

مدلسازی و امکان سنجی فنی اقتصادی استفاده از گرمای گازهای خروجی از دودکش کارخانه سیمان جهت تولید همزمان برق و حرارت

محمد ایزدپناه استاد

دانشجوی کارشناسی ارشد، گروه مهندسی شیمی، دانشگاه صنعتی قوچان، قوچان، ایران

حسین بیگی*

استادیار، گروه مهندسی شیمی، دانشگاه صنعتی قوچان، قوچان، ایران

چکیده

با توجه به اینکه مقادیر قابل توجهی از انرژی در صنعت سیمان استفاده می‌شود و بخش زیادی از این انرژی در فرآیند تولید، به صورت انرژی گرمایی به همراه گازهای دودکش هدر می‌رود، در این پژوهش با استفاده از ارزش زمانی پول در برگشت سرمایه، به امکان‌سنجی استفاده از انرژی گرمایی گازهای اتلافی از دودکش کارخانه سیمان بجنورد، جهت تولید همزمان برق و حرارت، پرداخته شده است. دمای کمینه گازهای خروجی از دودکش‌های شماره I و II کارخانه سیمان بجنورد به ترتیب 130°C و 250°C می‌باشد. از انرژی گرمایی گازهای دودکش شماره I و II، طی چند مرحله استفاده می‌شود تا آب ورودی به سیستم تولید همزمان حرارت و برق، به بخار فراگرم تبدیل شود. نتایج نشان دادند که با استفاده از سیستم بازیافت انرژی گرمایی در کارخانه سیمان و تولید برق، می‌توان در مدت زمان ۲/۲۶ سال برگشت سرمایه داشت. در این شرایط دمای گازهای خروجی از سیستم تولید همزمان برق و حرارت به 112°C و 104°C می‌رسد.

واژه‌های کلیدی: صنعت سیمان، بازیافت حرارت، دوره برگشت سرمایه، تولید همزمان برق و حرارت، مدلسازی ترمودینامیکی.

Modeling and Tech Economics Feasibility of Using Heat of flue Gases of Cement Plant for Cogeneration of electricity and heat

M. Izadpanahostad

Department of Chemical Engineering, Quchan University of Technology, Quchan, Iran

H. Beiki

Department of Chemical Engineering, Quchan University of Technology, Quchan, Iran

Abstract

The Cement industry is one of the highest energy consuming industries in the world. The cement industry consumed a large part of total energy. A large portion of this energy is wasted by exhaust gases from the chimney and vented to the atmosphere. With using the time value of money in payback period, in this study, the feasibility of using hot chimney gases from Bojnourd Cement Company chimneys to cogenerate heat and power system has been investigated. The minimum temperatures of the hot gases from the chimney NO. I and II were 130°C and 250°C , respectively. The thermal energy of the chimney gases was used to convert inlet water stream to superheated vapor. The results revealed that using an energy recovery system at this plant and generating electricity, it could be possible to return the investment in 2.26 years. Finally, the temperature of the exhaust gases from combined heat and power generation system reached to 112°C and 104°C .

Keywords: Cement industry, Energy recovery, Combined heat and power, Payback period, Thermodynamic modeling.

وگرمای استفاده می‌شود [۳ و ۴]. از مزیت‌های استفاده از این فناوری، می‌توان به کاهش و بهینه‌سازی مصرف انرژی و به تبع آن کاهش آلودگی‌های زیست محیطی اشاره کرد [۵].

صنعت سیمان یکی از صنایع مهم تولیدی است که سهم زیادی از مصرف انرژی را به خود اختصاص داده است، و نسبت به سایر صنایع مانند صنایع تولید فلزات (مس، آلومینیوم، فولاد) انرژی بیشتری مصرف می‌کند [۶]. در فرآیند تولید سیمان مقادیر قابل توجهی گازهای داغ، با دمای بالا از طریق دودکش‌های کارخانه خارج می‌شود و در نتیجه آن انرژی زیادی به صورت گرما تلف می‌شود، در حالی که این انرژی قابل بازیافت است. تحقیقاتی در این زمینه انجام شده است.

عرب و جلالی در تحقیقات خود به این نتیجه رسیدند که استفاده از فناوری تولید همزمان برق و گرما در صنعت سیمان کاملاً موجه است و مزیت‌های اقتصادی برای کارخانه خواهد داشت [۷]. مادلولا و همکاران به این نتیجه رسیدند که انرژی مورد استفاده برای تولید هر

۱- مقدمه

با پیشرفت‌های صنعتی و رشد جمعیت، امروزه یکی از مشکلات اساسی تمامی کشورهای جهان به ویژه کشورهای در حال توسعه، مسئله تامین انرژی می‌باشد. با توجه به اینکه انرژی‌های فسیلی، پایان پذیر هستند، دستیابی به راهکارهایی در جهت صرفه جویی و بازیافت انرژی می‌تواند تأثیرات قابل توجه در پیشرفت و توسعه کشورها داشته باشد. از جمله راهکارهای بهینه‌سازی مصرف انرژی، تولید همزمان برق و حرارت است [۱ و ۲]. در این روش انرژی الکتریکی و حرارتی با استفاده از یک منبع انرژی به طور همزمان تولید می‌شود. چنانچه هر کدام از این دو نوع از انرژی (برق و حرارت) اضافی باشند می‌توان با استفاده از تجهیزات سرمایه‌گذاری برای تولید سرما نیز استفاده شوند. روش بازیافت گرمایی، یکی از شاخه‌های فناوری تولید همزمان است که در این روش از گرمای گازهای داغ حاصل از فرایندهای صنعتی در جهت تولید برق

* نویسنده مکاتبه کننده، آدرس پست الکترونیکی: hbeiki@qiet.ac.ir

تاریخ دریافت: ۹۶/۰۶/۲۸

تاریخ پذیرش: ۹۸/۰۱/۱۹

تن سیمان تقریباً ۴ گیگاژول می‌باشد [۸]. در تحقیق دیگری نشان داده شده است که تقریباً ۳۵٪ از انرژی ورودی در تولید سیمان به صورت گازهای اتلافی وارد محیط می‌شود [۹]. راسل و همکاران نشان دادند که استفاده از گرمای بازیافتی به جای سوخت‌های فسیلی می‌تواند $10^5 \times 1/264$ دلار در سال موجب صرفه جویی در مصرف انرژی در یک کارخانه سیمان پرتلند آندونزی با تولید روزانه حدود ۳۱۲۰ تن سیمان شود [۱۰]. در یک ممیزی انرژی برای یک کارخانه تولید سیمان نشان داده شد که بازگشت سرمایه با استفاده از فناوری بازیافت گرمای کمتر از ۱/۵ سال خواهد بود، همچنین می‌توان ۳۰٪ توان مورد نیاز کارخانه را تأمین کرد [۱۱]. آنالیز انجام گرفته در یک کارخانه تولید سیمان در هند حاکی از آن بود که بخار تولید شده در این فرآیند، با افزایش فشار دیگ بخار، کاهش می‌یابد که در نتیجه این تغییر، توان تولیدی نیز کاهش خواهد یافت [۱۲]. امیری راد و محمدی بازیابی گرمای گازهای داغ خروجی از دودکش‌های کارخانه سیمان سبزوار با دماهای بیشینه ۳۸۰ و ۳۱۵ درجه سلسیوس را جهت تولید برق شبیه سازی کردند. آنها نشان دادند که جهت رسیدن به بیشینه توان تولیدی، فشار بهینه دیگ بخار معادل ۱۳۹۸kPa می‌باشد [۱۳].

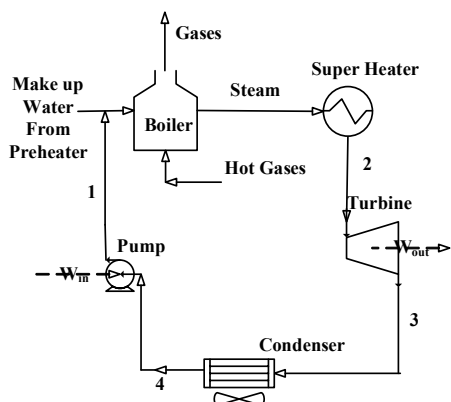
با توجه به اهمیت صرفه جویی در مصرف انرژی، در این مقاله تولید همزمان برق و گرما در کارخانه سیمان بجنورد با استفاده از گازهای داغ خروجی از دودکش‌های کارخانه مورد بررسی قرار گرفته است. کارخانه سیمان بجنورد با ظرفیت تولید $5500 \frac{تن}{روز}$ دارای دو خط تولید می‌باشد که از اواخر پاییز ۱۳۹۳ خط تولید شماره ۲ با ظرفیت $\frac{تن}{روز}$ ۳۵۰۰ در حال تولید می‌باشد. خط تولید شماره ۲ دارای ۲ آگروز اصلی است که گازهای داغ حاصل از فرآیند تولید سیمان با دماهای متوسط $130^{\circ}C$ تا $300^{\circ}C$ به محیط انتقال می‌دهد.

۲- مدلسازی ترمودینامیکی

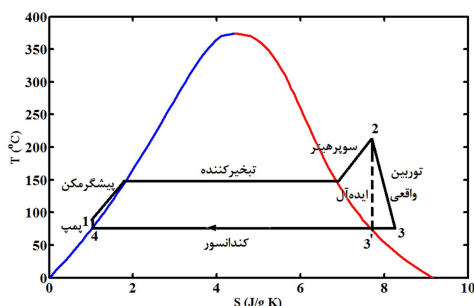
هدف از مدل سازی ترمودینامیکی، ایجاد ارتباط بین پارامترهای مؤثر در فرآیند تولید همزمان برق و گرما به منظور پیش بینی رفتار و عملکرد فرآیند می‌باشد [۱۴ و ۱۵]. سیستم تولید همزمان برق و گرما قابل استفاده در صنعت سیمان از نوع سیستم‌های نزولی است، که مبنای کار این سیستم بازیافت گرما^۱ می‌باشد [۱۶]. در این مدلسازی تجهیزات مورد نیاز برای استفاده از فناوری تولید همزمان برق و گرما متشکل از دیگ بخار، فراگرمن، توربین بخار، چگالنده، پمپ و ژنراتور برق می‌باشد. طرحواره چرخه بخار مورد استفاده در این پژوهش در شکل ۱ نشان داده شده است. نمودار ترمودینامیکی سیکل در شکل ۲ ارائه شده است. سیکل بخار یکی از چرخه های مرسوم و پر استفاده در تولید برق است که از مزایای آن می‌توان به هزینه‌های پایین عملیاتی و ثابت آن اشاره کرد.

در خروجی چگالنده سیال کاری به حالت آب مایع اشباع وارد پمپ می‌شود. این جریان با شماره ۴ در شکل ۱ مشخص شده است. خروجی چگالنده قبل از ورود به پمپ، هواگیری می‌شود. فشار آب به کمک پمپ افزایش می‌یابد. البته مقدار کمی دمای آب خروجی از پمپ

نیز افزایش خواهد داشت. در این شرایط آب به حالت آب مایع متراکم تبدیل می‌شود. این جریان با شماره ۱ در شکل‌های ۱ و ۲ مشخص است. سپس آب مایع متراکم وارد دیگ بخار شده و طی سه بخش انتقال گرما به حالت بخار فوق داغ می‌رسد. این جریان با شماره ۲ در شکل‌های ۱ و ۲ مشخص شده است. بخش‌های انتقال گرما در دیگ بخار و فراگرمن شامل: گرمایش آب مایع متراکم تا دمای اشباع، تبخیر در دما و فشار ثابت (خط افقی در شکل ۲) و فراگرم کردن بخار اشباع تا دمایی که به اندازه کافی از دمای اشباع بخار بالاتر باشد (حدود $50^{\circ}C$) می‌باشد. با بازیابی گرما اتلافی گازهای دودکش و استفاده از لوله‌های فشار، آب مایع تبدیل به بخار فوق داغ با دما و فشار بالا می‌شود و قدرت لازم جهت به حرکت درآوردن پره توربین بخار را دارد. طی یک فرآیند انبساط آدیاباتیک برگشت پذیر بخار فوق داغ ورودی به توربین تا فشار چگالنده منبسط می‌شود. از آنجا که در شرایط واقعی، فرآیند انبساط برگشت ناپذیر است با استفاده از راندمان ایزنتروپیک می‌توان کار واقعی توربین را بدست آورد. شرایط طوری است که خروجی توربین منحنی اشباع را قطع نکند و چگالش روی پره توربین رخ ندهد و به تبع آن خوردگی پره توربین کاهش یابد. انبساط ایده‌آل (آنتروپی ثابت) به صورت خط چین عمودی و انبساط واقعی با شماره‌های ۳ و ۴ در شکل ۲ نشان داده شده است.



شکل ۱- طرحواره چرخه تولید همزمان برق و حرارت

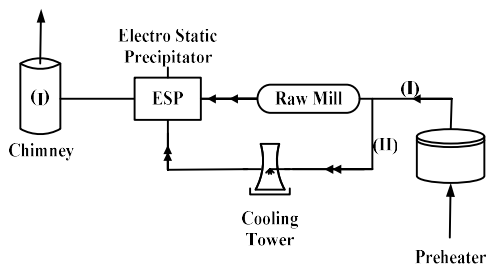


شکل ۲- نمودار دما-آنتروپی چرخه بخار

در این مدلسازی فرضیات زیر در نظر گرفته شده است:

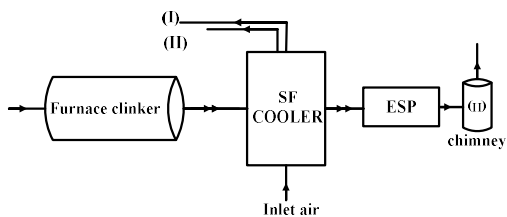
- ۱- تمامی فرآیندها در حالت پایا می‌باشند.
- ۲- گازهای خروجی از دودکش‌ها از معادله حالت گاز ایده‌آل پیروی می‌کنند.
- ۳- از اتلاف گرمایی در دستگاه‌ها صرف نظر شده است (با

^۱Heat Recovery Steam Generator



شکل ۳- گازهای خروجی از دودکش ۱

در شرایطی که آسیاب مواد خام مشغول به فعالیت است گازهای داغ با دمای 300°C از پیش گرمکن خارج شده و پس از استفاده در فرآیند خشک کردن آسیاب مواد خام، دمای آن به 130°C کاهش می‌یابد. سپس با عبور از الکترو فیلتر^۳ جهت غبارگیری، گازهای داغ از طریق دودکش (۱) وارد محیط می‌شوند. اما در شرایطی که آسیاب مواد خام فعال نباشد (در حدود ۴ ساعت پیک مصرف برق) گازهای خروجی از پیش گرمکن مستقیماً پس از سرد شدن در برج خنک کن^۴ وارد الکترو فیلتر شده و از دودکش (۱) خارج می‌شوند. دومین دودکش اصلی خط ۲ سیمان بجنورد در شکل ۴ نشان داده شده است. کلینکر پس از فرآیند پخت جهت سرد شدن وارد SF کولر می‌شود. در SF کولر هوا توسط فن به داخل دمیده می‌شود و پس از سرد کردن کلینکر به صورت مخلوط با گازهای حاصل از پخت کلینکر به الکتروفیلتر منتقل شده و با دمای 250°C از طریق دودکش (۲) وارد محیط می‌شوند.



شکل ۴- گازهای خروجی از دودکش ۲

در جدول ۱ سرعت و دبی گازهای خروجی از دودکش‌ها نشان داده شده است.

جدول ۱- مشخصات گازهای خروجی از دودکش‌ها

دودکش	سرعت (m/s)	قطر (m)	دبی حجمی (m^3/s)	دما ($^{\circ}\text{C}$)
دودکش ۱- آسیاب فعال	۱۱/۳	۲/۵	۱۰۸/۷۲	۱۳۰-۱۵۰
دودکش ۱- آسیاب غیرفعال	۹/۲	۳/۵	۸۸/۵۱	۱۳۰-۱۵۰
دودکش ۲- SF کولر	۶/۵	۳/۸	۷۳/۷۲	۲۵۰-۳۰۰

(*) سطح مقطع دودکش‌ها دایره ای است.

استفاده از عایق کاری مناسب امکان پذیر است).

۴- بخار آب تولیدی در دیگ بخار بصورت بخار اشباع در نظر گرفته شده است (با توجه به طراحی دیگ بخار امکان پذیر است).

۵- گازهای خروجی از دودکش‌ها به صورت کامل غبارگیری شده‌اند. بنابراین فرض، عمر مفید تجهیزات مرتبط، ۱۰ سال در نظر گرفته شده است.

۶- تغییری در تجهیزات فرآیندی موجود در کارخانه ایجاد نشده است و محاسبات بر مبنای خصوصیات و مشخصات گازهای خروجی از دودکش‌ها انجام شده است.

۷- آب ورودی به جوش آور جهت تولید بخار سختی‌گیری شده است و آب تصفیه شده به فرآیند وارد می‌شود.

۸- جریان جبرانی^۱ جهت جبران هدر رفت سیال کاری سیکل به دلیل نشتی در مدار، معادل با ۱۰٪ ظرفیت دیگ بخار در نظر گرفته شده است.

۹- اختلاف دما در ورودی و خروجی چگالنده معادل با 10°C در نظر گرفته شده است.

۱۰- با توجه به نوسانات دمای محیط در فصول مختلف سال، دمای گازهای خروجی از دودکش (۱) بین 130 تا 150 درجه سلسیوس و دمای گازهای خروجی از دودکش (۲) بین 250 تا 300 درجه سلسیوس متغیر است. در محاسبات انجام شده، کمینه دمای دودکش‌ها در نظر گرفته شده است.

۱۱- با توجه به اطلاعات موجود در آرشینو کارخانه، از سال ۹۳، خط تولید سیمان همواره فعال بوده و نوسانات بازار به دلیل تغییر فصل (زمستان) و یا رکود بازار بر تولید تأثیری نداشته است. بنابراین در مدلسازی فرض بر آن است که همواره گاز داغ خروجی از دودکش در دسترس است.

۳- باز یافت حرارت گازهای دودکش‌ها

۳-۱- گازهای خروجی از دودکش‌های کارخانه سیمان بجنورد

در فرآیند تولید سیمان به مقادیر قابل توجهی انرژی نیاز است که این انرژی از طریق سوخت‌های فسیلی تامین می‌شود. بخشی از انرژی مصرف شده در طول فرآیند تولید سیمان به صورت گرما توسط گاز-های خروجی از دودکش وارد محیط می‌شوند.

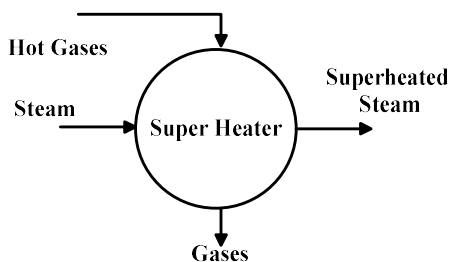
در خط تولید شماره ۲ کارخانه سیمان بجنورد این گازها از ۲ دودکش اصلی خارج می‌شوند. همان طور که در شکل ۳ قابل مشاهده است گازهای خروجی از پیش گرمکن^۲ در دو شرایط قابل استفاده‌اند: ۱- در شرایطی که آسیاب مواد خام فعال باشد (مسیر I) ۲- در شرایطی که آسیاب مواد خام فعال نباشد (مسیر II).

^۳ Electro Static Precipitator

^۴ Cooling Tower

^۱ Make up

^۲ Preheater



شکل ۶- دستگاه فراگرمکن جهت تولید بخار مافوق گرم

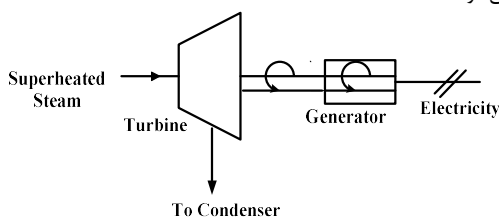
دستگاه فراگرمکن جهت انجام این فرآیند نیاز به انرژی گرمایی دارد که این گرما از گازهای خروجی دیگ بخار تامین می‌گردد. مقدار انرژی مورد نیاز از رابطه (۲) محاسبه می‌شود:

$$Q_s = n_w (H_{out} - H_{in}) \quad (2)$$

که در آن Q_s انرژی مورد نیاز دستگاه فراگرمکن و H_2, H_1 به ترتیب آنتالپی بخار ورودی و آنتالپی بخار خروجی از دستگاه می‌باشند.

۳-۵- تولید کار مکانیکی در توربین

بخار فراگرم تولید شده در دستگاه فراگرمکن به توربین منتقل شده و توربین را به حرکت در می‌آورد. کار مکانیکی تولید شده در توربین از طریق یک میله‌ی محوری که یک سر آن به توربین و سر دیگر آن به ژنراتور کوپل شده است، مطابق شکل ۷ به ژنراتور منتقل می‌شود.



شکل ۷- طرحواره تولید انرژی الکتریکی با استفاده از توربین و ژنراتور

توربین کل بخار فراگرم تولید شده در فراگرمکن را دریافت نموده و با بازدهای زنتروپیک ۷۵٪ به کار مکانیکی تبدیل می‌نماید [۱۷]. مقدار توان خروجی از توربین از رابطه ۳ محاسبه کرد.

$$P_{out} = Q_{in} \times \delta_{turbine} \quad (3)$$

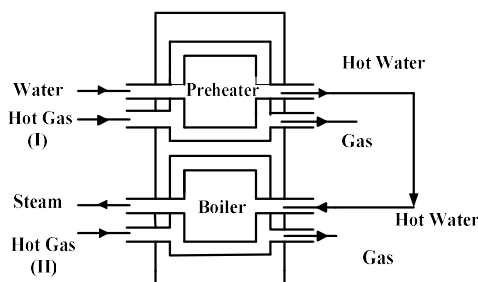
که در آن P_{out} توان خروجی از توربین، Q_{in} انرژی ورودی توربین و $\delta_{turbine}$ بازده توربین می‌باشد. انرژی ورودی به توربین از رابطه ۴ محاسبه می‌شود.

$$Q_{in} = (H_{in} - H_{out}) n_w \quad (4)$$

که در آن H_{in} آنتالپی بخار ورودی به توربین، H_{out} آنتالپی بخار خروجی از توربین می‌باشد. با توجه به تلافات حرارتی و کارایی توربین، تغییرات آنتالپی ورودی و خروجی توربین ۷٪ فرض شده است [۱۷ و ۱۸].

۳-۲- دیگ بخار

سیستم تولید برق و گرما همزمان مورد بررسی در این پژوهش بر پایه تولید بخار و استفاده از توربین می‌باشد. از این رو حرارت گازهای خروجی از دودکش در یک دیگ بخار به آب منتقل می‌شود تا بخار مورد نیاز توربین را تامین کند. برای این کار دیگ بخار طراحی شده در شکل ۵ مورد استفاده قرار می‌گیرد. دیگ بخار به صورت پایا گازهای داغ با دماهای $130^\circ C$ و $250^\circ C$ را دریافت می‌کند و آب ورودی را به آب اشباع مایع $100^\circ C$ و سپس به آب بخار اشباع تبدیل می‌نماید. از مقاومت گرمایی جداره‌های داخلی دیگ بخار صرف نظر شده است. گازهای داغ خروجی از دودکش (۱) جهت پیش گرمکنی آب استفاده می‌شوند و گازهای داغ خروجی از دودکش (۲) جهت تبدیل آب مایع اشباع به آب بخار اشباع استفاده می‌شود.



شکل ۵- دیگ بخار شامل بخش‌های پیش گرمکن و تبخیرکننده

۳-۳- موازنه انرژی حول دیگ بخار

جهت تعیین میزان بخار آب تولیدی دیگ بخار به عنوان حجم کنترل در نظر گرفته می‌شود و حول آن موازنه انرژی نوشته می‌شود. با استفاده از رابطه (۱) مقدار بخار تولید شده محاسبه می‌شود.

$$n_g C_{pg} \Delta T_g = n_w C_{pw} \Delta T_w + n_w H_{fg} \quad \text{Error! Bookmark not defined.}$$

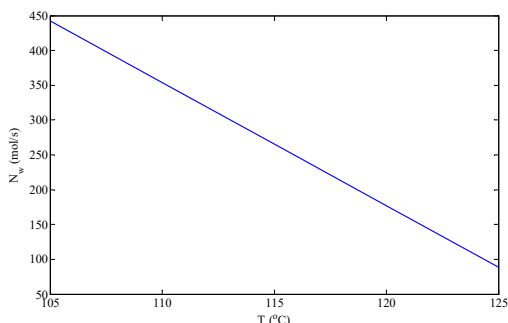
که در آن $n_g, C_{pg}, \Delta T_g$ به ترتیب دبی مولی، ظرفیت گرمایی ویژه و تغییرات دمای گازهای داغ دودکش، و n_w دبی مولی بخار آب خروجی از دیگ بخار، C_{pw} ظرفیت گرمایی ویژه آب، ΔT_w تغییرات دمای آب و H_{fg} آنتالپی تبخیر آب می‌باشند.

۳-۴- تولید بخار فراگرم

بخار اشباع خروجی از دیگ بخار به لحاظ کیفیت باید بهبود یابد تا بازده بیشتری از توربین دریافت شود و از خوردگی توربین جلوگیری شود. به همین علت دستگاه فراگرمکن، بخار اشباع خروجی از دیگ بخار را به بخار فراگرم تبدیل می‌کند (شکل ۶).

می‌شود. در شبیه سازی‌ها دمای آب جبرانی، به کمک انرژی گرمایی گازهای ۱، از ۲۵ °C به ۷۰ °C می‌رسد و وارد سیکل می‌شود. آب ورودی به تبخیرکننده ۷۰ °C و ظرفیت گرمایی ویژه آب در بازه دمایی ۲۵ °C تا ۱۰۰ °C به طور متوسط معادل ۷۵/۶۱ J/mol K در نظر گرفته شده است. همچنین ظرفیت گرمایی ویژه گازهای خروجی از دودکش به طور متوسط معادل ۳۷/۴۶ J/mol K در نظر گرفته شده است.

همانطور که قبلاً اشاره شد، از گازهای ۱ با دمای ۱۳۰ °C برای افزایش دمای آب ورودی به تبخیرکننده استفاده می‌شود. در شکل ۹ تاثیر دمای خروجی گازهای ۱ از جوش‌آور را بر ظرفیت ورودی آب برحسب mol/s نشان می‌دهد. بدیهی است هرچه قدر دمای خروجی گازهای ۱ از جوش‌آور کمتر باشد، انرژی حرارتی بیشتری آزاد کرده‌اند و به تبع آن آب بیشتری را می‌توان گرم کرد. با توجه به شکل ۹ با کاهش دمای خروجی گازهای ۱ از جوش‌آور ظرفیت پذیرش آب در جوش‌آور بیشتر می‌شود. افزایش دبی آب ورودی به فرآیند تولید همزمان برق و گرما موجب بزرگ شدن ابعاد دستگاه‌ها و تجهیزات فرآیندی می‌شود و به تبع آن هزینه‌های اقتصادی افزایش می‌یابد. بنابراین با برآوردهای اقتصادی می‌توان دما و دبی بهینه را مشخص نمود.



شکل ۹- اثر دمای گازهای ۱ خروجی از جوش‌آور بر میزان تولید آب گرم

با توجه به شبیه سازی‌ها دمای خروجی گازهای ۱ از جوش‌آور، نمی‌تواند کمتر از حدود ۱۱۷ °C شود. در واقع در دماهای کمتر از این مقدار، گازهای ۲ نمی‌توانند بخار اشباع ۱۰۰ °C تولید کنند. در واقع در این دما، دمای خروجی گازهای ۲ از ۲۵۰ °C به حدود ۱۱۰ °C می‌رسد. از آنجا که از انرژی گازهای ۲ در مرحله فراگرمکن نیز استفاده می‌شود، بهتر است در شبیه سازی‌ها از دماهای بالاتر از ۱۱۷ °C استفاده شود.

در شکل ۱۰ اثر فشار چرخه بخار بر ظرفیت تولید بخار تیخیر کننده نشان داده شده است. همانطور که در شکل ۱۰ مشاهده می‌شود با افزایش فشار چرخه، دبی سیال کاری کاهش می‌یابد، از طرفی افزایش فشار تاثیر مستقیم بر توان تولیدی، کار توربین و افزایش هزینه‌های ثابت و عملیاتی دارد. بنابراین می‌توان فشار بهینه را با توجه به محاسبات اقتصادی مربوطه مشخص کرد. شرایط بهینه سیکل بخار در ادامه ارائه شده است.

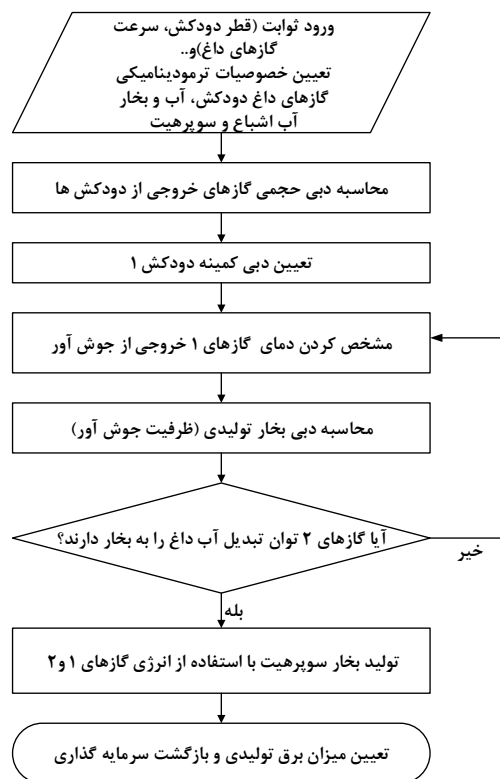
در این فرآیند بازده ژنراتور ۹۸٪ در نظر گرفته شده است [۱۲]. می‌توان با استفاده از رابطه ۵ مقدار توان الکتریکی تولید شده با بازیافت حرارتی را محاسبه کرد.

$$E_e = P_{out} \times \delta_{generator} \quad (5)$$

که در آن E_e توان الکتریکی تولیدی و بازده ژنراتور می‌باشد.

با توجه به مطالب گفته شده، برای دودکش شماره (۱) دو شرایط عملیاتی وجود دارد. شرایطی که آسیاب مواد خام فعال است و شرایطی که آسیاب مواد خام غیر فعال می‌باشد. این دو شرایط موجب وجود دو دبی حجمی از گازهای داغ خروجی از دودکش (۱) می‌شوند. در شبیه سازی‌ها جهت جلوگیری از بروز پیچیدگی فقط از یک شرایط استفاده شده است. در شبیه سازی‌ها شرایطی که آسیاب مواد خام غیر فعال باشد، انتخاب شده است. از آنجا که هدف تعیین امکان پذیری است، بدترین شرایط انتخاب شده است. در واقع در این شرایط دبی گاز داغ خروجی از دودکش کمتر است و به تبع آن انرژی کمتری در دسترس خواهد بود.

شکل ۸ الگوریتم محاسبات را نشان می‌دهد. همانطور که قبلاً گفته شد، برای دودکش یک دو حالت وجود دارد. در شبیه سازی‌ها از حالتی که انرژی کمتری دارد (شرایط غیر فعال بودن آسیاب مواد خام) استفاده شده است.



شکل ۸- الگوریتم محاسبات بازیافت انرژی گازهای داغ

۴- نتایج و بحث‌ها

در ادامه گازهای داغ خروجی از دودکش (۱) به اختصار گازهای ۱ و گازهای داغ خروجی از دودکش (۲) به اختصار گازهای ۲ بیان

جدول ۲- هزینه‌های ثابت و عملیاتی سیستم CHP [۱۹-۲۱]

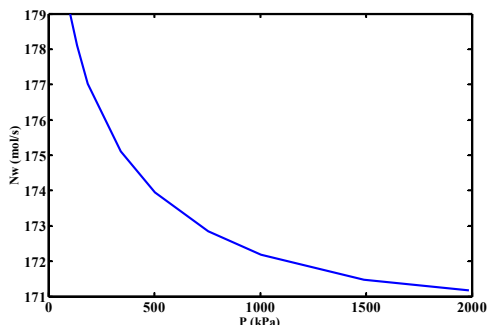
تجهیزات	رابطه هزینه‌های ثابت (\$)	رابطه هزینه‌های عملیاتی (\$/kWh)
پکیج بویلر	$38177 \left(N_w \times \frac{18}{1000} \right)^{0.7182}$	0.0027
توربین بخار	$2827.1 W^{0.5671}$	0.003
چگالنده	$4900 + 720 Q^{0.9}$	0.002
سختی‌گیری آب	$6200 + 634.6 (0.1 N_w)^{0.7}$	0.003

در جدول ۲، kW کار تولیدی توربین برحسب Q ، kW بار حرارتی چگالنده برحسب kW می‌باشد. پکیج بویلر شامل هزینه‌های تبدیل آب سرد ورودی به بخار فراگرم، هواگیر آب ورودی، پمپهای خوراک جوش آور، سیستم تزریق شیمیایی^۳ و هزینه‌های منازمی باشد.

با توجه به این موضوع که هزینه‌های ثابت موجود در مراجع [۱۹] و [۲۰]، به ترتیب مربوط به سال ۲۰۰۲ و ۲۰۰۶ میلادی می‌باشد، می‌بایست قیمت‌ها بروز شود و ارزش زمانپول^۴ محاسبه شود. برای این منظور از رابطه مربوط به نرخ بهره مرکب^۵ استفاده می‌شود. در واقع مبالغ مربوط به سال‌های ۲۰۰۲ و ۲۰۰۶ باید در $(1+i)^n$ ضرب شوند. که در آن i نرخ متوسط بهره و N تفاضل سال حاضر با سال‌های ۲۰۰۲ و ۲۰۰۶ می‌باشد. طبق آمار موجود در سایت بانک مرکزی ایران [۲۲]، نرخ بهره متوسط در ۱۴ سال گذشته ($N=14$) برابر با ۲۰٪ در نظر گرفته می‌شود. جهت محاسبه مدت زمان بازگشت سرمایه از رابطه زیر استفاده می‌شود [۱۹]:

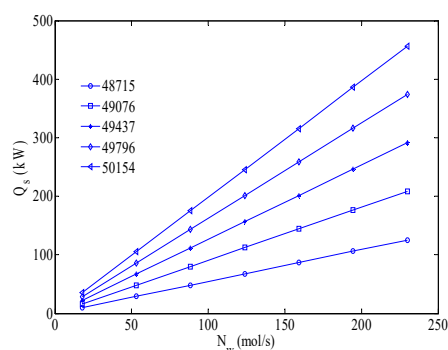
$$\sum_{k=1}^n \left(\left(FC \left[\frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \right] \right) + OC \times y \times NC_k \right) - SV \times \left[\frac{i}{(1+i)^n - 1} \right]_k - PC \times NC_{power} \times y = 0 \quad (6)$$

پارامترهای رابطه ۶ در جدول ۳ تشریح شده‌اند. در رابطه ۶، زمان برگشت سرمایه با y نشان داده شده است. با توجه به مینیمم زمان برگشت سرمایه می‌توان محدوده مناسب عملیاتی سیستم CHP را مشخص کرد. در محاسبات برگشت سرمایه، عمر تجهیزات ۱۰ سال و ارزش اسقاط تجهیزات ۵٪ درصد هزینه‌های ثابت آنها، در نظر گرفته شده است.



شکل ۱۰- اثر فشار چرخه بر روی ظرفیت تبخیر کننده

در شکل ۱۱ انرژی موردنیاز دستگاه سوپرهیتر برحسب دبی بخار تولیدی برای آنتالپی‌های مختلف بخار سوپرهیت نشان داده شده است. منحنی‌های موجود در شکل ۱۱، خطوط آنتالپی ثابت برای بخار سوپرهیت می‌باشند که مقادیر آن برحسب J/mol است. با توجه به شکل ۱۱، با افزایش دبی بخار تولیدی برای هر آنتالپی ثابت، بار حرارتی دستگاه فراگرمکن افزایش می‌یابد. همچنین می‌توان نتیجه گرفت که دستگاه فراگرمکن در دبی‌های بالای بخار تولیدی، موثرتر خواهد بود. در واقع با افزایش دبی بخار و تولید بخار سوپرهیترتر برق بیشتری تولید می‌شود.



شکل ۱۱- انرژی مورد نیاز دستگاه فراگرمکن

جهت مشخص کردن شرایط بهینه می‌بایست ملاحظات اقتصادی را در نظر گرفت. مقدار هدف در این کار سریعترین مدت زمان بازگشت سرمایه است. برای این منظور هزینه‌ها به صورت هزینه‌های ثابت^۱ و عملیاتی^۲ در نظر گرفته می‌شود. رابطه مربوط به این هزینه‌ها در جدول ۲ ارائه شده است. با توجه به اینکه بخش اعظم هزینه عملیاتی جوش آور مربوط به تامین بار حرارتی است، و از آنجا که این حرارت از گازهای دودکش کارخانه سیمان تامین می‌شود، در محاسبات برگشت سرمایه از ۷۵٪ هزینه عملیاتی بخش تولید بخار فراگرم صرف نظر می‌شود. مابقی هزینه‌های عملیاتی در نظر گرفته شده (۲۵٪) در نظر گرفته شده در محاسبات، سهم هزینه‌های تامین فشار و انتقال بخار می‌باشد.

³Chemical Injection system⁴Time value of money⁵Compound interest¹ Fixed costs² Operating costs

۶- تشکر و قدردانی

نویسندگان مقاله از پرسنل کارخانه سیمان بجنورد به واسطه در اختیار دادن داده‌های مورد نیاز بمنظور انجام این پژوهش، تشکر می‌کنند.

۷- فهرست علائم

Cp	ظرفیت گرمایی (J/mol K)
E _c	توان الکتریکی تولیدی (kW)
FC	هزینه ثابت (\$)
H	آنتالپی (J/mol)
i	نرخ متوسط بهره (/.)
k	شمارنده تعداد تجهیزات
n	عمر مفید دستگاه (year). تعداد تجهیزات
\dot{n}	دبی مولی (mol/s)
N	اختلاف عددی سال گزارش قیمت دستگاه در مراجع با سال حاضر
NC	ظرفیت نامی (kW)
OC	هزینه عملیاتی (\$/kWh)
P	توان خروجی از توربین (kW)
PC	قیمت فروش برق تولیدی (\$/kWh)
Q	شدت انرژی (kW)
SV	ارزش اسقاط (\$)
ΔT	تغییرات دما (°C)
W	شدت کار تولیدی توربین (kW)
y	زمان برگشت سرمایه (year)
δ	بازده

زیر نویس‌ها

fg	گرمای نهان
g	گازهای داغ دودکش
generator	ژنراتور
in	ورودی
out	خروجی
s	فراگرمن
turbine	توربین
w	آب

جدول ۳- پارامترهای رابطه [۱۹-۲۱]

پارامتر	مقدار	واحد
عمر تجهیزات n	۱۰	سال
نرخ بهره	۲۰	%
قیمت دلار	۳۰۰۰۰	ریال
تعداد تجهیزات k	۲	—
هزینه ثابت FC	طبق جدول ۲	\$
هزینه عملیاتی OC	طبق جدول ۲	\$/kWh
ارزش اسقاط SV	۵٪ هزینه‌های ثابت	\$
قیمت فروش برق تولیدی PC	۰/۰۸۸	\$/kWh

در محاسبات اقتصادی تجهیزات موجود در سیستم CHP به دو دسته تقسیم شده‌اند. دسته اول تجهیزات مربوط به تولید بخار سوپرهیت و دسته دوم تجهیزات تولید برق می‌باشند.

با توجه به اطلاعات جداول ۲ و ۳ و استفاده از رابطه ۶، سریعترین زمان برگشت سرمایه معادل ۲/۲۶ سال خواهد شد. شرایط عملیاتی مربوط به این زمان برگشت سرمایه در جدول ۴ نشان داده شده است. با توجه به مقادیر بدست آمده، نمی‌توان از گازهای ۲ خروجی از جوش آور در دستگاه فراگرمن استفاده کرد. در واقع دمای گازهای خروجی از فراگرمن بیشتر از دمای گازهای ۲ خروجی از جوش آور است.

جدول ۴- شرایط رسیدن به حداقل زمان برگشت سرمایه

پارامتر	مقدار	واحد
دبی بخار تولیدی جوش آور	۲۲۹/۹	mol/s
دمای گازهای ۱ خروجی از جوش آور	۱۱۷	°C
دمای گازهای ۲ خروجی از جوش آور	۱۰۴/۸	°C
دمای گازهای داغ خروجی از سوپرهیتر	۱۱۲/۴۵	°C
بیشینه فشار چرخه بخار	۵۰۲/۱	kPa

۵- نتیجه گیری

در این پژوهش امکان سنجی استفاده از سیستم تولید برق و گرما همزمان در کارخانه سیمان بجنورد مورد بررسی قرار گرفت. جهت تولید همزمان برق و گرما از انرژی گازهای خروجی از دودکش‌های کارخانه سیمان بجنورد استفاده شده است. نتایج نشان دادند که هر چقدر حرارت بیشتری از گازهای ۱ در جوش آور گرفته شود، ظرفیت پذیرش آب و به تبع آن تولید بخار در جوش آور افزایش می‌یابد. دمای گازهای ۱ نمی‌تواند از حدود ۱۱۷ °C کمتر شود. در دماهای کمتر از این مقدار گازهای ۲ قادر نخواهند بود گرمای نهان مورد نیاز تبخیر را فراهم کنند. همچنین دستگاه فراگرمن در دبی‌های بالای بخار تولیدی جوش آور، موثرتر خواهد بود. دبی بخار ۲۲۹/۹ mol/s و فشار چرخه ۵۰۲/۱ kPa بهترین شرایط را برای برگشت سرمایه که ۲/۲۶ سال می‌باشد، ایجاد می‌کند.

۸- مراجع

- [20] Towler G. and Sinnott R., *Chemical Engineering Design, Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. Elsevier, 2008.
- [۲۱] دستجردی ف. ت.، غفوریان م. م. و شکیب ا.، بهینه‌سازی فنی اقتصادی سیستم تولید همزمان CCHP با تکیه بر نقش ارزش زمانی پول در دوره بازگشت سرمایه. مهندسی مکانیک مدرس، د. ۱۵ ش. ۵، ص ۲۵۴-۲۶۰، ۱۳۹۴.
- [22] www.cbi.ir/Inflation/Inflation_FA.aspx, (2/26/2018)
- [1] Cicconardi S. P., Perna A., Spazzafumo G. and Tunzio F., CPH systems for cogeneration of power and hydrogen from coal, *International Journal of Hydrogen Energy*, Vol. 31, No. 6, pp. 693-700, 2006.
- [2] Huang F., Zheng J., Baleynaud J.M. and Lu, J., Heat recovery potentials and technologies in industrial zones. *Journal of the Energy Institute*, Vol. 90, No. 6, pp. 951-961, 2017.
- [3] Varma G.V.P. and Srinivas T., Power generation from low temperature heat recovery. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, Vol. 75, pp. 402-414, 2017.
- [4] Zamani Nejad M., Soleimani Z. and Makri Zadeh V., Feasibility study of the use of combined heat and power production in non-metal industries, *25 International Power System Conference*, Tehran, 2010.
- [۵] خانی ل. و سید محمودی س. م.، تحلیل ترمودینامیکی چرخه ترکیبی جدید پیل سوختی اکسید جامد با سوخت هیدروژن- تبرید جذبی GAX. مجله مهندسی مکانیک تیریز، د. ۴۷، ش. ۱، ص ۸۶-۷۷، ۱۳۹۶.
- [6] Ahmed A., Esmail Kh., Irfan M. A. and Al-Mufadi Fahad A., Design methodology of organic Rankine cycle for waste heat recovery in cement plants. *Applied Thermal Engineering*, Vol. 129, pp. 421-430, 2018.
- [۷] عرب ق. و جلالی ا.، امکان‌سنجی فنی، اقتصادی و زیست محیطی استفاده از سیستم تولید همزمان برق و حرارت در صنعت سیمان. هفتمین همایش ملی انرژی، تهران، ۱۳۸۸.
- [8] Madloola N. A., Saidura R., Rahim N. A., Islama M. R., and Hossian M. S., An Exergy analysis for cement industries: an over view. *Renew. Sustain Energy Rev.* Vol. 16, pp. 921-932, 2012.
- [9] Khorana's., Banerjee R. and GC. aitonde, U., Energy balance and cogeneration for a cement plant. *Appl. Therm. Eng.*, Vol. 22, pp. 485-494, 2002.
- [10] Rasul M. G., Widiyanto W. and Mohanty, B., Assessment of the thermal performance and energy conservation opportunities of a cement industry in Indonesia. *Applied Thermal Engineering*, Vol. 25, pp. 2950-2965, 2005.
- [11] Engin T. and Ari V., Energy auditing and recovery for dry type cement rotary kiln systems – a case study. *Energy Conversion Management*, Vol. 46, No. 4, pp. 551-562, 2005.
- [12] Pradeep, G. V. and Srinivas, T., Design and analysis of a cogeneration plant using heat recovery of a cement factory. *Case Studies in Thermal Engineering*, Vol. 5, pp. 24-31, 2015.
- [13] Amiri Rad E. and Mohammadi S., Energetic and exergetic optimized Rankine cycle for waste heat recovery in a cement factory. *Applied Thermal Engineering*, Vol. 132, pp. 410-422, 2018.
- [۱۴] بیکی، ح.، دادور، م. و حلاج، ر.، شبیه‌سازی فرآیند و راکتور تولید دیمتیل تراز متانول به کمک نرم افزار Hysys. مجله مهندسی شیمی ایران، د. ۶، ش. ۲۸، ص ۵۱-۵۹، ۱۳۸۶.
- [15] Luyben W. L., *Process Modeling Simulation and Control for Chemical Engineers*, McGraw Hill, 1988.
- [16] Sogut M. Z., Oktay Z. and Hepbasli, A., Energetic and exergetic assessment of a trass mill process in a cement plant, *Energy Conversion and Management*, Vol. 50, No. 9, pp. 2316-2323, 2009.
- [17] Smith, J. M., Van Ness, H. C., Abbott, M. M., *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 6th edition, McGraw-Hill, 2001.
- [18] Giampaolo, A., *Gas Turbine Handbook, Principles and Practices*, Third edition, CRC Press, 2006.
- [19] Peters M. S., Timmerhaus K. D. and West, R. E., *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. Fifth edition, McGraw Hill, 2003.