقیم و غیر مستقیم، درصد ریکاوری میعانات، استفاده از اب تازه بدون پیش حرارت دهی هستند.

شبیه سازی کامپیوتری: فرایند کامل در یک دیدگاه انرژی و اب محور برای تایید مطالعات مساحت متقابل بین سیستم های مختلف و ارزیابی روش بهبود مصرف و کارایی انرژی شبیه سازی می شود. در نتیجه تعادل انرژی و وزن و توزیع ترکیبات درون فرایند به دست می آید. نقاط شروع برای شبیه سازی جریان شامل نمودار مستر و سیستم های بخار و اب می باشد. سطح جزئیات مورد نیاز برای توصیف بخش های فراوری بستگی به اثرات بالقوه ی ان ها بر مصرف انرژی جهان دارد.

3.2 مرحله 2: پیش معیار بندی. هدف پیش معیار بندی مورد پایه شناسایی ناکارایی های فرایند و ایجاد رهنمود هایی برای توسعه ی روش های بهبود کارایی مصرف می باشد. در نهایت این مرحله امکان برآورد میزان ذخیره ی انرژی از طریق روش های شناسایی شده وجود دارد و اثرات متقابل و این کار در مرحله ی تحلیل اثرات متقابل قرار می گیرد روش ها به شناسایی موارد زیر کمک زیادی می کند:

- عملکرد واحد با عملکرد ضعیف
- حداکثر مصرف مجدد اب و بازیابی انرژی
- افزایش کارایی تولید و مصرف انرژی



شکل 3: روش واحد با جزئیات دقیق

روش پیش نیاز بندی برای 4 مرحله است: جمع اوری داده ها، مقایسه با عملیات فعای، محاسبه ی شاخص های عملکرد، هدف یابی توسط تحلیل پینچ و واتر پینچ. جزئیات بیشتر در این رابطه را می توان در مانتوس و اسپجل 2009 یافت.

گرد اوری داده ها: همه ی داده های مورد نیاز برای انجام پیش معیار بندی و پشتیبانی از تحلیل های پیشرفته ی اب و بخار شناسایی می شوند. این کار در دو مرحله انجام می شود در ابتدا همه ی منابع و مخازن برای گرما و اب شناسایی می شوند سپس دمای اولیه و هدف و بار های اولیه برای جریان های موجود در تحلیل حرارتی جمع اوری می شود. به طور مشابه غلظت الاینده ها در منابع اب و حداکثر غلظت الاینده ها در مخازن اب برای تجزیه تحلیل جمع اوری می شود. برای تحلیل های حرارتی بار حرارتی مورد نیاز و درجه حرارت های تحویل بخار تعریف می شود. واحد های مصرف بخار و جریان های دخیل در روش های بازیابی حرارت داخلی شناسایی می شوند. بنابراین جریانات دخیل در نقاط ترکیب غیر ایزوترمال از جمله تزریق مستقیم بخار بررسی می شوند.

این روش این اطمینان را به ما می دهد که همه ی جزیانات موثر بر بیلان حرارتی فرایند در نظر گرفته شده است. برای تحلیل اب همه ی واحد های مصرف اب شیرین و جزیانات دخیل در استفاده ی مجدد از اب شناسایی می شوند. حداکثر غلظت الاینده های سازگار با عملیات واحد های مبتنی بر اب با روش فو و همکاران 2006 تعیین می شوند. الاینده ها اجزا و مولفه هایی هستند که بر عملکرد فرایند و کیفیت محصول تاثیر بسزایی می گذارد.

مقایسه با عملیات فعلی: بخش های ناکارآمد فرایند با عملیات صنعتی فعلی تعیین می شود. شاخص های کلیدی عملکردی یا کارایی (KPI) که متغیر ها یا خصوصیات خاص یک فرایند را به هم مرتبط می کنند برای این منظور استفاده می شوند برای مثال مصارف اب و بخار کل فرایند یا بخش هایی از فرایند به واحد تولید نرمالیزه می شوند. تولید انرژی حرارتی نیز به عنوان یک شاخص کارایی فرایند های تبدیل انرژی استفاده می شود. بخش های فرایند ناکارآمد که در ان بیشترین اصلاح و بهبود را می توانم انجام داد در این مرحله شناسایی می شوند.

شاخص های عملکردی جدید: شاخص های عملکرد برای کمی سازی میزان ذخیره ی انرژی که با استفاده از روش های بهبود انرژی صورت می گیرد می باشد. این روش ها شامل متغیر های فرایند هستند که منعکس کننده ی ناکارایی های حرارتی کل یعنی مقدار انرژی و اکسرژی فاضلاب و گاز های دیگ می باشند. نمودار های سانکی در خصوص بیلان یا تعادل انرژی برای کمی سازی انرژی تخریب شده و از بین رفته در تولید و مصرف بخار ایجاد می شوند پتانسیل بازیابی حرارت داخلی، ارتقا انرژی و تولید برق برآورد می شود. اکسرژی به عنوان شاخص اندازه گیری ناکارایی های فرایند استفاده می شود شاخص های مورد استفاده در این کار در جدول 1 تعریف شده است.

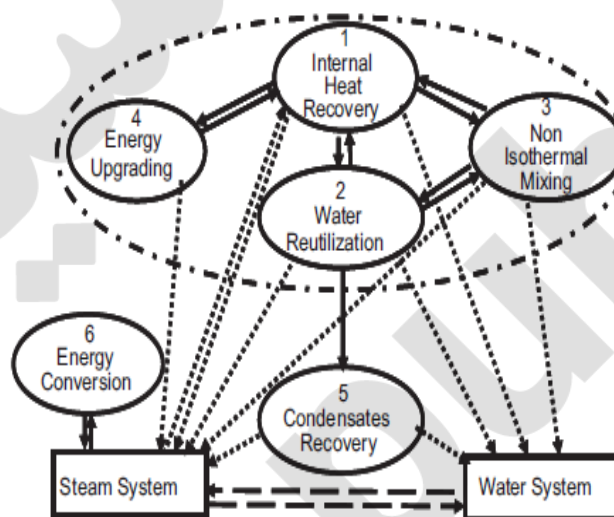
شاخص های انرژی: مقدار انرژی فاضلاب و گاز ها نشان دهنده ی میزان مصرف بخار مازاد توسط فرایند است دو شاخصی که مقدار انرژی فاضلاب و گاز دیگ یا بخار را به انرژی تعمیم شده به فرایند ارتباط می دهند تعریف می شوند. دیگر شاخص نشان دهنده ی نیاز انرژی کل برای حرارت دهی اب (ECW_{tot}) نیز استفاده می شود.

فضای اکسرژی: مقدار اکسرژی جریان حرارتی به صورت بار حرارتی ضربدر ضریب کارنوت (η_i): تعریف می شود. دمای محیط مورد استفاده معادل با شرایط زمستانه است که در این شرایط کارخانه واقع شده است (4 درجه) بازبایی حرارت داخلی استفاده می مجدد از فاضلاب ارتقای حرارت موجب کاهش میزان از دست رفت و تخریب انرژی می شود. انرژی تخریب شده بیانگر پتانسیل از دست رفت تبدیل انرژی (تولید برق) می باشد. تفاوت بین اکسرژی اعمال شده به فرایند برای تولید بخار و اکسرژی مورد استفاده توسط فرایند (ExProc) همان اکسرژی تخریب شده ناشی از تفضیل بین دمای سیستم های مورد بخار و دمای واقعی مورد نیاز توسط فرایند است. بنابراین شاخص (ExEC) که اکسرژی تخریب شده را به اکسرژی کل عرضه شده به فرایند (ESP) ارتباط می دهد، تعریف می شود. شاخص های اکسرژی برای حرارت دفع شده به صورت مقدار بین اکسرژی فاضلاب (ExCE) و گاز های دیگ (ExCFG) و اکسرژی مورد استفاده توسط فرایند (ExProc) تعریف شوند. مجموع ExCE و ExCE شاخص اندازه گیری میزان پتانسیل صرفه جویی و ذخیره ی بخار است که از طریق بازبایی حرارت داخلی حاصل می شود (ExCT). شاخصی که اکسرژی مورد استفاده را برای گرمادهی آب (ExCWTot) استفاده می شود تعریف خواهد شد.

هدف یابی: منحنی های کامپوزیت اب و برای تعیین حداقل نیاز انرژی به اب و نیز حداکثر پتانسیل ریکاوری حرارت داخلی و استفاده ی مجدد از اب ایجاد می شود.

جدول 1 شاخص های عملکرد انرژی

| Name | Definition |
|--|--|
| Energy rejected in effluents | $EC_E = mC_{p,i}(T_i - T_{E,treat})/E_{SP}$ (1a) |
| Energy rejected in flue gases | $EC_{FG} = mC_{p,i}(T_i - T_{SAC})/E_{SP}$ (1b) |
| Energy for water heating | $EC_{Wtot} = mC_{p,i}(T_i - T)/E_{SP}$ (2) |
| Exergy rejected in effluents and in flue gases | $ExC_E = mC_{p,i}(T_i - T_{E,treat})\eta_i/EX_{Proc}$ (3a) |
| | $ExC_{FG} = mC_{p,i}(T_i - T_{SAC})\eta_i/EX_{Proc}$ (3b) |
| Total exergy rejected | $ExC_T = ExC_E + ExC_{FG}$ (4) |
| Energy conversion | $ExC_{EC} = (EX_{destroyed})/EX_{SP}$ (5) |
| Exergy for water heating | $ExC_{Wtot} = EX_{Water}/EX_{Proc}$ (6) |



شکل 4: تحلیل اثرات متقابل. 6 روش مورد استفاده برای بهبود اثرات مصرف انرژی نشان داده شده است.

گام 1: بازیابی حرارت داخلی

نقطه ی آغاز روش فرایند پیکر بندی ان است دیاگرام پیکر بندی پینچ برای این ایپیکر بندی ساخته شده و شبکه ی مبدل حرارتی متناظر ان طراحی می شود که مشابه با روش های بازیابی حرارتی در کارخانه اجرا می شود، میزان نغزیات و تخطی ها از قانون پینچ نیز شناسایی می شود.

گام 2: استفاده ی مجدد از اب

تحلیل واتر پینچ برای شناسایی روش های بستن سیستم استفاده می شود این خود موجب کاهش مصرف بخار شده و برخی از نقاط ترکیب غیر ایزوترمال را حذف می کند بخار اب که مجددا در فرایند استفاده می شوند موجب تغییر دیاگرام پینچ می شوند نقض قوانین پینچ می تواند حذف شود با این حال به دلیل تغییرات در نقطه ی پینچ ممکن است مجددا ایجاد شوند. یک شبکه ی مبدل حرارتی جدید نیز بر اساس نمودار جدید پینچ طراحی می شود.

گام 3: حذف ترکیب ایزوترمال

برخی از نقاط ترکیب غیر ایزوترمال بعد از بسته شدن سیستم باقی می مانند. این نقاط را می توان با تجزیه تحلیل اکسرژی تخریب شده در هر نقطه و استفاده از روش های مناسب شناسایی کرد. برخی از این روش ها شامل جایگذاری حرارت ریکاوری داخلی با ترکیب جریان و اصلاح شبکه ی مبدل حرارتی است. از آن جا که این روش ها بر دیاگرام پینچ تاثیر می گذارند یک شبکه ی جدید ایجاد خواهد شد.

گام 4: ارتقای انرژی

استفاده از پمپ های حرارتی در فرایند می تواند یک روش بسیار مناسب برای کاهش نیاز های گرمایشی و سرمایشی باشد با این حال چون هزینه ی سرمایه گذاری بسیار بالاست بایستی بعد از بیشینه سازی بازیابی حرارت داخلی انجام شود. در استفاده از این ابزار ها بایستی نقطه ی پینچ در نظر گرفته شود. گرمای ارتقا داده شده بایستی از جریان داغ زیر نقطه ی پینچ حاصل شود و گیرنده ی حرارتی بایستی یک جریان سرد بالای آن باشد. سیکل یا چرخه ی جذب و دفع با جریان داغ بالاتر از نقطه ی پینچ و یا با استفاده از بخار تحیرک می شود (بختیاری و همکاران 2007). یک فاکتور محدود کننده افزایش دمای مورد نیاز مطابق با نیاز پمپ داخلی در بار های حرارتی و منابع و مخازن حرارت موجود است. بهترین گزینه برای اجرای یک AHP استفاده از منابع حرارتی گیرنده نزدیک به نقطه ی پینچ است. افزایش دما را می توان با ارایش مجدد HEN و تولید یک پیکر بندی جدید کاهش داد.

گام 5: بازیابی میعان بخار

بعد از این که میزان ذخیره ی بخار توسط روش های قبلی بیشینه سازی شد میعاناتی را که می توان بازیابی کرد و تزریقاتی را که می توان با مبدل های حرارتی جایگزین کرد شناسایی شد. این روش ها موجب کاهش مصرف بخار در هواگیر می شوند.

گام 6: تبدیل انرژی

تحلیل سیستم اب و بخار و فرایند ترکیبی برای تعدیل سطوح فشار بخار با پروفیل دمایی فرایند انجام می شود. هدف اصلی محاسبه ی اندازه و نوع توربین ها، توربین مورد نیاز برای مقدار بخار موجود در تولید برق است.

3.4 راهبرد اجرایی و پس معیاربندی

از آن جا که پیکر بندی فرایند موجود و شرایط عملیاتی از یک فرایند به فرایند دیگر متغیر است یک راهبرد اجرای برنامه های بهبود مصرف انرژی به شیوه ای سودمندان در هر مورد پیشنهاد می شود. ترتیب بهینه ی اجرا متفاوت از ترتیبی است که در آن اثرات متقابل سیستم تجزیه تحلیل شدند. عوامل اقتصادی در فرمولاسیون راهبرد غالب هستند.

زمان باز پرداخت به عنوان شاخص اقتصادی استفاده می شود:

$$PBT = I / [(R+S)-OC] \quad (7)$$

هزینه های سرمایه گذاری با روش های پیش مهندسی بر اساس هزینه ی CBM و ضرایب مربوطه به دست می آید. این هزینه های ماژول بر اساس نوع تجهیزات اندازه ی تجهیزات و مواد ساخت و ساز متغیر هستند. ماژول ها شامل همه ی هزینه های مستقیم و غیر مستقیم هستند. هزینه ی کل تجهیزات کمسیون و نصب شده با ضرب قیمت خرید در ضرایب آن که نشان دهنده ی شهم مولفه های هزینه می باشد به دست می آید.

- $CBM_{steel} = 3.18; CBM_{Ti} = 11.2$: بیر ماژول:

- $CTM = 1.18 \times CBM$: بیمه و دستمزد:

• هزینه های تجهیزات کمکی (قوه ی مکان، تسهیلات غیر مکانی) $CGR = 1.3 \times CTM$

تحلیل پس معیار بندی در انتهای پروژه ی بازیابی برای کمی سازی بهبود میزان کارایی مصرف انرژی انجام می شود. شاخص های عملکرد مجددا بعد از اجراء روش های بهبود مصرف انرژی محاسبه می شود.

4. مطالعه ی موردی

کارخانه ی کرافت مورد استفاده در این مطالعه دارای تولید متوسط adt/d 700 (تن هوای خشک) خمیر با گرید بالا می باشد. این بخشی از خوشه ی اقتصادی اکولوژیکی است که در آن علاوه بر تولید خمیر بخار به یک کارخانه ی چوب صادر می شود و پسماند های شهری تز شهر های مجاور نیز در محل کارخانه تصفیه می شود. بیوماس جنگل نیز به عنوان سوختی برای تولید بخار و حرارت منطقه استفاده می شود.

کارخانه از 8 دیگ هضم به طور موازی برای چوب زدایی شیمیایی و یک روش 5 مرحله ای رنگ بری که در این روش از معرف های رنگبری مختلف ($ClO_2, H_2O_2, NaOH$) در شرایط مختلف استفاده می شود بهره می برد. تغلیظ لیکور سیاه ضعیف (با غلظت جامدات 15 درصد) در 3 مرحله تعیین می شود. در ابتدا BL از یک مجموعه دیگ های پیش بخار (19 درصد مواد جامد) که با بخار بازیافت شده کار می کنند عبور کرده و سپس به دو رادیاتور موازی (با 55 درصد مواد جامد) با متمرکز کننده (70 درصد) که با بخار زنده کار می کنند انتقال داده می شود. خشکسالی در دو مرحله انجام می شود. در ابتدا خمیر از استوانه های دواری که در آن بخار تثبیت شده است عبور کرده و سپس هوای داغ برای پرداخت نهایی خمیر استفاده می شود. مدیریت کارخانه شامل برنامه ریزی برای جایگزیندیگ های بیوماس فعلی که قدیمی شده اند و دارای کارایی پایین می باشند با دیگ های جدید است. بعلاوه کارخانه، در حال مذاکره با یک شرکت تولید برق منطقه ای است تا واحد های دوگانه را برای تولید و فروش 35 مگاوات برق نصب کند. هدف پروژه ی بازیابی استفاده از طرح های فوق است.

4.1 مرحله 1: مورد پایه

4.1.1 جمع اوری داده

دو منبع اصلی برای اطلاعات موجود در این مطالعه وجود دارد. مقادیر اندازه و بایگانی شده ی برای سال های مختلف 2002 تا 2003 و 2005 برای بخار، 2006 برای اب و PID . اختلاف اندک 4 درصدی بسیار پایین بین داده های تولید بخار و مصرف بخار مشاهده شد. این اختلاف در دامنه ی تغییرات فرایند است. هزینه ی بالای بخار دلیل بر حفظ پایش خوب همه ی فرایندهایی که از بخار استفاده می کنند می باشد. همین روش به سیستم ابی که در آن تفاوت 31 درصدی بین مصرف و جذب اب وجود داشت استفاده شد. اختلاف زیاد می تواند ناشی از پایش ضعیف مصرف اب به دلیل هزینه ی پایین آن می باشد. با این حال مصرف اب ارتباط تنگاتنگی با مصرف بخار دارد که موجب شده است تا بخشی از صورت حساب انرژی ما شود.

4.1.2 دیاگرام مستر

شکل 5 شماتیکی از دیاگرام مستر فرایند را نشان می دهد که بیانگر تعداد PID های موجود می باشد که از این PID ها می توان هر بخش را تولید کرد. این فرایند تقسیم به 3 بخش اصلی بر اساس هدف مطالعه می شود. سیستم بخار سیستم اب و فرایند تولید خمیر و رودی های فرایند شامل تراشه های چوب اب مواد شیمیایی برای رنگبری، سوخت، فاضلاب شهری تصفیه شده توسط کارخانه می باشد. خروجی ها شامل خمیر سفید، بخار برای فروش به کارخانه ی خاک اره یا کارخانه ی چوب، گاز های تولید شده توسط دیگ ها، اب بازگشت شده به محیط و فاضلاب کارخانه ی تصفیه می باشد.

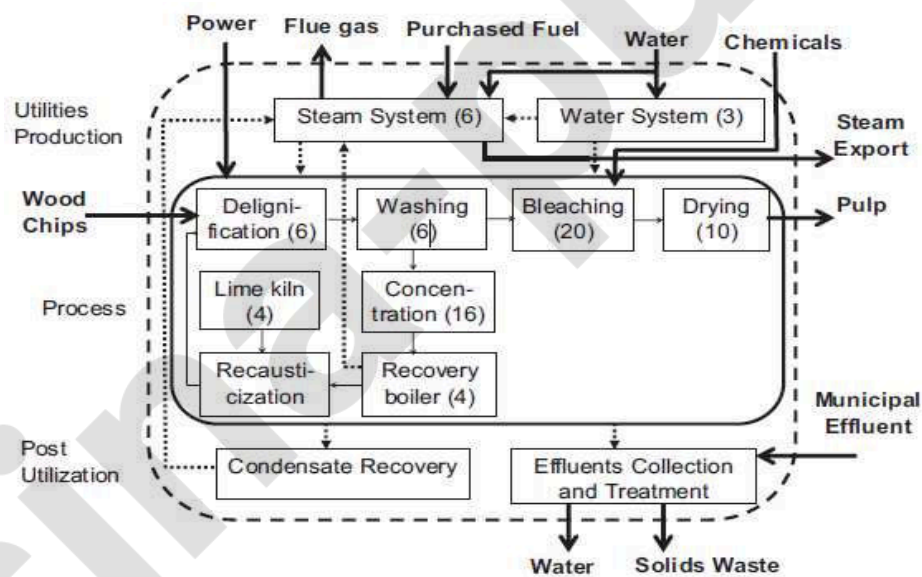
4.1.3 تحلیل سیستم بخار

بخار مورد نیاز توسط کارخانه (شکل 6) توسط 4 دیگ تامین می شود که تولید بخار پر فشار ($HP=3100 \text{ kPa}$, $T=371 \text{ }^\circ\text{C}$) می کند: دو دیگ ریکواری لیکور RB یک دیگ بیوماس و یک دیگ کوچک سوخت فسیلی FF. بخار با فشار متوسط ($MP=965 \text{ kPa}$, $T=179 \text{ }^\circ\text{C}$) و پایین ($LP=345 \text{ kPa}$, $T=143.5 \text{ }^\circ\text{C}$) از طریق فراگرما زدایی و فرای فشار زدایی بخار HP در دریاچه های کاهش فشار تولید می شوند. فشار زدایی بخار HP و MP در دریاچه ی ازاد سازی موجب کاهش پتانسیل تولید برق می شود بخشی از میعان پاک تولید شده در فرایند ریکواری شده و با اب در هواگیر ترکیب می شوند. جدول 2 مصرف بخار را توسط بخش فرایند را برای

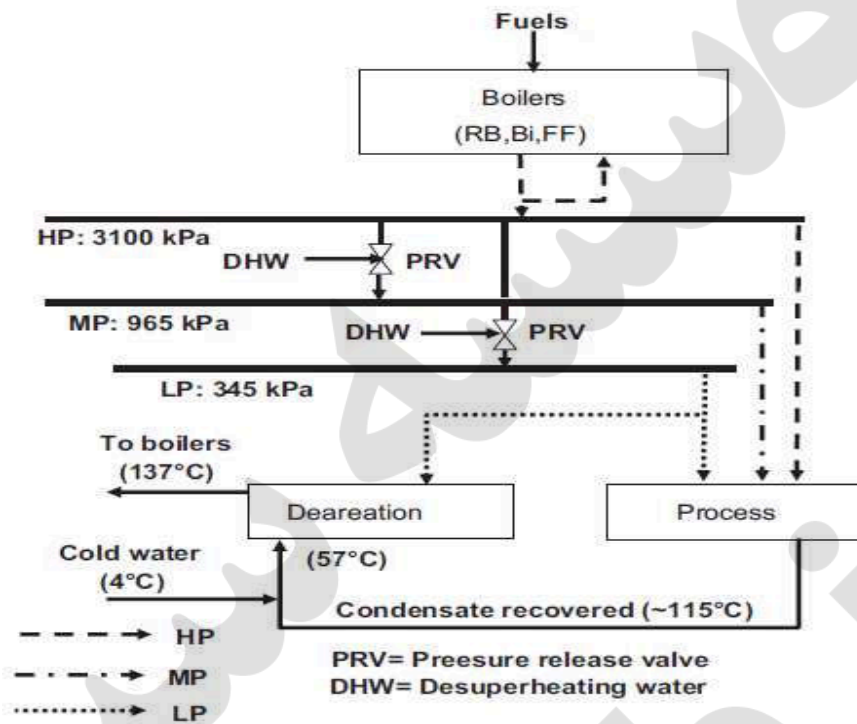
شرایط زمستانه نشان می دهد. مصرف بخار تا 10 درصد طی تابستان کاهش می یابد. سوخت فسیلی تا حدودی برای جبران عملکرد ضعیف دیگ ها استفاده می شود با این حال تنها بایستی برای جذب نوسانات تولید خمیر و تغییرات فصلی تقاضای بخار استفاده شود. فرایند کرافت در اصل از نظر انرژی مقرون به صرفه است. استفاده از سوخت بخار در فرایند یک علائم نشان دهنده ی ضعیف از نظر انرژی است. منابع اصلی ناکارآمدی در بخش فرایند به صورت زیر می باشد:

- غیر ایزوترمال نظیر تزریق مستقیم بخار در هواگیر
- نرخ ریکاوری پایین 43 درصد در مقایسه با متوسط 60 درصد کانادایی.
- کارایی پایین دیگ های ریکاوری 58 درصد و کارایی پایین دیگ های بیوماس 42 درصد که پایین تر از دیگ های میانگین 65 درصدی کانادا هستند. دلیل این مقادیر پایین سن بالای تجهیزات می باشند. کارایی یا عملکرد (معادله ی 7) به صورت بین انرژی مصرف شده برای تولید بخار HP و مقدار حرارت دهی بالای سوخت ضربدر جریان آن محاسبه می شود.

$$\eta = \frac{\dot{m}^v (h_{out} - h_{in})}{\sum_i \dot{m}_i^f HHV_i} \quad (7)$$



شکل 5: مروری بر دیاگرام مستر تعداد PID های موجود برای هر بخش شناسایی شدند .



شکل 6: تولید بخار (Mateos-Espejel, 2009).

جدول 2: مصرف اب متوسط بخش فراوری

| Process section | GJ/adt | MW |
|----------------------------------|--------------|------------|
| Delignification | 3.99 | 32.4 |
| Bleaching | 1.75 | 12.5 |
| Concentration | 4.2 | 14.2 |
| Drying | 4.76 | 34.2 |
| Water heating | 1.54 | 38.6 |
| Recaustification | 0.57 | 4.7 |
| Deaeration | 2.66 | 8.2 |
| Steam export | 0.69 | 21.6 |
| Boilers, and other equip. | 0.98 | 5.6 |
| Total process consumption | 21.14 | 172 |

جدول 3: مصرف اب توسط بخش

| <i>Process section</i> | <i>m³/adt</i> | <i>m³/h</i> |
|----------------------------------|--------------------------|------------------------|
| Treated water | | |
| Delignification and washing | 10.1 | 295.7 |
| Bleaching | 30.7 | 896.6 |
| Concentration | 1.0 | 28.2 |
| Drying | 10.7 | 312 |
| Recaustification | 2.0 | 58.6 |
| Deaeration | 4.8 | 138.7 |
| Steam export | 0.0 | - |
| Boilers | 0.2 | 4.4 |
| Non-process uses | 4.6 | 134.0 |
| Screened water | | |
| Bleaching | 24 | 700.6 |
| Recaustification | 4.6 | 132.8 |
| Non-process uses | 11.1 | 323.8 |
| Unaccounted water | 6.4 | 186.9 |
| Total process consumption | 110.1 | 3212.2 |

4.1.4 تحلیل سیستم اب

تحلیل همه ی جریانات ابی و مقایسه با عملیات فعلی برای هر بخش فراوری برای به دست آوردن داده های لازم جهت پر کردن خلا موجود در بیلان ابی داده های اندازه گیری شده استفاده شد. همچنین برای رسیدن به مجموعه ی مطمئنی از داده ها از نرم افزار اسپن واتر برای نرمال سازی داده استفاده شد. داده های نرمال در 94 درصد اب تغذیه شده به فرایند را شامل می شدند. ساولسکو و الو اراگوز 2008 تشابه 90 درصدی مطالعه را نشان دادند.

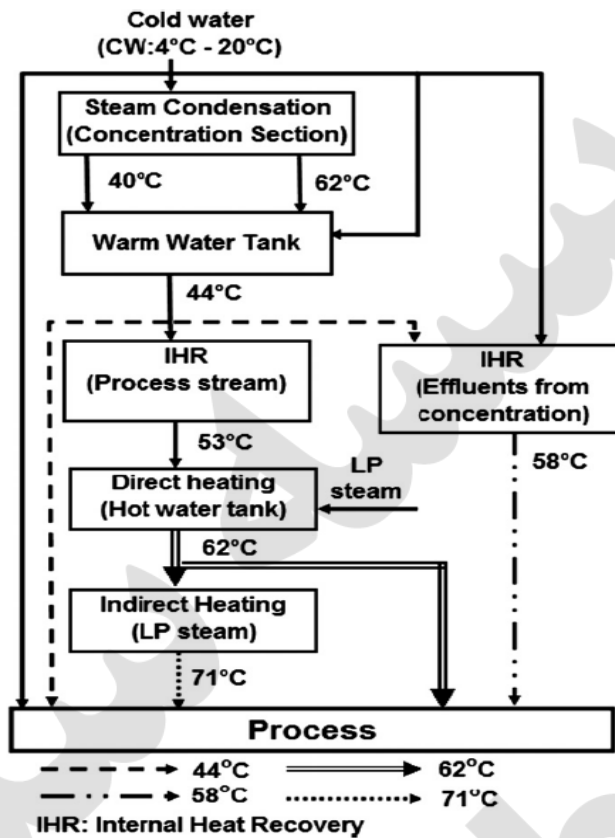
اب مورد استفاده در فرایند تحت تاثیر 2 پیش تیمار قبل از استعمال نهایی قرار می گیرد: طی تابستان دوره ای که بیشترین مصرف اب وجود داد، 65 درصد اب ذخیره ای که موسوم به اب تصفیه شده است از صافی عبور کرده و برای تولید بخار و نیز برای استفاده از بخش هایی که در تماس مستقیم با خمیر هستند مد نظر قرار می

گیرد. بخش های شامل شست و شوی خمیر، رنگبری خمیر، خشک کردن خمیر و تولید ClO₂ شامل این موارد هستند. 35 درصد باقی مانده ی اب تغذیه ای تنها صاف شده و برای خنک سازی، شست و شوی گاز های تهویه ای و اهداف نگه داری استفاده می شود. جدول 3 مصرف اب توسط بخش فراوری را نشان می دهد. مصرف اب فیلتر شده یا صاف شده بین تابستان و زمستان به شدت متغیر است. حجم وسیعی از اب سرد شده برای کارخانه ی تولید ClO₂ طی تابستان با تجهیزات فعلی (چیلز جذب و اژکتور بخار) نیاز است. مصرف کل اب طی تابستان تا 18 درصد افزایش می یابد.

اب تصفیه شده در سطح دمای 5 درجه استفاده می شود: اب سرد (زمستان 4 درجه، تابستان 20 درجه) و اب گرم (58، 62، و 71 درجه) اب گرم در کندانسور های بخش تبخیر لیکور سیاه تولید می شود. اب داغ در 58 درجه توسط تبادل حرارتی غیر مستقیم با فاضلاب خارج از بخش تبخیر ایجاد می شود. برای تولید بقیه ی اب داغ روش های زیر لازم است. دمای اب گرم تا 53 درجه با استفاده از ریکاوری حرارت داخلی افزایش یافته و سپس با تزریق بخار مستقیم در مخزن بخار اب داغ تا 62 درجه بالا می رود. بخشی از اب در دمای 62 درجه به طور مستقیم استفاده شده و بقیه به 71 درجه با تبادل حرارتی غیر مستقیم با بخار گرمادهی می شود.

چندین منبع ناکارآمدی در سیستم اب وجود دارد:

- ترکیب غیر ایزوترمال نظیر تزریق مستقیم بخار در مخزن اب داغ و ترکیب جریانات در سطوح مختلف دمایی در مخزن ذخیره ی اب گرم .
- فاضلاب و خروجی های بخش بخار سطح الودگی پایینی دارند (سانکری و همکاران 2004) و ان ها را می توان در بخش های دیگر فرایند استفاده ی مجدد کرد . این استفاده ی مجدد موجب صره جویی در اب و بخار برای تولید اب داغ می شود زیرا دمای فاضلاب بخار تقریباً 70 درجه است.



شکل 7: تولید اب (Mateos-Espejel, 2009).

4.2 شبیه سازی کامپیوتری

CADSIM Plus برای این منظر استفاده شد. این یک شبیه سازی است که به طور تخصصی در فرایندهای خمیر و کاغذ به خصوص در کانادا استفاده می شود. عملیات واحد به صورت مصرف کننده های آب و بخار شبیه سازی می شوند. بخش هایی نظیر رنگبری خشک سازی بخار سیاه و دیگ های بازیابی که بر مصرف آب و بخار به طور مستقیم تاثیر می گذارند، به طور مفصل مدل سازی شده اند مدل های ساده برای کلین اِهک استفاده شدند زیرا این بخش ها مصرف کننده های بخار بزرگ نیستند. اجزای زیر برای هر جریان تعیین شده اند: آب فیبر و کل مواد محلول (مواد الی و غیر الی) ترکیب دقیق مواد محلول ضروری نیست زیرا تاثیر آن بر بیلان انرژی ناچیز است. از نرم افزار اکسل برای انتقال مقادیر برای شبیه سازی و استخراج داده ها برای تحلیل های بعدی استفاده شد.

شبيه سازی با مقایسه ی بین داده های شبیه سازی شده و اندازه گیری شده ارزش یابی شد. در رابطه با بخار تفاوت 9 درصد بوده و در رابطه با اب 6 درصد. جدول 4 و 5 بیان یا تعادل کل اب و بخار به دست آمده را نشان می دهد. رقیق سازی را می توان برای تحلیل تغییرات موجود در شرایط عملیاتی و یا استفاده از روش های کارایی مصرف انرژی استفاده کرد چندین ناکارآمدی یا نقیصه فرایند شناسایی شده و بایستی از طریق استفاده از فنون بهبود کارایی مصرف انرژی حل شود.

4.3 پیش معیار بندی

همه ی کاربران و یا مصرف کننده های اب و بخار بعد از بررسی هر دو سیستم شناسایی شدند. استفاده از اب ذخیره ای بدون پیش گرمادهی و تزریق مستقیم بخار در تولید اب داغ و ریکواری میعانی گزارش شده است روش های بازیابی حرارت داخلی توسط کارخانه برای گرم کردن اب(شکل 7) و نیز راهبرد های استفاده ی مجدد از اب در بخش رنگبری به کار گرفته شدند. 30 جریان سرد و 30 جریان داغ شناسایی شدند.

18 منبع اب و 19 مخزن اب شناسایی شدند. برخی از جریانات ابی دارای شبکه های بخار هستند(فاضلاب فراوری و نیاز اب داغ)حقیقت این است که برخی از جریانات هم در انالیز بخار و هم در انالیز اب استفاده می شوند و اهمیت اثرات متقابل سیستم ها را در نظر نمی گیرند. فهرستی جامعی از جریانات مورد استفاده در این روش را می توان در مطالعات متتیوس و اسپیجول 2009 یافت.

غلظت مواد محلول DSC که شامل ترکیبات الی و غیر الی حاصل از چوب زدایی شیمیایی چوب می باشند، از عوامل محدود کننده ای هستند که بایستی هنگام طراحی روش های استفاده ی مجدد از اب در نظر گرفته شوند. غلظت مواد محلول یک پارامتر مناسب برای طبقه بندی بخار های اب است. دیگر الاینده های دخیل در منابع ابی نیز قبل از استفاده ی مجدد در نظر گرفته شده اند(متانول در دیگ های تبخیر).

4.3.1 مقایسه با عملیات فعلی

یک مطالعه ی انرژی انجام شده در 49 کارخانه ی خمیر و کاغذ(فرانسیس و همکاران 2006) در نظر گرفته شد. این نمونه شامل 47 نمونه ی کانادایی است که 24 مورد از ان ها فراوری های کرافت و دو مورد از ان ها در

ایالات متحده قرار دارد. میانگین کانادایی استفاده شد زیرا عملکرد این کارخانه ها مطابق با معیار های فوق نیست مصرف بخار (21.14 GJ/adt) بالا تر از میانگین (18.48 GJ/adt) است. چوب زدایی، تبخیر BL و بخش های رنگبری خمیر نیز بالاتر از میانگین هستند. کمبود حرارتی خالص یعنی تفاوت بین بخار تولید شده توسط دیگ ها و بخار استفاده شده توسط فرایند 8.1 GJ/adt است که بالاتر از میانگین کانادایی 2.4 GJ/adt است.

از حیث مصرف آب و تولید فاضلاب، داده های مورد استفاده برای مقایسه از مصرف متوسط کانادا در 1999 توسط ترنر 1994 به دست آمدند که معرف شرایط موجود در کانادا است مصرف کل آب (110.1 m³/adt) بالاتر از میانگین (75 m³/adt) است. فاضلاب تولید شده توسط تبخیر مایع سیاه (15.8 m³/adt) و بخش رنگبری (58.6 m³/adt) بالا تر از میانگین به ترتیب 4.6 و 48.5 متر مکعب بر ای دی تی است. عملکرد کل انرژی و آب کارخانه بالاتر از میانگین کانادا است.

4.3.2 شاخص های عملکردی جدید

شاخص های مقدار انرژی و اکسرژی در جدول 6 نشان داده شده است. دیاگرام سانکی جریان انرژی در شکل 8 دیده می شود.

- جریان 1: اکسرژی کل به دست آمده با اشتعال سوخت ها (مقدار حرارت).
- جریان 2: اکسرژی تخریب شده با تفاضل حرارتی بین گاز های اشتعال و دمای مورد نیاز برای تولید بخار HP
- جریان 3: اکسرژی تخریب شده توسط انبساط ادیاباتیک در PRV برای تولید بخار MP و LP
- جریان 4: اکسرژی تخریب شده توسط تفاضل حرارتی بین سیستم زنده و مخازن حرارتی فرایند
- جریان 5: اکسرژی از بین رفته با فاضلاب و گاز های داغ
- جریان 6: اکسرژی مفید عرضه شده به فرایند.

جدول 4: بیلان کل آب

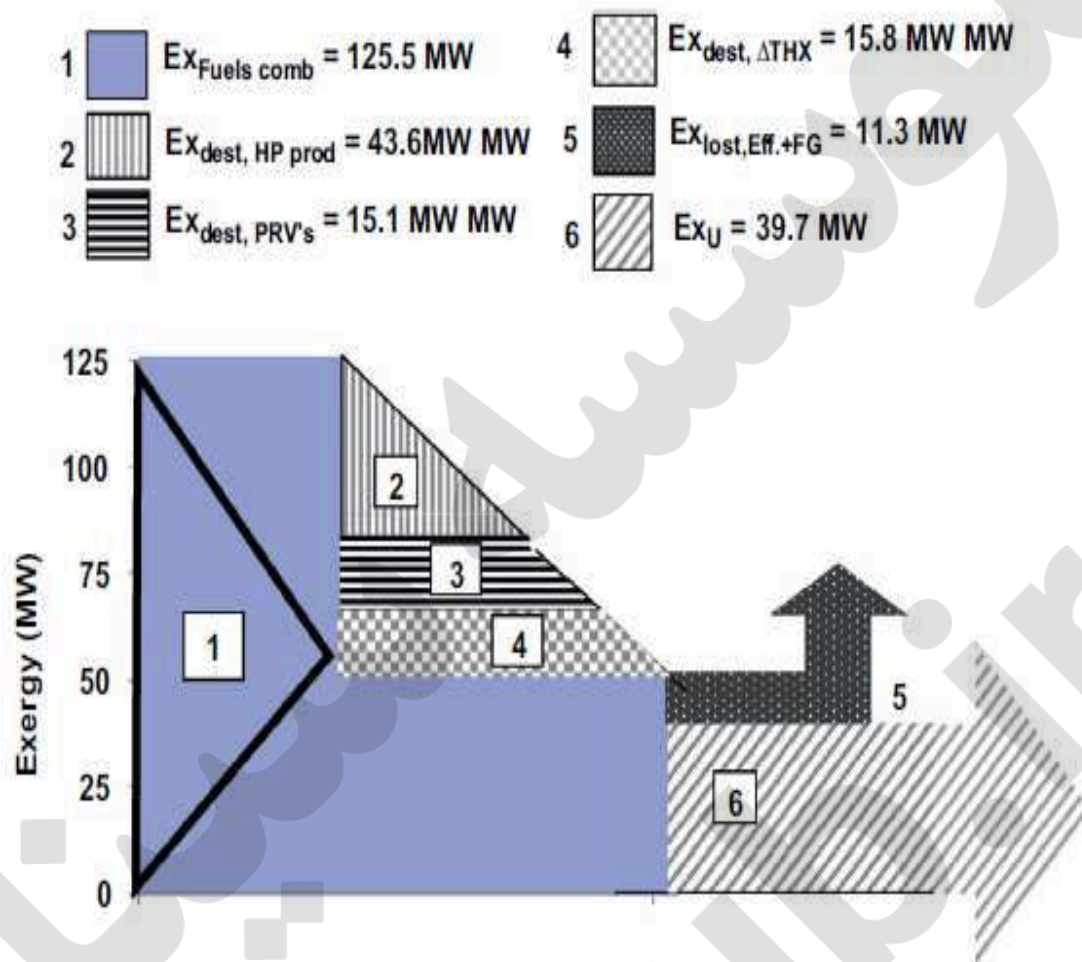
| Water inputs | | Effluents | |
|-------------------------|-------------------|-------------------------|-------------------|
| Section | m ³ /h | Section | m ³ /h |
| Water IN wood chips | 46.3 | Water OUT pulp | 2.0 |
| Water intake | 2909.1 | Effluents | 3100.1 |
| Direct steam injections | 69.9 | Water evaporated | 52.6 |
| Unaccounted | 186.9 | Condensate to the sewer | 49.1 |
| | | Export | 8.4 |
| Total | 3212.2 | Total | 3212.2 |

جدول 5: بیلان کل بخار

| Steam production | | Condensates | |
|----------------------------|--------------|----------------------|--------------|
| Section | t/h | Section | t/h |
| HP produced by the boilers | 236.8 | Condensate recovered | 109.9 |
| Desuperheating | 35.8 | Steam injections | 69.9 |
| | | Deaeration | 35.3 |
| | | Condensate to sewer | 49.1 |
| | | Export | 8.4 |
| Total | 272.6 | Total | 272.6 |

جدول 6: داده های انرژی و اکسرژی برای فرایندهای ظاهری

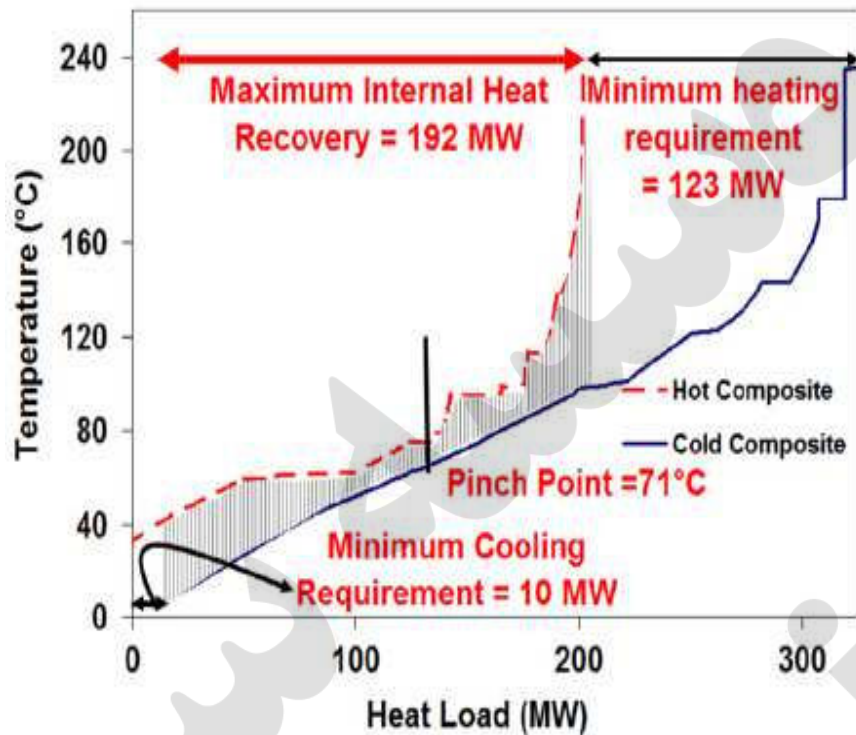
| | Energy content (MW) | Exergy content (MW) |
|---|---------------------|---------------------|
| Fuels combustion | 183.8 | 125.5 |
| Flue gases | 11.8 | 4 |
| From fuel combustion to steam (E_{SP} , Ex_{SP}) | 172 | 121.5 |
| HP steam production | 172 | 78 |
| Steam utilization | 172 | 62.8 |
| Process consumption (Ex_{Proc}) | 172 | 47 |
| Hot effluents | 44.9 | 7.3 |
| Water heating (Ex_{WTot}) | 37.1 | 12.2 |



شکل 8: نمودار سانکی در خصوص جریان اکسرژی عرضه شده به فرایند.

جدول 7: شاخص های انرژی و امکسرژی برای فرایند های ظاهری

| | Energy indicators (MJ/MJ) | Exergy indicators (MJ/MJ) |
|-------------------|------------------------------|------------------------------|
| Flue gases | $EC_{FG}=0.07$ | $EX_{CG}=0.09$ |
| Hot effluents | $EC_E=0.26$ | $EX_{CE}=0.16$ |
| Total savings | $EC_T=0.33$ | $EX_{CT}=0.25$ |
| Energy conversion | | $EX_{CE}=0.61$ |
| Water heating | $EC_{W_{Tot}}=0.22$ | $EX_{W_{Tot}}=0.26$ |



شکل 9: نمودار های ترکیبی حرارتی فرایند.

اکسرژی واقعی مصرف شده توسط فرایند ($Ex_{Proc} = 47 \text{ MW}$) تفاضل بین اکسرژی کل ایجاد شده بین سوخت ها (جریان 1) و مجموع اکسرژی تخریب شده (جریان 2 تا 4) و اکسرژی از بین رفته با گاز های دیگ بخار است. خروجی های اکسرژی، شامل اکسرژی تلف شده (جریان 5) و اکسرژی مفید (جریان 6) می باشد. انرژی عرضه شده به فرایند با اشتعال سوخت ها برای تولید بخار تا زمانی که توسط فرایند مصرف شود ثابت است اگر چه انرژی در امتداد یک مسیر تخریب می شود (جدول 6) این نشان دهنده ی اهمیت در نظر گرفتن اکسرژی در تجزیه تحلیل است. شاخص ها در جدول 7 نشان داده شده اند. حدود 61 درصد اکسرژی عرضه شده توسط سوخت ها (Ex_{CEC}) تخریب می شوند. این نشان دهنده ی انرژی بالا برای تبدیل انرژی از بین رفته است. تخریب اکیرژی در تبادل حرارتی را نمی توان حذف کرد اما می توان آن را به طور معنی داری با تعدیل سطوح فشار بخار و بهبود کارایی دیگ ها، کاهش داد. موضوع اخیر در این مطالعه بررسی نشد. استفاده از توربین ها موجب حذف تخریب اکسرژی در PRV ها می شود.

دمای بالای گاز های دیگ موجب می شود تا مقدار اکسرژی ان ها بیش از مقدار انرژی ان ها شود برعکس مقدار اکسرژی فاضلاب 25٪ (ExCT) پایین تر از مقدار انرژی ان ها به دلیل دمای نزدیک به محیط ان هاست. حدود 20 درصد انرژی مورد استفاده از فرایند برای گرم کردن اب استفاده می شود.

4.3.3 هدف یابی توسط تحلیل پینچ

در زیر تحلیل تغییرات نیاز های حرارتی برای ΔT_{min} 10 درجه ای به منظور ایجاد منحنی های کتمپ.زیت یا ترکیبی دیده می شود. این مقدار در مطالعات قبلی خمیر و کاغذ استفاده شدند-Savulescu and Alva (Argaez, 2008) منحنی های کامپوزیت یا ترکیبی برای فرایند در شکل 9 دیده می شوند. حداقل نیاز گرمادهی 120 مگاوات، حداقل نیاز خنک کنندگی 10 مگاوات و نقطه ی پینچ 71 درجه به دست آمد. MHR نشان می دهد که مصرف بخار فرایند 172 مگاوات را می توان به طور نظری تا 49 مگاوات ، یا 29 درصد نیاز فعلی کاهش داد. صرفه جویی بیشتر با ارتقای انرژی حرارت دفع شده با استفاده از پمپ های جذب حرارتی بعد از بیشینه سازی بازیابی حرارت داخلی به دست می آید.

4.3.4 هدف یابی توسط واتر پینچ

منحنی های ترکیبی اب در شکل 10 نشان داده شده است حداقل نیاز اب 1000 MWR متر مکعب بر ساعت حداقل تولید فاضلاب 880 MPE متر مکعب بر ساعت حداکثر استفاده ی مجدد اب 1360 متر مکعب بر ساعت و نقطه ی پینچ برابر با $DSC=0 \text{ ppm}$ است یعنی برای اب خالص. این اهداف نشان می دهد که مصرف کل را می توان به طور نظری تا 31 درصد کاهش داد که موجب کاهش مصرف بخار برای گرمادهی اب می شود بعلاوه میزان صرفه جویی نیازمند استفاده از ابزار های تصفیه و تخلیص اب خارجی است.

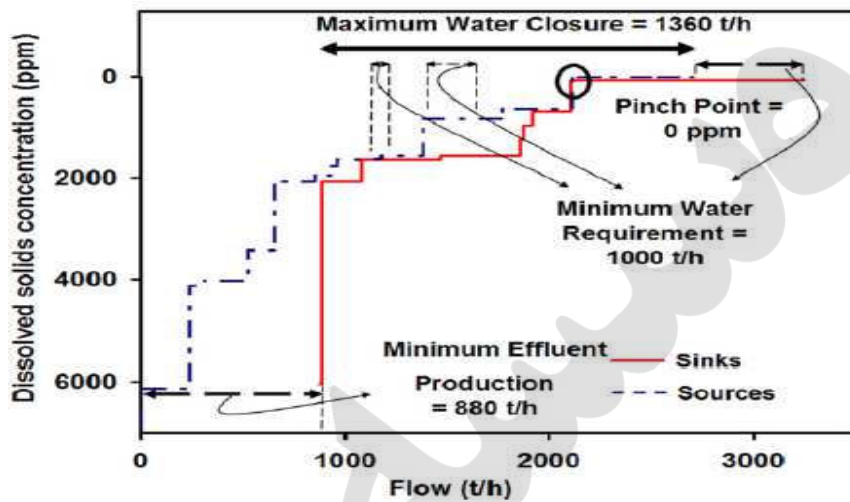
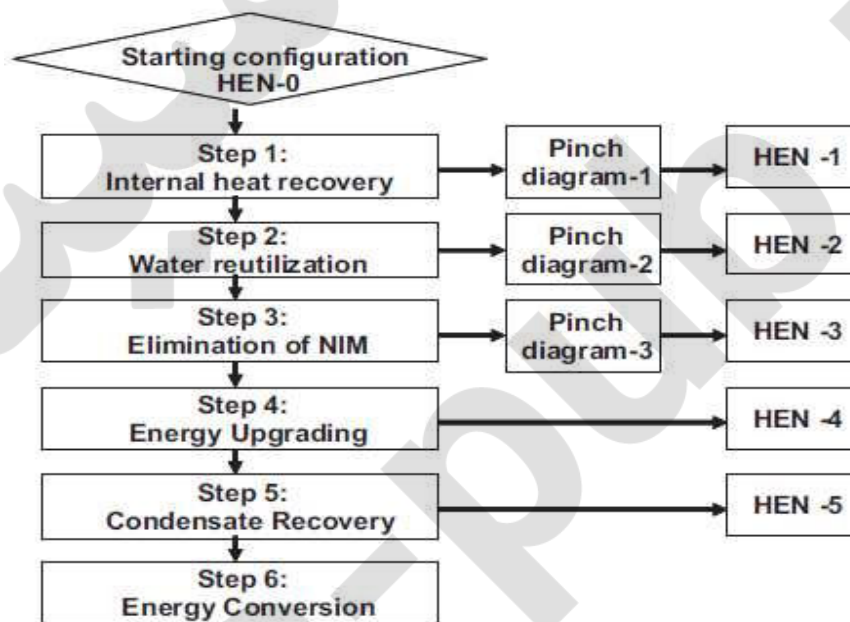


Fig. 10. Water composite curves of the process.

شکل 10: نمودارهای ترکیبی برای آب فرایند.



شکل 11: روش تجزیه تحلیل اثرات متقابل. 6 مرحله با دیاگرام پینچ و شبکه ی مبدل حرارتی نشان داده شده

است تغییرات دیاگرام پینچ ناشی از تغییرات تعادل گرمایی حرارتی بعد از استفاده از روش های بهبود انرژی

است.

4.3.5 سنتز و ترکیب

مصرف اب و بخار بالاتر از میانگین صنعتی می باشد. بخش های رنگبری خمیر و تبخیر لیکور سیاه ناکارآمد ترین بخش ها بودند. مقدار انرژی از دست رفته با فاضلاب و گاز های بخار ناشی از نبود ریکاوی حرارت داخلی و استفاده مجدد از اب بود. اثرات جانبی ناکارآمدی ها در مقدار کل اکسرژی تخریب شده (61 درصد اکسرژی عرضه شده) مقدار از دست رفت حرارتی بالاتر از مقدار میانگین مشاهده شد. هدف یابی موجب تثبیت حداکثر ذخیره ی بخار 29 درصد و اب 31 درصد می وشد که با ریکاوی حرارت داخلی و استفاده ی مجدد از اب با این حال از ان جا که برخی از جریانات بخشی از هر دو سیستم های انرژی اب هستند اثرات متقابل ان ها بایستی قبل از استفاده از روش ها شناسایی شوند. پروژه های استفاده ی مجدد اب موجب کاهش مصرف بخار می شوند زیرا گرمادهی اب 22 درصد کل مصرف بخار را شامل می شود. همه ی مشکلات ارتباط نزدیک داشته و نمی توان ان ها را به صورت جداگانه در نظر گرفت تحلیل اثرات متقابل همه ی ناکارآمدی های حاصل شده طی مطالعه ی موردی پایه را در بخش بعدی در نظر می گیرد.

4.4 تحلیل اثرات متقابل

موارد ارائه شده در هر گام در شکل 11 دیده می شود. تغییرات منحنی های ترکیبی و نتایج مربوطه در شکل 15 و جدول 8 نشان داده شده است.

4.4.1 مرحله 1: ریکاوی حرارت داخلی

نقض و انحراف از قوانین پینچ در سیطره ی فرایند به صورت زیر است:

- استفاده از بخار داغ بالاتر از نقطه ی پینچ برای گرم کردن یک جریان سرد پایین در از 12.5 مگاوات.
 - استفاده از سیستم اب و بخار داغ برای گرم و سرد کردن بخار پایین تر از نقاط پینچ
 - استفاده از بخار و اب سرد برای سرد کردن یک جریان داغ بالاتر از نقطه ی پینچ.
- شبکه ی مبدل حرارتی بر اساس پروفیل دمایی فعلی ایجاد شده است. افزایش مصرف انرژی از فاضلاب موجب کاهش حرارت دفع شده می شود بازبایی حرارتی بالاتر از نقطه ی پینچ از گاز های دیگ بخار گزینه ای مناسب

به دلیل مقدار اکیرژی بالای خود می باشد. از آن جا که حرارت دسترس از گاز های دیگ بازیابی می شود، شاخص مقدار انرژی آن ها دارای مقدار 0 است.

4.4.4 گام 2: استفاده ی مجدد از اب

روش های کاهش مصرف اب با استفاده ی مجدد از فرایند های مختلف توسط ماتئوس اسپجل و همکاران 2008 پیشنهاد شده است. استفاده از این روش ها موجب کاهش تقاضای بخار تا 15.1 مگاوات قبل از ریکواری حرارت داخلی می شود. این صرفه جویی ها از طریق کاهش تولید اب داغ و استفاده ی مجدد از جریاناتی که دارای دمای بالاتری از اب فعلی هستند به دست می آید. اثرات بر روی منحنی های ترکیب حرارتی و MER بعد از استفاده ی مجدد اب در شکل A15 نشان داده شده ایت نقض قوانین پینچ بعد از استفاده ی مجدد از اب به شکل زیر است:

- استفاده از جریان داغ بالاتر از نقطه ی پینچ برای گرم کردن یک جریان سرد پایین تر از آن.
 - استفاده از سیستم اب و بخار داغ برای گرم کردن یک جریان سرد پایین تر از نقطه ی پینچ.
 - استفاده از جریان بخار اب سرد برای سرد کردن اب داغ بالاتر از نقطه ی پینچ.
- شبهه ی مبدل حرارتی برای فرایند اصلاح شده ایجاد شده است. صرفه جویی و ذخیره ی بخار توسط روش های کاهش اب در نتایج جدول 8 دیده می شود. با استفاده از گام دوم صرفه جویی بخار به 29.7 مگاوات افزایش می یابد که بیش از مرحله ی اول است. بعلاوه سطح مقطع کمی توسط HEN2 نیاز است. کاهش گرمای دفع شده در فاضلاب (ECE) ناشی از استفاده ی مجدد و افزایش ریکواری حرارت در پایین تر از نقطه ی پینچ است.

Table 8
HEN performances.

| | Steam savings (MW) | Surface area (m ²) | EC _E |
|-------|-----------------------|-----------------------------------|-----------------|
| HEN-0 | - | - | 0.26 |
| HEN-1 | 22.5 | 3580 | 0.20 |
| HEN-2 | 29.7 | 2120 | 0.18 |
| HEN-3 | 38.1 | 2990 | 0.13 |
| HEN-4 | 43.7 | 5130 | 0.09 |
| HEN-5 | 46 | 5350 | 0.09 |

4.4.3 مرحله 3: حذف ترکیب غیر ایزوترمال

نقاط ترکیب غیر ایزوترمال ناکارآمد در سیستم های اب و بخار توسط مانتوس اسپجل 2009 شناسایی شده است. بعد از استفاده ی مجدد از اب ، نقاط ترکیب حذف می شوند ، زیرا تزریق بخار و اب دیگر در مخازن ذخیره ی اب داغ و گرم نیاز نیست (شکل 7). اکسرژی تخریب شده ی مربوط به ترکیب میعانات باز یابی شده با اب سرد، $(Ex_{destroyed} = 1 \text{ MW})$ و تزریق بخار در هواگیر $(Ex_{destroyed} = 1.5 \text{ MW})$ ناکارآمد ترین نقاط ترکیبی غیر ایزوترمال (شکل 12) بعد از استفاده ی مجدد از اب می باشد. شیوه ی حذف این ناکارآمدی ها در شکل B12 نشان داده شده است. اب شیرین بایستی به وسیله ی جریان بخار قبل از ترکیب با میعانات ریکاوری شده تا 137 درجه گرمادهی شود. مبدل حرارتی جدید بایستی در 350 کیلوپاسکال کار کند و رض می شود که هواگیر و مخزن فشار از این فشار پشتیبانی می کند. این روش ها موجب اصلاح منحنی های ترکیبی شکل 15 می شوند و از این رو HEN را نیز بهبود می بخشند. HEN-3 موجب استفاده ی بهتر از انرژی دمایی پایین در پایین تر از نقطه ی پینچ می شود که در ان شاخص مقدار انرژی فاضلاب از 0.18 به 0.13 میرسد. مقدار صرفه جویی بخار تا 8.4 مگاوات افزایش می یابد اما سطح تبادل از 2120 به 2990 متر مربع افزایش می یابد. حذف ترکیب غیر ایزوترمال یا هم دما موجب تغییر تقاضای انرژی یا از منابع حرارتی بالا به منابع با حرارت پایین می شود بنابراین صرفه جویی در بخار توسط ریکاوری حرارت داخلی افزایش می یابد.

4.4.4 مرحله 4: ارتقای انرژی

یک شبکه ی جدید برای بهبود استفاده ی کارآمد از پمپ های جذب حرارتی ایجاد می شود. بخش های فوق نقاط پینچ HEN-3 و HEN-4 می باشند که در شکل 13 و 14 نشان داده شده است. سطح مقطع مورد نیاز برای HEN-4 بزرگ تر از نمونه های قبلی است زیرا $\Delta T_{approach}$ مبدل های حرارتی فرایند به فرایند کاهش می یابد. بار حرارتی نزدیک به نقطه ی پینچ برای استفاده از پمپ های جذب حرارتی موجود بوده است. این روش ها در صورتی که تولید برق بخشی از بازیابی فرایند باشند حائز اهمیت هستند زیرا بخار بیشتری ذخیره می شود و بخار بیشتری در عین حال برای تولید برق استفاده می شود.

دو پمپ جذب حرارتی را می توان در فرایند تلفیق کرد. یک پمپ از بخار MP برای ارتقا حرارت از فاضلاب استفاده می کند. ایت Ahp موجب کاهش حرارت دهی برای تبخیر لیکور سیاه و نیز هواگیر می شود. دیگر Ahp که با بخار mp کار می کند را می توان برای ریکاوری حرارت دفع شده در تولید اب سرد طی تابستان استفاده کردو تقاضای بخار حرارت در هواگیر و نیز تولید اب داغ و اب سفید کاهش می یابد.

4.4.5 مرحله 5: بازیابی میعان

دو روش برای افزایش بازیابی میعان گزارش شده است. جایگزینی تزریق بخار مورد استفاده برای گرم کردن اب سفید توسط مبدل حرارتی و جمع اوری میعانات تولید شده در واحد recausticization کاهش مصرف بخار برای هواگیری (2.3 مگاوات) حاصل می شود زیرا اب سرد کمتری مورد نیاز است.

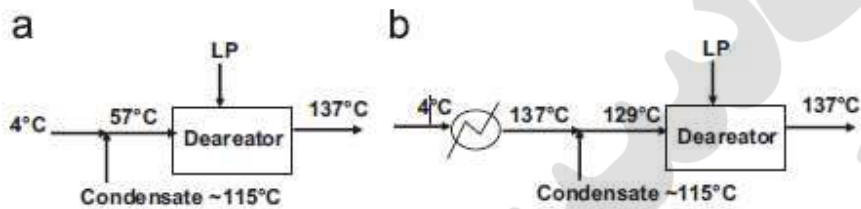
4.4.6 مرحله 6: تبدیل انرژی

ماتئوس اسپجل 2009پسشنهاد کردند که سطوح فشار بخار را می توان مطابق با پروفیل حرارتی فرایند تعدیل کرد ان ها همچنین اندازه ی دیگ های بیوماس جدید (116 تن بر ساعت) برای تولید 35 مگاوات برق را که بر اسا طرح راهبردی کارخانه است برآورد کردند.فشار بخار تولید شده به 880 کیلو پاسکال برای تولید برق مورد نیاز افزایش یافت. (2010. Cakembergh-Mas et al.) اقدام به تجزیه تحلیل جایگزینی دریچه های انتشار بخار با یک واحد دو گانه در این فرایند کردند توربین فشار پسین که با Hp تولید شده توسط دیگ های ریکاوری کار می کند و توربین کندانس کننده که با 8800 vhp کیلو پاسکال تولید شده توسط دیگ بیوماس جدید کار می کند توصیه شده است.

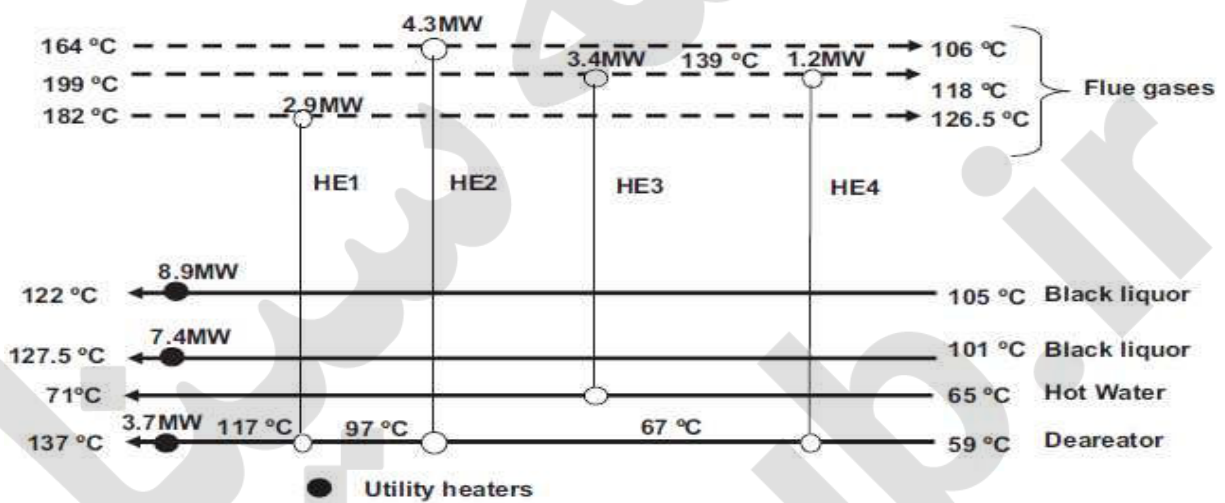
4.4.7 نتایج

نقطه ی پینچ تا 57 درجه بعد از استفاده ی مجدد اب کاهش داده شد. نیاز خنک کنندگی حداقل افزایش می یابد زیرا مقدار اب کمی نیاز به حرارت دهی دارد در نتیجه بخشی از اب سرد مورد استفاد برای تصعید بخار در بخش تبخیر مایع سیاه تبدیل به یک تقاضای خنک کنندگی اضافی برای کل فرایند می شود.تغییر نیاز انرژی

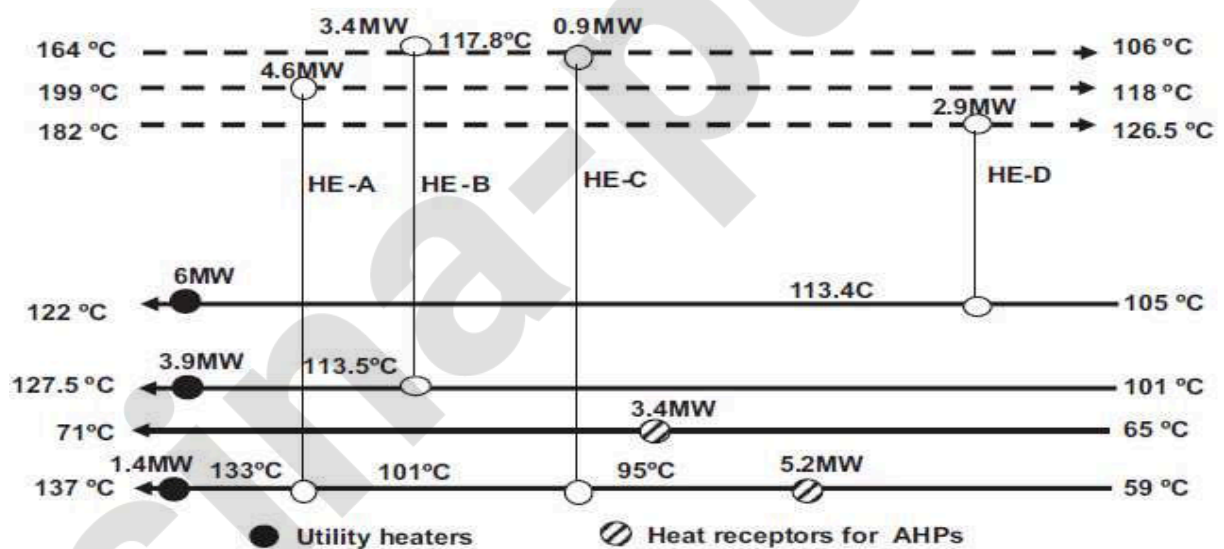
حداقل بعد از حذف ترکیب غیر ایزوترمال موجب تغییر تقاضای انرژی از بالای نقطه ی پینچ به پایین نقطه ی پینچ می شود.



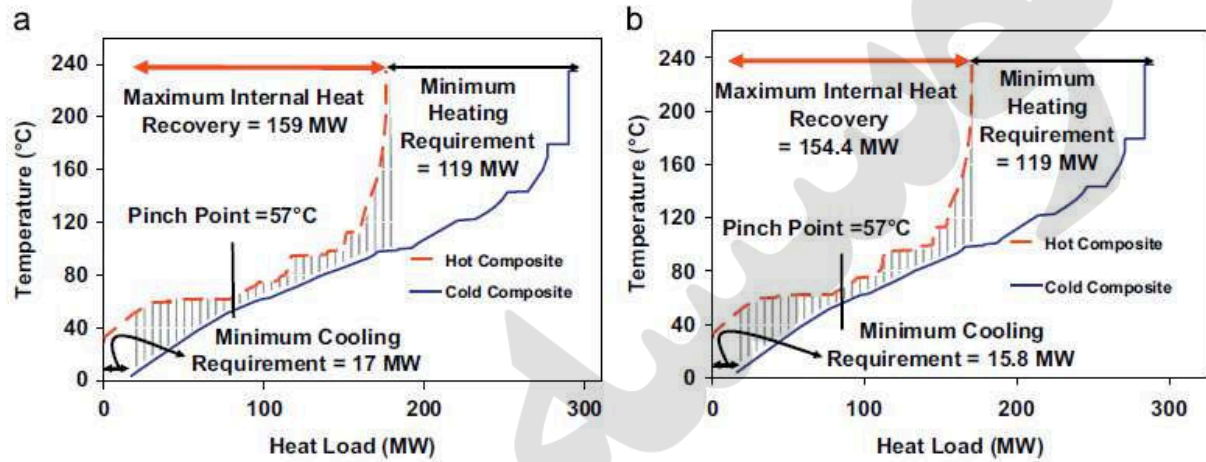
شکل 12: الف) سیستم هواگیر جریان و ب) سیستم بازیابی. تغییرات حذف نقطه ی nim در ورودی هواگیر.



شکل 13: HEN-3 طراحی شبکه در بالاتر از نقطه ی پینچ



شکل 14: HEN-4 طراحی شبکه در بالاتر از نقطه ی پینچ



شکل 15: الف) نمودار پینچ دو ب) نمودار پینچ 3. نمودار پینچ 2 بعد از اجرای اصلاح مجدد اب. دیاگرام پینچ 3 بعد از حذف نقاط nim.

Hen بهینه از مقدار حرارت گاز های دیگ استفاده می کند زیرا دمای بالای آن ها موجب می شود تا آن ها برای گرم کردن جریانات سرد بالاتر از نقطه ی پینچ مناسب باشند. با این حال مهم ترین صرفه جویی و ذخیره ی بخار مربوط به ریکواری حرارت موجود پایین تر از نقطه ی پینچ است که موجب کاهش حرارت دفع شده در فاضلاب می شود. استفاده از روش های کاهش اب موجب افزایش ذخیره ی بخار و کاهش سطح تبادل حرارتی مورد نیاز می شود. دلیل اصلی کاهش انرژی مورد نیاز توسط فرایند و انرژی مورد نیاز توسط ریکواری حرارت داخلی حداکثر است (شکل 15b). حذف ترکیب غیر ایزوترمال نیز اثر مثبتی بر صرفه جویی مصرف بخار دارد اما به قیمت سطح مورد نیاز تبادل حرارتی تمام می شود. سطح مورد نیاز توسط HEN برای استفاده از پمپ های حرارتی به طور معنی داری افزایش می یابد ($+2230 \text{ m}^2$) زیرا دمای مورد نیاز برای مبدل ها بالا تر از نقطه ی پینچ کاهش می یابد. سطح HEN همچنین با جایگزینی تزریق بخار بالاتر از نقطه ی پینچ توسط مبدل های حرارتی برای افزایش میزان ریکواری میعان و کاهش بخار مورد نیاز توسط هواگیر افزایش می یابد. طراحی سیستم دو گانه تولید و استفاده از بخار را در فرایند در نظر می گیرد. بنابراین توربین ها بعد از استفاده از همه ی روش های بخار استفاده شده و اندازه و فشار دیگ بیوماس جدید تعیین می شود.

آخرین مرحله ی روش ایجاد راهبردی برای استفاده از روش های کارایی مصرف انرژی است که عوامل اقتصادی و محدودیت های فنی را در نظر می گیرد.

4.5 راهبرد اجرایی

یک راهبرد 3 مرحله ای پیشنهاد شده است (شکل 16) همه ی قیمت ها بر حسب دلار 2008 کانادا است هزینه ی بخار که توسط کارکنان کارخانه تامین شد 37.5 دلار بر تن در صورت تولید با دیگ سوخت فسیلی و 3.3 تن در صورت تولید با دیگ بیوماس است. هزینه ی آب شیرین 0.065 دلار بر متر مکعب و هزینه ی تصفیه ی فاضلاب 0.01 دلار بر متر مکعب می باشد. قیمت برق فروخته شده به شبکه 90 دلار بر مگاوات بر ساعت می باشد. زمان عملیات کارخانه 8400 ساعت بر سال است.

4.5.1 مرحله 1: کاهش تقاضای پایه ی بخار و توقف استفاده از دیگ های سوخت فسیلی

میانگین و حداکثر مصرف سالانه ی بخار محاسبه شد (جدول 9 و 10). هدف مرحله ی 1 کاهش تقاضای بخار تا 24.7 مگاوات بود طوری که دیگ نفتی را می توان به طور کامل کنار گذاشت. استفاده ی مجدد از آب و بازیابی میعان از فنون اصلی مورد استفاده در این مرحله بودند. روش های افزایش نرخ ریکاوری میعان در ابتدا اجرا شدند زیرا ان ها اثری بر بخش فرایند به جز هواگیر نداشتند. استفاده از روش های کاهش آب موجب تغییر بیلان انرژی کارخانه می شود بنابراین همه ی این روش ها قبل از حذف ترکیب غیر ایزوترمال اجرا شدند. روش های پیشنهادی در زیر دیده می شوند:

1. جایگزینی تزریق بخار با مبدل حرارتی برای گرم کردن آب سفید.
2. ریکاوری میعان در بخش ریکازتیساسیون
3. استفاده ی مجدد از فاضلاب بخش تبخیر لیکور سیاه در شست و شوی خمیر و بخش های ریکازتیساسیون
4. استفاده ی مجدد از آب سفید در بخش رنگبری
5. افزایش مصرف مجدد مواد رسوبی در بخش رنگبری
6. استفاده ی مجدد از آب پمپ خلا

7. پیش گرمادهی اب شیرین قبل از هواگیری. منابع حرارتی مورد استفاده فاضلاب رنگبری و گازهای دیگ می باشد.

هزینه ی روش های استفاده ی مجدد از اب ارتباط تنگاتنگی با نصب پمپ لوله ها و تجهیزات دیگر دارد . سیستم گردش مجدد روغن داغ(متساجران ،گروتانی و همکاران 2009) که در ان روغن به عنوان حامل انرژی از گاز های دیگ به جریان فرایند وارد می شود برای اجرای همه ی روش های ریکواری حرارت داخلی نیاز است.

بسته شدن دیگ سوخت فسیلی یک رویکرد جذاب برای کارخانه است زیرا قیمت کل این سوخت موجب می شود تا PBT کل مرحله ی 1 کاملا کاهش یابد. صرفه جویی در میزان بخار بالاتر از مصرف روغن حداکثر بوده و بنابراین بیوماس به مقدار قابل توجهی (5.4 مگاوات) توسط زوش های بازیابی حرارت داخلی صرفه جویی می شود.

هزینه ی سیستم مجدد روغن نیز بایستی در نظر گرفته شود. اجرای فاز 1 به تنهایی موجب بهبود کارایی مصرف انرژی کارخانه می شود. روش دیگر استفاده از بیوماس است که بسیار کم هزینه تر از سوخت فسیلی است در عین حال این روش ها بخار را برای تولید دوگانه ازاد کرده و درآمد زایی بیشتری را در پی دارند.

4.5.2 مرحله ی 2: کاهش تقاضای بخار اضافی

بیان روش های ریکواری حرارت داخلی در این فاز صورت می گیرد.

1. پیش گرمادهی اب سفید با رنگبری فاضلاب

2. تبخیر لیکور سیاه با استفاده از گاز ها.

ان ها 10.4 مگاوات بخار را صرفه جویی می کنند و سرمایه گذاری مورد نیاز 4.2 دلار و PBT 8.4 A است.

فz 2 به دلیل نیاز سرمایه ی بالا و قیمت پایین بیوماس می تواند هزینه بردار باشد با این حال به عنوان پیش نیازی برای افزایش توان تولید دو گانه کاملا توجیه شده است که همان طور که در فراز 3 نشان داده شده است. مائتوس و اسپچل 2009 نشان دادند که تولید برق بسیار سودمند تر از تنها کاهش مصرف سوخت

بیوماس است از آن جا که قیمت بیوماس به دلیل افزایش تقاضا برای سوخت های فسیلی و محصولات فرعی دیگر کاهش می یابد PBT کاهش می یابد.

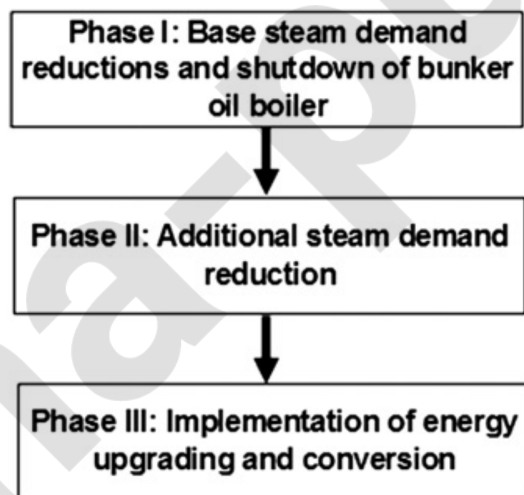
4.5.3 فاز 3: ارتقا و تبدیل انرژی

بختیاری و همکاران 2009 استفاده از دو پمپ جذب حرارتی را پیشنهاد کردند. این پمپ ها برای ارتقا فاضلاب حرارت مورد استفاده برای ریکاوری حرارت داخلی نظیر موارد زیر استفاده شدند.

1. رنگ بری و تصفیه ی فاضلاب برای کاهش مصرف بخار و گرمادهی اب سفید توسط هواگیر.
2. فاضلاب بخش تهیه ی فاضلاب شیمیایی برای کاهش تقاضای خنک کنندگی و نیز بخار مصرف شده توسط هواگیر و بخش بخار BL

روش های تبدیل انرژی شامل موارد زیر است:

1. کاهش بخار LP از 345 به 220 کیلوپاسکال
2. کاهش بخار مورد استفاده برای خشک کردن و برای بخار BL
3. استفاده از دو توربین (توربین تصعید کننده و فشار پسین) بعد از صرفه جویی و ذخیره همه ی بخار ها.



شکل 16: روش اجرا

جدول 9: حداکثر و متوسط استفاده از بخار

| Fuel used | Maximum | | Average | |
|--------------|--------------|-------------|--------------|-------------|
| | MW | Gj/adt | MW | Gj/adt |
| Spent liquor | 106.3 | 13.1 | 103.4 | 12.8 |
| Biomass fuel | 47.4 | 5.9 | 42.4 | 5.2 |
| Fossil fuel | 24.7 | 3.0 | 14.8 | 1.8 |
| Total | 178.4 | 22.0 | 160.6 | 19.8 |

جدول 10: تحلیل اقتصادی فاز 1

| | Steam saved (MW) | Water saved (m ³ /h) | Inv. (MS) | Savings (MS/a) | PBT (a) |
|------------------------|------------------|---------------------------------|-------------|----------------|------------|
| Condensate recovery | 2.3 | | 0.25 | 1.2 | 0.2 |
| Water reutilization | 15.1 | 540 | 1.4 | 8.7 | 0.2 |
| Internal heat recovery | 12.7 | | 7 | 3.2 | 2.2 |
| Total Phase I | 30.1 | 540 | 8.65 | 13.1 | 0.7 |

جدول 11: تحلیل اقتصادی فاز 3

| | Steam saved (MW) | Water saved (m ³ /h) | Power (MW) | Inv. (MS) | Sav. and rev. (MS/a) | Operat. cost (MS/a) | PBT (a) |
|------------------------|------------------|---------------------------------|------------|-------------|----------------------|---------------------|------------|
| Energy upgrading | 5.6 | 540 | - | 4.3 | 0.6 | - | 7.0 |
| Energy conversion | - | | 35 | 18.9 | 26.6 | 12.7 | 1.4 |
| Total Phase III | 5.6 | 540 | 35 | 23.2 | 27.2 | 12.7 | 1.6 |

جدول 12: تحلیل اقتصادی اجرای کامل روش

| | Steam saved (MW) | Water saved (m ³ /h) | Power (MW) | Inv. (MS) | Profits (MS/a) ^a | PBT (a) |
|-----------|------------------|---------------------------------|------------|-----------|-----------------------------|---------|
| Phase I | 30.1 | 540 | | 8.65 | 13.1 | 0.7 |
| Phase II | 10.4 | | | 4.2 | 0.5 | 8.4 |
| Phase III | 5.6 | 540 | 35 | 23.2 | 14.5 | 1.6 |
| Total | 46.1 | 1080 | 35 | 36.1 | 28.1 | 1.3 |

جدول 13: پس معیار بندی: تغییرات شاخص

| Indicator | Current | Improved | % | Average | Best practice |
|---|---------|----------|-------|---------|---------------|
| Current steam consumption (Gj/adt) | 21.1 | 15.5 | -26.6 | 18.5 | 12.2 |
| Water consumption (m ³ /adt) | 110.1 | 73.1 | -33.6 | 75 | 40 |
| Net thermal deficit (Gj/adt) | 8.1 | 2.5 | -69.1 | 2.4 | 0 |
| Effluents energy content (EC _F) | 0.26 | 0.11 | -57.7 | - | - |
| Flue gases energy content (EC _{FG}) | 0.07 | 0 | -100 | - | - |
| Water heating | 0.22 | 0.06 | -72.3 | - | - |
| Condensate recovery rate (%) | 46 | 57 | 23.9 | 60 | 75 |

اجرای AHP هزینه بردار بوده و نیاز به PBT طولانی دارد زیرا بیوماس در حال حاضر یک سوخت بسیار ارزان است. هزینه ی عملیاتی تولید دوگانه همان هزینه ی بخار تولید شده از بیوماس و برای تولید برق است. از آن جا که دیگ های بیوماس را که دارای کارایی کمتری هستند با دی های جدید جایگزین کند که این مستقل از پروژه ی بازسازی است و هزینه ی دیگ جدید با ظرفیت ثابت در سرمایه گذری های پروژه در نظر گرفته نمی شود. با این حال هزینه ی ظرفیت تولید بخار تجمعی مورد نیاز توسط کارخانه ی دوگانه بایستی در ارزیابی اقتصادی پروژه در نظر گرفته شود: این مقدار 7 میلیون دلار است. هزینه ی واحد تولید تولید 35 مگاوات 11.9 میلیون دلار است PBT پایین 1.6A موجب می شود تا اجرای این روش بسیار موثر و جذاب باشد.

4.5.4 اصول اقتصادی راهبرد جهانی

اجرای کلی با یک PBT یکساله از نظر اقتصادی در سطح قیمت فعلی انرژی به صرفه است (جدول 12).

4.6 پس معیار بندی

تغییر شاخص های مورد استفاده برای معیار بندی بر اساس اجرای راهبرد در جدول 3 مشاهده شده است. مقادیر بهترین عملیات نیز در نظر گرفته شده است. اجرای همه ی روش ها موجب صرفه جویی 46.1 مگاوات (5.6 GJ/adt) بخار شده و کارخانه 15.5 GJ/adt را تولید می کند. این مقدار بسیار کمتر از میانگین کارخانه ی کرافت کانادا به میزان 18.5 GJ/adt است. کاهش حرارتی نیز از 8.1 به 2.5 GJ/adt می رسد. کارخانه همچنین وابستگی خود را به سوخت های فسیلی به بخار کاهش می دهد. صرفه جویی بخار 1080 متر مکعب بر ساعت است و مصرف آب کارخانه 73.1 m³/adt که این پایین تر از 75 m³/adt کانادا است. محتوی انرژی فاضلاب از 0.26 به 0 تا 0.11 MJ/MJ کاهش می یابد زیرا بخشی از مقدار انرژی آن ها بازیابی شده و نیز فاضلاب کمتری تولید می شود بعلاوه انرژی قابل دسترس از گازهای خارج شده از دیگ بخار به طور کامل توسط جریانات آب سرد بالاتر از نقطه ی پینچ ریکاوری می شوند. همچنین کاهش قابل توجهی در بخار برای گرمادهی آب ناشی از استفاده ی مجدد از آب و ریکاوری حرارت داخلی دیده می شود. اکسرژی تخریب شده در فرایند تا 32 درصد کاهش می یابد این کار با حذف استفاده از PRB صورت می گیرد که خود موجب کاهش شطوح فشار و کاهش مصرف بخار فرایند می گردد بعلاوه استفاده از توربین ها تولید 35 مگاوات برق می کند. استفاده از این روش موجب می شود تا فرایند ما به بهترین عملکرد خود نزدیک شود. با این حال برای تبدیل فرایند به بهترین عملیات در کارخانه، تجهیزات جدید بایستی در کارخانه نصب شود و این مسئله هنوز حل نشده است.

5. نتیجه گیری

بهبود فرایند به دست آمده توسط روش واحد فوق موجب صرفه جویی بسیار بالا در بخار به روش های قبلی که به صورت منفرد استفاده می شوند شده است.

دو مرحله ی اول: تعریف مورد پایه و معیار بندی پایه و اساس همه ی تجزیه تحلیل ها می باشند و به ویژه شناسایی سیستم های اکارآمد در سیستم های بخار و اب به این طریق صورت می گیرد. شبیه سازی کامپیوتری ابزاری مفید برای مطالعه ی تغییرات بیلان حرارتی فرایند است. شاخص های مبتنی بر مقدار انرژی و اکسرژی به کمی سازی کارایی سیستم های تولید بخار فعلی و نیز افت اکسرژی ناشی از ریکاوری حرارت داخلی و استفاده ی مجدد اب به صورت ناقص می کند.

اثرات متقابل انرژی و اب در این آنالیز بررسی شدند. کاهش مصرف اب موجب افزایش ذخیره و صرفه جویی در مصرف بخار و کاهش نیاز به سطح مقطع می شود و این در صورتی است که ریکاوری حرارت داخلی حتما در نظر گرفته شود. حذف ترکیب غیر ایزوترمال موجب افزایش نقطه ی حرارت بالاتر از نقطه ی پینچ می شود. استفاده از اکسرژی تخریب شده ابزاری کارآمد و منحصر به فرد برای شناسایی ناکارآمد ترین عملیات ترکیبی است.

استفاده از روش های ارتقای انرژی همراه با ابزار های تبدیل می تواند موجب افزایش درآمد زایی از طریق فروش برق و تقویت مبانی اقتصادی برنامه ی بازسازی و احیا شود. جایگزینی دیگ بیوماس با کارایی پایین فرصتی برای افزایش ظرفیت تولید بخار برای تولید برق است.

استفاده شاخص های کارایی مصرف انرژی اب و اکسرژی یک دید بلند مدتی از کارایی انرژی فرایند در اختیار می گذارد زیرا همه ی نیرو های محرک از حیث کیفیت و کمیت تجزیه تحلیل می شوند. تحلیل اکسرژی ابزاری تشخیصی می باشد نه ابزاری برای افزایش کارایی انرژی.

یک فرایند پیشرفته، مصرف کننده ی پایین اب و انرژی با سیستم های تولید بخار و اب داغ کارآمد است. کاهش اکسرژی تخریب شده و تلف شده با کنار گذاشتن دیگ های سوخت فسیلی و تولید برق منعکس می شود. استفاده ی از بهینه سازی ریاضی در سومین روش می تواند موجب افزایش پتانسیل در کار های آینده شود.

استفاده از راهبرد فوق می تواند یک فرایند ایمن از نظر زیست محیطی را ایجاد کند که نیازی به سوخت فسیلی برای تولید بخار ندارد: مصرف آب و بخار آن پایین تر از میانگین کانادا بوده و پتانسیل تولید درآمد بیشتر حاصل از تولید برق سبز از بیوماس را خواهد داشت.

حروف اختصاری

| | |
|-----------|---|
| a | سال |
| η_i | ضریب کارنوت |
| η | کارایی و عملکرد دیگ |
| CBM | هزینه ی اولیه ی ماژول $CBM_{steel}=3.18; CBM_{Ti}=11.2 (\$)$ |
| CTM | هزینه ی بیمه بر حسب دلار |
| CGR | هزینه ی تسهیلات کمکی بر حسب دلار |
| $C_{p,i}$ | ضرفیت حرارتی ($\text{kJ/kg}^\circ\text{C}$) |
| CR | بازیابی میعان |
| DSC | غلظت مواد محلول جامد |
| E_{SP} | انرژی عرضه شده به فرایند توسط سوخت برای تولید بخار مگاوات |
| EC_E | شاخص انرژی فاضلاب مگاژول / مگاژول |
| EC_{FG} | شاخص انرژی گاز های خروجی از دیگ (MJ/MJ) |
| EC_T | شاخص محتوی انرژی کل فاضلاب و گاز های دیگ (MJ/MJ) |

| | |
|--|------------------------|
| شاخص انرژی مورد نیاز برای گرم کردن آب (MJ/MJ) | EC_{WTot} |
| تبدیل انرژی | EC |
| ارتقای انرژی | EU |
| اکسرژی به دست آمده با اشتعال سوخت (MW) | $EX_{Fuels\ comb}$ |
| اکسرژی مورد نیاز توسط فرایند (MW) | EX_{Proc} |
| انرژی عرضه شده به فرایند توسط سوخت برای تولید بخار | EX_{SP} |
| انرژی کل مورد نیاز برای گرم کردن آب | EX_{WTot} |
| انرژی تخریب شده مربوط به تفاضل دمایی بین سینک های بخار و فرایند حرارتی | $EX_{dest,\Delta THX}$ |
| اکسرژی تخریب شده مربوط به انبساط ادیاباتیک بخار HP برای تولید LP | $EX_{dest,PRVs}$ |
| اکسرژی تخریب شده مربوط به تفاوت دمایی بین گاز های اشتعالی و دمای بخار HP | $EX_{dest,HPprod}$ |
| اکسرژی کل تخریب شده (تفاضل دمایی بین منابع و مخازن حرارتی و انبساط ادیاباتیک بخار) | $EX_{destroyed}$ |
| اکسرژی تلف شده ی مربوط به فاضلاب و گاز های دیگ بخار | $EX_{lost,eff+FG}$ |
| مقدار اکسرژی شاخص بخار | EX_{CE} |

| | |
|--|--------------|
| محتوی اکسرژی شاخص گاز بخار | EX_{CFG} |
| شاخص مقدار اکسرژی کل فاضلاب و گاز دیگ بخار | EX_{CT} |
| پتانسیل تولید دوگانه ی شاخص | EX_{CEC} |
| اکسرژی مناسب برای گرم کردن اب | EX_{Water} |
| اکسرژی شاخص مورد نیاز برای گرم کردن اب | EX_{CWTot} |
| اکسرژی مفید عرضه شده به فرایند | EX_U |
| انتالپی بخار (kJ/kg) | h_{out} |
| انتالپی اب تغذیه شده به دیگ | h_{in} |
| بخار پر فشار | HP |
| مقدار حرارت دهی بالای سوخت | HHV |
| مبدل حرارتی | HE |
| شبه ی مبدل حرارتی | HEN |
| سرمایه گذاری | I |
| بازیابی حرارت داخلی | IHR |
| بخار فشار پایین | LP |
| جریان توده ای بخار | M |
| جریان توده ای سوخت | m^v |
| حداقل دمای خنک کنندگی | m^f |
| حداقل نیاز انرژی | MCR |
| حداقل تولید فاضلاب | MER |

| | |
|----------------------------|---------------|
| بخار فشار متوسط | MEP |
| حداقل نیاز حرارت دهی | MP |
| حداقل مصرف اب | MHR |
| ترکیب غیر ایزوترمال | MWC |
| هزینه های عملیاتی | NIM |
| زمان بازپرداخت | OC |
| نقطه ی پینچ | PBT |
| زمان بازپرداخت | PP |
| دریچه ی آزاد سازی فشار | PRV |
| درآمد | R |
| پس انداز | S |
| دمای ورودی | T_{in} |
| دمای هدف | T_{target} |
| دمای منابع یا مخازن حرارتی | T |
| گاز های خروجی اب | T_i |
| دمای تیمار تصفیه ی فاضلاب | $T_{E.treat}$ |
| دمای تصعید اسید سولفوریک | T_{SAC} |
| دمای محیط | T_o |
| مصرف مجدد اب | WR |