



## استفاده از انواع سیکل‌های رانکین آلی برای تولید هیدروژن و توان با بهره‌گیری از انرژی زمین گرمایی و الکترولایزر از نوع مبدل غشاء پروتونی (مطالعه مقایسه‌ای)

هادی غائبی<sup>1\*</sup>، بهزاد فرهنگ<sup>2</sup>

1- استادیار، مهندسی مکانیک، دانشگاه محقق اردبیلی، اردبیل

2- کارشناس ارشد، مهندسی مکانیک، دانشگاه محقق اردبیلی، اردبیل

\* اردبیل، صندوق پستی 179، hghaebi@uma.ac.ir

### اطلاعات مقاله

مقاله پژوهشی کامل

دریافت: 05 اسفند 1394

پذیرش: 17 اردیبهشت 1395

ارائه در سایت: 30 خرداد 1395

کلید واژگان:

انرژی زمین گرمایی،

سیکل‌های رانکین آلی

الکترولایزر مبدل غشاء پروتونی

تولید هیدروژن

تولید توان

### چکیده

در این تحقیق تلفیق انواع سیکل‌های رانکین آلی (پایه و اصلاح شده) با مبدل غشاء پروتونی جهت تولید هم‌زمان توان و هیدروژن ارائه شده است. سیکل‌های رانکین آلی استفاده شده شامل رانکین پایه، رانکین به همراه بازیاب، رانکین به همراه گرمکن سیال تغذیه و رانکین به همراه بازیاب و گرمکن سیال تغذیه بوده‌اند. انرژی لازم برای راه‌اندازی سیکل‌های رانکین از انرژی زمین گرمایی تأمین شده است. یک مدل‌سازی جامع ترمودینامیکی (انرژی و اگزرژی) بر روی سیستم‌های پیشنهادی صورت گرفته است. برای مدل‌سازی از نرم‌افزار EES استفاده شده است. همچنین مطالعه پارامتریک نیز برای بررسی تأثیر پارامترهای عملکردی مهم بر روی عملکرد انرژی‌تیکی و اگزرجتیکی سیستم‌های مورد بررسی انجام شده است. نتایج نشان دادند که سیکل رانکین آلی به همراه بازیاب، گرمکن سیال تغذیه و مبدل غشاء پروتونی دارای بیشترین راندمان انرژی (3.514%) و اگزرژی (68.93%) در مقایسه با سایر سیستم‌های مورد بررسی بوده است. اگزرژی تلف شده در اواپراتور و الکترولایزر بیشترین سهم را در اگزرژی تلف شده کل سیستم داشتند و با افزایش فشار اواپراتور بازده انرژی، بازده اگزرژی، تولید هیدروژن و کار خروجی توربین در هر 4 سیستم افزایش یافت. با افزایش دمای اواپراتور بازده انرژی، بازده اگزرژی، تولید هیدروژن و کار خروجی در سیکل رانکین آلی به همراه بازیاب و مبدل غشاء پروتونی و سیکل رانکین آلی به همراه بازیاب، گرمکن سیال تغذیه و مبدل غشاء پروتونی افزایش می‌یابد در حالی که در سیکل رانکین آلی پایه به همراه مبدل غشاء پروتونی و سیکل رانکین آلی به همراه گرمکن سیال تغذیه و مبدل غشاء پروتونی اندکی کاهش می‌یابد.

## Using various organic rankine cycles for production of power and hydrogen by incorporating geothermal energy and proton exchange membrane (A comparative study)

Hadi Ghaebi<sup>\*</sup>, Behzad Farhang

Department of Engineering, Mohaghegh Ardabili University, Ardabil, Iran.

\* P.O.B. 179, Ardabil, Iran, hghaebi@uma.ac.ir

### ARTICLE INFORMATION

Original Research Paper

Received 24 February 2016

Accepted 06 May 2016

Available Online 19 June 2016

#### Keywords:

Geothermal energy  
Organic rankine cycles  
PEM electrolyzer  
Hydrogen production  
Power production

### ABSTRACT

In the current work different organic rankine cycles (base and modified) coupled with proton exchange membrane presented to produce hydrogen and power. Organic rankine cycles used in this work are basic Organic Rankine Cycles (ORC), ORC incorporating regenerator, ORC incorporating feed fluid heater and ORC incorporating both the regenerator and feed fluid heater. ORC energy demand supplied by geothermal energy. A thermodynamic model (energy and exergy) of systems done. EES software used to model the systems. Also, a parametric study done to investigate the effects of the performance parameters (energetic and exergetic) of considered systems. The results showed that ORC incorporating both regenerator and feed fluid heater with PEM electrolyzer had the maximum energy (3.514%) and exergy (68.93%) efficiency in comparison with other systems. Also, it can be observed that evaporator and electrolyzer had the highest portion of exergy destruction of the system. Energy efficiency, exergy efficiency, hydrogen production and net power increased by pressure growth in all systems. The amount of exergy efficiency, energy efficiency, hydrogen production and net power increased by the evaporator temperature addition in ORC incorporating regenerator with PEM electrolyzer and ORC incorporating both regenerator and feed fluid heater with PEM electrolyzer, but their amount marginally decreased by the evaporator temperature addition in basic ORC incorporating with PEM electrolyzer and ORC incorporating feed fluid heater with PEM electrolyzer.

Please cite this article using:

H. Ghaebi, B. Farhang, Using various organic rankine cycles for production of power and hydrogen by incorporating geothermal energy and proton exchange membrane (A comparative study), *Modares Mechanical Engineering*, Vol. 16, No. 6, pp. 138-148, 2016 (in Persian)

برای ارجاع به این مقاله از عبارت ذیل استفاده نمایید:

## 1- مقدمه

با توجه به اینکه منابع سوخت‌های فسیلی در حال تمام شدن بوده و آلاینده‌های ناشی از احتراق آن‌ها اثرات نامطلوبی روی محیط زیست دارند، امروزه بیشتر کشورهای جهان با هدف کاستن میزان وابستگی خود به سوخت‌های فسیلی بدنال انرژی‌های جدید و سوخت‌های پاک هستند. پیش‌بینی می‌شود که تولید انرژی جهان با استفاده از انرژی‌های تجدیدپذیر از سال 2010 تا سال 2035 سه برابر شده و به 31% از کل تولید خواهد رسید [1]. در این بین انرژی زمین گرمایی به عنوان یکی از انواع انرژی‌های تجدیدپذیر به حساب می‌آید که می‌تواند جایگزین سوخت‌های فسیلی شود. از مزیت‌های انرژی زمین گرمایی می‌توان به نداشتن اثر مخرب روی محیط زیست و ظرفیت بالای آن برای تولید توان الکتریکی اشاره کرد [2,3]. منابع زمین گرمایی بین 50 تا 350 درجه سلسیوس متغیرند و در این بین منابع دما-پائین (220 درجه سلسیوس) از نظر اقتصادی به صرفه‌تر از منابع دما-پائین (90 تا 220 درجه سلسیوس) هستند [2]. به دلیل وجود منابع فراوان دما-پائین در جهان، پیش‌بینی می‌شود که در آینده انرژی زمین گرمایی دما-پائین بیشتر مورد استفاده قرار خواهد گرفت [4] که سیکل‌های رانکین آلی (ORC) بهترین سیکل برای استفاده از انرژی زمین گرمایی باشند [5-7]. برای عملکرد بهتر و بهینه این سیکل‌ها در آینده باید اصلاحاتی روی آن‌ها انجام شده و بازده و توان خروجی آن‌ها بالا برده شود [3].

هیدروژن به عنوان یک سوخت پاک همواره مطرح بوده است. هیدروژن به عنوان یک سوخت کارآمد برای کاهش آلودگی محیط زیست است [8]. به این دلیل که از سوختن آن فقط آب تولید می‌شود [9]. همچنین از انواع مختلف انرژی‌های تجدید پذیر مانند باد، خورشید و زمین گرمایی می‌توان برای تولید آن بهره برد [10-12]. اخیراً برای تولید هیدروژن، غشاء مبدل پروتونی ( $PEM^2$ ) به دلیل تولید هیدروژن خالص‌تر و توانایی کارکرد با انرژی‌های تجدید پذیر، بیشتر مورد استفاده قرار می‌گیرد [13]. در سال‌های اخیر تحقیقات قابل توجهی در زمینه توسعه روش‌های تولید هیدروژن صورت گرفته است.

راتلاموالار و همکاران [14] یک سیستم تولید توان که تلفیقی از انرژی زمین گرمایی و الکترولایزر بود را با چند فلش (1 تا 5 فلش) یکپارچه کرده و برای تحلیل بازده انرژی و انرژی سیستم‌ها از سه روش مختلف استفاده کردند، آن‌ها به این نتیجه رسیدند که با افزایش دمای محیط و دمای منبع زمین گرمایی بازده انرژی و انرژی افزایش می‌یابد، همچنین سیستم یکپارچه شده با پنج فلش بهترین سیستم برای استفاده عملی است. ییلماز و همکاران [15] در سیستم زمین گرمایی با الکترولایزر برای تولید هیدروژن، هفت نوع مدل‌سازی مختلف انجام دادند و به این نتیجه رسیدند که با افزایش دمای منبع زمین گرمایی، هزینه تولید و مایع سازی هیدروژن کاهش می‌یابد. بالتا و همکاران [16] بر پایه سیستم زمین گرمایی و با هدف تولید هیدروژن یک سیکل چهار مرحله‌ای مس-کلرین را مدل‌سازی کردند که بازده انرژی و انرژی کل سیکل به ترتیب 21.67 و 19.35 درصد بود. کان اوغلو و همکاران [17] در یک سیستم تولید هیدروژن با منبع زمین گرمایی از چهار مدل مختلف و دو حالت برگشت پذیر و برگشت ناپذیر استفاده کردند و برای هر چهار سیستم تحلیل انرژی انجام دادند. ییلماز و همکاران [18] در یک نیروگاه زمین گرمایی فلش تلفیق شده با یک سیستم الکترولایزر برای تولید هیدروژن، جنبه‌های اقتصادی و ترمودینامیکی سیستم را بررسی کردند.

بالتا و همکاران [19] در یک سیستم زمین گرمایی ترکیب شده با یک سیکل ترموشیمیایی جدا کننده آب با هدف تولید هیدروژن بررسی‌های انرژی، اقتصادی و انرژی روی سیستم انجام دادند. آن‌ها به این نتیجه رسیدند که هزینه تولید هیدروژن مستقیماً به ظرفیت نیروگاه و بازده انرژی وابسته است. کای و همکاران [20] در یک تحقیق روش‌های بهینه برای کنترل تولید هیدروژن زمانی که الکترولایزر به یک انرژی تجدید پذیر متناوب متصل است را بررسی کردند و میزان کارآمدی روش‌ها را با یکدیگر مقایسه کردند. اووالی و همکاران [21] با استفاده از انرژی زمین گرمایی در مناطق زمین گرمایی الجزایر روی بهره‌برداری از هیدروژن سولفید برای تولید هیدروژن کار کردند. آن‌ها جنبه‌های گوناگون تولید هیدروژن از این روش را بررسی کردند. ییلماز و همکاران [22] در یک سیستم زمین گرمایی تولید توان تلفیق شده با یک سیستم الکترولایزر برای تولید هیدروژن، هزینه‌های انرژی‌های الکتریسیته و تولید هیدروژن را بررسی کردند. ییلماز و همکاران [23] روی یک سیستم زمین گرمایی ترکیب شده با PEM الکترولایزر کار کردند و پارامترهای عملکردی و انرژی‌تیکی و انرژی‌تیکی آن را بررسی کردند.

در کارهای قبلی تولید هیدروژن با یک سیستم ترکیبی پایه رانکین آلی و الکترولایزر بررسی شده است [15,17,23]. برای دستیابی به تولید هیدروژن بیشتر در این تحقیق از سیکل‌های رانکین آلی اصلاح شده استفاده شده است. تمامی این سیکل‌ها توسط انرژی زمین گرمایی راه‌اندازی شده‌اند. همچنین برای تولید هیدروژن از یک غشاء مبدل پروتونی که توان مورد نیاز آن از طریق سیکل رانکین آلی تأمین شده، استفاده شده است. اهداف عمده این تحقیق عبارتند از:

- استفاده از انرژی زمین گرمایی به عنوان منبع انرژی دما پائین برای تولید هم‌زمان توان و تولید هیدروژن.
- استفاده از سیکل‌های رانکین آلی اصلاح شده برای تولید هیدروژن از طریق الکترولایزر و مقایسه آن‌ها.
- مدل‌سازی جامع ترمودینامیکی سیکل‌های ارائه شده.
- مطالعه پارامتریک جهت بررسی تأثیر پارامترهای مهم بر روی عملکرد سیستم ترکیبی.

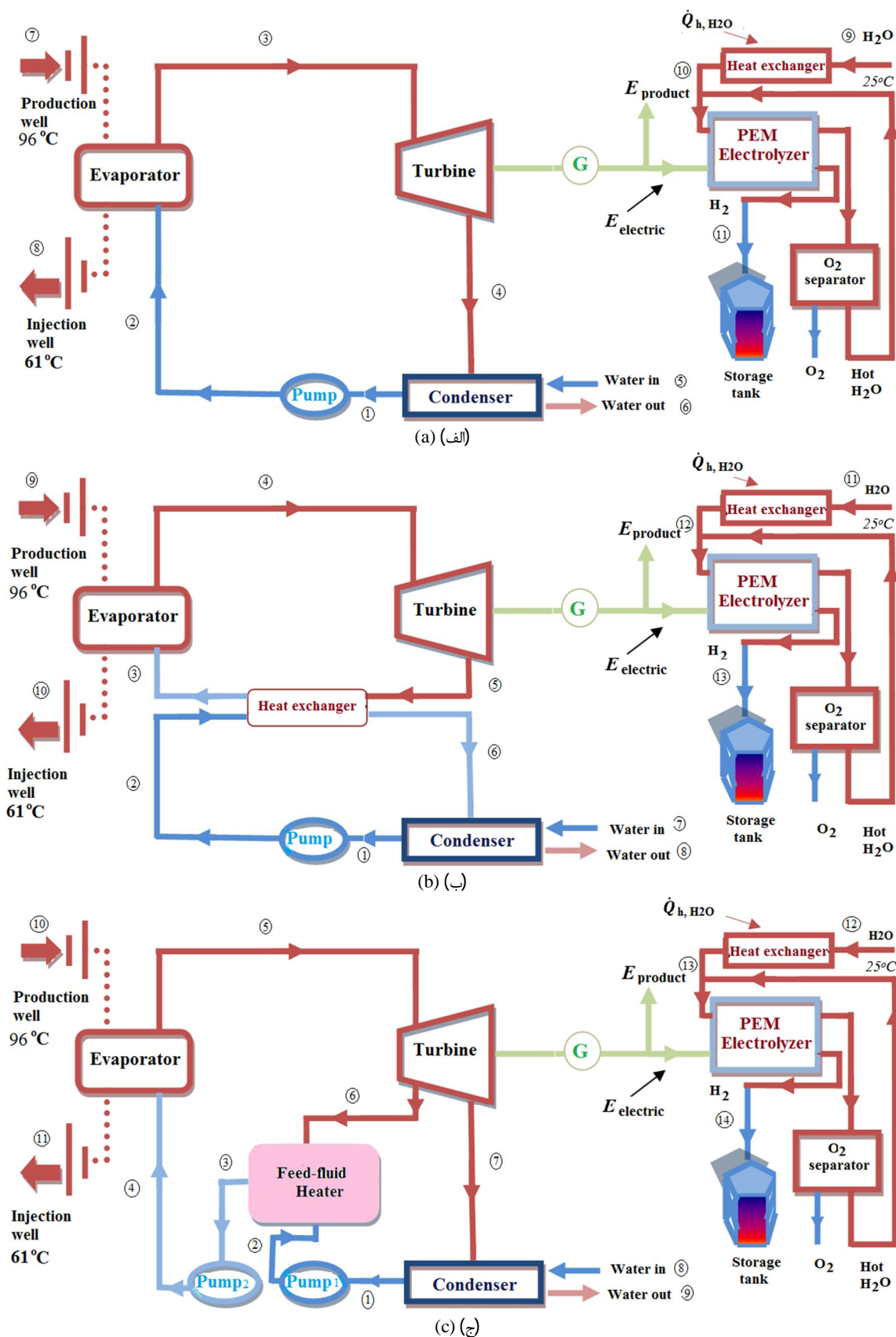
## 2- شرح سیستم

در کار حاضر یک سیستم الکترولایزر با انواع سیکل‌های رانکین برای تولید هم‌زمان توان و هیدروژن ترکیب شده‌اند. انرژی لازم جهت راه‌اندازی سیکل‌های رانکین از انرژی زمین گرمایی تأمین شده است. در شکل 1 شماتیک سیستم‌ها نشان داده شده‌اند. همان‌طور که در شکل 1 (الف) مشاهده می‌شود چهار فرایند در سیکل رانکین آلی پایه و دو فرایند در سیستم الکترولایزر وجود دارد (a). فرایند 1-2 عملکرد پمپ را نشان می‌دهد، فرایند 2-3 نشانگر گرم شدن سیال عامل درون سیکل رانکین در فشار ثابت توسط انرژی زمین گرمایی است، فرایند 3-4 عملکرد توربین را نمایان می‌کند و فرایند 4-1 بیانگر سرد شدن توسط آب خنک کننده است. سپس توان تولید شده در سیکل رانکین آلی در یک ژنراتور تبدیل به توان الکتریکی شده و 200 کیلو وات به مصرف مستقیم می‌رسد و بقیه آن برای تولید هیدروژن به سیستم الکترولایزر منتقل می‌شود. در سیستم الکترولایزر همان‌طور که در شکل 1 (الف-د) نشان داده شده است آب ورودی در فشار و دمای محیط به مبدل حرارتی وارد شده و تا رسیدن به دمای الکترولایزر گرم شده و وارد الکترولایزر می‌شود (فرایند 9-10). فرایند 10-11 تولید هیدروژن را نشان می‌دهد که در آن هیدروژن خروجی از کاند گرمای خود را به محیط

<sup>1</sup> Organic Rankine Cycle<sup>2</sup> Proton Exchange Membrane

(ب) سیستم اولیه با وصل یک مبدل حرارتی در خروجی توربین نشان داده شده است. در این سیستم برای گرم کردن سیال عامل در ورودی اواپراتور و خنک کردن سیال عامل در ورودی کندانسور، یک مبدل حرارتی به سیستم

داده و در یک مخزن ذخیره می‌گردد، همچنین اکسیژن تولید شده در آند توسط یک مجزا کننده از مخلوط آب و اکسیژن جدا می‌شود و در آخر آب باقیمانده برای تولید هیدروژن دوباره به الکترولیزر برمی‌گردد. در شکل 1



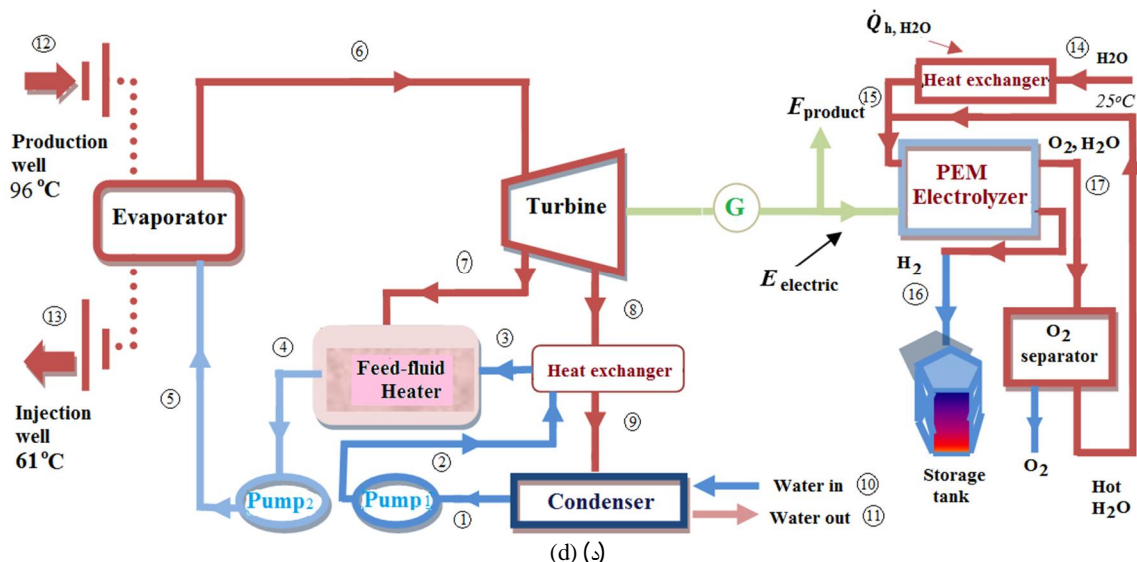


Fig. 1 Schematic diagram of the ORC cycles coupled with geothermal energy and PEM a) base ORC, b) ORC with regenerator, c) ORC with feed fluid heater and d) ORC with regenerator and feed fluid heater

شکل 1 شماتیک انواع سیکل‌های رانکین ترکیبی با انرژی زمین گرمایی و الکترولیزر (الف) رانکین پایه و (ب) رانکین به همراه بازیاب، (ج) رانکین به همراه گرمکن سیال تغذیه و (د) رانکین با بازیاب و گرمکن سیال تغذیه

شده از توربین است. گرمای داده شده به آب خنک کننده در کندانسور برای سیکل‌های بدون گرمکن سیال تغذیه و با گرمکن سیال تغذیه، بترتیب از معادله‌های (4) و (5) محاسبه می‌شود [25].

$$\dot{Q}_c = \dot{m}_{ref} C (h_{out} - h_{in}) \quad (4)$$

$$\dot{Q}_c = \dot{m}_{ref} C (1 - X) (h_{out} - h_{in}) \quad (5)$$

کار مصرفی پمپ در سیستم‌های دارای 1 پمپ از معادله‌ی (6) و در سیستم‌های دارای 2 پمپ از معادله‌ی (7) محاسبه می‌شود [25,26].

$$\dot{W}_p = \frac{\dot{W}_{p,ideal}}{\eta_p} = \dot{m}_{ref} \frac{(h_{in} - h_{out,s})}{\eta_p} \quad (6)$$

$$\dot{W}_p = \dot{W}_{p1} + \dot{W}_{p2} = \frac{\dot{m}_{ref}}{\eta_p} (1 - X) (h_{in} - h_{out,s}) + \frac{\dot{m}_{ref}}{\eta_p} (h_{in} - h_{out,s}) \quad (7)$$

که در آن  $\eta_p$  بازده آیزنتروپیک پمپ‌ها است. کسر جرمی بخار زیر کش شده در فشار میانی سیکل، از توازن انرژی گرمکن سیال تغذیه بدست می‌آید.

$$X = \frac{h_{out} - h_{in,cold}}{h_{in,hot} - h_{in,cold}} \quad (8)$$

که در آن  $h_{in,cold}$  آنتالپی مخصوص در خروجی پمپ و  $h_{in,hot}$  آنتالپی مخصوص بخار زیر کش شده است. موازنه انرژی در مبدل‌های حرارتی برای سیکل‌های رانکین با مبدل حرارتی از معادله‌ی (9) بدست می‌آید [27].

$$\dot{m} C (h_{in} - h_{out}) = \dot{m} (h_{out} - h_{in}) \quad (9)$$

توان تولید شده خالص از جمع جبری توان تولیدی توربین و مصرفی پمپ بدست می‌آید که بعد از تبدیل در ژنراتور به دو بخش تقسیم می‌شود، مقداری از آن به مصرف مستقیم و بقیه برای تولید هیدروژن به مصرف الکترولیزر می‌رسد.

$$\dot{W}_{net} = \dot{W}_t + \dot{W}_p = \dot{E}_{electric} + \dot{E}_{product} \quad (10)$$

که در آن  $\dot{E}_{product}$  توان الکتریکی داده شده به مصرف مستقیم و  $\dot{E}_{electric}$  توان الکتریکی داده شده به الکترولیزر برای تولید هیدروژن است. بازده انرژی سیکل‌های رانکین از معادله (11) محاسبه می‌شود [25-27].

اولیه اضافه شده است (b).

در شکل 1 (ج) سیستم اولیه به اضافه‌ی یک گرمکن سیال تغذیه نشان داده شده است که در آن بخار خروجی از توربین با خروجی پمپ اول مخلوط می‌شود و به صورت مایع اشباع از آن خارج می‌شود (c). شکل 1 (د) نیز سیستم اولیه اصلاح شده با مبدل حرارتی و گرمکن سیال تغذیه را نشان می‌دهد (d).

### 3- مدل سازی ترمودینامیکی

#### 1-3- آنالیز انرژی

تحلیل انرژی سیستم در این بخش ارائه می‌شود. نرم افزار EES به عنوان ابزار اصلی برای تمامی محاسبات استفاده می‌شود. برای آنالیز انرژی اصول بقاء جرم و انرژی برای تک‌تک اجزاء سیستم اعمال می‌شود.

#### 1-1-3 سیکل‌های رانکین

گرمای داده شده به اواپراتور را می‌توان با توازن انرژی بین سیال عامل و آب زمین گرمایی در ورودی و خروجی اواپراتور محاسبه کرد [24].

$$\dot{m}_{brine} C (h_{in,brine} - h_{out,brine}) = \dot{m}_{ref} (h_{out,ref} - h_{in,ref}) \quad (1)$$

که در آن  $\dot{m}_{brine}$  دبی جرمی آب زمین گرمایی و  $C$  ضریب انتقال حرارت است.

توان خروجی توربین در سیستم‌های بدون گرمکن آب تغذیه از معادله‌ی (2) محاسبه می‌شود [25].

$$\dot{W}_t = \dot{W}_{t,ideal} \eta_t = \dot{m}_{ref} \eta_t (h_{in} - h_{out,s}) \quad (2)$$

$\eta_t$  بازده آیزنتروپیک توربین و  $h_{out,s}$  آنتالپی مخصوص ایده‌آل خروجی توربین است، همچنین توان خروجی توربین برای سیکل‌های دارای گرمکن سیال تغذیه از معادله (3) محاسبه می‌شود [25].

$$\dot{W}_t = \dot{W}_{t,ideal} \eta_t = \dot{m}_{ref} \eta_t ((h_{in} - h_{out,s}) + X (h_{in} - h_{middle,s})) \quad (3)$$

که در آن  $X$  و  $h_{middle,s}$  کسر جرمی و آنتالپی مخصوص بخار زیر کش

کاتد است. گرمای داده شده به آب در مبدل حرارتی از معادله (23) محاسبه می‌شود.

$$\dot{Q}_{H_2O} = \dot{m}_{H_2O} C(h_{out} - h_{in}) = \dot{m}_{H_2O} \dot{q}_{H_2O} \quad (23)$$

که در آن  $\dot{m}_{H_2O}$  دبی جرمی آب ورودی و  $\dot{q}_{H_2O}$  گرمای مخصوص داده شده به مبدل حرارتی است.

بازده انرژی سیستم الکترولایزر از معادله (24) محاسبه می‌شود [28-30].

$$\eta_{energy, PEM} = \frac{LHV_{H_2} \dot{N}_{H_2}}{\dot{q}_{H_2O} \dot{N}_{H_2} + \dot{E}_{electric}} \quad (24)$$

$LHV_{H_2}$  ارزش حرارتی پایین هیدروژن و  $\dot{N}_{H_2}$  دبی مولی هیدروژن است.

### 3-1-3- سیستم کلی

بازده سیستم کلی از معادله (25) محاسبه می‌شود [28].

$$\eta_{tot} = \frac{LHV_{H_2} \dot{N}_{H_2} + \dot{E}_{product}}{\dot{Q}_{evap} + \dot{q}_{H_2O} \dot{N}_{H_2O}} \quad (25)$$

### 3-2- آنالیز انرژی

انرژی هر جریانی ماکزیم کاری تئوری قابل حصول از آن جریان است در شرایطی که آن جریان فقط با محیط تبادل حرارت داشته و به فشار و دمای محیط آورده شود. با صرفنظر کردن از انرژی‌های جنبشی و پتانسیل جریان، انرژی فیزیکی و شیمیایی جریانی برترتیب از معادله‌های (26) و (27) بدست می‌آیند [25].

$$\dot{E}x_{ph} = \dot{m}[(h - h_0) - T_0(s - s_0)] \quad (26)$$

$$\dot{E}x_{ch} = \dot{m} \left[ \sum_{i=1}^n X_i ex_{ch,i} + RT_0 \sum_{i=1}^n x_i \ln x_i \right] \quad (27)$$

که 0 مربوط به شرایط محیطی است. همچنین  $X$  مربوط به جزء مولی ماده مورد نظر در ترکیب است. نرخ انرژی کل بصورت زیر خواهد بود [31,32].

$$\dot{E}x = \dot{E}x_{ph} + \dot{E}x_{ch} \quad (28)$$

با اعمال موازنه انرژی برای هر جزء سیستم، نرخ تخریب انرژی آن جزء بدست می‌آید [25].

$$\dot{E}x_F = \dot{E}x_P + \dot{E}x_D \quad (29)$$

$\dot{E}x_P$ ،  $\dot{E}x_F$  و  $\dot{E}x_D$  برترتیب مربوط به نرخ انرژی سوخت، محصول و تخریب هر جزء از سیستم است. بازده انرژی می‌تواند به صورت نسبت انرژی محصول به انرژی سوخت تعریف شود [25].

$$\eta_{energy} = \frac{\dot{E}x_{product}}{\dot{E}x_{fuel}} \quad (30)$$

نرخ انرژی مربوط به انتقال حرارت در اواپراتور سیکل رانکین و همچنین مبدل حرارتی سیستم الکترولایزر برترتیب از روابط (31) و (32) محاسبه می‌شوند [32].

$$\dot{E}x_{evap} = \left(1 - \frac{T_0}{T_{Geothermal, mean}}\right) \dot{Q}_{evap} \quad (31)$$

$$\dot{E}x_{H_2O} = \left(1 - \frac{T_0}{T_{PEM}}\right) \dot{Q}_{H_2O} \quad (32)$$

در روابط فوق  $T_{Geothermal, mean}$  دمای متوسط ترمودینامیکی سیال زمین گرمایی و  $T_{PEM}$  دمای الکترولایزر می‌باشند.

به این ترتیب بازده انرژی سیکل رانکین آبی، سیستم الکترولایزر و همچنین کل سیستم ترکیبی برترتیب از روابط (33)، (34) و (35) بدست می‌آیند [25,28].

$$\eta_{ORC} = \frac{\dot{W}_t + \dot{W}_p}{\dot{Q}_{evap}} \quad (11)$$

### 3-1-2- سیستم الکترولایزر

ارزیابی ترمودینامیکی سیستم الکترولایزر با مدل‌سازی الکتروشیمیایی انجام می‌شود. انرژی کلی مورد نیاز برای سیستم در رابطه (12) تعریف می‌شود [30-28].

$$\Delta H = \Delta G + T\Delta S \quad (12)$$

که در آن  $\Delta G$  تغییرات انرژی آزاد گیبس و  $T\Delta S$  انرژی گرمایی مورد نیاز است. مقادیر انرژی آزاد گیبس و آنتالپی و آنتروپی هیدروژن و اکسیژن از جداول ترمودینامیکی بدست می‌آید. آهنگ مولی هیدروژن تولیدی از معادله (13) بدست می‌آید [30-28].

$$\dot{N}_{H_2, out} = \frac{J}{2F} = \dot{N}_{H_2O, out} \quad (13)$$

که در آن  $J$  چگالی جریان،  $F$  ثابت فارادی و  $\dot{N}_{H_2O, out}$  دبی مولی هیدروژن و دبی مولی آبی است که وارد الکترولایزر شده است. آهنگ انرژی و انرژی داده شده به الکترولایزر بصورت زیر است.

$$E_{electric} = JV \quad (14)$$

$E_{electric}$  انرژی داده شده به سیستم الکترولایزر یا همان  $\Delta H$  است و  $V$  نیز همان پتانسیل الکتریکی مورد نیاز است که از معادله (15) حاصل می‌شود [30-28].

$$V = V_0 + V_{ohm} + V_{act,a} + V_{act,c} \quad (15)$$

$V_0$  پتانسیل برگشت پذیر است که توسط معادله نرنست بیان می‌شود [28].

$$V_0 = 1.229 - 8.5 \times 10^{-4}(T_{PEM} - 298) \quad (16)$$

همچنین  $V_{ohm}$  و  $V_{act,a}$ ،  $V_{act,c}$  برترتیب پتانسیل فعال کننده کاتد، پتانسیل فعال کننده آند و پتانسیل اهمیک است. مقاومت یونیک غشا به رطوبت، ضخامت و همچنین دمای غشا بستگی دارد. رسانایی محلی غشای مبدل پروتونی ( $\sigma(x)$ ) از طریق رابطه (17) بیان می‌شود.

$$\sigma_{PEM}[\lambda(x)] = [0.5139\lambda(x) - 0.326] \exp\left[1268\left(\frac{1}{303} - \frac{1}{T_{PEM}}\right)\right] \quad (17)$$

$x$  نشانگر عمق غشای اندازه‌گیری شده از سطح غشای کاتد و  $\lambda(x)$  مقدار آب موجود در محل  $x$  است. مقدار  $\lambda(x)$  را می‌توان از حجم آب موجود در سطح غشای الکتروود بدست آورد [28,29].

$$\lambda(x) = \frac{\lambda_a - \lambda_c}{D}x + \lambda_c \quad (18)$$

$D$  نشانگر ضخامت غشا و  $\lambda_a$  و  $\lambda_c$  برترتیب آب موجود در سطح غشای آند و کاتد هستند. همچنین مقاومت اهمیک سرتاسر سیستم ( $R_{PEM}$ ) از معادله (19) بدست می‌آید.

$$R_{PEM} = \int_0^D \frac{dx}{\sigma_{PEM}[\lambda(x)]} \quad (19)$$

بر اساس قانون اهم، پتانسیل اهمیک از معادله (20) محاسبه می‌شود.

$$V_{ohm} = JR_{PEM} \quad (20)$$

پتانسیل فعال کننده کاتد و آند از معادله (21) محاسبه می‌شود [28].

$$V_{act,i} = \frac{RT}{F} \sinh^{-1}\left(\frac{J}{J_{0,i}}\right), \quad i = a, c \quad (21)$$

$J_{0,i}$  چگالی جریان مبدل است که از رابطه (22) بدست می‌آید.

$$J_{0,i} = J_i^{ref} \exp\left(-\frac{E_{act,i}}{RT}\right), \quad i = a, c \quad (22)$$

$J_i^{ref}$  فاکتوری برای پتانسیل اولیه و  $E_{act,i}$  انرژی فعالسازی برای آند و

**جدول 2** پارامترهای عملکردی سیکل رانکین آلی به همراه بازیاب و گرمکن سیال تغذیه (الف) مدل حاضر (ب) مرجع [25]

**Table 2** Performance parameters for the ORC with regenerator and feed fluid heater a) present model b) ref [25]

(ب)	(الف)	
R113	R113	سیال عامل
252	252	بار اواپراتور (kW)
194.6	191.8	بار کندانسور (kW)
61	60.86	توان تولیدی توربین (kW)
3.46	2.955	توان مصرفی پمپ (kW)
57.54	57.9	توان تولید شده خالص (kW)
22.83	22.98	بازده انرژی (%)
1.91	1.927	دبی جرمی سیال عامل (kg/s)
0.85	0.88	دبی جرمی گرمکن سیال تغذیه (kg/s)
4.51	4.58	دبی جرمی سیال عامل (kg/s)
2.1	2.1	دبی جرمی گاز گرم کننده (kg/s)

**جدول 3** پارامترهای عملکردی سیستم PEM الکترولیزر (الف) مدل حاضر (ب) مرجع [28]

**Table 3** Performance parameters for the PEM electrolyzer system a) present model b) ref [28]

(ب)	(الف)	
101.96	101.96	توان خالص خروجی (kW)
1.2	1.197	آهنگ تولید هیدروژن (kg/s)
56.34	57.15	بازده انرژی (%)

مقادیر آهنگ گرمای داده شده به سیستم در اواپراتور، آهنگ گرمای تلف شده کندانسور، توان تولیدی توربین، توان مصرفی پمپ، آهنگ انرژی تلف شده و بازده حرارتی و انرژی برای هر چهار سیستم در جدول 4 آورده شده است. با توجه به اعداد جدول 4 مشاهده می‌شود که بازده انرژی سیکل رانکین آلی و کل سیستم به ترتیب از سیستم (a) تا (d) افزایش یافته است در حالی که بازده انرژی و انرژی الکترولیزر سیر نزولی را از سیستم (a) تا (d) طی کرده است.

دلیل این روند را می‌توان چنین توجیه کرد که با هر مرحله اصلاح

**جدول 4** مشخصه‌های عملکردی سیستم‌ها.

**Table 4** Performance parameters of the considered systems

نام سیستم	(a)	(b)	(c)	(d)
گرمای اواپراتور (kW)	7705	7705	7705	7705
گرمای کندانسور (kW)	6863	6676	6789	6614
توان توربین (kW)	863	902	942	968
کار پمپ (kW)	20.4	21.3	24.9	25.3
گرمای مبدل حرارتی (kW)	...	352	...	349
کار خالص (kW)	843	881	917	943
تولید هیدروژن (kg/h)	4.133	4.283	4.419	4.514
بازده انرژی الکترولیزر (%)	10.9	8.985	8.832	8.727
بازده انرژی رانکین (%)	10.93	11.43	11.9	12.23
بازده انرژی کل (%)	3.437	3.467	3.495	3.514
بازده انرژی الکترولیزر (%)	35.43	34.77	34.9	33.79
بازده انرژی رانکین (%)	69.04	70.99	76.57	77.88
بازده انرژی کل (%)	61.95	63.13	68.23	68.93

$$\eta_{\text{exergy,ORC}} = \frac{\dot{W}_{\text{net}}}{\dot{E}x_{\text{evap}}} \quad (33)$$

$$\eta_{\text{exergy,PEM}} = \frac{\dot{E}x_{\text{H}_2}}{\dot{E}x_{\text{H}_2} + \dot{E}_{\text{electric}}} \quad (34)$$

$$\eta_{\text{exergy,tot}} = \frac{\dot{E}x_{\text{product}} + \dot{E}x_{\text{H}_2}}{\dot{E}x_{\text{evap}} + \dot{E}x_{\text{H}_2\text{O}}} \quad (35)$$

که در آن  $\dot{E}x_{\text{H}_2\text{O}}$  و  $\dot{E}x_{\text{evap}}$  به ترتیب انرژی اواپراتور سیکل رانکین آلی و آب مصرفی الکترولیزر می‌باشد همچنین  $\dot{E}x_{\text{product}}$  بخشی از توان تولید شده توربین است که به مصرف مستقیم می‌رسد.

## 4- بحث و بررسی نتایج

### 4-1- فرضیات و اطلاعات ورودی

سیال عامل استفاده شده در سیکل‌های رانکین R245fa می‌باشد. ورودی پمپ‌ها مایع اشباع در دمای  $25^\circ\text{C}$  است. آب خارج شده از زمین با دمای  $96^\circ\text{C}$  وارد اواپراتور شده و بعد از گرم کردن سیال عامل سیکل رانکین در فشار ثابت با دمای  $61^\circ\text{C}$  از آن خارج می‌شود [32]. توان خالص تولیدی  $200\text{ kW}$  فرض شده است. مفروضات لازم برای مدل‌سازی سیستم الکترولیزر در جدول 1 آورده شده است.

فشار و دبی جرمی آب خروجی از زمین به ترتیب  $500\text{ kPa}$  و  $75\text{ kg/s}$  فرض شده است. فشار اواپراتور سیکل رانکین  $1000\text{ kPa}$  است. سیال عامل در ورودی توربین به میزان  $5^\circ\text{C}$  سوپرهیت است. دما و فشار محیط به ترتیب  $25^\circ\text{C}$  و  $101\text{ kPa}$  در نظر گرفته شده است. فشار گرمکن سیال تغذیه  $\text{kPa}$   $500$  است. راندمان حرارتی مبدل‌های حرارتی سیکل رانکین  $0.7$  و راندمان حرارتی مبدل حرارتی سیستم الکترولیزر  $0.8$  قرار داده شده است [33]. بازده آیزنتروپیک برای همه‌ی توربین‌ها و پمپ‌ها  $75\%$  است. آهنگ جریان پایدار بوده و افت فشار در هیچ کدام از اجزاء سیستم وجود ندارد.

### 4-2- اعتبار سنجی مدل‌سازی

به منظور بررسی صحت و اعتبار نتایج مدل‌سازی، اطلاعات موجود در مراجع [25] و [28] به ترتیب برای سیکل رانکین آلی به همراه بازیاب و گرمکن و همچنین سیستم الکترولیزر استفاده شدند. مقایسه بین مراجع و کار حاضر به ترتیب در جداول 2 و 3 ارائه شده است. نتایج نشان‌دهنده انطباق خوبی، بین پارامترهای محاسبه شده در کار حاضر و مراجع معتبر می‌باشد.

### 4-3- نتایج مدل‌سازی ترمودینامیکی

پارامترهای عملکردی سیستم ترکیبی شکل 1 (الف)، (ب)، (ج) و (د) از قبیل

**جدول 1** مقادیر ورودی برای مدل‌سازی الکترولیزر

**Table 1** Input data for electrolyzer simulation

پارامتر	مقدار
فشار اکسیژن (atm)	1
فشار هیدروژن (atm)	1
دمای الکترولیزر ( $^\circ\text{C}$ )	80
انرژی فعالسازي آند (kJ/mol)	76
انرژی فعالسازي کاتد (kJ/mol)	18
$\lambda_a$	14
$\lambda_c$	10
ضخامت غشا ( $\mu\text{m}$ )	100
$J_a^{\text{ref}}$	$1.7 \times 10^5$
$J_c^{\text{ref}}$	$4.6 \times 10^3$
ثابت فارادی (C/mol)	96486



شکل 3 تغییرات تولید هیدروژن و توان خروجی کل سیستم بر حسب فشار اواپراتور را در هر چهار سیستم نشان می‌دهد. سیستم با ORC پایه با نماد (a) و سیستم‌های اصلاح شده بترتیب با نماد (b)، (c) و (d) نشان داده شده‌اند. با افزایش فشار اواپراتور ملاحظه می‌شود که در هر 4 سیستم میزان تولید هیدروژن و کار خروجی افزایش می‌یابد دلیل این کار را می‌توان چنین تشریح کرد که کار خروجی توربین مستقیماً به عنوان انرژی الکتریکی به سیستم الکترولایزر منتقل می‌شود و با افزایش کار خروجی در حالی که پتانسیل الکتریکی الکترولایزر ثابت می‌ماند، چگالی جریان الکترولایزر بالا رفته و دبی جرمی هیدروژن نیز با توجه به روابط (13) و (14) افزایش می‌یابد. همچنین با تغییر فشار اواپراتور از 750 به 2000 کیلو پاسکال، تغییر در کار خروجی و به تبع آن تولید هیدروژن در همه‌ی سیستم‌ها روند مشابهی را طی می‌کنند.

شکل 4 تغییرات بازده انرژی و اگزرژی کل سیستم بر حسب فشار اواپراتور را در هر 4 سیستم نشان می‌دهد.

مشاهده می‌شود که با افزایش فشار اواپراتور بازده انرژی و اگزرژی افزایش یافته‌اند با این تفاوت که بازده اگزرژی با شیب بیشتری افزایش یافته

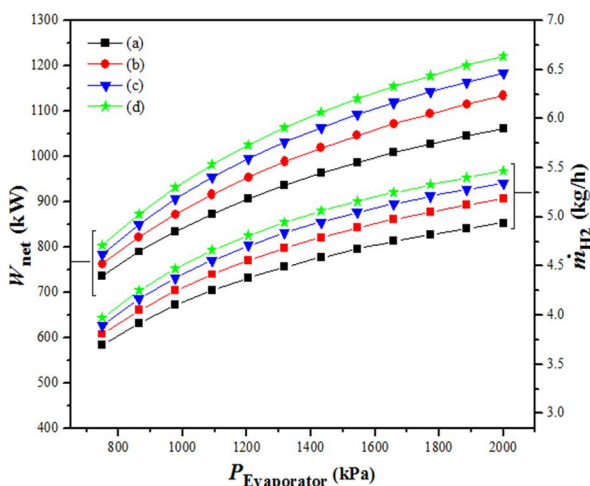


Fig. 3 Hydrogen and net power production variations according to the evaporator pressure

شکل 3 تغییرات تولید هیدروژن و توان خروجی کل بر حسب فشار اواپراتور

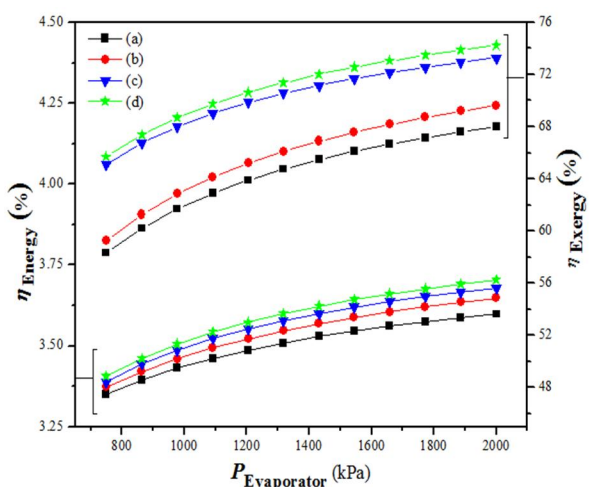


Fig. 4 Energy and exergy efficiency variations according to the evaporator pressure

شکل 4 تغییرات بازده انرژی و اگزرژی کل بر حسب فشار اواپراتور

سیستم کار خالص افزایش می‌یابد و موجب افزایش بازده انرژی و اگزرژی سیکل‌های رانکین می‌شود از طرفی افزایش کار خالص تولیدی موجب افزایش تولید هیدروژن می‌شود و این افزایش موجب افزایش اگزرژی خروجی الکترولایزر می‌شود پس بازده انرژی و اگزرژی کل افزایش می‌یابد. از طرفی بخشی از  $\dot{E}_{electric}$  کار خالص به عنوان اگزرژی و انرژی ورودی الکترولایزر عمل می‌کند که با افزایش کار خالص اگزرژی و انرژی ورودی الکترولایزر افزایش می‌یابد و علی‌رغم اینکه افزایش هیدروژن تأثیر مثبت روی بازده انرژی و اگزرژی الکترولایزر دارد اما این تأثیر بسیار کمتر از تأثیر انرژی و اگزرژی ورودی است.

شکل 2 اگزرژی تلف شده در هر یک از اجزای سیستم‌های مورد بررسی را نشان می‌دهد.

این شکل شامل اگزرژی تلف شده برای اواپراتور، توربین، کندانسور، پمپ، مبدل حرارتی، گرمکن سیال تغذیه و الکترولایزر است. ملاحظه می‌شود که اگزرژی تلف شده در اواپراتور و الکترولایزر بیشترین سهم را در اگزرژی تلف شده کل سیستم دارند. در اواپراتور به دلیل اینکه انتقال حرارت از آب زمین‌گرمایی به سیال عامل اتفاق می‌افتد و از آنجا که فرایند تبادل حرارت توأم با تولید آنتروپی می‌باشد بنابراین، موجب افزایش اگزرژی تلف شده می‌شود. همچنین ملاحظه می‌شود که اگزرژی تلف شده اواپراتور و توربین با هر مرحله اصلاح سیستم کمتر شده است. این روند را می‌توان چنین توجیه کرد که با هر مرحله اصلاح دمای سیال عامل ورودی اواپراتور بیشتر می‌شود، در حالی که دمای ورودی و خروجی آب زمین گرمایی و همچنین خروجی اواپراتور ثابت در نظر گرفته شده است. با توجه به نکات ذکر شده در نهایت دبی جرمی سیال عامل با هر مرحله اصلاح کاهش یافته و موجب کاهش اگزرژی تلف شده می‌شود. همچنین مشاهده می‌شود که اگزرژی تلف شده سیستم الکترولایزر روند عکس را نسبت به اواپراتور و توربین طی کرده است. همانگونه که قبلاً ذکر شد در هر مرحله اصلاح کار خروجی افزایش می‌یابد و در نتیجه اگزرژی سوخت الکترولایزر نیز افزایش یافته و موجب افزایش اگزرژی تلف شده آن می‌شود.

#### 4-4- مطالعه پارامتریک

یکی از عوامل مؤثر در طراحی سیکل‌های تولید توان رانکین، فشار اواپراتور است که روی توان خروجی و بازده گرمایی و بازده اگزرژی تأثیر می‌گذارد.

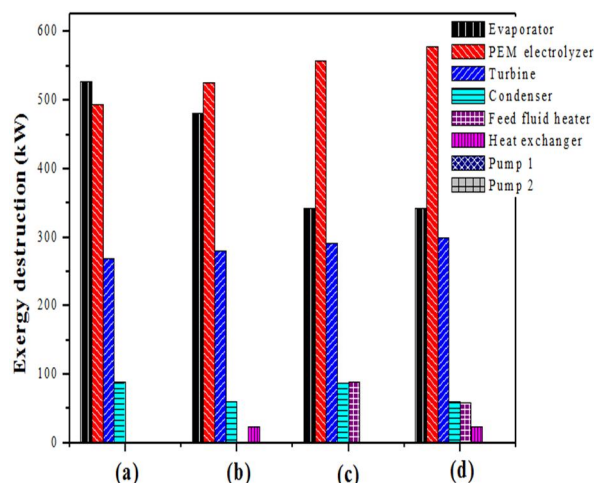


Fig. 2 Exergy destruction of the components of the considered systems

شکل 2 اگزرژی تلف شده اجزای سیستم‌های مورد بررسی

آنتالپی ورودی توربین بیشتر از تأثیر منفی آبگرمکن تغذیه است. در شکل 6 نیز تأثیر دمای اواپراتور روی بازده انرژی و اگزرژی کل نشان داده شده است. مشاهده می‌شود که در دماهای بالاتر بازده انرژی سیستم (b) به سیستم (d) رسیده است اما بازده اگزرژی آن به سیستم (b) رسیده است. این تفاوت به دلیل تأثیر مستقیم تولید هیدروژن روی بازده انرژی است در حالی که در بازده اگزرژی تمامی اجزا اثر گذار هستند، پس به طور کلی می‌توان گفت که با تحلیل‌های انرژی در دماهای بالا سیستم (b) تولید هیدروژن و بازده انرژی تقریباً برابر سیستم (d) داشته و از دو سیستم دیگر بهتر عمل می‌کند در حالی که تحلیل‌های اگزرژی نشان داد که اینگونه نیست و علی‌رغم تولید هیدروژن برابر سیکل (b) عملکرد کل اجزای آن سیکل پایین‌تر از سیکل (d) است و سیکل (d) بهترین عملکرد را دارد.

شکل 7 تغییرات تولید هیدروژن و توان خروجی بر حسب دمای الکترولایزر را نشان می‌دهد. ملاحظه می‌شود که تغییر دمای الکترولایزر هیچ تأثیری روی کار خروجی سیستم ندارد، به این خاطر که کار خروجی محصول سیکل‌های رانکین بوده و بعد به سیستم الکترولایزر منتقل می‌شود پس

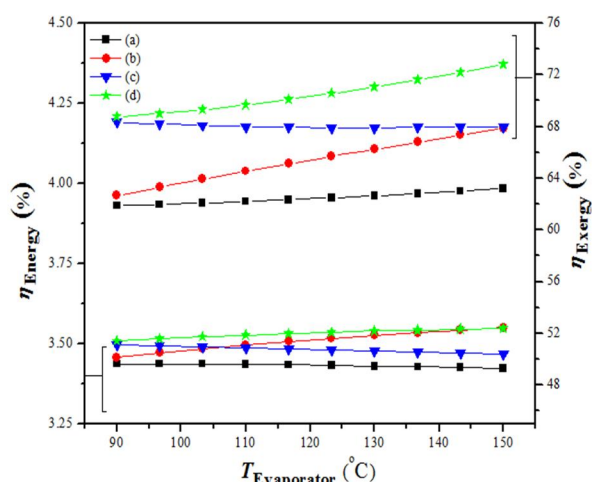


Fig. 6 Energy and exergy efficiency variations according to the evaporator temperature

شکل 6 تغییرات بازده انرژی و اگزرژی کل بر حسب دمای اواپراتور

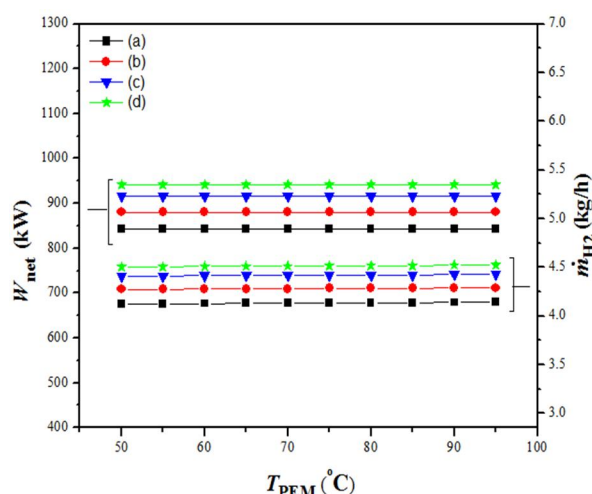


Fig. 7 Hydrogen and net power production variations according to the electrolyzer temperature

شکل 7 تغییرات تولید هیدروژن و توان خروجی کل بر حسب دمای الکترولایزر

است. این روند به دلیل افزایش تولید توان و تولید هیدروژن است که با افزایش خود روی بازده انرژی کل تأثیر مثبت گذاشته در حالی که گرمای داده شده به سیستم‌ها در اواپراتور و مبدل حرارتی ثابت مانده است. همچنین افزایش تولید هیدروژن موجب افزایش اگزرژی محصول سیستم الکترولایزر شده که آن هم موجب افزایش بازده اگزرژی الکترولایزر شده است. بنابراین افزایش فشار اواپراتور موجب افزایش بازده اگزرژی توربین شده است. با توجه به تعریف بازده اگزرژی کل می‌توان گفت که این عوامل هر دو روی بازده اگزرژی کل اثر مثبت داشته‌اند.

یکی دیگر از عوامل مؤثر در طراحی سیکل‌های تولید توان رانکین، دمای اواپراتور است که مانند فشار اواپراتور روی توان خروجی و بازده انرژی کل و بازده اگزرژی کل تأثیر می‌گذارد. شکل 5 تغییرات تولید هیدروژن و توان خروجی کل سیستم را بر حسب دمای اواپراتور برای هر چهار سیستم نشان می‌دهد. لازم به ذکر است که دمای اواپراتور همان دمای ورودی توربین است و با توجه به شکل مشاهده می‌شود که با افزایش دمای ورودی توربین کار خروجی توربین در سیکل (a) و (c) کاهش ناچیز و در سیکل‌های (b) و (d) افزایش می‌یابد در حالی که شیب افزایش سیکل (b) بیشتر از سیکل (d) است. دلیل این روند را می‌توان چنین توجیه کرد که کاهش دبی جرمی سیال عامل با افزایش دمای خروجی اواپراتور روی کار خروجی تأثیر منفی دارد، از طرفی آنتالپی ورودی توربین افزایش می‌یابد و روی کار خروجی تأثیر مثبت دارد همچنین در سیکل‌های دارای گرمکن سیال تغذیه کاهش دبی جرمی جریان موجب کم‌رنگ شدن کار کسر جرمی جدا شده از توربین می‌شود و روی کار توربین اثر منفی می‌گذارد و در سیکل‌های با مبدل حرارتی به دلیل افزایش دمای ورودی اواپراتور اثر کاهش دبی جرمی سیال کم‌رنگ‌تر می‌شود. پس می‌توان گفت که در سیستم (a) افزایش آنتالپی ورودی توربین تأثیر کاهش دبی جرمی سیال را خنثی می‌کند. در سیکل (b) تأثیر مثبت مبدل حرارتی در کم‌رنگ‌تر کردن کاهش دبی جرمی سیال و افزایش آنتالپی ورودی توربین بسیار بیشتر از کاهش دبی جرمی سیال است.

در سیکل (c) کاهش دبی جرمی سیال و همچنین اثر منفی آبگرمکن تغذیه بیشتر از افزایش آنتالپی ورودی توربین است، همچنین در سیکل (d) با وجود مبدل حرارتی و آبگرمکن تغذیه می‌توان دریافت که تأثیر مثبت مبدل حرارتی و نقش آن در کم‌رنگ‌تر کردن کاهش دبی جرمی سیال و افزایش

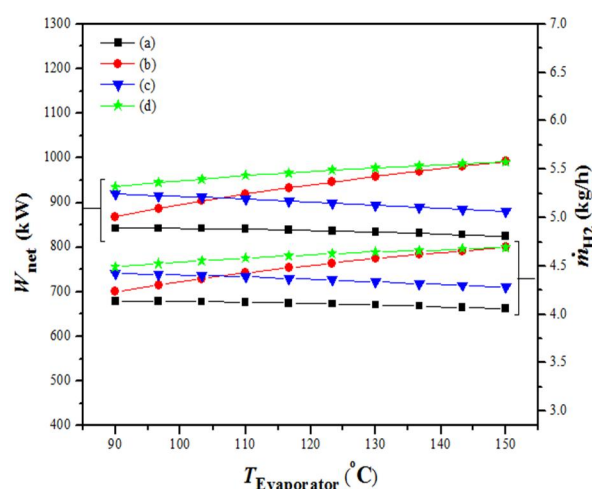


Fig. 5 Hydrogen and net power production variations according to the evaporator temperature.

شکل 5 تغییرات تولید هیدروژن و توان خروجی کل بر حسب دمای اواپراتور



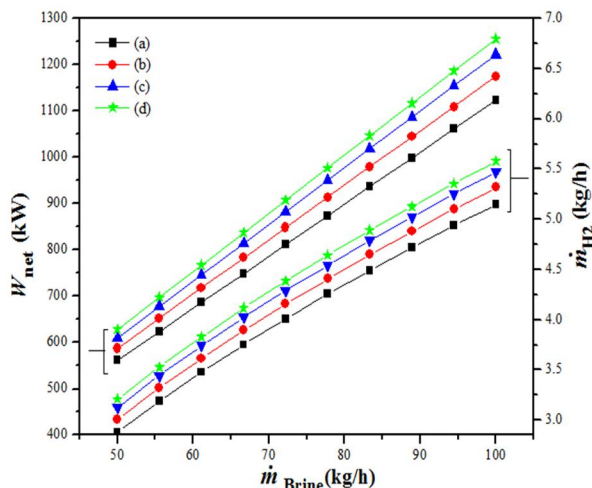


Fig. 9 Hydrogen and net power production variations according to geothermal brine mass flow rate

شکل 9 تغییرات تولید هیدروژن و توان خروجی کل بر حسب دبی جرمی آب زمین گرمایی

در شکل 10 تغییرات بازده انرژی و اگزرژی کل بر حسب دبی جرمی آب زمین گرمایی نشان داده شده است. ملاحظه می‌شود که هر دو بازده انرژی و اگزرژی با افزایش دبی جرمی آب زمین گرمایی کاهش می‌یابند. افزایش دبی جرمی آب زمین گرمایی موجب دو تغییر عمده در سیستم می‌شود، اول اینکه گرمای داده شده به اواپراتور افزایش می‌یابد و دوم اینکه اگزرژی ورودی اواپراتور افزایش می‌یابد در حالی که این افزایش موجب افزایش تولید هیدروژن و همچنین افزایش اگزرژی محصول سیستم می‌شود اما تأثیر مثبت افزایش تولید هیدروژن و اگزرژی محصول سیستم بسیار کمتر از تأثیر منفی افزایش گرمای داده شده به اواپراتور و افزایش اگزرژی سوخت سیستم است پس تغییر اول موجب کاهش بازده انرژی و تغییر دوم موجب کاهش بازده اگزرژی می‌شود.

## 5- نتیجه‌گیری

در این تحقیق یک سیستم ترکیبی که در آن از انرژی زمین گرمایی با دمای متوسط جهت تولید توان از طریق انواع سیکل‌های رانکین آبی (رانکین پایه،

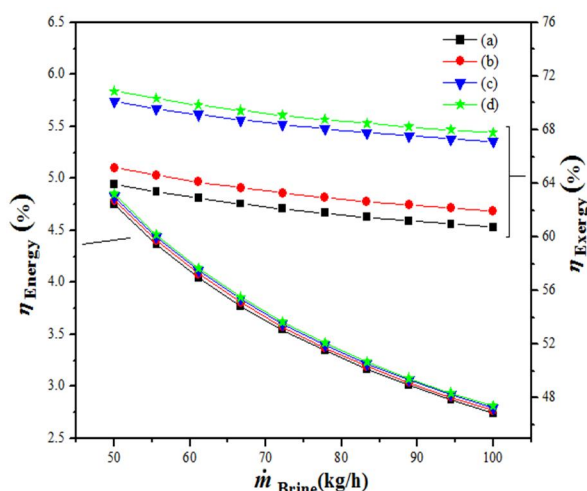


Fig. 10 Energy and exergy efficiency variations according to geothermal brine mass flow rate

شکل 10 تغییرات بازده انرژی و اگزرژی کل بر حسب دبی جرمی آب زمین گرمایی

طبیعی است که دمای الکترولایزر تأثیری روی آن نداشته باشد. همچنین مشاهده می‌شود که تولید هیدروژن افزایش ناچیزی داشته است، در حالی که انرژی داده شده به سیستم ثابت مانده است. باید در نظر داشت که با توجه به معادله (14) تغییر دمای الکترولایزر باعث تغییر پتانسیل الکتریکی شده و این امر چگالی جریان را کاهش داده است اما این تغییر به قدری کم است که چگالی جریان را خیلی متأثر نکرده است، پس می‌توان گفت که پتانسیل الکتریکی الکترولایزر تأثیر بسیار کمی در تولید هیدروژن دارد.

در شکل 8 تغییرات بازده انرژی و اگزرژی بر حسب دمای الکترولایزر نشان داده شده است. ملاحظه می‌شود که با افزایش دمای الکترولایزر بازده اگزرژی کل افزایش می‌یابد. این افزایش می‌تواند به دلیل افزایش پتانسیل الکتریکی با افزایش دمای الکترولایزر باشد در حالی که کار خروجی ثابت است و سبب کاهش چگالی جریان می‌شود اما همان‌گونه که ذکر شد این افزایش بقدری کم است که تأثیر بسیار کمی روی چگالی جریان دارد در نتیجه تولید هیدروژن افزایش ناچیزی داشته و عوامل دیگر مؤثر در بازده انرژی نیز ثابت مانده‌اند. همچنین با افزایش دمای الکترولایزر، دمای هیدروژن خروجی بالاتر می‌رود که موجب افزایش آنتالپی خروجی شده و به تبع آن باعث افزایش اگزرژی مفید می‌شود پس بازده اگزرژی افزایش می‌یابد. با افزایش دمای الکترولایزر بازده انرژی کل به دلیل افزایش گرمای داده شده به آب در مبدل حرارتی علی‌رغم افزایش ناچیز تولید هیدروژن، اندکی کاهش می‌یابد. همچنین مشاهده می‌شود که سیستم (d) بیشترین بازده انرژی و اگزرژی و همچنین بیشترین تولید توان و هیدروژن را دارد.

دبی جرمی آب زمین گرمایی عاملی برای افزایش گرمای داده شده به اواپراتور است. شکل 9 تغییرات تولید توان و هیدروژن بر حسب دبی جرمی آب زمین گرمایی را نشان می‌دهد. ملاحظه می‌شود که افزایش دبی جرمی آب موجب افزایش کار خروجی و تولید هیدروژن می‌شود. دلیل این روند را می‌توان چنین توجیه کرد که با افزایش دبی جرمی آب زمین گرمایی در حالی که دماهای ورودی و خروجی آب زمین گرمایی و همچنین دماهای ورودی و خروجی سیال عامل ثابت مانده است، دبی جرمی سیال عامل افزایش می‌یابد. افزایش دبی جرمی سیال عامل موجب افزایش کار خروجی می‌شود و همان‌طور که قبلاً گفته شده است تولید هیدروژن نیز افزایش می‌یابد.

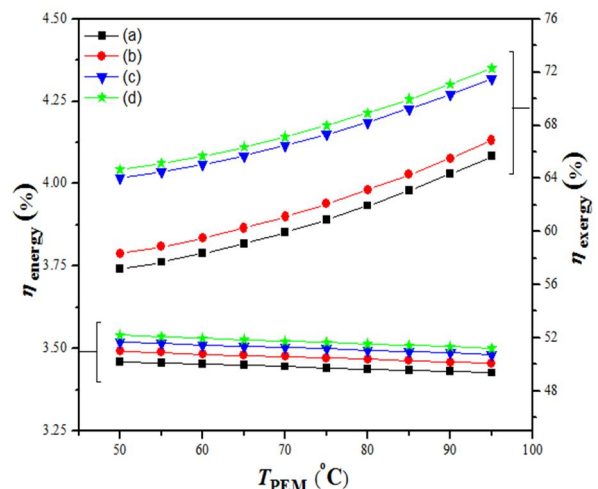


Fig. 8 Energy and exergy efficiency variations according to the electrolyzer temperature

شکل 8 تغییرات بازده انرژی و اگزرژی کل بر حسب دمای الکترولایزر

رانکین به همراه بازیاب، رانکین به همراه گرمکن سیال تغذیه و رانکین به همراه بازیاب و گرمکن سیال تغذیه) و همچنین تلفیق آن با یک سیستم غشاء مبدل پروتونی جهت تولید هیدروژن ارائه شده است. مدل‌سازی جامع ترمودینامیکی سیستم‌های پیشنهادی انجام شده و برای بررسی تأثیر پارامترهای مهم بر روی عملکرد سیستم، یک مطالعه پارامتریک نیز صورت گرفته است. نتایج مهمی که از این تحقیق حاصل شده بصورت زیر می‌باشند:	علامت یونانی	بازده (%)
سیکل تلفیق‌شده رانکین آبی به همراه بازیاب و گرمکن سیال تغذیه با مبدل غشاء پروتونی دارای بیشترین راندمان انرژی و انرژی تلف شده در اواپراتور و الکترولایزر بیشترین سهم را در انرژی تلف شده کل سیستم دارند.	$\eta$	رسانایی محلی غشای مبدل پروتونی (s/m)
با افزایش فشار اواپراتور بازده انرژی، بازده انرژی، تولید هیدروژن و کار خروجی توربین در هر 4 سیستم افزایش می‌یابد.	$\sigma$	آب موجود در سطح غشای آند و کاتد ( $\Omega^{-1}$ )
با افزایش دمای اواپراتور بازده انرژی، بازده انرژی، تولید هیدروژن و کار خروجی در سیکل‌های (b) و (d) افزایش می‌یابد در حالی که در سیکل‌های (a) و (c) اندکی کاهش می‌یابد.	$\lambda$	زیر نویس‌ها
دمای الکترولایزر تأثیری روی تولید هیدروژن و کار خروجی ندارد.	A	آند
با افزایش دبی جرمی آب زمین‌گرمایی تولید هیدروژن و کار خروجی افزایش و بازده انرژی و انرژی تلف شده در اواپراتور و الکترولایزر کاهش می‌یابد.	brine	سیال زمین گرمایی
	evap	اواپراتور
	C	کندانسور
	c	کاتد
	cold	سرد
	in	ورودی
	out	خروجی
	ohm	اهمیک
	p	پمپ
	ref	سیال عامل
	t	توربین

## 7- مراجع

- [1] J. Zhu, K. Hu, X. Lu, X. Huang, K. Liu, X. Wu, A review of geothermal energy resources, development, and applications in China: Current status and prospects, *Energy*, Vol. 93, pp. 466-483, 2015.
- [2] M. I. Alhamid, Y. Daud, A. Surachman, A. Sugiyono, H. Aditya, T. Mahlia, Potential of geothermal energy for electricity generation in Indonesia: A review, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, Vol. 53, pp. 733-740, 2016.
- [3] E. E. S. Michaelides, Future directions and cycles for electricity production from geothermal resources, *Energy Conversion and Management*, Vol. 107, pp. 3-9, 2016.
- [4] N. Shokati, F. Ranjbar, M. Yari, Exergoeconomic analysis and optimization of basic, dual-pressure and dual-fluid ORCs and Kalina geothermal power plants: A comparative study, *Renewable Energy*, Vol. 83, pp. 527-542, 2015.
- [5] J. Hsieh, Y. Lee, T. Guo, L. Liu, P. Cheng, C. Wang, A co-axial multi-tube heat exchanger applicable for a geothermal ORC power plant, *Energy Procedia*, Vol. 61, pp. 874-877, 2014.
- [6] M. Astolfi, M. C. Romano, P. Bombarda, E. Macchi, Binary ORC (Organic Rankine Cycles) power plants for the exploitation of medium-low temperature geothermal sources-Part B: Techno-economic optimization, *Energy*, Vol. 66, pp. 435-446, 2014.
- [7] H. Zhai, L. Shi, Q. An, Influence of working fluid properties on system performance and screen evaluation indicators for geothermal ORC (organic Rankine cycle) system, *Energy*, Vol. 74, pp. 2-11, 2014.
- [8] M. F. Orhan, B. S. Babu, Investigation of an integrated hydrogen production system based on nuclear and renewable energy sources: Comparative evaluation of hydrogen production options with a regenerative fuel cell system, *Energy*, Vol. 88, pp. 801-820, 2015.
- [9] J. Zhong, D. K. Stevens, C. L. Hansen, Optimization of anaerobic hydrogen and methane production from dairy processing waste using a two-stage digestion in induced bed reactors (IBR), *International Journal of Hydrogen Energy*, Vol. 40, No. 45, pp. 15470-15476, 2015.
- [10] O. Monfort, L. -C. Pop, S. Sfaelou, T. Plecenik, T. Roch, V. Dracopoulos, E. Stathatos, G. Plesch, P. Lianos, Photoelectrocatalytic hydrogen production by water splitting using BiVO<sub>4</sub> photoanodes, *Chemical Engineering Journal*, Vol. 286, pp. 91-97, 2016.
- [11] I. Dincer, Green methods for hydrogen production, *International journal of hydrogen energy*, Vol. 37, No. 2, pp. 1954-1971, 2012.
- [12] H. Caliskan, I. Dincer, A. Hepbasli, Energy, exergy and sustainability analyses of hybrid renewable energy based hydrogen and electricity production and storage systems: modeling and case study, *Applied Thermal Engineering*, Vol. 61, No. 2, pp. 784-798, 2013.
- [13] A. T. Pham, T. Baba, T. Sugiyama, T. Shudo, Efficient hydrogen production from aqueous methanol in a PEM electrolyzer with porous metal flow field: Influence of PTFE treatment of the anode gas diffusion layer, *International Journal of Hydrogen Energy*, Vol. 38, No. 1, pp. 73-81, 2013.
- [14] T. Ratlamwala, I. Dincer, Comparative efficiency assessment of novel multi-flash integrated geothermal systems for power and hydrogen production, *Applied Thermal Engineering*, Vol. 48, pp. 359-366, 2012.
- [15] C. Yilmaz, M. Kanoglu, A. Bolatturk, M. Gadalla, Economics of hydrogen production and liquefaction by geothermal energy, *International Journal of Hydrogen Energy*, Vol. 37, No. 2, pp. 2058-2069, 2012.

## 6- فهرست علائم

D	ضخامت ( $\mu\text{m}$ )
$\dot{E}_{\text{electric}}$	توان داده شده به الکترولایزر (kW)
$\dot{E}_{\text{product}}$	توان داده شده به مصرف مستقیم (kW)
$\dot{E}_x$	آهنگ انرژی (kW)
$E_{\text{act},i} \quad i = a, c$	انرژی فعال‌سازی آند و کاتد (kJ/mol)
F	ثابت فارادی (C/mol)
G	انرژی آزاد گیبس (J/mol)
h	آنتالپی مخصوص (kJ/kgK)
$J_{0,i} \quad i = a, c$	چگالی جریان مبدل ( $\text{A/m}^2$ )
$J_i^{\text{ref}} \quad i = a, c$	فاکتور پتانسیل اولیه آند و کاتد
J	چگالی جریان ( $\text{A/m}^2$ )
$\dot{m}$	دبی جرمی (kg/h یا kg/s)
$\dot{N}$	دبی مولی (mol/s)
P	فشار (atm یا kPa)
q	گرمای مخصوص (kJ/kg)
$\dot{Q}$	آهنگ گرما (kW)
R	ثابت جهانی گازها (kJ/kgK)
$R_{\text{PEM}}$	مقاومت اهمیک ( $\Omega$ )
s	آنتروپی مخصوص (kJ/kgK)
$T_0$	دمای محیط (K)
$T_{\text{PEM}}$	دمای الکترولایزر ( $^\circ\text{C}$ یا K)
$T_{\text{Geothermal,mean}}$	دمای متوسط ترمودینامیکی سیال زمین گرمایی (K)
$V_0$	پتانسیل برگشت پذیر (V)
$V_{\text{act},i} \quad i = a, c$	پتانسیل فعال کننده آند و کاتد (V)

- [25] S. Safarian, F. Aramoun, Energy and exergy assessments of modified Organic Rankine Cycles (ORCs), *Energy Reports*, Vol. 1, pp. 1-7, 2015 .
- [26] M. Feidt, A. Kheiri, S. Pelloux-Prayer, Performance optimization of low-temperature power generation by supercritical ORCs (organic Rankine cycles) using low GWP (global warming potential) working fluids, *Energy*, Vol. 67, pp. 513-526, 2014 .
- [27] P. J. Mago, L. M. Chamra, K. Srinivasan, C. Somayaji, An examination of regenerative organic Rankine cycles using dry fluids, *Applied Thermal Engineering*, Vol. 28, No. 8, pp. 998-1007, 2008 .
- [28] P. Ahmadi, I. Dincer, M. A. Rosen, Energy and exergy analyses of hydrogen production via solar-boosted ocean thermal energy conversion and PEM electrolysis, *International Journal of Hydrogen Energy*, Vol. 38, No. 4, pp. 1795-1805, 2013 .
- [29] M. Ni, M. K. Leung, D. Y. Leung, Energy and exergy analysis of hydrogen production by a proton exchange membrane (PEM) electrolyzer plant, *Energy Conversion and Management*, Vol. 49, No. 10, pp. 2748-2756, 2008 .
- [30] R. García-Valverde, N. Espinosa, A. Urbina, Simple PEM water electrolyser model and experimental validation, *International Journal of Hydrogen Energy*, Vol. 37, No. 2, pp. 1927-1938, 2012 .
- [31] Ö. Kaşka, Energy and exergy analysis of an organic Rankine for power generation from waste heat recovery in steel industry, *Energy Conversion and Management*, Vol. 77, pp. 108-117, 2014 .
- [32] A. Basaran, L. Ozgener, Investigation of the effect of different refrigerants on performances of binary geothermal power plants, *Energy Conversion and Management*, Vol. 76, pp. 483-498, 2013.
- [33] M. Chahartaghi, M. Babaei, Energy and exergy analysis of Organic Rankine Cycle with using two component working fluid in specified heat source conditions, *Modares Mechanical Engineering*, Vol. 14, No. 3, pp. 145-156, 2014. (in Persian فارسی)
- [16] M. T. Balta, I. Dincer, A. Hepbasli, Energy and exergy analyses of a new four-step copper-chlorine cycle for geothermal-based hydrogen production, *Energy*, Vol. 35, No. 8, pp. 3263-3272, 2010 .
- [17] M. Kanoglu, A. Bolatturk, C. Yilmaz, Thermodynamic analysis of models used in hydrogen production by geothermal energy, *International Journal of Hydrogen Energy*, Vol. 35, No. 16, pp. 8783-8791, 2010 .
- [18] C. Yilmaz, M. Kanoglu, A. Abusoglu, Exergetic cost evaluation of hydrogen production powered by combined flash-binary geothermal power plant, *International Journal of Hydrogen Energy*, Vol. 40, No. 40, pp. 14021-14030, 2015 .
- [19] M. T. Balta, I. Dincer, A. Hepbasli, Exergoeconomic analysis of a hybrid copper-chlorine cycle driven by geothermal energy for hydrogen production, *International Journal of Hydrogen Energy*, Vol. 36, No. 17, pp. 11300-11308, 2011 .
- [20] Q. Cai, C. S. Adjiman, N. P. Brandon, Optimal control strategies for hydrogen production when coupling solid oxide electrolyzers with intermittent renewable energies, *Journal of Power Sources*, Vol. 268, pp. 212-224, 2014 .
- [21] S. Ouali, S. Chader, M. Belhamel, M. Benziada, The exploitation of hydrogen sulfide for hydrogen production in geothermal areas, *International Journal of Hydrogen Energy*, Vol. 36, No. 6, pp. 4103-4109, 2011 .
- [22] C. Yilmaz, M. Kanoglu, A. Abusoglu, Thermoeconomic cost evaluation of hydrogen production driven by binary geothermal power plant, *Geothermics*, Vol. 57, pp. 18-25, 2015 .
- [23] C. Yilmaz, M. Kanoglu, Thermodynamic evaluation of geothermal energy powered hydrogen production by PEM water electrolysis, *Energy*, Vol. 69, pp. 592-602, 2014 .
- [24] O. Arslan, O. Yetik, ANN based optimization of supercritical ORC-Binary geothermal power plant: Simav case study, *Applied Thermal Engineering*, Vol. 31, No. 17, pp. 3922-3928, 2011 .