

Research Article



DOI: 10.22034/ijche.2025.491263.1469



This journal is an open access journal licensed under an Attribution-NonCommercial-NoDerivatives 4.0 International license (CC BY-NC-ND 4.0).

Investigation of Effective Factors in Reducing Energy Consumption of Magnesium Carbonate Calcination Process

M. Siyadat¹, F. Shahraki², B. Bidar^{3*}, M. R. Sardashti Birjandi³

1- MSc. of Chemical Engineering, University of Sistan and Baluchestan

2- Professor of of Chemical Engineering, University of Sistan and Baluchestan

3- Assistant Professor of Chemical Engineering, University of Sistan and Baluchestan

Email: b.bidar@eng.usb.ac.ir

Abstract

This study focuses on the recovery of waste heat from the shell and exhaust gases of the rotary kiln used for calcining magnesium carbonate at the Iranian Refractories Procurement Production Complex. The amount of waste heat from the rotary kiln was calculated to be 565.82 kW. In the first proposed scenario, several heat exchanger tubes were installed around the kiln shell to utilize the waste heat for heating the unit's buildings. An economic analysis revealed that the investment cost of this design could be recovered within six years through savings in diesel fuel consumption. Eliminating diesel fuel usage for winter heating not only reduces environmental pollution but also significantly decreases the unit's operational costs. In the second proposed scenario, the waste heat from the kiln's exhaust gases was utilized for electricity generation via a Rankine cycle (RC) employing ammonia and water as working fluids. The cycle was simulated using Aspen HYSYS software. The results showed that the electricity generated in the Rankine cycle over a 24-hour period was 734.9 kW using ammonia as the working fluid, and 115.37 kW using water as the working fluid. Furthermore, the cost of electricity generation was 33,750 Toman per kWh for ammonia and 285,000 Toman per kWh for water. A comparative analysis demonstrated that ammonia, in terms of energy efficiency, exergy efficiency, and electricity production cost, is a more suitable working fluid for this application compared to water.

Received: 29 November 2024

Accepted: 11 March 2025

Page Number: 79-98

Keywords:

Calcination,
Magnesite,
Rotary Kiln,
Heat Loss,
Flue Gas,
Rankine Cycle

Please Cite this Article Using:

Siyadat, M., Shahraki, F., Bidar, B., & Sardashti Birjandi, M. R. (2026). Investigation of Effective Factors in Reducing Energy Consumption of Magnesium Carbonate Calcination Process. *Iranian Chemical Engineering Journal*, 24(142), 79-98, [In Persian].



ارزیابی بازیابی حرارت اتلافی در کوره دوار فرایند کلسینه کردن منیزیت

محمد سیادت^۱، فرهاد شهرکی^۲، بهاره بیدار^{۳*}، محمدرضا سردشتی بیرجندی^۳

۱- کارشناسی ارشد مهندسی شیمی، دانشگاه سیستان و بلوچستان

۲- استاد مهندسی شیمی، دانشگاه سیستان و بلوچستان

۳- استادیار مهندسی شیمی، دانشگاه سیستان و بلوچستان

پیام‌نگار: b.bidar@eng.usb.ac.ir

چکیده

در این پژوهش به بررسی بازیابی حرارت اتلافی از پوسته و گازهای خروجی از دودکش کوره دوار کلسینه کردن کربنات منیزیم مجتمع تهیه و تولید مواد نسوز کشور پرداخته شده است. میزان حرارت اتلافی از کوره دوار معادل ۵۶۵/۸۲ کیلووات است. در طرح پیشنهادی اول، با قراردادن چندین لوله به صورت مبدل حرارتی در اطراف پوسته کوره از حرارت اتلافی برای گرمایش ساختمان‌های واحد استفاده شد. برآورد اقتصادی نشان داد که هزینه مورد نیاز طرح در طول ۶ سال صرفه جویی در مصرف گازوییل جبران می‌شود. با حذف گازوییل مصرفی برای گرمایش در فصل زمستان، علاوه بر کاهش آلودگی‌های محیط زیستی، هزینه‌های واحد کاهش چشم‌گیری می‌پذیرد. در طرح پیشنهادی دوم، حرارت اتلافی گازهای خروجی از دودکش کوره با استفاده از چرخه رانکین^۱ (RC) در حضور سیال‌های عامل آمونیاک و آب برای تولید برق مورد نیاز واحد استفاده شد. شبیه‌سازی چرخه با استفاده از نرم‌افزار Aspen Hysys انجام گرفت. نتایج نشان داد که میزان برق تولید شده در چرخه در هر ۲۴ ساعت شبانه‌روز با سیال عامل آمونیاک برابر ۷۳۴/۹ کیلووات و در حضور سیال عامل آب برابر ۱۱۵/۳۷ کیلووات است. از طرفی، هزینه تولید برق با سیال آمونیاک ۳۳،۷۵۰ تومان بر کیلووات ساعت و با سیال آب ۲۸۵،۰۰۰ تومان بر کیلووات ساعت است. بررسی نتایج نشان داد که از جنبه بهره‌وری انرژی، بهره‌وری اکسرژی و همچنین هزینه برق تولیدی، سیال آمونیاک نسبت به سیال عامل آب برای واحد مذکور مناسب‌تر است.

تاریخ دریافت: ۱۴۰۳/۰۹/۰۹
تاریخ پذیرش: ۱۴۰۳/۱۲/۲۱
شماره صفحات: ۷۹ تا ۹۸

کلیدواژه‌ها:

کلسینه کردن،
منیزیت،
کوره دوار،
اتلاف حرارت،
گاز دودکش،
چرخه رانکین

* زاهدان، دانشگاه سیستان و بلوچستان، دانشکده مهندسی شهید نیکبخت، گروه مهندسی شیمی

استناد به مقاله:

سیادت، محمد، شهرکی، فرهاد، بیدار، بهاره، و سردشتی بیرجندی، محمدرضا. (۱۴۰۴). ارزیابی بازیابی حرارت اتلافی در کوره دوار فرایند کلسینه کردن منیزیت، نشریه مهندسی شیمی ایران، ۲۴ (۱۴۲)، ۷۹-۹۸.

منیزیم (Mg) هشتمین عنصر فراوان است و حدود ۲ درصد از پوسته زمین را تشکیل می‌دهد و سومین عنصر فراوان حل‌شده در آب دریا است. این فلز سفیدرنگ در طبیعت به صورت آزاد وجود ندارد و به صورت کانی یافت می‌شود [۱]. اصلی‌ترین منبع منیزیم، کانی منیزیت^۱ یا کربنات منیزیم با فرمول شیمیایی $MgCO_3$ است که یکی از مهم‌ترین منابع برای تولید اکسید منیزیم^۲ (MgO) است [۲].

اکسید منیزیم (MgO) از کلسینه کردن^۳ (تجزیه حرارتی) سنگ معدن منیزیت تولید می‌شود. بدین صورت که پس از استخراج سنگ معدن منیزیت، طی عملیات‌های خالص‌سازی مختلف، از قبیل: خردایش، دانه‌بندی، شست‌وشو، جداسازی و غیره این ماده فراوری می‌شود. پس از خالص‌سازی منیزیت، آن را کلسینه می‌کنند. کلسینه کردن یک فرایند تصفیه حرارتی است. این عمل با ایجاد حرارت زیاد با احتراق در یک کوره دوار رخ می‌دهد و سبب تبدیل منیزیت به اکسید منیزیم MgO و جداسازی کربن می‌شود [۳]. کلسینه کردن منیزیت در دمایی بین ۶۰۰ تا ۳۰۰۰ درجه سلسیوس انجام می‌شود که این بازه دمایی سبب تولید اکسید منیزیم از نوع اکسید منیزیم کلسینه^۴، اکسید منیزیم زینتره^۵، اکسید منیزیم فیوز^۶ می‌شود که هر کدام دارای خواص و کاربردهای متفاوتی هستند. اکسید منیزیم ماده معدنی راه‌بردی است که کاربردهای فراوانی در صنعت فراورده‌های نسوز دارد و چون بافر اسیدی خوبی است و اثربخشی مناسبی در تثبیت و پایدارسازی فلزات سنگین محلول در آب دارد، به‌طور گسترده در اصلاح آب‌های زیرزمینی، تصفیه فاضلاب، تصفیه آب آشامیدنی، تصفیه هرزآب‌ها و تصفیه آب‌های صنعتی به کار می‌رود [۴-۶].

یکی از بزرگ‌ترین نگرانی‌های این صنعت، مصرف انرژی در فرایند کلسینه کردن کربنات منیزیم است. این نگرانی به دلیل اتلاف انرژی زیادی است که در کوره دوار روی می‌دهد. قسمتی از اتلاف انرژی حرارتی از بدنه کوره به شکل حرارت دفع و بخش قابل ملاحظه‌ای از

حرارت به همراه گازهای حاصل از احتراق و گازهای تولیدشده در فرایند کلسینه کردن به وسیله مکنده از داخل کوره مکش می‌شود و پس از عبور از سیکلون و فیلتر کیسه‌ای^۷ آزره دودکش خارج می‌شود. بخشی از حرارت نیز در خنک‌کن به هدر می‌رود [۷].

علاوه بر این، هنگامی که این حرارت مازاد از سامانه‌ها خارج می‌شود و به جو اطراف یا آب‌های زیرزمینی منتقل می‌شود، غیر قابل دسترس و بازیابی آن دشوار خواهد شد. لذا، برای کاهش خطرهای زیست‌محیطی و همچنین، صرفه‌جویی سوخت و انرژی در واحد، می‌توان با به‌کارگیری تجهیزاتی از انرژی‌های اتلافی به‌عنوان انرژی ثانویه در بخش‌های دیگر استفاده کرد. برای کاهش وابستگی به استفاده از سوخت‌های فسیلی و کاهش تأثیر آلاینده‌های محیطی، وولی و همکاران [۸] پیشنهاد کردند که صنایع باید به استفاده از فناوری‌های بازیابی حرارت اولویت بدهند. فناوری‌های بازیابی حرارت اثبات کردند که ظرفیت زیادی برای ایجاد توسعه پایدار دارند [۹]. فناوری‌های مختلفی برای بازیابی حرارت اتلافی وجود دارد و بسیاری از تأسیسات صنعتی با افزایش بهره‌وری انرژی به وسیله استفاده از حرارت هدررفته بهبود یافتند [۱۰].

این سامانه‌ها می‌توانند به‌طور قابل توجهی در میزان مصرف انرژی صرفه‌جویی کنند و به طرز چشم‌گیری از انتشار گازهای گلخانه‌ای^۸ (GHGs) بکاهند. سامانه‌های بازیابی حرارت، شامل: مشعل‌های بازیابی و احیاکننده، مبدل‌های حرارتی، بویلرهای بازیابی حرارت، پیش‌گرم‌کننده‌های هوا و پمپ‌های حرارتی است [۱۱، ۱۲].

ساس [۱۳] در سال ۱۹۶۷ به بررسی پدیده انتقال حرارت در کوره دوار پرداختند و یک مدل ساده را از پدیده‌های انتقال حرارت که در یک کوره دوار رخ می‌دهد ارائه کردند. آن‌ها معادلات دیفرانسیل این مدل را به کمک یک رایانه دیجیتال حل کردند. در نتیجه، این پژوهش معادلات مورد استفاده را برای حالت‌های مختلف انتقال حرارت در یک کوره دارا است. گورگ و همکاران [۱۴] در سال ۱۹۸۲، یک مدل ریاضی را برای تعیین توزیع دما در دیواره یک کوره دوار ارائه دادند. این مدل، ضرایب انتقال حرارت تابشی و همرفتی را در یک کوره برای بررسی اثر متغیرهای مختلف کوره در انتقال حرارت به کار گرفته است. متغیرها شامل: سرعت چرخشی کوره، دمای گاز و جامدات (خوراک کوره)، قابلیت تابشی دیواره و جامدات، ضرایب

۱ Magnesite
۲ Magnesium Oxide
۳ Calcination
۴ Caustic
۵ Dead Burned
۶ Fused

7. Bag Filter
8.Greenhouse Gases

انتقال حرارت همرفتی در دیواره در معرض و پوشش داده شده و نفوذپذیری حرارتی دیوار است. نتایج حاصل از این پژوهش، نشان داد که ۷۰ درصد حرارت دریافتی به وسیله مواد جامد از ترکیب همرفت گاز موجود در ارتفاع آزاد روی جامدات (خوراک کوره) و گرمایش احیاکننده دیوار حاصل می شود. توزیع دما در هر نقطه در امتداد محور کوره در داخل دیواره و کل جریان های حرارتی دریافت شده به وسیله جامدات و اتلافی به محیط، تا حد زیادی مستقل از متغیرهای در نظر گرفته شده است.

چاکر ابارتی [۱۵] در سال ۲۰۰۲، به بررسی اتلاف حرارت از راه پوسته کوره در فرایند سوزاندن منیزیت پرداخت. نتایج حاصل از این پژوهش، نشان داد که میزان اتلاف حرارت از راه پوسته کوره در منطقه پخت حدود ۴۹ درصد کل تلفات حرارتی از راه کوره است.

وولندری و همکاران [۱۶] در سال ۲۰۱۸، کلسینه کردن دولومیت و اثر مشخصه های مختلف را از جمله دما، نرخ تغذیه، فرکانس چرخش و اندازه ذرات بر روی فرایند بررسی کردند. این تحقیق نشان می دهد که با تنظیم دقیق شرایط دما و زمان اقامت، می توان راندمان فرایند کلسینه سازی را بهبود بخشید. همچنین، تأثیر جریان گاز و اندازه ذرات دولومیت را بر فرایند کلسینه سازی، به ویژه در کوره های دوار، به طور تجربی تحلیل کرده است. نتایج نشان داد که دمای بالا، زمان اقامت مناسب، اندازه ذرات کوچک تر و جریان گاز بهینه می توانند به بهبود کارایی کلسینه سازی دولومیت در کوره های دوار کمک کنند. این مشخصه ها به افزایش تبدیل دولومیت به آهک و بهینه سازی فرایند منجر می شوند. نتایج آن می تواند به طراحی بهینه تر کوره ها و فرایندهای صنعتی مشابه کمک کند. سوغوت و همکاران [۱۷] در سال ۲۰۱۰، باتوجه به حرارت اتلافی از پوسته کوره دوار در کارخانه سیمان ترکیه، یک مدل ریاضی برای استفاده از این حرارت طراحی کردند. در نتیجه، پس از محاسبه میزان حرارت اتلافی، یک مبدل حرارتی طراحی و از این حرارت برای گرمایش محلی استفاده کردند. کارامار کووی و همکاران [۷] در سال ۲۰۱۳، موازنه انرژی حول یک کوره دوار مورد استفاده برای کلسینه کردن دولومیت را بررسی کردند. نتایج این بررسی نشان داد که میزان اتلاف حرارت از پوسته کوره ۲۶/۳۵ درصد و از گازهای خروجی از دودکش کوره ۱۸/۹۸ درصد است. برای کاهش اتلاف حرارت، یک مبدل حرارتی که یک مجرای حلقوی را بر روی ناحیه کلسینه کردن کوره

ایجاد می کند، طراحی کردند و از آن برای پیش گرمایش هوای مورد نیاز در احتراق استفاده کردند. بین و همکاران [۱۸] در سال ۲۰۱۶، به بررسی الزامات طراحی و بهینه سازی عملکرد سامانه های بازیابی حرارت اتلافی برای کوره های دوار پرداختند. نتایج نشان داد که اتلاف حرارت از پوسته کوره دوار، سهم معینی از مصرف انرژی کل را به خود اختصاص می دهد. به منظور کاهش اتلاف حرارت، یک سامانه بازیابی حرارت برای پیش گرم کردن آب پیشنهاد دادند.

بین و همکاران [۱۹] در سال ۲۰۱۷، طراحی بهینه مبدل های بازیابی حرارت روی کوره های دوار را با استفاده از الگوریتم ژنتیک بررسی کردند. برای کاهش اتلاف حرارت از پوسته کوره، یک نوع مبدل بازیابی حرارت جدید برای پیش گرم کردن آب سرد پیشنهاد کردند. هدف اصلی این مطالعه افزایش کارایی حرارتی، کاهش مصرف انرژی و بهبود عملکرد اقتصادی و محیطی فرایند تولید بوده است. نتایج نشان داد که الگوریتم های ژنتیک قادر به شبیه سازی و بهینه سازی مؤثر مشخصه های پیچیده در طراحی سامانه های بازیابی حرارت هستند، که منجر به افزایش کارایی و کاهش هزینه ها در فرایند صنعتی می شود. دو و همکاران [۲۰] در سال ۲۰۱۸، یک سامانه بازیابی حرارت بر روی کوره دوار پیشنهاد کردند. اندازه گیری های تجربی برای بررسی مشخصات انتقال حرارت و عملکرد جریان سیال در سامانه بازیابی حرارت در نظر گرفته شد. عملکرد سه نوع مختلف مبدل بازیابی حرارت برای به دست آوردن سطح انتقال حرارت با بازدهی بهتر بر روی کوره دوار بررسی شد. در نتیجه، این سامانه شامل دستگاه های جذب حرارت و کانال های انتقال حرارت است که حرارت هدررفته را جمع آوری و آن را به انرژی قابل استفاده مجدد (مانند پیش گرمایش هوای ورودی یا تولید بخار) تبدیل می کند. هدف این سامانه، کاهش تلفات انرژی در فرایندهای صنعتی و افزایش بازده انرژی کلی است. نتایج نشان داد که عملکرد بازیابی حرارت با استفاده از دو لایه لوله کوئل بهتر از سایر مبدل های مورد بررسی است.

سامانه بازیابی حرارت با استفاده از چرخه رانکین نیز یکی از روش های بازیابی حرارت است. در این روش، حرارت از یک منبع گرم به یک سیال کاری منتقل می شود. چرخه رانکین چرخه عملیاتی اساسی تمام نیروگاه ها است که در آن سیال عامل به طور مداوم تبخیر و متراکم می شود [۲۱]. انتخاب این سیال عامل بیشتر به محدوده

در سال ۲۰۱۵، یک چرخه رانکین آلی دو مرحله‌ای را با استفاده از سیال‌های عامل R116 و R227ea برای بازیابی اکسرژی گاز طبیعی مایع شده پیشنهاد کردند. در نتیجه، چرخه دو مرحله‌ای توانایی تولید توان را به میزان ۱۷۷۶/۴۴ کیلووات با بهره‌وری حرارتی ۲۵/۶۴ درصد و بهره‌وری اکسرژی ۳۱/۰۲ دارد. لی و همکاران [۲۷] در سال ۲۰۱۶، سیال عامل R245fav را برای چرخه رانکین بررسی کردند و نشان دادند که این سیال، به‌ویژه R245fav، بازده حرارتی سامانه ترکیبی چرخه رانکین و چرخه بریتون فوق بحرانی CO₂ را بهینه می‌کند و بهره‌وری اکسرژی و حرارتی چرخه رانکین در یک شرایط مشابه بیشتر از چرخه‌های توان فوق بحرانی دی‌اکسید کربن است.

لی^۲ و همکاران [۲۸] در سال ۲۰۱۷، نیز در مورد چرخه رانکین با سیال عامل R600/R601a پژوهش کردند. سیال عامل استفاده شده می‌تواند ضریب انتقال حرارت چگالش را ۲۳/۸ درصد افزایش دهد و انتقال حرارت چگالنده را ۴۴/۱ درصد کم کند. نتایج نشان می‌دهد که انتخاب سیال عامل مناسب در چرخه رانکین می‌تواند به بهبود بازده حرارتی و کارایی کلی سامانه ترکیبی منجر شود. به طور خاص، سیالاتی مانند: R600/R601a به دلیل ویژگی‌های ترمودینامیکی مطلوب، عملکرد بهتری در ترکیب با چرخه بریتون فوق بحرانی CO₂ نشان می‌دهند. مداحی و حسین‌پور [۲۹] در سال ۲۰۱۹، در پژوهشی به ارزیابی فنی اقتصادی افزایش بهره‌وری نیروگاه ذغالی به وسیله چرخه رانکین با سیالات عامل R1234yf، R134a، R245fa و R1234yf پرداختند. برای توسعه مدل از نرم‌افزار Aspen Hysys استفاده شده است. نتایج نشان داد که توان مصرفی در واحد تولید اکسیژن با استفاده از چرخه رانکین آلی ۵/۷۳ درصد کاهش می‌یابد. علاوه بر این، بهره‌وری کلی واحد ۱/۵ درصد و هزینه تولید برق ۳/۰۷ درصد کاهش یافته است.

فیرو و همکاران [۳۰] در سال ۲۰۲۱، انتقال حرارت از پوسته کوره دوار و تأثیر مشخصه‌های هندسی پنل جاذب را بررسی کردند. جریان حرارت تابشی به پنل جاذب به‌عنوان ورودی به یک چرخه رانکین با سیال عامل آب در چرخه رانکین بخار برای بازیابی حرارت از تابش پوسته کوره دوار استفاده شده است. نتایج نشان می‌دهد که استفاده از آب به‌عنوان سیال عامل در چرخه رانکین بخار می‌تواند به‌طور مؤثری حرارت اتلافي تابش پوسته کوره دوار را بازیابی و به تولید

2. Li

دمایی موجود بستگی دارد. استفاده از چرخه رانکین در بازیابی حرارت، به دلیل کارایی بالا و قابلیت اجرایی برای منابع حرارتی با دمای پایین، محل توجه بسیاری از محققان و صنعتگران قرار گرفته است. لیو و همکاران [۲۲] در سال ۲۰۰۴، اثر سیالات عامل را بر روی میزان برق تولیدی و هزینه‌های استفاده از هر کدام از انواع مختلف سیالات کاری برای چرخه رانکین بررسی کرده‌اند. از جمله این سیالات، ترکیبات آلی مانند هیدروکربن‌ها (نظیر، ایزوبوتان و پنتان) است. آنان بهره‌وری حرارتی و بهره‌وری بازیابی کل سامانه حرارتی را ارزیابی کردند. نتایج نشان می‌دهد که استفاده از سیالات خشک و ایزنتروپیک، مانند ایزوبوتان و پنتان به دلیل عدم تشکیل مایع و بازده بالاتر، عملکرد بهتری در چرخه رانکین دارد.

سیالات بانقطه جوش پایین نیز برای بازیابی حرارت منابع دمای پایین مؤثر هستند و انتخاب مناسب سیال کاری، بازده و کارایی سامانه را بهینه می‌کند. چن و همکاران [۲۳] در سال ۲۰۰۶، چرخه رانکین را با سیال عامل R123 - که یک سیال کاری هالوکربنی است که به دلیل ویژگی‌های ترمودینامیکی مناسب، مانند فشار کاری نسبتاً پایین و کارایی بالا در دماهای متوسط، به‌طور گسترده در چرخه رانکین برای بازیابی حرارت اتلافي استفاده می‌شود - بررسی کردند و نشان دادند است که استفاده از R123 در چرخه رانکین آلی بازده حرارتی خوبی ارائه می‌کند، اما به دلیل اثرات زیست‌محیطی بر مبنای معیار تخریب لایه اوزون^۱ (ODP)، نیازمند ملاحظات محیط زیستی است.

درشر و بروگمن [۲۴] در سال ۲۰۰۷، چرخه رانکین را در یک نیروگاه زیست‌توده جامد بررسی و سیالاتی مانند تولوئن، بنزن و سیکلوهگزان را به‌عنوان سیال کاری بررسی و پیشنهاد کردند. نتایج بررسی‌ها نشان داد که استفاده از سیالاتی مانند تولوئن و بنزن منجر به بازده حرارتی بالاتر و کارایی بهتر چرخه رانکین در نیروگاه‌های زیست‌توده می‌شود، اما به دلیل ویژگی‌های سمی و قابلیت اشتعال، نیازمند ملاحظات ایمنی و زیست‌محیطی دقیق است. وی و همکاران [۲۵] در سال ۲۰۰۷، سیالات کاری مختلفی را، از جمله: R123، R245fa، R134a و تولوئن برای چرخه رانکین مقایسه کرده‌اند. نتایج نشان می‌دهد که سیالاتی مانند R123 و R245fa بازده بالاتری دارند، اما انتخاب نهایی به دمای منبع حرارتی، بازده و ملاحظات زیست‌محیطی بستگی دارد. ژوی و همکاران [۲۶]

1. Ozone Depletion Potential

برای کربن زدایی یا فروش بررسی شده است. در این روش، حرارت اتلافی در فرایند جذب دی اکسید کربن برای استفاده مستقیم حرارت یا تأمین سرمایش به واسطه یک چرخه رانکین با آمونیاک- آب استفاده می شود. سرانجام، بهره‌وری کل سامانه به ۱۰/۲۸ درصد و بهره‌وری اکسرژی کل به ۱۶/۱ درصد رسید.

موارد بررسی شده به تفکیک پژوهش‌های انجام شده بر روی انتقال حرارت در کوره دوار (جدول (۱))، روش‌های استفاده از حرارت اتلافی از پوسته کوره دوار (جدول (۲)) و سیکل رانکین برای بازیابی حرارت گازهای خروجی از دودکش کوره (جدول (۳)) خلاصه شده است.

برق کمک کند، که از نظر اقتصادی نیز مقرون به صرفه است؛ بازیابی حرارت نهفته تا ۴۹۸۰ کیلووات حرارت با پنل جاذب حلقوی که ۳۰ متر از طول کوره را گسترش می‌دهد و به دمای متوسط تا ۲۴۰ درجه سلسیوس می‌رسد. این حرارت را می‌توان برای تولید ۸۶۴/۲۵ کیلووات برق از راه یک چرخه رانکین بازیابی شده با بهره‌وری حرارتی و بهره‌وری اکسرژی برای صرفه جویی ۱۶/۶ مگاژول برتن کلینکر استفاده کرد.

وانگ و همکاران [۳۱] در سال ۲۰۲۲، یک چرخه رانکین را با سیالات عامل آب و آمونیاک برای بازیابی حرارت اتلافی گاز دودکش کارخانه سیمان برای تولید برق پیشنهاد کردند. طرح پیشنهادی با هدف بازیابی حرارت اتلافی گاز دودکش سیمان برای تولید برق

جدول ۱. پژوهش‌های انجام شده بر روی انتقال حرارت در کوره دوار.

Table 1. Research conducted on heat transfer in rotary kilns.

Authors (year)	Method	Results
Sass (1967) [13]	They investigated the phenomenon of heat transfer in a rotary kiln.	The equations used for different heat transfer modes in a kiln have been presented.
Gorog et al. (1982) [14]	They examined various variables and the radiative and convective heat transfer coefficients in a kiln.	Seventy percent of the heat received by the solid materials is derived from the combination of gas convection in the freeboard above the solids (kiln feed) and regenerative heating of the wall.
Chakrabarti (2002) [15]	They investigated heat loss through the kiln shell.	The amount of heat loss through the kiln shell in the burning zone accounts for approximately 49% of the total heat losses from the kiln.
Wulandari et al. (2018) [16]	They examined the effect of various parameters on heat transfer in a rotary kiln and the calcination of dolomite.	The results showed that high temperature, appropriate residence time, smaller particle size, and optimal gas flow can lead to improved efficiency in the rotary kiln.

جدول ۲. پژوهش‌های انجام شده بر روی روش‌های استفاده از حرارت اتلافی از پوسته کوره دوار.

Table 2. Research conducted on methods of utilizing heat loss from the rotary kiln shell.

Authors (year)	Method	Results
Söğüt et al. (2010) [17]	They designed a mathematical model for utilizing heat loss.	They designed a heat exchanger and used this heat for local heating.
Karamarković et al. (2013) [7]	A model was presented to reduce heat loss from the kiln shell.	They designed a heat exchanger that creates an annular passage over the calcination zone of the kiln and used it for preheating the air required for combustion.
Yin et al. (2016) [18]	Design and optimization of the performance of waste heat recovery systems for rotary kilns.	They proposed a heat recovery system (heat exchanger) from the kiln shell for preheating water.
Yin et al. (2017) [19]	They studied the optimization of heat recovery exchangers on rotary kilns using genetic algorithms.	The use of this algorithm led to increased efficiency and reduced costs in the heat recovery process from the kiln shell for preheating water.
Du et al. (2018) [20]	They proposed a heat recovery system for the rotary kiln.	The system includes heat-absorbing devices and heat transfer channels that collect the wasted heat and convert it into reusable energy (such as preheating the incoming air or generating steam).

جدول ۳. پژوهش‌های انجام شده بر روی به‌کارگیری سیکل رانکین جهت بازیابی حرارت گازهای خروجی از دودکش کوره.

Table 3. Research conducted on the use of the Rankine cycle to recover heat from flue gases.

Authors (year)	Method	Results
Liu et al. (2004) [22]	The working fluids studied in the Rankine cycle were isobutane and pentane.	In the Rankine cycle, the absence of liquid formation and higher efficiency lead to better performance in the cycle. Fluids with low boiling points are also effective for heat recovery from low-temperature sources.
Chen et al. (2006) [23]	The working fluid studied in the Rankine cycle was R123.	The use of R123 in the Organic Rankine Cycle (ORC) provides good thermal efficiency; however, due to its environmental impact (ODP), it requires environmental considerations.
Drescher and Brüggemann (2007) [24]	The working fluids studied in the Rankine cycle were toluene, benzene, and cyclohexane.	The use of fluids such as toluene and benzene results in higher thermal efficiency and better performance of the Rankine cycle in biomass power plants. However, due to their toxic and flammable properties, they require careful safety and environmental considerations.
Wei et al. (2007) [25]	The working fluids studied in the Rankine cycle were R123, R245fa, R134a, and toluene.	The results show that fluids such as R123 and R245fa have higher efficiency; however, the final choice depends on the heat source temperature, efficiency, and environmental considerations.
Xue et al. (2015) [26]	The working fluids studied in the Rankine cycle were R116 and R227ea.	As a result, the two-stage cycle is capable of producing a power output of 44.1776 kW, with a thermal efficiency of 64.25% and an exergy efficiency of 31.02%.
Li et al. (2016) [27]	The working fluid studied in the Rankine cycle was R245fav.	This working fluid optimizes the thermal efficiency of the combined Rankine and supercritical CO ₂ Brayton cycle, and the exergy and thermal efficiency of the Rankine cycle, under similar conditions, are higher than those of supercritical CO ₂ power cycles.
Li et al. (2017) [28]	The working fluids studied in the Rankine cycle were R600 and R601a.	The selected working fluid in the Rankine cycle can lead to improved thermal efficiency and overall system performance. Specifically, fluids like R600/R601a offer better performance due to their favorable thermodynamic properties.
Maddahi and Hossainpour (2019) [29]	The working fluids studied in the Rankine cycle were R245fa, R134a, and R1234yf.	Using the Rankine cycle with the selected working fluids, a 73.5% reduction is achieved. Additionally, the overall unit efficiency increases by 1.5%, and the electricity production cost decreases by 3.07%.
Fierro et al. (2021) [30]	The working fluid studied in the Rankine cycle was water.	Using water as the working fluid in the steam Rankine cycle can effectively recover the radiative heat loss from the rotary kiln shell and contribute to electricity generation.
Wang et al. (2022) [31]	The working fluids studied in the Rankine cycle were ammonia-water.	The heat loss in the carbon dioxide capture process is used for direct heat utilization or cooling supply through the Rankine cycle with ammonia-water. Ultimately, the overall system efficiency reached 10.28%, and the total exergy efficiency reached 16.1%.

مواد نسوز کشور است که برای رسیدن به این هدف دو طرح پیشنهاد شده است. طرح اول، شامل استفاده از انرژی اتلافي از پوسته کوره دوار به وسیله مبدل حرارتی برای گرمایش ساختمان‌ها و کاهش مصرف گازوییل برای گرمایش است. طرح دوم، شامل استفاده از انرژی اتلافي گازهای خروجی از دودکش کوره به وسیله چرخه رانکین در تولید برق برای تأمین بخشی از نیاز واحد است.

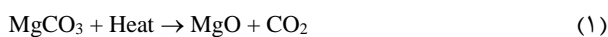
باتوجه به مطالعات انجام شده در زمینه روش‌های مختلف بازیابی حرارت در فرایندهای صنعتی با مصرف انرژی بالا، مشخص شد که برخلاف مطالعات بسیار انجام شده در واحد تولید سیمان، مطالعات اندکی بر روی بررسی اتلاف حرارت در واحد تولید منیزیت وجود دارد. لذا، هدف این پژوهش کاهش مصرف انرژی و بازیابی انرژی حرارتی از کوره دوار کلسینه کردن کربنات منیزیم در مجتمع تهیه و تولید

۲. واحد کلسینه کردن کربنات منیزیم

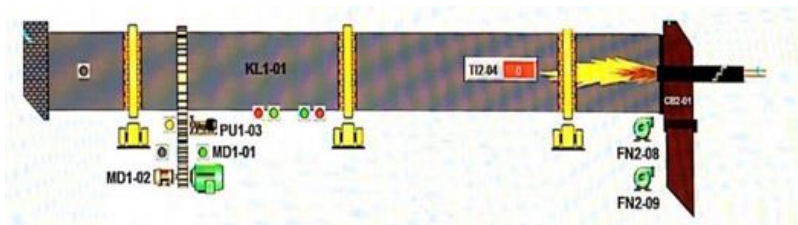
فرایند کلسینه کردن کربنات منیزیم به چهار بخش تقسیم می‌شود. بخش اول، بارگیری مواد اولیه، بخش دوم شامل مشعل، مسیر هوای اولیه و مسیر گاز طبیعی، بخش سوم مسیر گاز خروجی از کوره (فیلتر کیسه‌ای و سیکلون) و بخش چهارم شامل کوره دوار و خنک‌کننده دوار^۱ است. در واحد کلسیناسیون ابتدا سنگ‌های معدنی استخراج‌شده از معادن منیزیت، به وسیله ماشین آلات سنگین به واحد سنگ‌شکن (خردایش) برای دانه‌بندی و عیاربندی منتقل و میزان خلوص منیزیم در آن‌ها بررسی می‌شود. پس از تأیید، این سنگ‌ها، غربال و به لحاظ ابعادی بهینه می‌شوند. سپس، به منظور افزایش خلوص منیزیم موجود و آماده‌سازی برای تحویل به بخش احیا، سنگ‌ها وارد کوره دوار می‌شوند. کوره دوار یک استوانه فولادی کمی شیب‌دار است که مجهز به یک موتور است که حرکت چرخشی را ایجاد می‌کند. طرح کلی و بخش‌های یک کوره دوار در شکل (۱) نشان داده شده است. داخل استوانه فولادی با آجرهای نسوز پوشیده شده است که با توجه به نوع مصرف کوره، خوراک کوره، سوخت و غیره از جنس‌های متفاوتی استفاده می‌شود. انتقال حرارت نقش مهمی در تهیه محصول مطلوب در کوره دوار دارد. حرارت موجود در کوره اغلب با استفاده از مشعلی که در انتهای آن قرار دارد، تأمین می‌شود. در نتیجه، انتقال حرارت به صورت‌های مختلف در کوره

بین دیوارها و بارهای در حال گردش و گردش گاز در بالای سطح آزاد بستر انجام می‌گیرد. کوره دوار یکی از منابع اصلی آلودگی حرارتی است. آلودگی حرارتی، گرمای اضافی است که در مدت زمان طولانی اثرات نامطلوب زیست‌محیطی ایجاد می‌کند. این اتلاف حرارتی عمدتاً از گاز خروجی کوره، هوای گرم از پوسته خنک‌کننده و حرارتی که به صورت همرفتی و تابشی از سطح کوره ناشی می‌شود [۳۰، ۳۲، ۳۳].

واکنش کلسیناسیون کربنات منیزیم در دمای حدود ۱۰۰۰ درجه سلسیوس به صورت زیر در کوره انجام می‌شود:

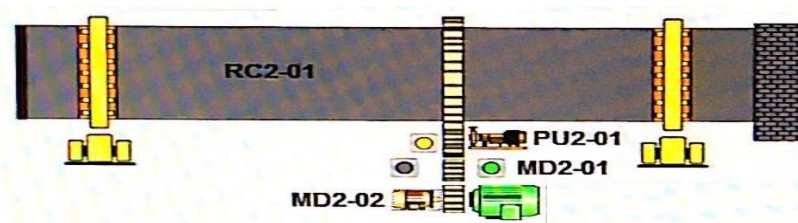


کوره دوار دارای ۴۰ متر طول و ۲/۲ متر قطر و شیب آن نسبت به افق منفی ۱/۳ درجه است که سه رینگ دارد که هر رینگ بر روی دو غلتک قرار گرفته است. به مجموع هر رینگ و دو غلتک که روی آن قرار می‌گیرد یک ایستگاه می‌گویند، بنابراین کوره این مجتمع یک کوره سه ایستگاه است. کوره دوار- همان‌طور که در شکل (۲) آورده شده است- شامل پوسته^۲ کوره، رینگ و غلتک^۳، سامانه چرخاننده کوره^۴ و نسوز کاری است.



شکل ۱. طرح کلی کوره دوار مجتمع تهیه و تولید مواد نسوز کشور.^۱

Figure 1. Schematic of the rotary kiln of the Iranian Refractories Procurement Production Complex.



شکل ۲. طرح کلی خنک‌کننده دوار مجتمع تهیه و تولید مواد نسوز کشور.

Figure 2. Schematic of the rotary cooler of the Iranian Refractories Procurement Production Complex.

1. Rotary Cooler

2. Shell

3. Rim and Roller

4. Crown Wheel

دمای آن پایین آمده است، از خروجی خنک کننده دوار خارج می شود.

۳. میزان حرارت اتلاfi از منطقه پخت پوسته کوره دوار و بازیابی آن

کوره دوار مجتمع دارای طول ۴۰ متر و قطر ۲/۲ متر است که مساحت جانبی برابر ۲۷۶٫۳ متر مربع است که با احتساب ۱۰٪ افزایش سطح به سبب وجود رینگ های روی بدنه کوره، برابر ۳۰۳/۹۰ متر مربع در نظر گرفته شده است. دمای مبنای برابر دمای محیط ۲۵ درجه سلسیوس است. از آنجایی که بیشترین میزان اتلاف حرارتی از پوسته کوره در منطقه پخت کوره است، منطقه پخت در کوره کلسینه کردن کربنات منیزیم، شامل ۱۰ متر است؛ در نتیجه دمای منطقه پخت در بدنه کوره با پیرومتر اندازه گیری شده است که در جدول (۴) آورده شده است. بر طبق این جدول دمای متوسط بدنه کوره در این ناحیه برابر ۳۲۸ درجه سلسیوس است.

مقدار اتلاف حرارت به صورت تشعشی در منطقه پخت، نسبت به دیگر قسمت های سامانه پخت همیشه بیشتر است. میزان تشعشع از سطح کوره مطابق رابطه زیر به دست می آید که داده های مورد نیاز آن در جدول (۵) آورده شده است.

$$Q_{Rad} = \sigma \epsilon_{rad} A_{Kiln} (T_s^4 - T_{\infty}^4) \quad (2)$$

مواد پس از کلسینه شدن در کوره، با یک شوت که از جنس مواد نسوز ریختنی (بتن نسوز) است به داخل خنک کننده دوار منتقل می شود تا دمای آن تا حد امکان کاهش پیدا کند و به عنوان محصول نهایی از خنک کننده خارج شود و به وسیله ماشین آلات سنگین به محل ذخیره سازی منتقل شود. خنک کننده نیز همانند کوره دارای رینگ و غلتک و چرخ دنده است و کارکرد این تجهیزات مانند تجهیزات کوره است؛ با این تفاوت که خنک کننده شامل ۲ رینگ و ۲ جفت غلتک است و پوسته خنک کننده دارای ۲۱ متر طول و ۱/۸۵ متر قطر است و شیب آن نسبت به افق منفی ۱/۶ درجه است. طرح کلی خنک کننده در شکل (۳) نشان داده شده است.

پوسته خنک کننده از جنس آهن است. از آنجایی که مواد خروجی از کوره دارای دمای تقریباً ۱۰۰۰ درجه سلسیوس است و برای جلوگیری از آسیب به پوسته آهنی و تجهیزات، داخل پوسته خنک کننده در قسمت ابتدایی آن مختصری آجر نسوز و در ادامه پوسته کوره قسمت اعظم از مواد نسوز ریختنی (بتن نسوز) استفاده شده است. فن مکندۀ هوای با دمای محیط را از راه خروجی خنک کننده دوار به داخل آن می کشد و هوای سرد پس از برخورد با مواد که به صورت دورانی داخل خنک کننده در حال حرکت هستند، باعث کاهش دمای مواد و افزایش دمای هوای ورودی می شود. هوا پس از گرم شدن به داخل کوره می رود و به عنوان هوای ثانویه مشعل برای تأمین اکسیژن سوختن استفاده می شود و مواد نیز که اینک

جدول ۴. دمای طول های مختلف منطقه پخت در پوسته بیرونی کوره دوار.

Table 4. Temperature of different lengths of the baking zone in the outer shell of the rotary kiln.

Measurement Location (m) *	8 o'clock	12 o'clock	16 o'clock	20 o'clock	24 o'clock	4 o'clock	Average Temperature **
1	287	280	282	282	283	283	283
2	321	322	321	323	321	323	322
3	346	341	344	345	347	347	345
4	331	330	333	331	331	331	331
5	335	340	341	341	340	340	339
6	325	325	328	328	325	333	327
7	344	350	350	347	349	347	348
8	340	342	344	345	344	346	343
9	324	325	331	328	326	326	327
10	311	312	313	318	319	317	315

* Measurement of the furnace is taken from the location of the heat source (burner)

**Temperatures are in degrees Celsius

جدول ۵. داده‌های مورد نیاز برای محاسبه میزان حرارت اتلافی [۱۷].

Table 5. Data needed to calculate the amount of heat loss [17].

A_{Kiln} (m^2)	T_s (K)	T_∞ (K)	T_f (K)	ϵ_{rad} Oxidized Surface	$\sigma \times 10^{-8}$ ($W/m^2.K^4$)
76	601	298	450	0.78	67.5

باتوجه به روابط فوق، مقدار عدد ناسلت ۳۶۱/۵ و بنابراین، ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی باتوجه به رابطه (۶) برابر $6/68 W/m^2K$ است. با قراردادن آن‌ها در رابطه (۳) میزان حرارت اتلافی برابر با $153/8$ کیلووات حساب شد. حرارت اتلافی کل از پوسته کوره در منطقه پخت به صورت زیر حساب می‌شود:

$$Q_{sum} = Q_{Rad} + Q_{conv} \quad (۸)$$

در نتیجه حرارت اتلافی کل از پوسته کوره دوار برابر با $565/82$ کیلووات است. کل انرژی مشعل 22096 کیلووات است.

برای استفاده از حرارت اتلافی از پوسته کوره دوار بررسی‌های زیادی انجام گرفته است. یکی از این روش‌ها، نصب مبدل حرارتی برای استفاده حرارت در سامانه گرمایش آب است. این مبدل در گرم‌ترین منطقه کوره که بالاترین میزان حرارت را دربر دارد؛ یعنی همان منطقه پخت کوره، نصب می‌شود. برای این منظور، فرض شده است که بین پوسته کور و مبدل، هیچ‌گونه تماسی وجود ندارد و همچنین، باتوجه به پایین بودن دور کوره از اثرگذاری حرکت دوار کوره صرف نظر شده است. دمای سطح داخل لوله که آب در آن جریان دارد (T_{in}) با استفاده از رابطه زیر به دست می‌آید [۱۷]:

$$Q = \frac{T_s - T_{in}}{\ln \frac{r_{in} - \gamma}{r_o - \gamma} \cdot \gamma} \cdot \gamma \cdot \pi \cdot k \cdot L \quad (۹)$$

با قراردادن مقادیر موجود در جدول (۵)، در رابطه (۲)، مقدار اتلاف انرژی حرارتی تابشی پوسته کوره در منطقه پخت برابر 412 کیلووات است.

برای محاسبه اتلاف حرارت به صورت جابه‌جایی از پوسته کوره باید ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی (h) حساب شود. باتوجه به سرعت کوره که $0/3$ دور در دقیقه است، جریان حرارت از سطح کوره به شکل جابه‌جایی آزاد در نظر گرفته می‌شود [۱۷].

$$Q_{conv} = h_{conv} A_{Kiln} (T_s - T_\infty) \quad (۳)$$

دمای سطح کوره دوار 601 کلوین و دمای محیط 298 کلوین است. ویژگی‌های هوا در دمای متوسط 450 کلوین مطابق جدول (۶) است. برای محاسبه ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی باید اعداد بدون بعد ناسلت، پراتل، رایلی حساب شوند که از رابطه‌های زیر و داده‌های جدول (۵) و (۶) حساب می‌شود.

$$Nu = \left[0/60 + \frac{0/387 Ra_D^{1/4}}{[1 + (-0/559) \frac{Pr}{Pr+0.9}]^{1/4}} \right]^2 \quad (۴)$$

$$Ra_D = \frac{\rho \beta (T_s - T_\infty) D^3}{\mu \alpha} \quad (۵)$$

$$Nu = \frac{h_{conv} D}{k} \quad (۶)$$

$$\beta = \frac{1}{T_f} \quad (۷)$$

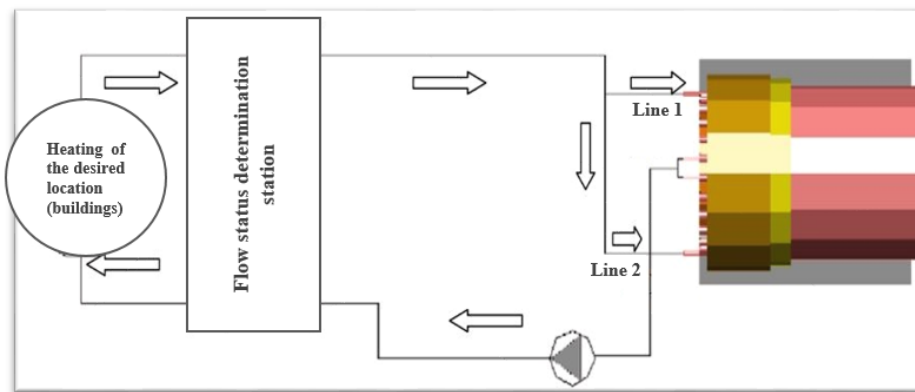
جدول ۶. خواص فیزیکی هوا در دمای $450 K$ [۳۳].

Table 6. Physical properties of air at 450 K [33].

ρ (kg/m^3)	C_p ($kJ/kg.K$)	$\nu \times 10^{-6}$ (m^2/s)	$k \times 10^3$ ($W/m.K$)	$\alpha \times 10^{-6}$ (m^2/s)	Pr
0.7740	1.0210	32.39	40.70	47.20	0.686

دمای متوسط آب خروجی طبق رابطه $Q = \dot{m}C_p(T_{in} - T_{Flow})$ برابر ۷۰ درجه سلسیوس است و متوسط اختلاف درجه حرارت لگاریتمی (ΔT_{lm}) برابر ۱۹۰ درجه سلسیوس به دست آمد. همچنین گازهای خروجی از دودکش کوره دوار کلسینه کردن کربنات منیزیم یک منبع حرارتی برای چرخه رانکین است. برای این منظور، شبیه سازی چرخه رانکین با استفاده از نرم افزار Aspen Hysys نسخه ۱۲/۱ انجام گرفت. طرح کلی شبیه سازی در شکل (۴) نشان داده شده است.

فرض بر این است که آب با دبی ۳ کیلوگرم بر ثانیه و دمای ۲۲ درجه سلسیوس (۲۹۵ کلوین) وارد لوله ها می شود؛ هندسه قرار گرفتن لوله ها در اطراف پوسته بیرونی کوره برای جذب حرارت اتلافی از بدنه خارجی پوسته کوره دوار که در این صورت، هیچ گونه اختلالی در فرایند کلسینه کردن رخ نمی دهد. در شکل (۳) چگونگی قرار گرفتن لوله ها نشان داده می شود، لذا دمای سطح داخلی لوله برابر ۲۹۳ درجه سلسیوس به دست آمده است. باتوجه به مقادیر موجود در جدول (۷)، عدد رینولدز آب برابر ۵/۷ به دست آمده است که نشان دهنده جریان آب پایدار و آرام در مبدل حرارتی است.



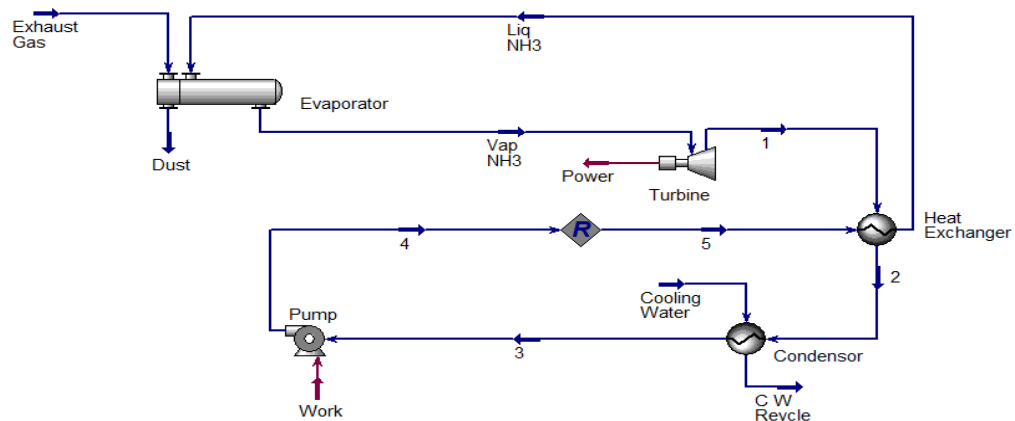
شکل ۳. طرح کلی قرار گرفتن لوله ها در اطراف پوسته خارجی کوره دوار.

Figure 3. Schematic of the placement of tubes around the outer shell of the rotary kiln.

جدول ۷. خواص فیزیکی آب در دمای ۲۹۵ K [۳۴].

Table 6. Physical properties of water at 295 K [34].

C_p (kJ/kg.K)	$\mu \times 10^7$ (N.S/m ²)	$\nu \times 10^{-6}$ (m ² /s)	$k \times 10^2$ (W/m.K)	Pr
4.181	959	1.002	606	6.62



شکل ۴. طرح کلی چرخه رانکین برای تولید برق در مجتمع تهیه و تولید مواد نسوز کشور.

Figure 4. Schematic of the Rankine cycle for electricity generation in the Iranian Refractories Procurement Production Complex.

$$\eta_{TBN} = \frac{h_{vap NH_3 \text{ or } H_2O} - h_1}{h_{vap NH_3 \text{ or } H_2O} - h_2} \quad (12)$$

توان تولیدی توربین طبق رابطه زیر بیان می‌شود:

$$W_{TBN} = m(h_{vap NH_3 \text{ or } H_2O} - h_1) \quad (13)$$

تخریب اکسرژی در توربین طبق رابطه زیر بیان می‌شود:

$$I_{TBN} = E_{vap NH_3 \text{ or } H_2O} + W_{TBN} - E_1 \quad (14)$$

در چگالنده فرایند دفع حرارت با فشار ثابت انجام می‌گیرد. تخریب اکسرژی در چگالنده طبق رابطه زیر بیان می‌شود:

$$I_{CND} = E_1 - E_3 \quad (15)$$

در پمپ مایع فرایند فشرده‌سازی با آنتالپی متغیر انجام می‌شود. بهره‌وری پمپ طبق رابطه زیر حساب می‌شود:

$$\eta_{Pump} = \frac{h_{Liq NH_3 \text{ or } H_2O} - h_3}{h_4 - h_3} \quad (16)$$

کار انجام‌شده با پمپ طبق رابطه زیر بیان می‌شود:

$$W_{Pump} = m(h_4 - h_3) \quad (17)$$

تخریب اکسرژی در پمپ به صورت زیر حساب می‌شود:

$$I_{Pump} = W_{Pump} + E_3 - E_4 \quad (18)$$

بهره‌وری حرارتی چرخه رانکین بر اساس قانون اول ترمودینامیک به صورت زیر حساب می‌شود:

$$\eta_{thm} = \frac{W_{TBN} - W_{Pump}}{Q} \quad (19)$$

بهره‌وری اکسرژی چرخه رانکین و توان توربین به صورت رابطه (۲۰) حساب می‌شود:

باتوجه به شرایط موجود از دو سیال آمونیاک و آب به عنوان سیال عامل استفاده شده است. فشار عملیاتی بهینه برای هر دو سیال عامل در جدول (۸) ارائه شده است. باتوجه به این که مدل پنگ-رابینسون برای توصیف تعادل فاز مایع-بخار و پیش‌بینی خواص ترمودینامیکی در سامانه‌های شامل هیدروکربن‌ها، آمونیاک و سایر ترکیبات شیمیایی با فشارهای بالا و دماهای متفاوت بسیار مناسب است و از طرف دیگر، به دلیل حضور سیالات عامل در حالت بخار و مایع در سیکل رانکین، این مدل می‌تواند توصیف دقیقی از رفتار فازی ارائه کند. لذا در شبیه‌سازی از معادله حالت پنگ-رابینسون برای محاسبه خواص استفاده شده است [۳۵].

جدول ۸. فشار عملیاتی بهینه برای سیال عامل آمونیاک و آب [۳۶].

Table 8. Optimal operating pressure for the working fluid of ammonia and water [36].

Working fluid	Turbine inlet pressure (kPa)	Turbine outlet pressure (kPa)	Evaporator pressure (kPa)
Ammonia	3900	1003	3900
Water	290	45	290

برای شبیه‌سازی چرخه رانکین، سامانه به حالت پایا فرض شده است و از افت فشار لوله و اتلاف حرارت به محیط در تبخیرکننده، چگالنده، پمپ و توربین صرف نظر شده است. برای ارزیابی عملکرد چرخه از تحلیل اکسرژی نیز استفاده شده است. در تبخیرکننده جذب حرارت در فشار ثابت است. حرارت انتقال یافته از حرارت اتلافي به سیال عامل طبق رابطه زیر به دست می‌آید.

$$Q = m(h_{vap NH_3 \text{ or } H_2O} - h_4) \quad (10)$$

زیروند ۴ مربوط به جریان شماره ۴ در شکل (۴) است. تخریب اکسرژی در تبخیرکننده به صورت زیر به دست می‌آید:

$$I_{EVP} = E_{in} + E_4 - E_{out} - E_{vap NH_3 \text{ or } H_2O} \quad (11)$$

در توربین فرایند انبساط با آنتالپی متغیر رخ می‌دهد. در حالت آرمانی، در ۳-۴ آنتالپی ثابت در نظر گرفته می‌شود. لذا بهره‌وری توربین طبق رابطه زیر بیان می‌شود:

طبق رابطه زیر به دست می آید و واحد آن بر حسب تومن بر کیلووات ساعت است [۳۸].

$$COE = \frac{TAC}{W_{Net} \times POT} \quad (26)$$

در اینجا، W_{Net} برق خالص تولید شده در چرخه و POT دوره کاری طرح است. هر سال معادل ۳۴۰ روز یا ۸۱۶۰ ساعت در نظر گرفته شده است. برق خالص تولیدی از اختلاف میزان برق مصرفی پمپ و برق تولیدی توربین به دست می آید.

۵. نتایج و بحث

۵-۱ بازیابی حرارت از منطقه پخت پوسته کوره دوار و

محاسبه مدت زمان بازگشت سرمایه

دمای بین مبدل حرارتی و بدنه کوره از میانگین دمای محیط با ۲۹۸ کلوین و متوسط دمای پوسته کوره در منطقه پخت با ۶۰۱ کلوین به دست می آید که برابر ۴۵۰ کلوین است. جریان درون لوله آرام و تکامل یافته است. لذا، عدد ناسلت آن مقداری ثابت است و با فرض دمای دیوار ثابت برابر ۳/۷۵ است. باتوجه به خواص آب در دمای ۲۹۵ کلوین که در جدول (۷) آمده است و این که قطر لوله های مبدل حرارتی برابر ۰/۰۵ متر (۲ اینچ) در نظر گرفته شد و طول لوله ها برابر ۱۰ متر فرض شده است، جنس لوله کربن استیل (مانیسمان رده ۴۰) است و تعداد لوله های نصب شده حول پوسته کوره با فاصله ۱۵ سانتی متری بین هر دو لوله ۳۴ عدد لوله است. ضریب انتقال حرارت برای آب در دمای ۲۹۵ کلوین برابر ۴۵/۴۵ W/m²K است. کل حرارت منتقل شده به آب با استفاده از رابطه زیر برابر ۲۷۱۱۵۴/۷ وات به دست آمد.

$$Q_{transition} = h_{conv} A_{pipe} \Delta T_{im}$$

برای گرمایش ساختمان های موجود در مجتمع، روزانه ۱۱۰ لیتر گازوییل مصرف می شود و از طرفی، هر لیتر گازوییل با قیمت تمام شده ۲۰۰۰ تومن به ازای هر لیتر در نظر گرفته شده است. در نتیجه در ۱ سال (منظور ۶ ماه سرد سال است) حدود ۴۰ میلیون تومن برای گرمایش ساختمان ها باید هزینه شود. باتوجه به

3. Period Operating Time

$$\eta_{exg} = \frac{E_{in} - \sum I - E_{out}}{E_{in}} \quad (20)$$

$$\dot{W}_{turbine} = \dot{m}_{WF} \times (h_{in} - h_{out}) \quad (21)$$

بهره وری حرارتی چرخه طبق رابطه زیر به دست می آید [۳۶]:

$$\eta_{therm} = \frac{\dot{W}_{turbine} - \dot{W}_{pump}}{\dot{Q}_{Evap}} \quad (22)$$

۴. ارزیابی اقتصادی

بازگشت سرمایه برای زمانی که از حرارت اتلافي از پوسته کوره برای گرم کردن ساختمان استفاده شود، باتوجه به رابطه زیر به دست می آید:

$$\text{دوره بازگشت سرمایه} = \frac{\text{هزینه اجرای طرح}}{\text{صرفه جویی مالی}} \quad (23)$$

از طرف دیگر، در طرح پیشنهادی دوم، هدف محاسبه هزینه تولید برق در چرخه رانکین است. این هزینه وابسته به هزینه سالانه کلی (TAC) و مقدار برق تولید شده در یک سال است. در این تحقیق از ابزار APEA در نرم افزار Aspen Hysys نسخه ۱۲/۱، برای محاسبه هزینه ها استفاده شده است [۳۷].

$$\begin{aligned} \text{هزینه عملیاتی کل} + \text{هزینه سرمایه گذاری کل} &= \text{هزینه سالانه کلی} \\ &= \text{مخارج کلی} \times \frac{i \times (1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \\ &+ \text{هزینه عملیاتی کل} \end{aligned} \quad (24)$$

$$\text{هزینه عملیاتی متغیر} + \text{هزینه عملیاتی ثابت} = \text{هزینه عملیاتی کل} \quad (25)$$

در رابطه (۲۴) نرخ بهره (i) ۸/۵ درصد و عمر پروژه (n) ۳۰ سال در نظر گرفته شده است. در چرخه رانکین هزینه بهره برداری تنها شامل هزینه آب برای سرد کردن سیال عامل است و برق پمپ به وسیله توربین چرخه تأمین شده است. در نتیجه، هزینه تولید برق (COE)

1. Total Annual Cost
2. Cost of Electricity

هر تجهیز در چرخه رانکین براساس دو سیال عامل آمونیاک و آب در جدول (۱۱) ارائه شده است.

نتایج تخریب اکسرژی چرخه رانکین با دو سیال آمونیاک و آب در شکل (۵) با یکدیگر مقایسه شد. مشخص است که در زمانی که از آب به عنوان سیال عامل بهره برده شد، تخریب اکسرژی تبخیرکننده و توربین کمتر شده است. دلیل این اختلاف زیاد این است که در توربین افت فشار آب بسیار کمتر از آمونیاک است؛ لذا همان طور که در شکل (۶) پیدا است، میزان تولید برق چرخه با سیال آب نسبت به سیال آمونیاک، میزان کاهش بیشتری داشته است.

برآورد هزینه مورد نیاز برای خرید سامانه بازیابی حرارتی از پوسته کوره به همراه نصب و راه اندازی آن به دست کارکنان مکانیک، برق و ابزار دقیق مجتمع نسوز حدود ۲۳۰,۰۰۰,۰۰۰ تومان هزینه پیش بینی می شود. در نتیجه، طبق رابطه (۲۴)، بازگشت سرمایه حدود ۶ سال پیش بینی می شود. کلیه محاسبات هزینه لوله ها و نصب مبدل حرارتی براساس قیمت های سال ۱۴۰۳ هجری شمسی است.

۵-۲ بازیابی حرارت از گازهای دودکش با چرخه رانکین

نتایج شبیه سازی چرخه رانکین براساس دو سیال آمونیاک و آب در جدول های (۹) و (۱۰) آورده شده است. نتیجه تحلیل اکسرژی برای

جدول ۹. مشخصات جریان ها در چرخه با سیال عامل آمونیاک.

Table 9. Flow characteristics in the cycle with working fluid of ammonia.

Stream name	Temperature (°C)	Pressure (kPa)	Flowrate (kg/hr)
Vap NH ₃	77.36	3900	874.4
1	25.27	1003	874.4
2	25.27	1003	874.4
3	25.27	1003	874.4
4	26.36	3900	874.4
Liq NH ₃	26	3900	874.4

جدول ۱۰. مشخصات جریان ها در سیکل با سیال عامل آب.

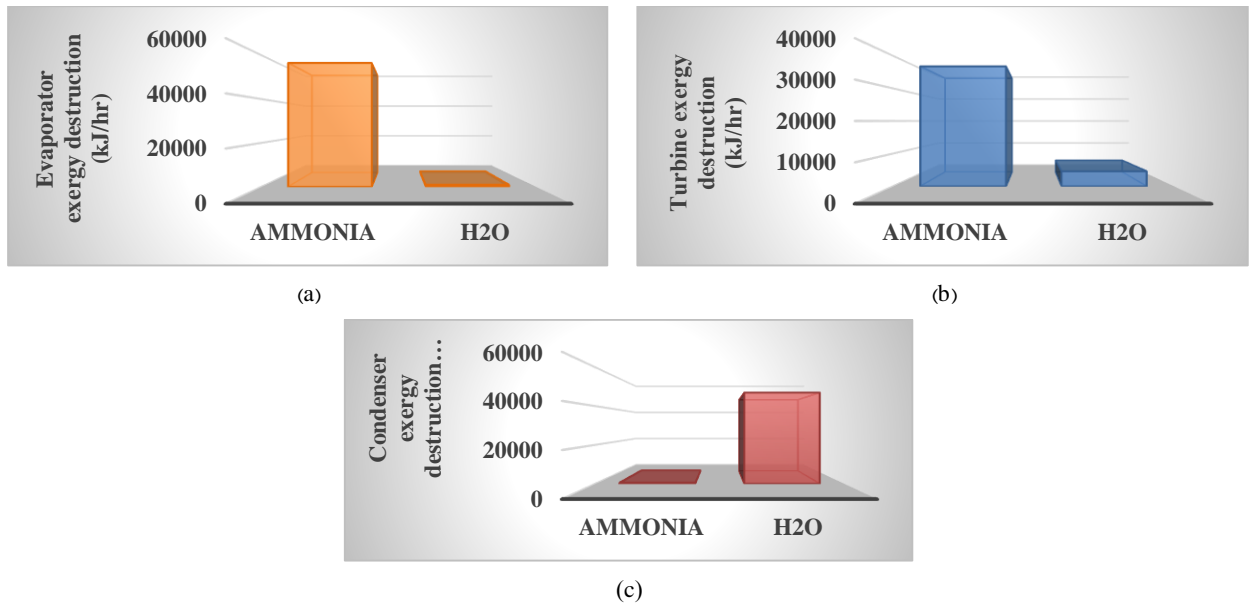
Table 10. Flow characteristics in the cycle with working fluid of water.

Stream name	Temperature (°C)	Pressure (kPa)	Flowrate (kg/hr)
Vap H ₂ O	123.3	3900	127.2
1	99.59	100	127.2
2	99.59	100	127.2
3	25	100	127.2
4	25.02	290	127.2
Liq H ₂ O	45	290	127.2

جدول ۱۱. نتیجه تحلیل اکسرژی چرخه رانکین آب و آمونیاک.

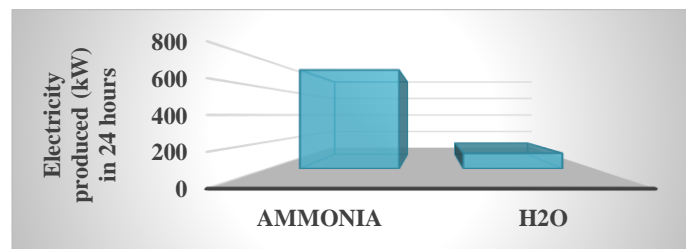
Table 11. Exergy analysis result of water and ammonia Rankine cycle.

Equipment	Ammonia	Water
Evaporator exergy efficiency	0.7172	0.9890
Evaporator exergy destruction	56430	908.3
Turbine exergy efficiency	0.7502	0.7895
Turbine exergy destruction	36700	4614
Condenser exergy efficiency	0.3645	0.1860
Condenser exergy destruction	564.1	46920
Pump exergy efficiency	0.8370	0.8902
Pump exergy destruction	920.3	3.480
Total exergy efficiency	0.7319	0.6767



شکل ۵. مقایسه تخریب اکسرژی در (a) تبخیرکننده، (b) توربین و (c) چگالنده.

Figure 5. Comparison of exergy destruction in (a) evaporator, (b) turbine and (c) condenser.

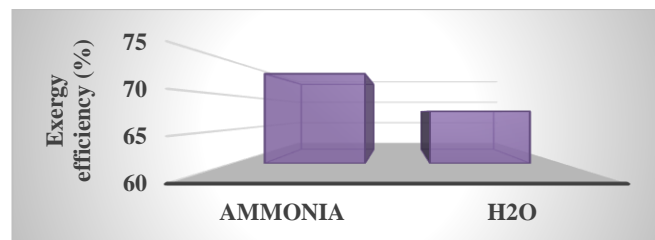


شکل ۶. مقایسه میزان برق تولیدی از چرخه رانکین با دو سیال آب و آمونیاک.

Figure 6. Comparison of the amount of electricity produced from the Rankine cycle with two fluids: water and ammonia.

و بهبود عملکرد در منابع حرارتی با دمای متوسط یا پایین می‌شود. این ویژگی‌ها انتقال حرارت و کارایی کلی چرخه را افزایش می‌دهد. در نتیجه، استفاده از آب به عنوان سیال عامل اصلاً پیشنهاد نمی‌شود؛ زیرا کارایی ترمودینامیکی و تولید برق آن بسیار کمتر است. تحلیل اقتصادی برای اجرای چرخه رانکین برای هر دو سیال عامل طبق روابط بیان شده در بخش (۴) حساب شد که نتایج آن در جدول (۱۲) گزارش شده است.

برطبق شکل (۷) سیال آمونیاک بهره‌وری اکسرژی قابل قبولی را ارائه می‌دهد، اما در نقطه مقابل، زمانی که از سیال آب در چرخه استفاده شده است، بهره‌وری اکسرژی کل چرخه پایین‌تر است که همین امر، نشان‌دهنده ناکارآمدی سیال عامل آب در چرخه رانکین است. علت بازده بالاتر چرخه آمونیاکی به دلیل دمای تبخیر پایین‌تر، تطابق بهتر دمایی در بویلر و کندانسور، فشار کاری کمتر و ظرفیت گرمایی ویژه بالاتر است که موجب کاهش تلفات حرارتی و مکانیکی



شکل ۷. مقایسه بهره‌وری اکسرژی کل.

Figure 7. Comparison of total exergy efficiency.

جدول ۱۲. نتیجه بررسی اقتصادی برای چرخه رانکین (هزینه‌ها برحسب تومان در سال ۱۴۰۳).

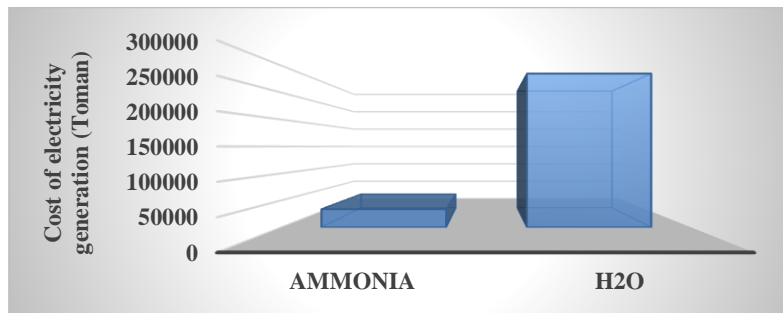
Table 12. Result of economic analysis for Rankine cycle (costs in Tomans in 1403).

Costs	Working fluid	Ammonia	Water
Total expenses		212,356,500,000	178,435,500,000
Total investment cost		19,759,875,000	16,603,500,000
Total operating cost		74,875,575,000	71,493,750,000
Fixed operating cost		71,069,400,000	68,823,150,000
Variable operating cost		3,806,175,000	2,670,600,000
Total Annual Cost		94,635,450,000	88,097,250,000
Cost of electricity generation		33,750	285,000

بوده است (شکل ۸).

بر طبق جدول (۱۳)، از لحاظ بهره‌وری حرارتی و بهره‌وری اکسرژی، سیال آب کمترین مقدار را به خود اختصاص داده است. درخصوص مشخصه هزینه تولید برق (COE) سیال عامل آمونیاک توانسته با اختلاف این هزینه را کاهش دهد. در نتیجه، آمونیاک توانسته است از لحاظ ترمودینامیکی و همچنین از لحاظ اقتصادی توجیه‌پذیر باشد و به‌عنوان بهترین سیال عامل انتخاب می‌شود.

باتوجه به داده‌های ارائه شده، مشاهده می‌شود که زمانی که از سیال آب استفاده شده است، هزینه سالانه کل (TAC) چرخه رانکین میزان کمتری است، اما به دلیل پایین بودن میزان برق تولید شده با آب مشاهده شد که هزینه برق تولید شده (COE) بسیار بالاتر از سیال آمونیاک است. در نتیجه، چرخه رانکین با سیال عامل آب از نظر اقتصادی توجیه‌ناپذیر است. از طرف دیگر، آمونیاک برخلاف سیال عامل آب هزینه سالانه بالاتری دارد، اما به دلیل بالا بودن میزان برق تولیدی، هزینه برق تولید شده بر پایه آن بسیار پایین‌تر از آب



شکل ۸. مقایسه هزینه برق تولید شده در هر دو چرخه رانکین.

Figure 8. Comparison of the cost of electricity produced in both Rankine cycles.

جدول ۱۳. مقایسه بهره‌وری انرژی، اکسرژی و میزان تولید برق دو چرخه رانکین آب و آمونیاک.

Table 13. Comparison of energy efficiency, exergy and electricity production rate of two Rankine cycles of water and ammonia.

Parameter	Ammonia	Water
Energy efficiency	0.11	0.054
Exergy efficiency	0.7319	0.6767
Cost of electricity generation (Toman/kWh)	33750	285000

۶. نتیجه گیری	
C_p	ظرفیت حرارتی در فشار ثابت ($kJ/kg.K$)
D	قطر (m)
h_{Conv}	ضریب انتقال حرارت جابه جایی ($W/m^2.K$)
h_{in}	آنتالپی ورودی (kJ/kg)
h_{out}	آنتالپی خروجی (kJ/kg)
i	نرخ بهره
I_{CND}	تخریب اکسرژی چگالنده (kJ/hr)
I_{EVP}	تخریب اکسرژی تبخیرکننده (kJ/hr)
I_{Pump}	تخریب اکسرژی پمپ (kJ/hr)
I_{TBN}	تخریب اکسرژی توربین (kJ/hr)
k_{ij}	مشخصه اثر متقابل دوتایی
L	طول (m)
N	تعداد اجزای سازنده مخلوط
n	عمر پروژه
Nu	عدد بدون بعد ناسلت
P	فشار (kPa)
P_0	فشار محیط (kPa)
Pr	عدد پرانتل
Q	شار انتقال حرارت (kW)
Q_{conv}	انتقال حرارت جابه جایی (kW)
Q_{Rad}	انتقال حرارت تابشی (kW)
Q_{sum}	انتقال حرارت کل (kW)
\dot{Q}_{Evap}	حرارت بازیابی شده در تبخیرکننده (kJ/hr)
R	ثابت جهانی گازها ($kJ/kg.K$)
r_{in}	قطر داخلی (m)
r_0	قطر خارجی (m)
Ra_D	عدد رایلی
T_f	دمای فیلم
T_s	دمای بدنه کوره
T_∞	دمای محیط
T_0	دمای محیط
T_{Flow}	دمای جریان
v	حجم مولی (m^3/mol)

در این پژوهش به بررسی بازیابی حرارت اتلاfi از پوسته و گازهای خروجی از دودکش کوره دوار کلسینه کردن کربنات منیزیم مجتمع تهیه و تولید مواد نسوز کشور پرداخته شده است. ابتدا، میزان حرارت اتلاfi از منطقه پخت کوره دوار محاسبه شد. میزان بار حرارتی اتلاfi معادل ۵۶۵/۸۲ کیلووات به دست آمد که می توان با قراردادن چندین لوله به صورت مبدل حرارتی در اطراف پوسته کوره از این حرارت برای گرمایش ساختمان ها استفاده کرد. برآورد اقتصادی طرح پیشنهادی نشان داد که هزینه قراردادن مبدل برای استفاده از حرارت اتلاfi پوسته کوره در طول ۶ سال صرفه جویی در مصرف گازوییل جبران می شود.

در ادامه، برای بازیابی حرارت اتلاfi گازهای خروجی از دودکش کوره برای تولید برق از چرخه رانکین استفاده شد. چرخه رانکین با دو سیال عامل آب و آمونیاک شبیه سازی شد. آنالیزهای اکسرژی، انرژی و اقتصادی در چرخه رانکین با دو سیال عامل آمونیاک و آب، انجام و تمام مشخصه ها با یکدیگر مقایسه شد. نتایج نشان داد که میزان برق تولید شده در چرخه با سیال عامل آمونیاک برابر ۷۳۴/۹ کیلووات و میزان تولید برق در حضور سیال عامل آب برابر ۱۱۵/۳۷ کیلووات است. از طرفی، هزینه تولید برق با سیال آمونیاک ۳۳/۷۵۰ تومان بر کیلووات ساعت و هزینه تولید برق با سیال آب ۲۸۵/۰۰۰ تومان بر کیلووات ساعت است. سیال آمونیاک بهره وری اکسرژی قابل قبولی را ارائه می دهد، اما در نقطه مقابل، زمانی که از سیال آب در چرخه استفاده شده است، بهره وری اکسرژی کل چرخه پایین تر است. بنابراین، می توان نتیجه گرفت که سیال آمونیاک نسبت به سیال عامل آب برای چرخه رانکین مطلوب تر است، چون این سیال از نظر بهره وری انرژی و اکسرژی از آب بهتر عمل می کند و علاوه بر این نیز از هزینه تولید برق کمتری برخوردار است. مقدار برق تولید شده از این راه می تواند در سایر بخش های مجتمع، نظیر واحد جداسازی با دستگاه تشخیص دهنده رنگ و بسته بندی کارخانه استفاده شود.

فهرست علائم

علامت نشانه (واحد)

A_{kiln}	مساحت سطح منطقه پخت کوره (m^2)
A_{pipe}	مساحت لوله (m^2)

<p>[6] Birchal, V., Rocha, S., & Ciminelli, V. (2000). The effect of magnesite calcination conditions on magnesia hydration. <i>Minerals engineering</i>, 13 (14-15), 1629-1633. https://doi.org/10.1016/S0892-6875(00)00146-1</p> <p>[7] Karamarković, V., Marašević, M., Karamarković, R., & Karamarković, M. (2013). Recuperator for waste heat recovery from rotary kilns. <i>Applied Thermal Engineering</i>, 54(2), 470-480. https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2013.02.027</p> <p>[8] Woolley, E., Luo, Y., & Simeone, A. (2018). Industrial waste heat recovery: A systematic approach. <i>Sustainable Energy Technologies and Assessments</i>, 29, 50-59. https://doi.org/10.1016/j.seta.2018.07.001</p> <p>[9] Ononogbo, C., Nwosu, E. C., Nwakuba, N.R., Nwaji, G.N., Nwifo, O. C., Chukwuezie, O. C., Chukwu, M.M. & Anyanwu, E.E. (2023). Opportunities of waste heat recovery from various sources: Review of technologies and implementation. <i>Heliyon</i>, 9(2). https://doi.org/10.1016/j.heliyon.2023.e13590</p> <p>[10] Omar, A., Saghafifar, M., Mohammadi, K., Alashkar, A., & Gadalla, M. (2019). A review of unconventional bottoming cycles for waste heat recovery: Part II–Applications. <i>Energy Conversion and Management</i>, 180, 559-583. https://doi.org/10.1016/j.enconman.2018.10.088</p> <p>[11] Jouhara, H., & Olabi, A. G. (2018). Industrial waste heat recovery. <i>Energy</i>, 160, 1-2. https://doi.org/10.1016/j.energy.2018.07.013</p> <p>[12] Jouhara, H. (2022). "Waste heat recovery in process industries", John Wiley & Sons, 288.</p> <p>[13] Sass, A. (1967). Simulation of heat-transfer phenomena in a rotary kiln. <i>Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development</i>, 6(4), 532-535. https://doi.org/10.1021/i260024a022</p> <p>[14] Gorog, J., Adams, T., & Brimacombe, J. (1982). Regenerative heat transfer in rotary kilns. <i>Metallurgical transactions B</i>, 13, 153-163. https://doi.org/10.1007/BF02664572</p> <p>[15] Chakrabarti, B.K. (2002). Investigations on heat loss through the kiln shell in magnesite dead burning process: a case study. <i>Applied Thermal Engineering</i>, 22(12), 1339-1345. https://doi.org/10.1016/S1359-4311(02)00051-0</p> <p>[16] Wulandari, W., Mursito, A. T., Juanjaya, F. J., & Alwi, M. F. (2018). "Performance of Dolomite Calcination in a Bench-Scale Rotary Kiln", <i>The 24th Regional Symposium on Chemical Engineering (RSCE 2017), MATEC Web Conf.</i>, 156. https://doi.org/10.1051/mateconf/201815606008</p>	<p>کار ورودی پمپ (kW) W_{Pump}</p> <p>توان تولیدی توربین (kW) W_{TBN}</p> <p>توان توربین (kW) $W_{turbine}$</p> <p>برق خالص تولیدی (kW) \dot{W}_{Net}</p> <p>کسر مولی جزء i z_i</p> <p>ضریب نفوذپذیری حرارتی ($1/m^3 \cdot K$) α</p> <p>ضریب انبساط حجمی ($1/K$) β</p> <p>گرانروی سینماتیکی (m^2/s) θ</p> <p>ثابت استفان بولتزمن ($W/m^2 \cdot K^4$) σ</p> <p>ضریب نشر ϵ_{rad}</p> <p>بهره‌وری اکسرژی (/) η_{exg}</p> <p>بهره‌وری آنتالپی پمپ (/) η_{Pump}</p> <p>بهره‌وری آنتالپی توربین (/) η_{TBN}</p> <p>بهره‌وری حرارتی (/) η_{therm}</p> <p>درجه حرارت لگاریتمی ΔT_{lm}</p>
---	---

مراجع

[1] <https://www.usgs.gov/centers/national-minerals-information-center/magnesium-compounds-statistics-and-information-available-in> (2023).

[2] Wang, L., Tai, P., Jia, C., Li, X., Li, P., & Xiong, X. (2015). Magnesium contamination in soil at a magnesite mining region of Liaoning Province, China. *Bulletin of Environmental Contamination and Toxicology*, 95, 90-96. <https://doi.org/10.1007/s00128-015-1530-8>

[3] An, P., Han, Z., Wang, K., Cheng, J., Zhao, Z., Situmorang, Y. A., Rizkiana, J., Abudula, A. & Guan, G. (2021). Energy-saving strategy for a transport bed flash calcination process applied to magnesite. *Carbon Resources Conversion*, 4, 122-131. <https://doi.org/10.1016/j.crcon.2021.03.004>

[4] Lim, Y.-T., So, S.-Y., & Jang, H.-S. (2022). Effect of calcination temperature on the light burned MgO matrix and its physical properties. *Journal of Asian Architecture and Building Engineering*, 21(2), 500-510. <https://doi.org/10.1080/13467581.2020.1869021>

[5] Yuna, Z., & Guocai, Z. (2014). A technology of preparing honeycomb-like structure MgO from low grade magnesite. *International Journal of Mineral Processing*, 126, 35-40. <https://doi.org/10.1016/j.minpro.2013.11.006>

- [17] Söğüt, Z., Oktay, Z., & Karakoç, H. (2010). Mathematical modeling of heat recovery from a rotary kiln. *Applied Thermal Engineering*, 30(8-9), 817-825. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2009.12.009>
- [18] Yin, Q., Chen, Q., Du, W. -J., Ji, X. -L., & Cheng, L. (2016). Design requirements and performance optimization of waste heat recovery systems for rotary kilns. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 93, 1-8. <https://doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2015.08.078>
- [19] Yin, Q., Du, W. -J., & Cheng, L. (2017). Optimization design of heat recovery systems on rotary kilns using genetic algorithms. *Applied Energy*, 202, 153-168. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2017.05.072>
- [20] Du, W.-J., Yin, Q., & Cheng, L. (2018). Experiments on novel heat recovery systems on rotary kilns. *Applied Thermal Engineering*, 139, 535-541. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2018.04.125>
- [21] Mobseri, A., Tahouni, N. & Sabzchi Asl, S. (2019). Review of Methods for Increasing Efficiency in Thermal Power Plants and Study of Shazand Power Plant. *Journal of Iranian Chemical Engineering*, 18(102), 27-40, In Persian. <https://doi.org/20.1001.1.17355400.1398.18.102.3.6>
- [22] Liu, B. -T., Chien, K. -H., & Wang, C. -C. (2004). Effect of working fluids on organic Rankine cycle for waste heat recovery. *Energy*, 29(8), 1207-1217. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2004.01.004>
- [23] Chen, Y., Lundqvist, P., Johansson, A., & Platell, P. (2006). A comparative study of the carbon dioxide transcritical power cycle compared with an organic Rankine cycle with R123 as working fluid in waste heat recovery. *Applied Thermal Engineering*, 26(17-18), 2142-2147. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2006.04.009>
- [24] Drescher, U., & Brüggemann, D. (2007). Fluid selection for the Organic Rankine Cycle (ORC) in biomass power and heat plants. *Applied Thermal Engineering*, 27(1), 223-228. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2006.04.024>
- [25] Wei, D., Lu, X., Lu, Z., & Gu, J. (2007). Performance analysis and optimization of organic Rankine cycle (ORC) for waste heat recovery. *Energy Conversion and Management*, 48(4), 1113-1119. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2006.10.020>
- [26] Xue, X., Guo, C., Du, X., Yang, L., & Yang, Y. (2015). Thermodynamic analysis and optimization of a two-stage organic Rankine cycle for liquefied natural gas cryogenic exergy recovery. *Energy*, 83, 778-787. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2015.02.088>
- [27] Li, L., Ge, Y., Luo, X., & Tassou, S. (2016). Thermodynamic analysis and comparison between CO₂ transcritical power cycles and R245fa organic Rankine cycles for low grade heat to power energy conversion. *Applied Thermal Engineering*, 106, 1290-1299. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2016.06.132>
- [28] Li, J., Liu, Q., Duan, Y., & Yang, Z. (2017). Performance analysis of organic Rankine cycles using R600/R601a mixtures with liquid-separated condensation. *Applied Energy*, 190, 376-389. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2016.12.131>
- [29] Maddahi, L. & Hossainpour, S. (2019). Thermo-economic evaluation of 300 MW coal based oxy-fuel power plant integrated with organic Rankine cycle. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 88, 383-392. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2019.07.004>
- [30] Fierro, J.J., Nieto-Londoño, C., Escudero-Atehortua, A., Giraldo, M., Jouhara, H., & Wrobel, L.C. (2021). Techno-economic assessment of a rotary kiln shell radiation waste heat recovery system. *Thermal Science and Engineering Progress*, 23, 100858. <https://doi.org/10.1016/j.tsep.2021.100858>
- [31] Wang, Y., Chen, H., Wang, H., Xu, G., Lei, J., Huang, Q., Liu, T. & Li, Q. (2022). A novel carbon dioxide capture system for a cement plant based on waste heat utilization. *Energy Conversion and Management*, 257, 115426. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2022.115426>
- [32] Bisulandu, B. -J. R. M., & Huchet, F. (2023). Rotary kiln process: An overview of physical mechanisms, models and applications. *Applied Thermal Engineering*, 221, 119637. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2022.119637>
- [33] Sharma, S., & Gopal, S. (1994). Newer Refractory Materials for Cement Rotary Kiln. *Transactions of the Indian Ceramic Society*, 53(5), 116-129. <https://doi.org/10.1080/0371750X.1994.10804654>
- [34] ncropera, F. P., DeWitt, D. P., Bergman, T. L., & Lavine, A. S. (1996). "Fundamentals of heat and mass transfer", Sixth Edition, John Wiley & Sons, Inc, New York.
- [35] Jaubert, J. -N., & Mutelet, F. (2004). VLE predictions with the Peng–Robinson equation of state and temperature dependent kij calculated through a group contribution method. *Fluid Phase Equilibria*, 224(2), 285-304. <https://doi.org/10.1016/j.fluid.2004.06.059>
- [36] Dai, Y., Wang, J., & Gao, L. (2009). Parametric optimization and comparative study of organic Rankine cycle (ORC) for low grade waste heat recovery. *Energy Conversion and Management*, 50(3), 576-582. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2008.10.018>

- [37] Nwaoha, C., Beaulieu, M., Tontiwachwuthikul, P., & Gibson, M. D. (2018). Techno-economic analysis of CO₂ capture from a 1.2 million MTPA cement plant using AMP-PZ-MEA blend. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 78, 400-412. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2018.07.015>
- [38] Mores, P. L., Godoy, E., Mussati, S. F., & Scenna, N. J. (2014). A NGCC power plant with a CO₂ post-combustion capture option. Optimal economics for different generation/capture goals. *Chemical Engineering Research and Design*, 92(7), 1329-1353. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2013.11.013>