

## ساختار یکپارچه تولید همزمان دی‌اکسیدکربن مایع و آب شیرین با استفاده از گردآورهای بشقابی خورشیدی و عملیات تبدیل LNG به گاز طبیعی

استادیار، دانشکده فناوریهای نوین مهندسی، دانشگاه تخصصی فناوریهای نوین، آمل، ایران، b.ghorbani@ausmt.ac.ir  
 کارشناس ارشد، گروه مهندسی مکانیک، دانشکده فنی و مهندسی، دانشگاه آزاد اسلامی واحد قائمشهر، قائمشهر، ایران،  
 foruq.piyaderoohi@gmail.com  
 استادیار، گروه مهندسی مکانیک، دانشکده فنی و مهندسی، دانشگاه آزاد اسلامی واحد قائمشهر، قائمشهر، ایران،  
 m.miansari@qaemiau.ac.ir  
 دانشیار، گروه مهندسی انرژی‌های نو و تجدیدپذیر دانشکده علوم و فنون نوین، دانشگاه تهران، ایران،  
 mehrpoya@ut.ac.ir

**بهرام قربانی\***  
**فروغ پیاده روحی**  
**مهدی میانسری**  
**مهدی مهرپویا**

### چکیده

در این مقاله یک ساختار یکپارچه نیروگاه چرخه ترکیبی و سیستم آب شیرین‌کن گرمایی توسعه داده شده است. این ساختار یکپارچه به میزان ۱۸۸/۶ MW توان خالص، ۳۴/۷۷ ton/h آب شیرین و ۹۴/۵۷ ton/h دی‌اکسیدکربن مایع تولید می‌کند. به منظور تأمین گرمای ورودی نیروگاه چرخه ترکیبی و آب‌شیرین‌کن گرمایی، عملیات بازیافت گرما از جریان خروجی نیروگاه احتراق با اکسیژن خالص و چرخه گردآور صورت می‌پذیرد. همچنین به منظور تأمین سرمایه‌های واحد کراپوژنیک جداسازی هوا و گاز طبیعی بکارگرفته شده در ساختار یکپارچه از عملیات تبدیل ال‌ان‌جی به گاز طبیعی استفاده می‌شود. در ساختار یکپارچه توسعه داده شده به ترتیب بازده انرژی گرمایی کل به میزان ۷۵/۸۳٪ و بازده انرژی کل به میزان ۹۳/۶۷٪ می‌باشد. بازده انرژی گرمایی کل به میزان ۱۳/۶۲٪ و بازده انرژی کل به میزان ۲۴/۵۵٪ در ساختار یکپارچه توسعه داده شده نسبت به سایر ساختارهای مشابه در این مقاله بیشتر می‌باشد. زمان بازگشت سرمایه به میزان ۲/۲۸۲ سال و قیمت تمام شده محصول آب شیرین ۰/۲۲۶۹ US\$/m<sup>3</sup> می‌باشد.

**واژه‌های کلیدی:** انرژی‌های تجدیدپذیر، گردآورهای خورشیدی، دی‌اکسیدکربن مایع، آب شیرین‌کن، آنالیز اقتصادی.

## The integrated structure of liquid carbon dioxide and fresh water using solar dish collectors and LNG conversion to natural gas

**B. Ghorbani**  
**F. Piyaderouhi**  
**M. Miansari**  
**M. Mehrpoya**

Faculty of Engineering Modern Technologies, Amol University of Special Modern Technologies, Amol, Iran  
 Department of Mechanical engineering, Qaemshahr Branch, Islamic Azad University, Qaemshahr, Iran  
 Department of Mechanical engineering, Qaemshahr Branch, Islamic Azad University, Qaemshahr, Iran  
 Renewable Energies and Environment Department, Faculty of New Sciences and Technologies, University of Tehran, Tehran, Iran.

### Abstract

In this paper, an integrated combined cycle power plant structure and thermal water desalination system have been developed. The integrated design has the capacity of producing 188.6 MW power, 34.77 kg/s fresh water and 94.57 kg/s liquid carbon dioxide. In order to supply the input heat to combined cycle power plant and thermal water desalination, heat recovery operations are carried out on the out flow of the oxy-fuel power plant and solar collector cycle. Also, in order to provide cooling of the air separation unit and natural gas used in the integrated structure, the operation of converting liquefied natural gas (LNG) to natural gas is used. In the integrated structure, the overall thermal energy efficiency is 75.83% and total exergy efficiency is 93.67%, respectively. The total thermal energy efficiency is 13.62% and the total exergy efficiency is 34.55% higher than the integrated structure developed compared to other similar structures in this paper. The period of return is 2.282 years and prime cost of freshwater product is 0.2269 US\$/m<sup>3</sup>.

**Keywords:** Renewable energies; Solar collectors; Liquid carbon dioxide; desalination; Economic analysis.

نشان می‌دهد که به ترتیب قیمت تمام شده محصول به میزان ۰/۲۲۹۶ US\$/kg و زمان بازگشت سرمایه به میزان ۲/۲۹۲ سال می‌باشد. مهرپویا و همکاران [۲] یک ساختار یکپارچه تولید توان با استفاده از چرخه تولید توان کالینا، گردآورهای صفحه تخت و ماده تغییر فازدهنده توسعه دادند. مهرپویا و همکاران [۳] یک ساختار یکپارچه تولید همزمان توان، تبرید و آب شیرین‌کن با استفاده از گردآورهای بشقابی توسعه دادند. در این ساختار یکپارچه، بازده انرژی کلی برابر با ۶۶/۰۵٪ و بازده گرمایی کلی ۸۰/۷٪ می‌باشد. در آنالیز اقتصادی ساختار یکپارچه به روش ACS، زمان بازگشت سرمایه برابر با ۵/۷۳۸

### ۱- مقدمه

با توجه به کاهش منابع سوخت‌های فسیلی و افزایش آلودگی‌های زیست محیطی ناشی از آنها، امروزه استفاده از انرژی خورشیدی در زمینه‌های مختلف مانند تولید توان، تولید تبرید و شیرین‌سازی آب دریا اهمیت پیدا کرده است. یکی از روش‌های تولید توان و کاهش میزان دی‌اکسیدکربن استفاده از گردآورهای خورشیدی بشقابی در ساختارهای یکپارچه می‌باشد. مهرپویا و همکاران [۱] یک ساختار یکپارچه تولید همزمان توان، مایع‌سازی گاز طبیعی LNG و مایع‌سازی دی‌اکسیدکربن توسعه دادند. آنالیز اقتصادی در این ساختار یکپارچه

\* نویسنده مکاتبه کننده، آدرس پست الکترونیکی: b.ghorbani@ausmt.ac.ir

سال می‌باشد. پورفایض و همکاران [۴] یک ساختار یکپارچه تولید همزمان توان و تبرید با استفاده از نرم‌افزار Aspen Hysys توسعه دادند. به ترتیب بازده الکتریکی و بازده گرمایی ساختار هیبریدی توسعه داده شده ۳۶٪ و ۷۷/۰۳٪ می‌باشد. قربانی و همکاران [۵] یک ساختار یکپارچه تولید همزمان توان با گرما و آب شیرین با استفاده از گردآوره‌های خورشیدی صفحه تخت، واحد آب شیرین‌کن چند مرحله‌ای و چرخه تولید توان کالینا توسعه دادند. این ساختار یکپارچه که برای شرایط آب و هوایی خلیج فارس توسعه داده شده است. جاوید مهر و همکاران [۶] به منظور تولید توان و آب شیرین از یک سیستم ذخیره‌سازی هوا، گردآوره‌های خورشیدی بشقابکی، توربین گازی، چرخه تولید توان ارگانیک رانکین و آب شیرین‌کن گرمایی چند مرحله‌ای استفاده نمودند. این ساختار یکپارچه دارای بازده گرمایی ۶۵/۲٪ و بازده انرژی ۴۱/۶۷٪ می‌باشد. آشوری و همکاران [۷] از یک گردآور سهموی به منظور جاگزینی منبع گرمایی چرخه تولید توان کالینا استفاده نمودند. در این ساختار یکپارچه سالانه به میزان ۲۶۸۰۰ kg سوخت با جایگزینی گردآور خورشیدی ذخیره می‌شود. آقایی و همکاران [۸] یک سیستم یکپارچه نوین جهت تولید توان و مایع‌سازی دی‌اکسیدکربن با استفاده از تجهیزات پیل سوختی اکسید جامد و چرخه بخار تولید توان توسعه دادند. این ساختار یکپارچه دارای بازده خالص ۵۵/۸٪ و جداسازی ۱۰۰٪ دی‌اکسیدکربن می‌باشد. محمدی و همکاران [۹] از یک سیستم هیبریدی متشکل از توربین گاز، چرخه تولید توان ارگانیک رانکین و چرخه تبرید جذبی جهت تولید توان، گرما و تبرید استفاده نمودند. نتایج نشان می‌دهد که این ساختار یکپارچه دارای قابلیت تولید ۸۳۰ kW توان، ۸ kW تبرید و ۸/۲ W آب گرم را دارد. محمدی و همکاران [۱۰] از یک چرخه کالینا و سیستم آب شیرین‌کن اسمز معکوس جهت تولید توان، گرمایش، تبرید و آب شیرین استفاده نمودند. این ساختار یکپارچه قابلیت تولید ۴۶/۷۷ kW توان، ۴۵۱ kW گرمایش، ۵۲ kW تبرید و ۰/۷۹ kg/s آب شیرین را دارد. پیاده‌روچی و همکاران [۱۱] یک ساختار یکپارچه تولید همزمان دی‌اکسید کربن مایع و توان با استفاده از چرخه ترکیبی نیروگاه احتراق با اکسیژن خالص و نیروگاه بخار را توسعه دادند. از آنالیز انرژی به منظور بررسی قانون دوم ترمودینامیک و از آنالیز اکونومیک به منظور بررسی امکان‌سنجی ساختار یکپارچه توسعه داده‌شده استفاده شده است.

یکی از مشکلات اساسی نیروگاه‌های تولید توان در فصل سرما (اوج مصرف گاز طبیعی) کاهش افت فشار می‌باشد. به همین منظور از سوخت نفت کوره به منظور تامین گرمای بویلر نیروگاه‌های تولید توان استفاده می‌شود. استفاده از نفت کوره باعث تخریب محیط زیست و آلودگی جو می‌شود. در بسیاری از کشورهای پیشرفته دنیا به تولید و ذخیره LNG در فصل گرما می‌پردازند و در نهایت در پیک مصرف گاز طبیعی (فصل سرما) به جای نفت کوره از عملیات تبدیل ال‌ان‌جی به گاز طبیعی به عنوان سوخت در بویلرها استفاده می‌شود. تاکنون مطالعات زیادی در جهت تولید LNG انجام شده است، اما تاکنون مطالعه جدی در مورد حل مشکل اساسی بحران آب - انرژی و کاهش دی‌اکسید کربن در ساختارهای یکپارچه با استفاده از عملیات تبدیل ال‌ان‌جی به گاز طبیعی و گردآوره‌های بشقابکی خورشیدی صورت نپذیرفته است. در این مقاله یک ساختار یکپارچه نیروگاه چرخه

ترکیبی و سیستم آب شیرین‌کن گرمایی با شرایط آب و هوایی شهرستان شیراز توسعه داده شده است. این ساختار یکپارچه شامل واحد دو ستونی کرایونیک جداسازی هوا، تولید توان احتراق با اکسیژن خالص، نیروگاه چرخه تولید توان بخار، چرخه تولید توان ارگانیک رانکین، سیستم آب شیرین‌کن گرمایی چند مرحله‌ای، چرخه تبرید جذبی آب و آمونیاک و گردآوره‌های بشقابکی خورشیدی می‌باشد. به منظور تامین گرمای ورودی نیروگاه چرخه ترکیبی و آب شیرین‌کن گرمایی، عملیات بازیافت گرمایی از جریان خروجی نیروگاه احتراق با اکسیژن خالص و چرخه گردآور خورشیدی صورت می‌پذیرد. همچنین به منظور تامین سرمایه‌ش واحد دو ستونی کرایونیک جداسازی هوا و گاز طبیعی بکارگرفته شده در ساختار یکپارچه از عملیات تبدیل ال‌ان‌جی به گاز طبیعی استفاده می‌شود. در ادامه با آنالیز انرژی ساختار یکپارچه، میزان تخریب انرژی اجزاء محاسبه شده و راندمان انرژی آنها محاسبه میگردد. جهت ارزیابی اقتصادی ساختار یکپارچه توسعه داده شده، از روش هزینه‌های هم سطح‌شده سالیانه سیستم (ACS<sup>۱</sup>) بهره گرفته شده است.

## ۲- شرح فرآیند

به منظور شبیه‌سازی ساختار یکپارچه توسعه داده شده از نرم‌افزار Hysys، Trnsys و زبان برنامه نویسی Matlab با توجه به شرایط آب و هوایی شهرستان شیراز استفاده شده است. برای محاسبه تعادل فازهای بخار و مایع مبردها از معادله پنگ-رابینسون و برای پیش‌بینی آنتالپی و آنترپی از معادله حالت لی-کسلر استفاده می‌شود. معادله حالت پنگ-رابینسون یک معادله حالت نیمه تجربی بوده و از نوع معادله‌های حالت مشتق شده از فرم واندروالس می‌باشد.

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{aa}{v(v+b)+b(v-b)} \quad (1)$$

مقادیر a و b ثابت‌های معادله حالت و  $\alpha$  ضریب بدون بعد وابسته به دمای کاهیده می‌باشد. ضرایب a و b در رابطه (۱) با استفاده از قیدهای نقطه بحرانی که به قیود واندروالس مشهور هستند، بدست می‌آیند [۱۲]. به ترتیب شکل ۱ و ۲ دیاگرام بلوکی و دیاگرام فرآیندی ساختار یکپارچه تولید همزمان توان، دی‌اکسیدکربن مایع و آب شیرین را نشان می‌دهند که از منبع تغذیه گرم گردآوره‌های بشقابکی خورشیدی و منبع تغذیه سرد تبدیل LNG به گاز طبیعی استفاده می‌کنند. این ساختار یکپارچه به ترتیب شامل واحد جداسازی هوا، چرخه نیروگاه احتراق با اکسیژن خالص، چرخه نیروگاه بخار آب، چرخه آب شیرین‌کن گرمایی چند مرحله‌ای، چرخه تبرید جذبی آب و آمونیاک، چرخه تولید توان ارگانیک رانکین و گردآوره‌های خورشیدی بشقابکی می‌باشد.

## ۲-۱- واحد جداسازی هوا

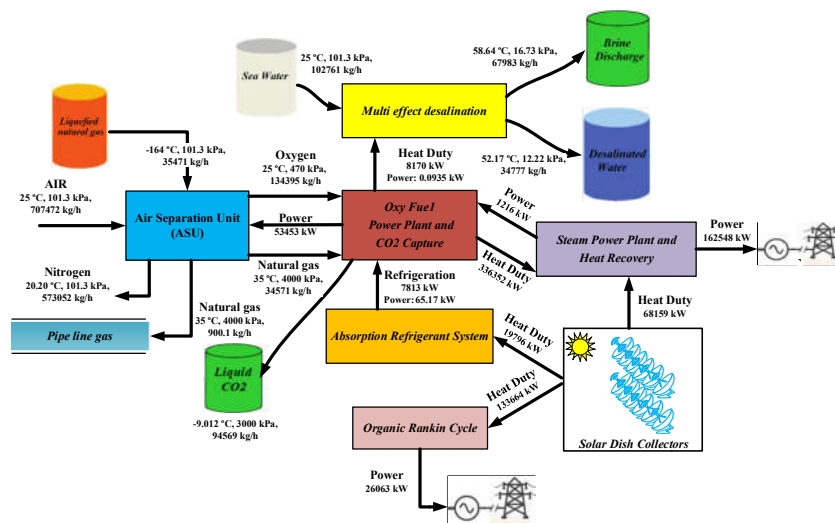
به فرآیند جداسازی هوا به اجزای تشکیل دهنده‌اش مانند اکسیژن، نیتروژن، آرگون و سایر گازهای نجیب جداسازی هوا گفته می‌شود. تولید اکسیژن و نیتروژن از هوا به روش‌های مختلفی صورت می‌پذیرد. رایج‌ترین شیوه جداسازی هوا، تقطیر تبریدی (کرایونیک) است. در این فرآیند هوا را تا مایع شدن سرد می‌کنند، سپس این

<sup>1</sup> Annualized Cost of System

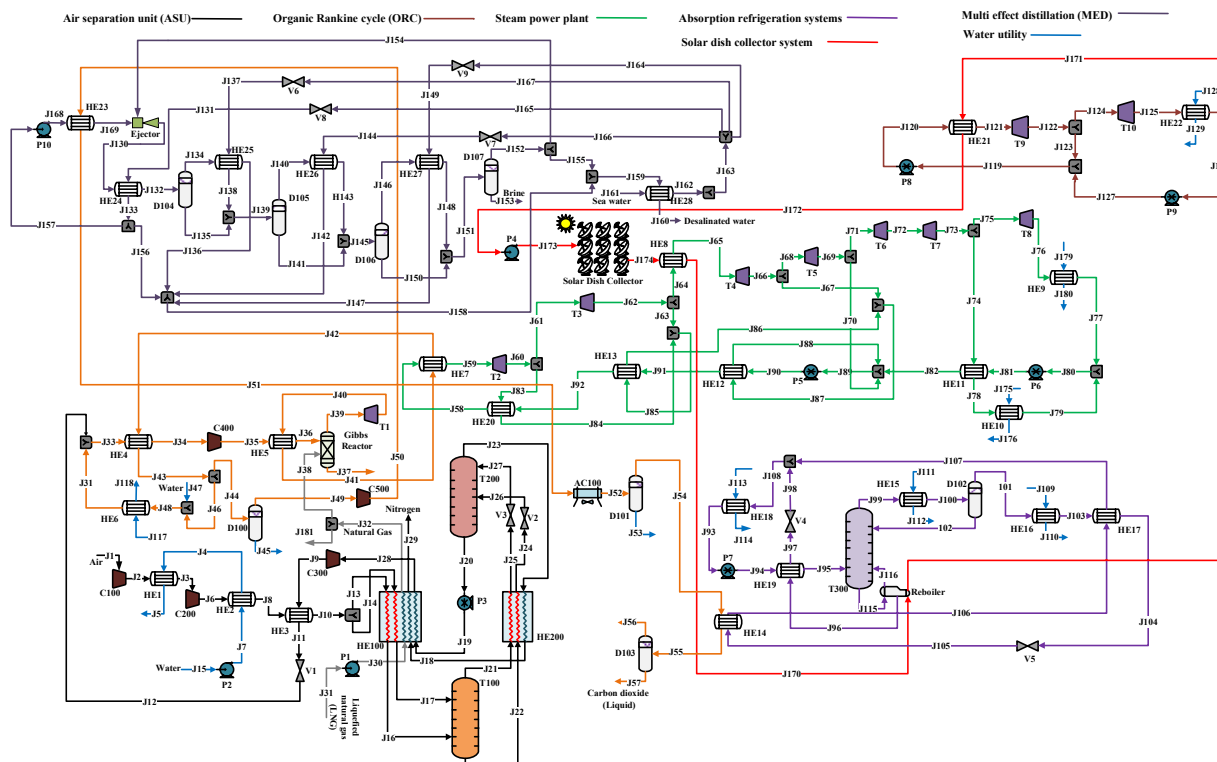
در عملیات صنعتی جداسازی دی‌اکسیدکربن به سه روش انجام می‌شود: جداسازی قبل احتراق، جداسازی دی‌اکسیدکربن در فرآیند احتراق با اکسیژن خالص و جداسازی بعد از فرآیند احتراق با اکسیژن خالص، که در این مقاله از فرآیند اکسیژن خالص به منظور جداسازی دی‌اکسیدکربن استفاده می‌شود. جریان اکسیژن خالص ۱۱۲ به همراه جریان اکسیدانت برگشتی ۳۱ J۳۱ (۷۳/۱۱) درصد آب و ۲۶/۸۹ درصد دی‌اکسیدکربن) وارد مخلوط‌کن شده و تحت جریان ۳۳ J جهت پیش گرمایش وارد مبادله‌کن HE۴ می‌شود. جریان ۳۴ J با دمای ۱۱۱ °C و فشار ۲۰۰ kPa وارد کمپرسور C۴۰۰ شده و فشارش به میزان ۴۰۰۰ kPa افزایش یافته و سپس در مبادله‌کن HE۵ دمايش تا ۷۰۰ °C افزایش می‌یابد. جریان ۳۶ J، به همراه جریان گاز طبیعی ۳۸ J وارد محفظه‌ی احتراق (راکتور گیبس) می‌شود. فرآورده این واکنش دی‌اکسیدکربن و آب با دمای بالا می‌باشد. جریان خروجی از محفظه‌ی احتراق (۳۹ J) تحت دمای ۱۱۰۵ °C و فشار ۴۰۰۰ kPa وارد توربین گاز T۱ شده و به میزان ۴۳۸/۵ MW توان تولید می‌کند. جریان خروجی از توربین گاز تحت دمای ۷۰۰ °C و فشار ۴۰۰ kPa به منظور بازیابی گرما به ترتیب وارد HE۵ جهت پیش گرمایش جریان ورودی به محفظه‌ی احتراق و سپس وارد HE۷ جهت تامین بخشی از گرمای بویلر نیروگاه چرخه بخار می‌شود. جریان ۴۲ J خروجی از HE۷ تحت دمای ۱۹۷/۴ °C و فشار ۴۰۰ kPa به منظور تامین گرمای اکسیدکننده ورودی به کمپرسور C۴۰۰ وارد HE۴ شده و دمايش تا ۶۸/۷۹ °C کاهش می‌یابد. حدود ۹۰/۶۴ درصد مولی از جریان ۴۳ J با مقداری آب (۴۷ J) ترکیب شده و در ادامه طی سردشدن در HE۶ به عنوان اکسیدکننده ورودی در چرخه تولید توان اکسیژن خالص استفاده می‌گردد. مابقی این جریان (۴۴ J) که حاوی ترکیب آب و دی‌اکسیدکربن می‌باشد وارد فلش درام D۱۰۰ شده و بخشی از مقدار آب از پایین آن استخراج می‌گردد. اطلاعات شبیه‌سازی نیروگاه تولید توان از مقالات مرجع [۱، ۱۱] استخراج شده

مایعات با دمای جوش متفاوت وارد ستون تقطیر می‌شوند. در این ساختار یکپارچه از واحد دو ستون کرایوژنیک جداسازی هوا به منظور تامین اکسیژن ورودی به فرآیند تولید توان احتراق با اکسیژن خالص استفاده می‌شود. جریان هوای ورودی به واحد جداساز هوا را در دو مرحله در کمپرسورهای C۳۰۰ و C۲۰۰ فشرده شده و در ادامه به منظور کاهش توان مورد نیاز برای فرآیند فشرده‌سازی از سه خنک‌کن HE۱ و HE۲ و HE۳ استفاده می‌شود. جریان هوای فشرده شده به ۲ بخش تقسیم شده و جهت سرد شدن وارد مبادله‌کن چندجریانی HE۱۰۰ می‌شوند. به منظور تامین تبرید این دو فرآیند از عملیات تبدیل گاز LNG به گاز طبیعی استفاده می‌شود. سپس هوای سرد شده تحت دو جریان ۱۱۶ و ۱۱۷ وارد برج فشار بالای T۱۰۰ می‌گردند. نخستین مرحله جداسازی در این برج صورت می‌گیرد. از دو شیر فشارشکن VLV۱ و VLV۲ به منظور تنظیم فشار برج‌های دوگانه استفاده می‌گردند. جریان سرد شده‌ی ۱۲۶ و ۱۲۷ وارد برج فشار پایین T۲۰۰ می‌گردند. از بالای برج فشار پایین T۲۰۰ گاز نیتروژن به همراه مقدار کمی آرگون با دمای ۱۹۴/۲ °C و فشار ۱۰۶ kPa خارج می‌گردد. این گاز به ترتیب برای تامین سرمایش جریان‌های ورودی به برج T۱۰۰ و T۲۰۰ به ترتیب وارد HE۲۰۰ و HE۱۰۰ می‌شود و در نهایت تحت جریان ۱۲۹ J در دمای ۲۰/۲۰ °C جدا می‌گردند. جریان برج فشارپایین T۲۰۰ که حاوی اکسیژن خالص می‌باشد در دمای ۱۸۲/۷- و فشار ۱۰۶ kPa برای تامین سرمایش جریان ورودی به برج فشار بالا به سمت HE۱۰۰ پمپ می‌شود. در نهایت جریان اکسیژن خالص در دمای ۲۴/۲۱ °C و فشار ۱۴۰ kPa با دبی مشخص وارد فرآیند تولید توان احتراق با اکسیژن خالص می‌شود. جریان LNG (۳۱ J) با دمای ۱۶۴- و فشار ۱۰۰ kPa توسط Pump۱ تا فشار ۴۰۱۰ فشرده شده و سپس برای تامین تبرید HE۱۰۰ وارد آن شده و بخشی از گاز طبیعی تولید شده به منظور تامین سوخت وارد راکتور چرخه تولید توان احتراق با اکسیژن خالص می‌گردد.

## ۲-۲- چرخه تولید توان احتراق با اکسیژن خالص است.



شکل ۱- دیاگرام بلوکی ساختار یکپارچه تولید همزمان توان، دی‌اکسیدکربن مایع و آب شیرین



شکل ۲- دیاگرام فرآیندی ساختار یکپارچه تولید همزمان توان، دی‌اکسیدکربن مایع و آب شیرین

به منظور تامین پیش گرمایش آب ورودی و مابقی وارد سایر توربین‌ها می‌شود. جهت تامین بار سرمایش موجود در چگالنده HE۹ و HE۱۰ از آب استفاده می‌شود. اطلاعات شبیه‌سازی نیروگاه تولید توان از مقالات مرجع [۱۹، ۱۸] استخراج شده است.

#### ۲-۴- چرخه تولید توان ارگانیک رانکین

جریان روغن خروجی از گردآورهای خورشیدی که حاوی ۲۴/۶۲ درصد مولی BiPhenyl با دمای ۵۵۰ °C به ترتیب جهت تامین چرخه نیروگاه بخار وارد HE۸ شده و در ادامه به منظور تامین گرمای ژنراتور چرخه تبرید جذبی وارد HE۲۹ شده و در نهایت به منظور تامین گرمای چرخه تولید توان ارگانیک رانکین وارد HE۲۱ می‌شود. جریان J۱۲۰ که حاوی مبرد R۱۱۳ است وارد بویلر HE۲۱ شده و دمایش تا ۱۹۲ °C افزایش می‌یابد. جریان J۱۲۱ وارد توربین گازی T۹ شده و به میزان ۱۰/۴۷ MW توان تولید می‌کند. جریان خروجی از توربین T۹ به دو قسمت تقسیم می‌شود، ۷۶/۵۱ درصد مولی از جریان J۱۲۲ وارد توربین T۱۰ شده و به میزان ۱۷/۴۴ MW توان تولید می‌کند. به منظور تامین سرمایش چگالنده HE۲۲ از جریان آب استفاده می‌شود. سیال کاری به کار گرفته شده در چرخه ارگانیک رانکین، R-۱۱۳ بوده که اطلاعات شبیه‌سازی آن از مقاله مرجع [۱۱] استخراج شده است.

#### ۲-۵- سیستم آب شیرین‌کن گرمایی چند مرحله‌ای

آب شیرین‌کن گرمایی مورد استفاده در این مقاله از نوع آب شیرین‌کن‌های گرمایی چند مرحله‌ای می‌باشد. این آب شیرین‌کن‌ها از چندین مرحله متوالی تشکیل شده است که در این مرحله مقداری از

جریان J۴۹ خروجی از بالای فلش درام D۱۰۰ وارد کمپرسور C۵۰۰ شده و تا فشار ۳۰۰۰ kPa فشرده می‌شود. جریان J۵۰ خروجی از کمپرسور C۵۰۰ با دمای ۲۸۰/۹ °C و فشار ۳۰۰۰ kPa به منظور تامین گرمای آب شیرین‌کن وارد مبادله‌کن HE۲۳ می‌شود در ادامه به ترتیب وارد سیستم خنک کن AC۱۰۰ و فلش درام D۱۰۱ شده مابقی آب موجود در فرآیند از دی‌اکسیدکربن خارج شود در نهایت دی‌اکسیدکربن خالص جریان (J۵۴) وارد چرخه تبرید جذبی آب و آمونیاک شده و مایع می‌گردد.

#### ۲-۳- نیروگاه چرخه تولید توان بخار

به منظور تامین گرمای بویلرهای نیروگاه بخار توسعه داده شده در این ساختار یکپارچه از بازایی گرمای چرخه تولید توان اکسیژن خالص و نیروگاه خورشیدی با گردآورهای بشقابکی استفاده می‌شود. جریان J۵۸ تحت دمای ۱۹۵/۷ °C و فشار ۱۸۶ bar وارد مبادله‌کن HE۷ شده و دمایش تا ۵۴۲ °C افزایش می‌یابد. جریان J۵۹ وارد توربین بخار T۲ شده و به میزان ۲۷/۹۴ MW توان تولید می‌کند بخشی از جریان خروجی از توربین T۲ به منظور پیش گرمایش جریان آب ورودی به HE۲ استفاده شده و مابقی جریان وارد توربین T۳ شده و به میزان ۱۹/۹۹ MW توان تولید می‌کند. جریان خروجی از توربین J۶۲ تحت دمای ۳۰۳/۳ °C و فشار ۳۶ bar به دو قسمت تقسیم می‌شود. ۳ درصد مولی جریان J۶۲ به منظور پیش گرمایش جریان آب و مابقی تحت جریان J۶۴ وارد بویلر HE۸ شده و دمایش تا ۵۳۶ °C افزایش می‌یابد. سپس جریان J۶۵ وارد توربین T۴ شده و به میزان ۲۱/۱۳ MW توان تولید می‌کند. به همین ترتیب بخشی از جریان خروجی از توربین T۴

از آن گرفته شود. چگالنده برج تقطیر نقش خالص کننده را ایفاء می‌کند. ستون و جوش‌آورنده برج به عنوان ژنراتور عمل می‌کند. مخلوط ورودی به برج با دریافت گرمایی که در جوش‌آورنده تامین می‌شود و پس از عبور از سینی‌های برج به صورت ۲ جریان J۹۹ و J۹۶ از بالا و پایین برج خارج می‌گردد. در پایین برج مخلوط رقیق حاوی ۹۳/۳۹ درصد مولی آب و ۶/۶۱ درصد مولی آمونیاک می‌باشد وارد مبادله‌کن HE۱۹ شده به منظور پیش گرمایش جریان ورودی استفاده می‌شود. جریان آمونیاک خروجی از بالای برج به ترتیب وارد خالص کننده HE۱۵ و چگالنده HE۱۶ شده و تحت جریان J۱۰۳ وارد مبادله‌کن HE۱۷ می‌گردد. جریان آمونیاک مایع ورودی به این مبادله‌کن در اثر تبادل گرما با جریان آمونیاک خروجی از تبخیرکننده °C ۲۴/۵- سرد می‌شود سپس وارد شیر اختناق VLV۵ می‌گردد. اطلاعات شبیه‌سازی چرخه تبرید جذبی از مقاله مرجع [۱، ۳] استخراج شده است.

## ۷-۲- گردآورهای بشقابکی خورشیدی

مقدار تابش جذب شده توسط گردآور خورشیدی از رابطه زیر بدست می‌آید [۱۳].

$$I_{irradiance} = I_b + I_d = I_{bn} \cos \theta + I_d \quad (2)$$

$$I_{bn} = A \exp\left[-\frac{B}{\cos \theta}\right] \quad (3)$$

$$I_d = C \times I_{bn} \quad (4)$$

به ترتیب  $I_b$ ،  $I_d$  و  $\theta$  در معادله (۲) نرخ تابش مستقیم خورشید، نرخ تابش پرتوی آسمان و زاویه انتشار می‌باشد. بشقابک‌های خورشیدی در نظر گرفته شده در دو محور خورشید را دنبال می‌کنند. مساحت هر کدام از دیش‌های خورشیدی ۱۲،۵۶ متر مربع در نظر گرفته شده است. توان تولیدی هر دیش را می‌توان از رابطه زیر بدست آورد [۳].

$$Q_s = I_s A_a \quad (5)$$

$A_a$  برابر با مساحت دیش خورشیدی و  $I_s$  برابر با تابش مستقیم رسیده به هر گردآور از جانب خورشید می‌باشد. در حالت پایدار، انرژی مورد استفاده از بشقابک خورشیدی برابر با  $Q_u$  می‌باشد که مقدار آن از تفاضل  $Q_r$  انرژی رسیده به ایزوربر، از  $Q_i$  انرژی هدررفت در جذب‌کننده، بدست می‌آید [۳].

$$Q_u = Q_r - Q_i \quad (6)$$

$\eta_0$  برابر با بازدهی اپتیکی بشقابک خورشیدی می‌باشد که مقدار آن از نسبت مقدار انرژی رسیده به جذب‌کننده به مقدار انرژی رسیده بر سطح گردآور از جانب خورشید،  $Q_s$ ، بدست می‌آید [۳].

$$\eta_0 = Q_r / Q_s \quad (7)$$

$\eta_r$  برابر با بازدهی جذب‌کننده می‌باشد که مقدار آن را از نسبت مقدار انرژی مفید بدست آمده از بشقابک خورشیدی به مقدار انرژی رسیده به قسمت ایزوربر بدست می‌آید [۳].

$$\eta_r = Q_u / Q_r \quad (8)$$

بازدهی گرمایی بشقابک خورشیدی را می‌توان از رابطه زیر بدست آورد.

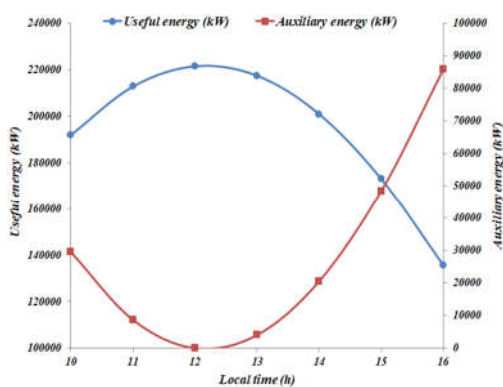
آب شور تبخیر شده وارد مرحله بعد چگالنده شده و تبدیل به آب شیرین می‌شود. آب شور جریان (J۱۶۱) که حاوی ۳/۹۰ درصد جرمی نمک است وارد مبادله‌کن HE۲۸ شده و تا دمای °C ۵۶ گرم می‌شود این جریان به ۴ شاخه با دبی‌های یکسان تقسیم شده و با عبور از شیرهای اختناق به منظور تنظیم فشار وارد هر یک از افکنهای آب شیرین‌کن می‌شود. آب تغذیه J۱۳۱ با دمای °C ۵۶/۰۱ و فشار kPa ۲۹/۹۳ وارد افکت شماره یک (HE۲۴) شده و بر روی لوله‌های تبخیرکننده پاشیده می‌شود. در اولین مرحله آب تغذیه توسط بخار خارج شده اجکتور تحت جریان J۱۳۰ تبخیر می‌شود و سپس تحت جریان J۱۳۲ وارد فلش درام D۱۰۴ می‌شود. بخار از بالای فلش درام D۱۰۴ وارد لوله‌های تبخیرکننده مرحله ۲ شده و گرمای مورد نیاز آب تغذیه مرحله دوم را تامین نموده و خود به صورت آب شیرین تحت جریان J۱۳۶ خارج می‌گردد. بدین ترتیب مرحله ۳ و ۴ نیز در آب شیرین‌کن تکرار می‌گردد. بخشی از بخار خارج شده از مرحله ۴ تحت جریان J۱۵۴ با دمای °C ۵۸/۶۴ و فشار kPa ۱۶/۷۳ وارد اجکتور می‌شود تا به همراه جریان J۱۶۸ گرمای مورد نیاز مرحله یک را تامین نماید. به دلایل زیست محیطی در خروجی آب شیرین‌کن میزان غلظت جریان برگشتی به آب شور دریاچه باید حداکثر به مقدار ۷۷ g/kg برسد. لذا با توجه به مسائل زیست محیطی جریان J۱۵۳ با میزان نمک ۵۹ g/kg به دریاچه بر می‌گردد. اطلاعات شبیه‌سازی سیستم آب شیرین‌کن گرمایی از مقالات مرجع [۲۰، ۲۱] استخراج شده است.

## ۶-۲- چرخه تبرید جذبی آب و آمونیاک

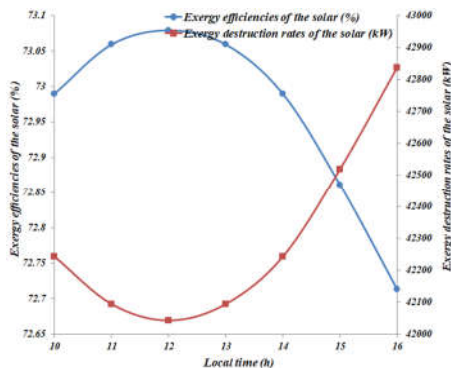
به منظور تامین سرمایش مورد نیاز مایع‌سازی و دی‌اکسیدکربن از سامانه آب و آمونیاک از نوع تک اثره استفاده شده است. چرخه‌ی سرمازا آب و آمونیاک شامل قسمت‌های اصلی زیر می‌باشد: ۱- ژنراتور یا دافع به منظور جداکردن آب و آمونیاک ۲- خالص کننده جهت خالص کردن جریان آمونیاک از قطرات باقی مانده آب ۳- چگالنده جهت مایع کردن جریان آمونیاک خالص کننده ۴- تبخیرکننده به منظور تولید سرمایش از راه تبخیر کردن آمونیاک ۵- جاذب به منظور آمونیاک در آب ۶- مبادله‌کن‌های گرمایی جهت بازیابی گرمایی جریان‌ها و افزایش بازده چرخه ۷- پمپ و شیر فشارشکن جهت افزایش و کاهش فشار برای تسهیل فرآیندهای دفع و جذب. مخلوط آب و آمونیاک غلیظ (J۹۳) با دمای °C ۳۱/۹۱ و فشار kPa ۱۲۰ وارد ۷ Pump شده تا فشار آن به فشار مورد نیاز ژنراتور (۱۳۰۰ kPa) برسد. مخلوط پرفشار خروجی از پمپ (J۹۴) با ترکیب ۲۶/۰۷ درصد مولی آمونیاک و ۷۳/۳ درصد آب قبل از ورود به ژنراتور از مبادله‌کن گرما HE۱۹ که به منظور بازیابی گرمایی و افزایش ضریب عملکرد چرخه مورد استفاده قرار می‌گیرد عبور کرده و بر اثر تبادل گرما با مخلوط گرم و رقیق آب و آمونیاک خروجی از ژنراتور تا دمای °C ۱۲۶/۷ پیش گرم می‌شود و سپس تحت جریان J۹۵ وارد ژنراتور می‌گردد. قسمتی از آمونیاک موجود در مخلوط غلیظ با دریافت گرما در ژنراتور برج (T۱۰۰) تبخیر شده و از باقی مانده مخلوط رقیق آب و آمونیاک جدا یا اصلاحاً دفع می‌شود. آمونیاک دفع شده دارای مقداری آب نیز است که باید از جریان آمونیاک گرفته شود لذا جریان آمونیاک وارد خالص‌کننده یا چگالنده (HE۱۵) بالای برج T۲۰۰ می‌شود تا مقادیر باقی مانده آب



مدت عمر فنی شامل، هزینه‌های هم سطح شده سالیانه اولیه ( $C_{acap}$ )، هزینه‌های هم سطح شده سالیانه برای جایگزینی قطعات ( $C_{arep}$ )، هزینه‌های هم سطح شده سالیانه تعمیرات ( $C_{amin}$ ) و هزینه‌های هم سطح شده سالیانه نگهداری جاری سیستم ( $C_{aope}$ )، مورد محاسبه قرار می‌گیرد. معادلات مربوط به هزینه تجهیزات از مقالات رفرنس [۲۰، ۱۷، ۱۱] استخراج شده است. در آنالیز اقتصادی دی اکسید کربن مایع با قیمت  $0.1 \text{ US\$/kg}$ ، نیتروژن گازی با قیمت  $0.2 \text{ US\$/kg}$ ، توان تولیدی با قیمت  $0.1 \text{ US\$/kWh}$  و گاز طبیعی با قیمت  $2 \text{ US\$/MM Btu}$  به عنوان محصولات فرعی و آب شیرین قابل فروش در بازار با قیمت  $0.45 \text{ US\$/m}^3$  می‌باشد. همچنین هزینه LNG بکار گرفته شده به عنوان سوخت ورودی با قیمت  $6 \text{ US\$/MM Btu}$  در نظر گرفته شده است.

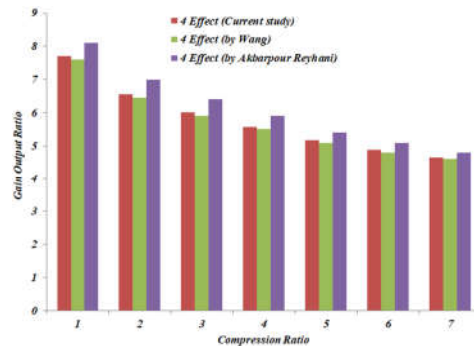


شکل ۹- تغییرات مشخصات مختلف گردآوره‌های بشقابکی خورشیدی در ساعات مختلف در روز ۲۰ ژوئن

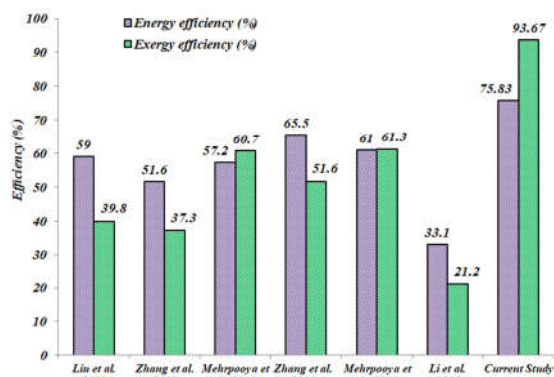


شکل ۱۰- تغییرات اگزرژی گردآوره‌های بشقابکی خورشیدی در ساعات مختلف در روز ۲۰ ژوئن

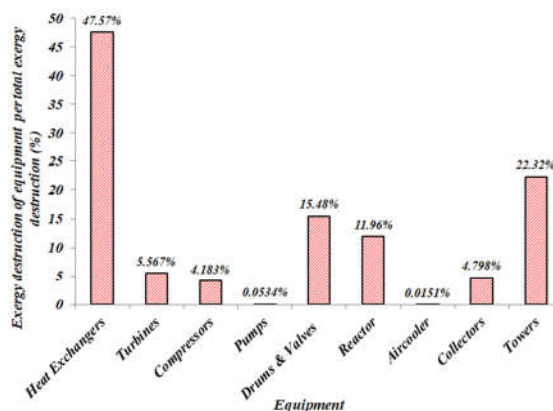
مبادله‌کن‌های گرمایی که بیشترین میزان تخریب اگزرژی را دارند. تغییرات مشخصات مختلف گردآوره‌های بشقابکی خورشیدی در ساعات مختلف در روز ۲۰ ژوئن در شکل ۹ به نمایش درآمده است. شکل ۱۰ تغییرات اگزرژی گردآوره‌های بشقابکی خورشیدی در ساعات مختلف در روز ۲۰ ژوئن را نمایش می‌دهد.



شکل ۱۱- تغییرات GOR نسبت به ضریب تراکم در آب شیرین کن توسعه داده شده و دو مرجع



شکل ۱۲- بازده اگزرژی و بازده انرژی ساختار یکپارچه توسعه داده شده و مراجع



شکل ۱۳- سهم تخریب اگزرژی تجهیزات مختلف ساختار یکپارچه

### ۳-۳- نتایج آنالیز اقتصادی

به‌منظور آنالیز اقتصادی، از روش هزینه‌های هم سطح شده سالانه ACS استفاده شد. در این روش کلیه هزینه‌های یک سیستم در طول



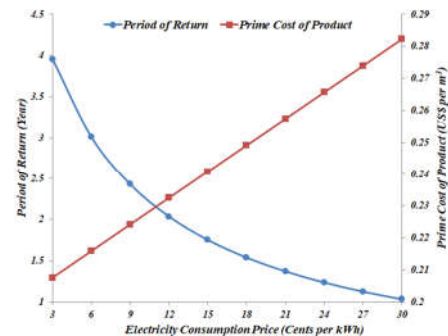
تبدیل ال ان جی به گاز طبیعی به میزان ۳۵/۴۷ ton/h به کار گرفته می‌شود. آنالیز انرژی ساختار یکپارچه نشان می‌دهد که بیشترین میزان تخریب انرژی به ترتیب در مبادله‌کن گرمایی HE4 به میزان MW ۲۱۰/۹، در راکتور به میزان MW ۱۰۵/۹ و گردآورهای خورشیدی به میزان MW ۱۱/۴۳ رخ می‌دهد. عملکرد تجهیزات را در مصرف انرژی باید همزمان از جهت برگشت ناپذیری و راندمان انرژی آنالیز نمود. به ترتیب ضریب عملکرد چرخه تبرید جذبی ۰،۳۹ و بازده گرمایی چرخه رانکین تولید توان ۳۸،۶۳٪ می‌باشد. بازده انرژی گرمایی کل ساختار یکپارچه توسعه داده شده به میزان ۷۵/۸۳٪ و بازده انرژی کل به میزان ۹۳/۶۷٪ می‌باشد. پارامترهای زمان بازگشت سرمایه، قیمت تمام شده محصول و هزینه سرمایه‌گذاری اولیه از پارامترهای تأثیرگذار جهت انتخاب ساختار یکپارچه مناسب در سیستم‌های یکپارچه تولید همزمان می‌باشد. نتایج ارزیابی اقتصادی نشان می‌دهد که ساختار یکپارچه توسعه داده شده دارای توجیه اقتصادی برای اجرا در شهرستان شیراز با شرایط آب و هوایی مورد نظر می‌باشند.

## ۵- سیاست‌گذاری

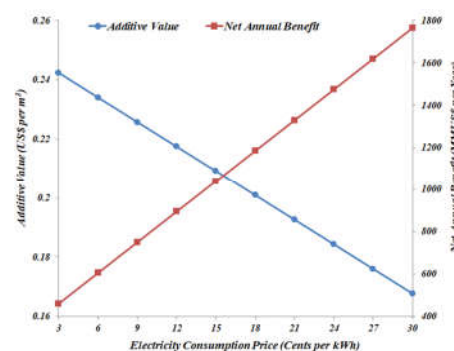
این طرح تحقیقاتی با استفاده از اعتبارات ویژه پژوهشی (گرننت) دانشگاه تخصصی فناوری‌های نوین آمل انجام گردیده است.

## ۶- مراجع

- [1] Mehrpooya M. and Ghorbani B., Introducing a hybrid oxy-fuel power generation and natural gas/ carbon dioxide liquefaction process with thermodynamic and economic analysis. *Journal of Cleaner Production*, Vol. 204, pp. 1016-1033, 2018.
- [2] Mehrpooya M., Ghorbani B. and Mousavi SA., Integrated power generation cycle (Kalina cycle) with auxiliary heater and PCM energy storage. *Energy Conversion and Management*, Vol. 177, pp. 453-467, 2018.
- [3] Mehrpooya M., Ghorbani B. and Hosseini SS., Thermodynamic and economic evaluation of a novel concentrated solar power system integrated with absorption refrigeration and desalination cycles. *Energy Conversion and Management*, Vol. 175, pp. 337-356, 2018.
- [4] Pourfayaz F., Imani M., Mehrpooya M. and Shirmohammadi R., Process development and exergy analysis of a novel hybrid fuel cell-absorption refrigeration system utilizing nanofluid as the absorbent liquid. *International Journal of Refrigeration*. Vol. 97, pp. 31-41, 2019.
- [5] Ghorbani B., Mehrpooya M. and Sadeghzadeh M., Developing a tri-generation system of power, heating, and freshwater (for an industrial town) by using solar flat plate collectors, multi-stage desalination unit, and Kalina power generation cycle. *Energy Conversion and Management*, Vol. 165, pp. 113-126, 2018.
- [6] Javidmehr M., Joda F. and Mohammadi A., Thermodynamic and economic analyses and optimization of a multigeneration system composed by a compressed air storage, solar dish collector, micro gas turbine, organic Rankine cycle, and desalination system. *Energy conversion and management*, Vol. 168, pp. 467-461, 2018.
- [7] Ashouri M., Mohammadi A., Mehrpooya M., Mohammad H., Ahmadi MH. and Abdollahpour A., Techno-economic assessment of a Kalina cycle driven by a parabolic Trough solar collector. *Energy Conversion and Management*. Vol. 105, pp. 1328-1339, 2015.
- [8] Aghaie M., Mehrpooya M. and Pourfayaz F., Introducing an integrated chemical looping hydrogen production, inherent carbon capture and solid oxide fuel cell biomass fueled power plant process configuration. *Energy Conversion and Management*. Vol. 124, pp. 141-154, 2016.
- [9] Mohammadi A., Kasaeian A., Pourfayaz F. and Ahmadi MH, Thermodynamic analysis of a combined gas turbine, ORC cycle and absorption refrigeration for a CCHP system. *Applied Thermal Engineering*. Vol. 111, pp. 397-406, 2017.
- [10] Mohammadi A. and Mehrpooya M., Energy and exergy analyses of a combined desalination and CCHP system driven by geothermal energy. *Applied Thermal Engineering*, Vol. 116, pp. 685-694, 2018.
- [11] Piyaderoohi F., Ghorbani B. and Miansari. M. Development of a new integrated structure for simultaneous generation of power and



شکل ۱۱- تغییرات زمان بازگشت سرمایه و قیمت تمام شده محصول نسبت به تغییرات قیمت الکتریسیته



شکل ۱۲- تغییرات ارزش افزوده و سود خالص سالیانه نسبت به تغییرات قیمت الکتریسیته

تغییرات زمان بازگشت سرمایه و قیمت تمام شده محصول نسبت به تغییرات قیمت الکتریسیته در شکل ۱۱ نمایش داده شده است. همان طور که مشخص است با افزایش قیمت الکتریسیته زمان بازگشت سرمایه کاهش یافته و ارزش افزوده افزایش می‌یابد. شکل ۱۲ تغییرات ارزش افزوده و سود خالص سالیانه نسبت به تغییرات قیمت الکتریسیته را به نمایش می‌گذارد. نتایج نشان می‌دهد که با افزایش قیمت الکتریسیته سود خالص سالیانه و هزینه‌های جاری سیستم افزایش می‌یابد. آنالیز اقتصادی ساختار یکپارچه نشان می‌دهد که به ترتیب زمان بازگشت سرمایه به میزان ۲/۲۸۲ سال، قیمت تمام شده محصول آب شیرین  $0.2269 \text{ US}\$/\text{m}^3$  و هزینه سرمایه‌گذاری اولیه به میزان ۱۸۲۲ میلیون دلار می‌باشد.

## ۴- نتیجه گیری و جمع بندی

در این پژوهش، به بازیابی گرما از گاز خروجی نیروگاه چرخه ترکیبی به همراه گردآورهای بشقابکی خورشیدی به منظور تولید توان و آب شیرین استفاده می‌شود. در ادامه به جداسازی دی‌اکسیدکربن از گاز دودکش نیروگاه چرخه ترکیبی و مایع‌سازی در چرخه تبرید جذبی پرداخته می‌شود. در این ساختار یکپارچه از واحد دو ستونی کرایونیک جداسازی هوا به منظور تولید  $134/4 \text{ ton/h}$  اکسیژن خالص جهت استفاده در نیروگاه تولید توان احتراق با اکسیژن خالص استفاده شده است. گاز داغ خروجی توربین به منظور تأمین بخشی از گرمای بویلر چرخه نیروگاه بخار و تأمین گرمای آب شیرین‌کن گرمایی استفاده می‌شود. به منظور تأمین سرمایش واحد جداسازی هوا از عملیات



- liquid carbon dioxide using solar dish collectors. *Energy*, Vol. 179, pp. 938-959, 2019.
- [12] Ahmed T., *Equation of state and PVT analysis*, Gulf Publishing Company, Hustone, Texas, 2007.
- [13] Kalogirou, A., Solar thermal collectors and applications. *Progress in energy and combustion science*, Vol. 30, pp. 231-295, 2004.
- [14] Alfellag, MA. *Modeling and Experimental Investigation of Parabolic Trough Solar Collector*, MSc. Thesis, Aeronautical University, 2014.
- [15] National Renewable Energy Laboratory (NREL), Feb 19, 2014.
- [16] Wu Ying S., Xiao L., Cao Y. and Li Y., A parabolic dish/AMTEC solar thermal power system and its performance evaluation. *Applied Energy*, Vol. 87, pp. 452-462, 2010.
- [17] Moradi M. and Mehrpooya M, Optimal design and economic analysis of a hybrid solid oxide fuel cell and parabolic solar dish collector, combined cooling, heating and power (CCHP) system used for a large commercial tower. *Energy*, Vol. 130, pp. 530-543, 2017.
- [18] Ahmadi G., Toghraie D. and Akbari OA., Solar parallel feed water heating repowering of a steam power plant: a case study in Iran. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, Vol. 77, pp.474-485, 2017.
- [19] Khanmohammadi S., Azimian AR. And Khanmohammadi S., Exergy and exergo-economic evaluation of Isfahan steam power plant. *International Journal of Exergy*, Vol. 12, pp. 249-272, 2013.
- [20] Reyhani HA., Thermodynamic and economic optimization of SOFC-GT and its cogeneration opportunities using generated syngas from heavy fuel oil gasification. *Energy*, Vol. 107, pp.141-164, 2016.
- [21] Wang Y. and Lior N., Performance analysis of combined humidified gas turbine power generation and multi-effect thermal vapor compression desalination systems—Part 1: The desalination unit and its combination with a steam-injected gas turbine power system. *Desalination*, Vol. 196, pp. 84-104, 2006.
- [22] Mehrpooya M. and Sharifzadeh MMM., Energy and exergy analyses of a novel power cycle using the cold of LNG (liquefied natural gas) and low-temperature solar energy. *Energy*, Vol. 95, pp. 324-45, 2016.
- [23] Li P., Li J., Pei G. and Ji J., A cascade organic Rankine cycle power generation system using hybrid solar energy and liquefied natural gas. *Solar Energy*, Vol. 1271, pp. 36-46, 2016.
- [24] Liu M., Lior N., Zhang N. and Han W., Thermo-economic analysis of a novel zero-CO<sub>2</sub>-emission high-efficiency power cycle using LNG coldness. *Energy Conversion and Management*, Vol. 50, pp. 68-81, 2009
- [25] Zhang N. A novel near-zero CO<sub>2</sub> emission thermal cycle with LNG cryogenic exergy utilization. *Energy*, Vol. 31, pp. 1666-1679, 2006.
- [26] Mehrpooya M., A novel integration of oxy-fuel cycle, high temperature solar cycle and LNG cold recovery-energy and exergy analysis. *Applied Thermal Engineering*. Vol. 114, pp. 1090-1104, 2017.
- [27] Zhang N., Lior N., Liu M. and Han W., COOLCEP (cool clean efficient power): A novel CO<sub>2</sub>-capturing oxy-fuel power system with LNG (liquefied natural gas) coldness energy utilization. *Energy*. Vol. 35, pp.1200-1210, 2010.