



تحلیل ترمودینامیکی و بهینه‌سازی چندهدفی سیستم هیبرید متشکل از فرآیند گازی‌سازی زیست‌توده، پیل سوختی اکسید جامد و میکرو توربین‌گاز

مهدی برجی‌بداغی^{۱*}، کاظم آتشکاری^۲، صبا قربانی^۱ و نادر نریمان‌زاده^۳

^۱ دانشجوی دکتری، مهندسی مکانیک، دانشگاه گیلان، رشت

^۲ دانشیار، مهندسی مکانیک، دانشگاه گیلان، رشت

^۳ استاد، مهندسی مکانیک، دانشگاه گیلان، رشت

مقاله مستقل؛ تاریخ دریافت: ۱۳۹۴/۰۲/۲۰؛ تاریخ بازنگری: ۱۳۹۴/۰۶/۲۷؛ تاریخ پذیرش: ۱۳۹۴/۱۱/۲۰

چکیده

در این مطالعه، مدلی عددی به منظور بررسی عملکرد سیستم هیبرید متشکل از بخش‌های؛ گازی‌سازی زیست‌توده، پیل سوختی و میکرو توربین‌گاز، ارائه شده و به روش الگوریتم ژنتیک نقاط بهینه عملکردی آن حاصل می‌شوند. زیست‌توده مورد استفاده؛ زائدات جنگلی بوده و گازی‌سازی به روش ترمودینامیک تعادلی اصلاح‌شده مدل می‌شود. زیست‌گاز در پیل سوختی برای تولید توان الکتریکی به کار رفته و باقی‌مانده‌ی سوخت پس از احتراق در یک محفظه احتراق کمکی وارد میکرو توربین‌گاز شده و در نهایت از حرارت موجود در خروجی سیستم در یک مولد بخار بازیافت حرارتی استفاده می‌شود. مدل ارائه شده در بخش پیل سوختی، مدلی یک‌بعدی با امکان کنترل گرادین‌های دما در راستای طولی بوده و اجزای دیگر سیستم به کمک مدل‌های صفربعدی بررسی می‌شوند. اثر پارامترهایی چون؛ مقدار هوا و بخار آب عامل گازی‌سازی، شدت جریان میانگین الکتریکی، فاکتور مصرف سوخت بر خروجی‌های مهم سیستم، مانند؛ راندمان تولید گاز، گرادین‌های دما، راندمان الکتریکی و الکتریکی-حرارتی و توان الکتریکی کل سیستم بررسی می‌شوند. پس از بررسی گسترده پارامتریک، بهینه‌سازی چندهدفی به روش الگوریتم ژنتیک و به منظور حصول نقاط بهینه عملکردی سیستم در دو مرحله انجام می‌گیرد. در سیستم هیبرید مورد بررسی، بیشینه مقدار توان الکتریکی کل معادل ۲۰۶/۸۱ کیلووات و راندمان الکتریکی کل ۴۶/۲۷ درصد حاصل می‌شوند.

کلمات کلیدی: پیل سوختی اکسید جامد صفحه‌ای؛ مدل‌سازی حالت پایدار؛ گازی‌سازی زیست‌توده؛ سیستم تولید همزمان حرارت و توان؛ بهینه‌سازی چندهدفی.

Thermodynamic Analysis and Pareto Optimization of Hybrid System Consisting of Biomass Gasification, Solid Oxide Fuel Cell and Gas Turbine

M. Borji^{1*}, K. Atashkari², S. Ghorbani¹, N. Nariman-zadeh³

¹ Ph.D. Student, Mech. Eng., Guilan Univ., Guilan, Iran.

² Assoc. Prof., Mech. Eng., Guilan Univ., Guilan, Iran.

³ Prof., Mech. Eng., Guilan Univ., Guilan, Iran.

Abstract

This paper presents the numerical study and optimization of CHP power plant consisting of gasification process, solid oxide fuel cell and micro gas turbine. Woody biomass is converted to product gas in the gasification part, and in the CHP producing part, the product gas is converted to electric power and heat by use of a solid oxide fuel cell stack, micro gas turbine and heat recovery steam generator. The model used in the gasification process is a modified thermodynamic equilibrium model, and the steady-state intermediate temperature solid oxide fuel cell model developed here is one-dimensional which allows for monitoring of the temperature gradients along the cell length under different operating conditions. Zero-dimensional models are used for other components. The effects of main cycle parameters, such as; the gasification agent, average current density and the fuel utilization factor on the cycle important outputs; cooled gas efficiency, temperature gradients, the electric and CHP efficiencies, and the total electric power of the plant are investigated. After extensive parametric analysis, multi-objective genetic algorithms (NSGA II) is then used for Pareto based optimization of CHP plant in two steps. The maximum electric power and electric efficiency are 206/81 kW and 46/27% respectively.

Keywords: Planar Solid Oxide Fuel Cell; Steady State Modeling; Gasification; Combined Heat and Power Plant; Multi-Objective Genetic Algorithm Optimization.

۱- مقدمه

با تغییر آب و هوا و کاهش منابع سوخت فسیلی از یک سو و افزایش نیاز جامعه صنعتی به انرژی از سوی دیگر، توجه بسیاری از محققین عرصه انرژی را به سمت توسعه روش‌های کارآمدتر و بادوام تولید همزمان حرارت و توان^۱ جلب کرده است. از این منظر، زیست‌توده در اشکال مختلف آن، جایگزینی مناسب و قابل اطمینان برای سوخت‌های متداول به‌شمار رفته و ایفای نقش روزافزون این منبع عظیم انرژی در سیستم‌های تولید همزمان توان و حرارت آینده، دور از انتظار نخواهد بود. با توجه به تولید غیرمتمرکز و توزیعی زیست‌توده، انتقال آن به مکانی مشخص و تولید متمرکز توان از این منبع تجدیدپذیر، هزینه‌های تولید انرژی را بالا خواهد برد که با توسعه تکنولوژی‌های تولید توان غیرمتمرکز، می‌توان بر این نقیصه غالب آمد. تکنولوژی‌هایی که اغلب از موتورهای حرارتی، میکرو توربین‌های گاز و پیل‌های سوختی بهره می‌برند. در تمام این موارد به سوختی در فاز گازی نیاز خواهد بود که فرآیند تولید گاز از زیست‌توده^۲ می‌تواند آن را تأمین کند. بنابراین، ترکیب فرآیند گازی‌سازی زیست‌توده با تکنولوژی‌های کارآمد تولید توان از زیست‌گاز، امکان طراحی سیستم‌های تولید همزمان توان و حرارت کارآمدتر و با قابلیت اطمینان بالاتر را فراهم خواهد نمود.

در پیل‌های سوختی اکسید جامد هیدروژن و مونواکسیدکربن در واکنش‌های الکتروشیمیایی شرکت می‌کنند. متان یکی دیگر از اجزای زیست‌گاز تولیدی در فرآیند گازی‌سازی می‌باشد که در دمای بالای عملکردی این دسته از پیل‌های سوختی، به صورت داخلی به هیدروژن و مونواکسیدکربن تبدیل می‌شود. این قابلیت، پیل‌های سوختی اکسید جامد را برای کاربرد طیف گسترده‌ای از سوخت‌ها توانمند ساخته و با توجه به راندمان بالا و سطح آلاینده‌گی بسیار پایین این ابزار، نوید تولید انرژی پاک، قابل اطمینان و در ترکیب با فرآیندهای گازی‌سازی، تجدیدپذیری را می‌دهد. عملکرد و طراحی سیستم‌های یکپارچه تولید گاز از زیست‌توده و پیل‌های سوختی اکسید جامد، اول بار توسط آلدروچی و همکاران به سال ۱۹۹۴ میلادی انجام گرفت [۱] و

سپس توسط بسیاری دیگر از محققین عرصه انرژی دنبال شد [۵-۲]. در مطالعه آلدروچی راندمان الکتریکی استک پیل سوختی در شرایط مختلف عملکردی راکتور گازی‌ساز بررسی شد و بیشینه راندمان ۵۱ درصد حاصل آمد. در مرجع [۲] عملکرد حالت پایدار سیکل یکپارچه گازی‌سازی زیست‌توده و پیل سوختی اکسید جامد برای تولید همزمان حرارت و توان مطالعه شده و تمرکز بررسی بر دو گزینه فرآیند سرد و گرم برای تصفیه گاز تولیدی توسط راکتور گازی‌ساز قرار می‌گیرد. راندمان سیستم یکپارچه و نیز هزینه‌های مربوط به هر گزینه بررسی شده و مشخص می‌شود که هر دو راندمان الکتریکی و کلی سیستم در فرآیند تصفیه گاز گرم بالاتر از روش دوم است. در مقابل هزینه‌های سرمایه‌گذاری در فرآیند تصفیه سرد بسیار پایین‌تر از روش تصفیه گرم محاسبه می‌شود. جنبه‌های مختلف بررسی سیکل‌های یکپارچه‌ای از این دست در منابع [۳] تا [۵] دیده می‌شوند، از جمله تحلیل انرژی در مرجع [۴] و فرآیند دو مرحله‌ای گازی‌سازی زیست‌توده در مرجع [۵]. در این مطالعات، پیل سوختی از نوع فشرده یا صفربعدی بوده است. کاربرد تکنولوژی توربین‌گاز در ترکیب با گازی‌سازی زیست‌توده و پیل‌های سوختی اکسید جامد برای اصلاح عملکرد سیستم هیبرید نیز در منابع مختلف نشان داده شده است [۱۱-۶]. سوکیپتا و همکاران [۹] تحلیلی از عملکرد سیکل هیبرید میکرو توربین‌گاز و پیل سوختی اکسید جامد تغذیه شده با سوختی که از گازی‌سازی زیست‌توده حاصل می‌شود، ارائه کرده‌اند. در این مطالعه، ایشان راندمان تولید الکتریسیته سیستم هیبرید را با تغییر عامل گازی‌ساز از هوا به اکسیژن و بخار آب بررسی کرده و درمی‌یابند که راندمان بدست آمده برای سیستم هیبرید در هر سه حالت به اندازه کافی بالا بوده و می‌تواند نویدبخش دنیای تولید انرژی آینده باشد. در مطالعه فریدا و همکاران [۱۰] سه سیکل تولید همزمان توان و حرارت؛ گازی‌سازی در فشار ۴ بار و میکرو توربین‌گاز، گازی‌سازی در ۱/۴ بار و پیل سوختی اکسید جامد و در نهایت گازی‌سازی در فشار ۴ بار و میکروتوربین‌گاز و پیل سوختی اکسید جامد را با هم مقایسه کرده و دریافته‌اند که راندمان ترکیب سوم به مراتب از دو ترکیب اول بهتر بوده و در شرایط عملکردی معین سیستم، راندمان انرژی تا ۳۵/۶ درصد حاصل شده است. مطالعات مشابهی در مراجع [۱۱] و [۱۲] هم دیده می‌شوند. یکی از بررسی‌های

^۱ Combined Heat and Power Plant (CHP)

^۲ Biomass Gasification

تولید گاز از زیست‌توده به صورت کاملاً مستقل و خودمتمکی به لحاظ حرارتی^۱، استک پیل سوختی اکسید جامد صفحه‌ای و میکرو توربین‌گاز. تولید حرارت به کمک جزء مولد بخار بازیافتی^۲ برای تأمین بخار مورد استفاده سیستم‌های تحتانی انجام می‌گیرد. زیست‌توده که شامل زائدات جنگلی و براده‌های چوب مرطوب می‌باشد، وارد بخش خشک‌کن در لایه اول سیستم شده و پس از جذب رطوبت اولیه و رساندن مقدار رطوبت به اندازه مورد نظر و پیش‌بینی شده، به بخش مولد گاز وارد می‌شود. در رآکتور گازی‌سازی، زیست‌گاز که عمدتاً شامل؛ هیدروژن، مونواکسیدکربن، دی‌اکسیدکربن، متان، نیتروژن و بخار آب می‌باشد، جهت استفاده در پیل سوختی اکسیدجامد و میکرو توربین‌گاز، تولید می‌شود. در مطالعه حاضر، همان‌طور که در شکل ۱ دیده می‌شود، فرآیندهای تصفیه گاز در نظر گرفته نشده‌است. با توجه به روش مدل‌سازی رآکتورگازی‌ساز که روش ترمودینامیک تعادلی می‌باشد و توجه به این مهم که در این روش اثری از اجزای آلاینده‌ای مانند، تار و چار دیده نمی‌شود، این فرض ساده‌ساز در نظر گرفته شده‌است. پارامتر مصرف سوخت در پیل سوختی به صورت کسری از سوخت ورودی که در آن به الکتریسیته تبدیل می‌شود، تعریف شده و خود مبین این نکته خواهد بود که تمام سوخت در پیل سوختی مصرف نمی‌شود. بنابراین در سیستم از یک محفظه احتراق کمکی جهت احتراق کامل سوخت باقی‌مانده در خروجی پیل سوختی استفاده شده‌است. علاوه بر اجزای اصلی سیستم، از شش مبدل حرارتی که به صورت صفربعدی مدل می‌شوند استفاده می‌شود. مبدل‌های حرارتی ۱ و ۲ به ترتیب برای گرمایش هوای ورودی رآکتور گازی‌ساز و تأمین بخار آب لازم عامل گازی‌سازی به کار می‌روند. مبدل‌های حرارتی ۳ و ۴ به منظور پیش‌گرمایش هوا و سوخت ورودی پیل سوختی تعبیه شده‌اند. مبدل حرارتی ۵ مقدار بخار آب لازم برای رساندن نسبت بخار به کربن سوخت ورودی پیل سوختی به عدد تعریف شده که معمولاً برابر ۲ است، مورد استفاده قرار می‌گیرد. این نسبت عملکرد ایمن پیل سوختی بدون خطر رسوب کربن را تضمین خواهد کرد. بخار آب تولید شده، جریان مسیر ۲۵ را

ارزشمند در این زمینه که به گونه‌ای به بهینه‌سازی عملکرد سیکل نیز می‌پردازد، توسط مولر و همکاران [۱۳] انجام شده‌است. در این بررسی ایشان به مدل‌سازی ترمودینامیکی و بهینه‌سازی عملکرد یک سیستم تولید همزمان حرارت و توان پرداخته و در فرآیند بهینه‌سازی، تمرکز اصلی مطالعه بر مدیریت حرارت سیستم قرار گرفته‌است و در شرایط عملکردی سیستم، راندمان الکتریکی ۵۸/۲ درصدی گزارش می‌شود. در این مطالعه نیز، گزارشی از وقایع درون پیل-سوختی، از جمله گرادیان‌های دما منتشر نشده‌است.

در مطالعه حاضر، ابتدا تحلیل پارامتریک سیستم تولید همزمان حرارت و توان متشکل از سه بخش؛ گازی‌سازی زیست‌توده، پیل سوختی اکسید جامد و میکرو توربین‌گاز انجام می‌شود. برخلاف بسیاری از منابع موجود، مدل ارائه شده برای استک پیل سوختی اکسید جامد، مدل گسترده با خواص سیال و ترم‌های اتلاف پتانسیل متغیر با دما و شرایط عملکردی در نظر گرفته می‌شود. همچنین، از ترم‌های اجزای گازی چندجزئی و جمع دو مکانیزم نفوذ نادسن و مولکولی در شبیه‌سازی پیل سوختی استفاده می‌شود. معمولاً در یکپارچه‌سازی‌هایی از این دست از مدل‌های فشرده با خواص ثابت استفاده می‌شود. اثر پارامترهای مهم عملکردی، مانند؛ مقدار هوا و بخار آب به عنوان عامل گازی‌سازی زیست‌توده، شدت جریان الکتریکی میانگین، فاکتور مصرف سوخت و نسبت هوای ورودی به پیل سوختی اکسید جامد بر خروجی-های سیستم هیبرید بررسی می‌شوند. خروجی‌های مهمی چون؛ توان الکتریکی کل تولید شده، مقدار بخار تولید شده برای استفاده در بخش‌های گرمایشی پایین دست، راندمان-های الکتریکی و الکتریکی-حرارتی به عنوان توابع هدف در فرآیند بهینه‌سازی چندهدفی انتخاب شده و در نهایت نقاط بهینه عملکردی سیستم هیبرید به روش الگوریتم ژنتیک حاصل می‌شوند. نقاط بهینه‌ای که با استفاده از تکنیک‌های بهینه‌سازی چند هدفی قابل حصول خواهند بود. بهینه‌سازی‌هایی از این دست در مطالعه‌ی چنین سیستم‌های یکپارچه‌ای کمتر مشاهده می‌شود.

۲- پیکربندی سیستم یکپارچه

ساختار سیستم تولید همزمان توان و حرارت در شکل ۱ نشان داده شده‌است. سیستم از سه بخش تشکیل می‌شود؛

¹ Autothermal

² Heat Recovery Steam Generator (HRSG)

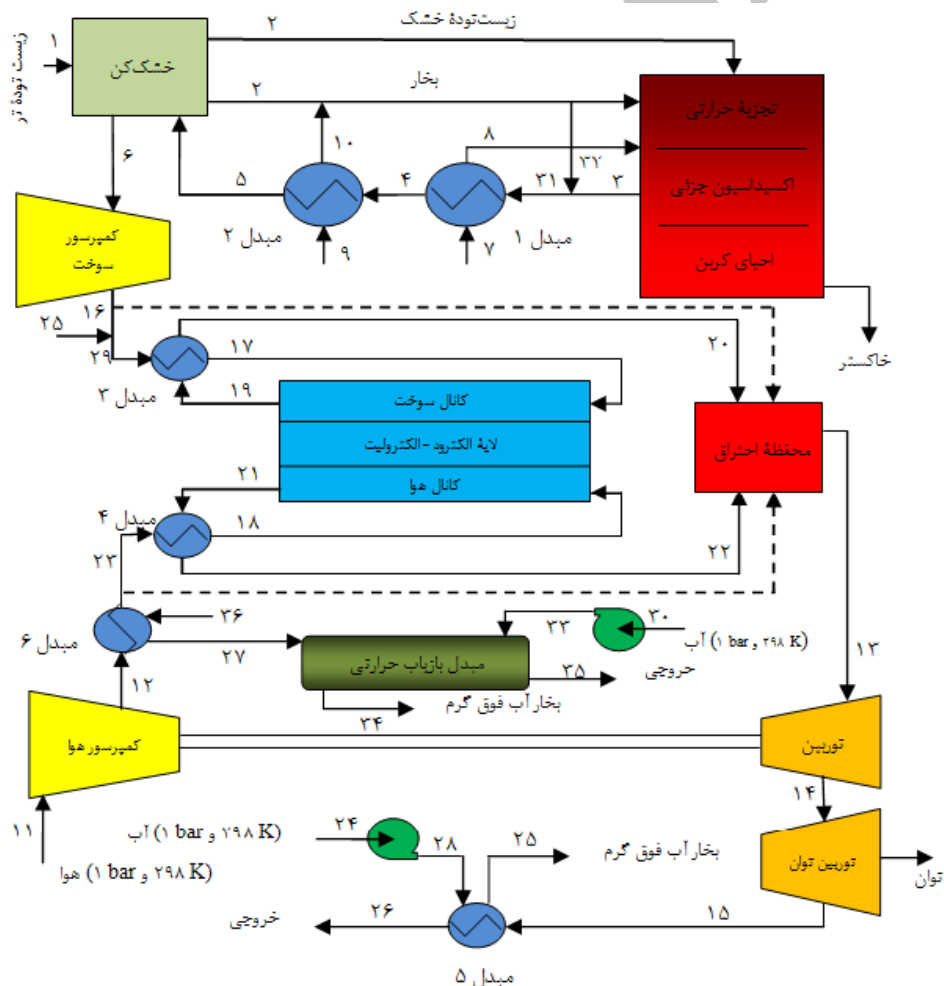
۳-۱- تولید زیست‌گاز

لایه تولیدگاز از زیست‌توده به دو زیربخش؛ خشک‌کن و مولد گاز تقسیم شده‌است. در بخش خشک‌کن زیست‌توده خشک از رطوبت جدا می‌شود و با توجه به مقدار بخار آب لازم جهت تولید گاز، به عنوان عامل گازی‌سازی، رطوبت تبخیر شده در خشک‌کن، در مرحله بعد به بخار آب تولیدی توسط مبدل حرارتی شماره ۲ اضافه می‌شود و سپس وارد مولد گاز خواهد شد. چنین ساختاری امکان کنترل مقدار بخار آب عامل گازی‌ساز در رآکتور مولد زیست‌گاز را ایجاد می‌کند. حرارت مورد نیاز در بخش خشک‌کن توسط گازهای داغ تولیدی بخش اول سیستم، تأمین می‌شود. از فرضیات مهم مدل‌سازی این لایه از سیستم، می‌توان نام برد: هر دو بخش خشک‌کن و

ایجاد می‌کند که به زیست‌گاز تولیدی در محلی قبل از ورود سوخت به مبدل حرارتی شماره ۳ اضافه می‌شود. در نهایت ششمین مبدل حرارتی صرفاً جهت پیش‌گرمایش هوای خروجی کمپرسور عمل خواهد کرد.

۳- مدل‌سازی ترمودینامیکی

در این بخش به مدل ریاضی اجزای اصلی سیستم، یعنی؛ خشک‌کن، مولد گاز، پیل سوختی اکسید جامد و مولد بخار بازیافت حرارتی پرداخته می‌شود. معادلات حاکم جهت مدل‌سازی اجزای دیگر، مانند؛ مبدل‌های حرارتی، کمپرسور، توربین، محفظه احتراق کمکی و پمپ، صرفاً موازنه انرژی ساده بوده و در این بخش تشریح نمی‌شوند.



شکل ۱- شماتیک سیستم تولید همزمان توان و حرارت

حرارتی پایین زیست‌توده است که از رابطه تجربی زیر محاسبه می‌شود [۱۶]:

$$HHV = 0.3491 \times MFC + 1.1783 \times MFH + 0.1005 \times MFS - 0.1034 \times MFO - 0.0151 \times MFN - 0.0211MF_{ash} \quad (7)$$

$$LHV = HHV - 2.442 \times 8.936 \times \frac{MFH}{100} \quad (8)$$

پارامترهایی چون MFC ، MFH مبین کسر جرمی کربن و هیدروژن و بقیه اجزای گازی به صورت درصد در زیست‌توده جامد می‌باشند. رآکتور گازی‌ساز از نوع بستر ثابت فروجریان می‌باشد. در این نوع رآکتور، زیست‌توده و عامل گازی‌ساز، هر دو در یک جهت حرکت می‌کنند و گازهای تولید شده از منطقه با دمای بالا عبور می‌کنند که خود منجر به کاهش شدید محتویات تار نسبت به نوع فراجریان می‌شود. فرآیند گازی‌سازی، فرآیندی پیچیده متشکل از واکنش‌های شیمیایی متعددی است که به دو روش کلی ترمودینامیک تعادلی و نرخ واکنشی مدل‌سازی شده‌است. اگرچه روش مدل‌سازی به کمک نرخ واکنش‌ها اطلاعات ارزشمندی در خصوص نرخ انجام واکنش‌ها و مکانیزم آنها در اختیار می‌گذارد، ولی وابستگی این روش به تعداد زیادی از پارامترهای دخیل، کاربرد آن را در شبیه‌سازی سیستم‌های توان یکپارچه‌ای از این دست محدود می‌کند. در مقابل، روش تعادل ترمودینامیکی که مستقل از طراحی رآکتور می‌باشد، برای مطالعه پارامترهای مهم عملکردی سیستم‌های یکپارچه تولید توان و حرارت، بدون پرداختن به جزئیات گاه دست و پا گیر، مناسب‌تر خواهد بود [۱۷]. در حالت تعادل ترمودینامیکی، سیستم در پایدارترین حالت خود می‌باشد که در آن آنتروپی سیستم در بیشینه مقدار خود و یا تابع انرژی آزادگیس سیستم در کمینه مقدار خود قرار دارد. چنین شرایطی، به فرضیات مهمی نیاز خواهد داشت: رآکتور به صورت صفربعدی و یا فشرده مدل می‌شود، فرآیند گازی-ساز به اندازه کافی سریع بوده و زمان لازم برای رسیدن سیستم به حالت تعادل وجود دارد، محتویات تار گاز تولید شده بسیار ناچیز می‌باشد و تبدیل کامل کربن در رآکتور انجام می‌گیرد. در این مطالعه از میان دو روش کلی ترمودینامیک تعادلی؛ استوکیومتریک و غیراستوکیومتریک، روش اول به کار رفته‌است که در آن تنها واکنش‌هایی که با اجزای گازی قابل ملاحظه به لحاظ کمیت، درگیر هستند، در نظر گرفته می‌شوند. نشان داده شده‌است که تمام اجزای

مولد گاز آدیباتیک می‌باشند، تمام اجزای زیست‌گاز تولیدی رفتاری ایده‌آل دارند، زمان کافی برای رسیدن واکنش‌های این مرحله به حالت تعادل ترمودینامیکی وجود دارد، ناخالصی‌هایی مانند تار و سولفور در خروجی مولد گاز وجود ندارند و فرمول شیمیایی زیست‌توده خشک به صورت $CH_mO_pN_q$ می‌باشد که در آن زیرنویس‌های m ، p و q از منابع در دسترس برداشت می‌شوند. خشک‌کن مورد استفاده در سیستم از نوع تماس غیرمستقیم بوده و خود از سه قسمت؛ پیش‌گرمایش زیست‌توده مرطوب تا رسیدن به دمای اشباع آب در فشار داده شده که این فشار در نوع تماس غیرمستقیم همان فشار درون خشک‌کن خواهد بود، تبخیر آب و در نهایت گرمایش مخلوط زیست‌توده خشک و بخار آب تا دمای مورد نظر، تشکیل می‌شود. بنابراین، مدل حالت پایدار خشک‌کن به کمک موازنه جرم و انرژی به صورت زیر قابل حصول خواهد بود:

$$q_T = \dot{m}_{bm}(h_2 - h_1)_{bm} + \dot{m}_v h_{fg@T_v} + \dot{m}_v(h_2 - h_{g@T_v})_v + \dot{m}_{l1}(h_{f@T_v} - h_1)_l + \dot{m}_{l2}(h_2 - h_{f@T_v})_l \quad (1)$$

فرآیند خشک‌کن در دمای اشباع ثابت T_v انجام می‌گیرد. پارامترهای \dot{m}_{bm} و \dot{m}_{l2} ، \dot{m}_{l1} ، \dot{m}_v به ترتیب دبی‌های جرمی آب تبخیرشده، محتوای رطوبت زیست‌توده در ورودی و خروجی خشک‌کن و خود زیست‌توده را معرفی می‌کنند. متغیر q_T مقدار کل حرارت لازم برای فرآیند خشک‌کردن زیست‌توده تا محتوای رطوبت مورد نظر می‌باشد که توسط گازهای داغ خروجی رآکتور گازی‌ساز تأمین می‌شود:

$$q_T = \dot{m}_{gas}(h_5 - h_6) \quad (2)$$

دو رابطه فوق در کنار موازنه جرم زیر، مدلی ساده برای خشک‌کن تماس غیرمستقیم ارائه می‌کنند:

$$\dot{m}_v = \dot{m}_{l1} - \dot{m}_{l2} \quad (3)$$

آنتالپی زیست‌توده در دمای داده شده به صورت زیر قابل محاسبه است [۱۴]:

$$h_{bm} = \bar{h}_{f,bm}^0 + \int_{T_0}^T C_p dT \quad (4)$$

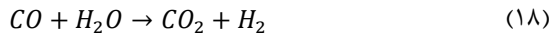
آنتالپی تشکیل $(\bar{h}_{f,bm}^0)$ [۱۴] و ظرفیت گرمایی در فشار ثابت زیست‌توده (C_p) [۱۵] به این صورت حاصل می‌شوند:

$$\bar{h}_{f,bm}^0 = \overline{LHV} + \sum_{k=prod} n_k \bar{h}_{f,k}^0 \quad (5)$$

$$C_p = 1112.0 + 4.85 \times (T - 273) \quad (6)$$

در رابطه (۵) پارامتر $\bar{h}_{f,k}^0$ آنتالپی تشکیل جزء گازی k در احتراق کامل سوخت جامد بوده و نیز پارامتر \overline{LHV} ارزش

دو معادله باقی مانده از ثوابت تعادل دو واکنش زیر نوشته می‌شوند:



ثوابت تعادل به کمک روابط (۱۹) و (۲۰) به کمک تغییر در انرژی آزاد گیبس محاسبه شده‌اند:

$$K_{MR} = \frac{n_4 \cdot n_{tot}}{(n_5)^2} = \exp\left(\frac{2g_{T,H_2}^0 - g_{T,CH_4}^0}{R_U T}\right) \quad (۱۹)$$

$$K_{WGSR} = \frac{n_1 \cdot n_5}{n_3 \cdot n_2} = \exp\left(\frac{g_{T,CO}^0 + g_{T,H_2O}^0 - g_{T,CO_2}^0 - g_{T,H_2}^0}{R_U T}\right) \quad (۲۰)$$

در رابطه فوق، پارامتر n_{tot} به صورت زیر نوشته می‌شود:

$$n_{tot} = n_1 + n_2 + n_3 + n_4 + n_5 + n_6 \quad (۲۱)$$

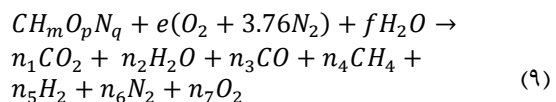
بنابراین می‌توان گفت:

$$f_5 = n_4 \cdot n_{tot} - K_{MR} \cdot (n_5)^2 = 0 \quad (۲۲)$$

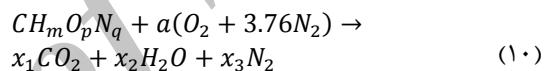
$$f_6 = n_1 \cdot n_5 - K_{WGSR} \cdot n_3 \cdot n_2 = 0 \quad (۲۳)$$

با توجه به فرضیات ساده‌سازی که در روش ترمودینامیک تعادلی تشریح شد، نتایج حاصل از آن در شرایط مختلف با نتایج آزمایشگاهی نظیر، گاه تفاوت‌های فاحشی، مخصوصاً در پیش‌بینی مقدار هیدروژن و متان نشان می‌دهد. به این منظور روش‌هایی برای اصلاح نتایج این روش ارائه شده‌است که در مطالعه حاضر از روش مرجع [۱۴] برای بهبود دقت پیش‌بینی‌ها استفاده می‌شود. دو ضریب برای ثوابت تعادل واکنش‌های متان و تبدیل آب-گاز بر اساس مقایسه نتایج با نتایج آزمایشگاهی گزارش شده در مرجع [۲۱] انتخاب شده-است. محاسبه ثوابت تعادل، منوط به معلوم بودن دمای راکتور گازی‌سازی می‌باشد. موازنه انرژی این راکتور، دمای نهایی واکنش را خواهد داد. مقدار n_6 با معلوم بودن فرمول تجربی زیست‌توده و مقدار هوای مورد نیاز محاسبه می‌شود. پنج مجهول باقی مانده، با حل همزمان پنج معادله؛ (۱۳)، (۱۴)، (۱۵)، (۲۲) و (۲۳) به روش نیوتن-رافسون حاصل خواهند شد. البته ابتدا یک دما حدس زده شده، سپس ثوابت تعادل محاسبه می‌شوند و در ادامه دمای جدید از طریق معادله انرژی محاسبه می‌شود. این روند تا همگرا شدن دما ادامه خواهد یافت.

زیست‌گاز تولید شده، در فاز گازی هستند و زیست‌گاز از اجزای شیمیایی با وزن مولکولی کوچکتر، مخصوصاً؛ مونواکسیدکربن، دی‌اکسیدکربن، بخارآب، هیدروژن، نیتروژن و متان تشکیل می‌شود [۱۸]. واکنش کلی راکتور گازی‌سازی به صورت زیر در نظر گرفته می‌شود:



ضرایب e و f تعداد مول‌های هوا و بخارآب در طی فرآیند گازی‌سازی زیست‌توده را نشان می‌دهند. این دو پارامتر به کمک دو متغیر نسبت اکی‌والان اصلاح شده و نسبت هوا به بخارآب محاسبه می‌شوند. در فرآیندی نظیر فرآیند گازی-سازی که در آن اکسیدکننده، مخلوطی از هوا و بخارآب است، نسبت اکی‌والان اصلاح شده به صورت نسبت اکسیژن استوکیومتریکی به اکسیژن تأمین شده توسط هوا و بخارآب تعریف می‌شود [۱۹]:



$$ER_m = \frac{2a}{2e + f} \quad (۱۱)$$

پارامتر نسبت هوا به بخارآب نیز مبین بخشی از اکسیژن تأمین شده توسط هر یک از عوامل؛ هوا و بخارآب بوده و به صورت مقدار بخارآب تأمین شده توسط هوا به کل اکسیژن تزریق شده به راکتور به صورت زیر تعریف می‌شود:

$$ASTR = \frac{2e}{2e + f} \quad (۱۲)$$

از آنجایی که در فرآیند گازی‌سازی کمتر از ۴۰ درصد هوای استوکیومتریکی به کار می‌رود، مقدار اکسیژن موجود در گازهای تولیدشده را می‌توان ناچیز در نظر گرفت [۲۰]. بنابراین می‌توان گفت $n_7=0$. با توجه به واکنش شیمیایی (۹) شش معادله برای محاسبه شش مجهول طرف دوم واکنش مورد نیاز خواهد بود. چهار معادله از شش معادله مورد نیاز از بالانس اتمی اجزای کربن، هیدروژن، اکسیژن و نیتروژن، به ترتیب به صورت زیر نوشته می‌شوند:

$$f_1 = n_1 + n_3 + n_4 - 1 = 0 \quad (۱۳)$$

$$f_2 = 2n_2 + 4n_4 + 2n_5 - (m + 2f) = 0 \quad (۱۴)$$

$$f_3 = 2n_1 + n_2 + n_3 + 2n_7 - (p + 2e + f) = 0 \quad (۱۵)$$

$$f_4 = 2n_6 - (q + 2 \times 3.76 e) = 0 \quad (۱۶)$$

در رابطه بالا پارامتر $F=96485/3 \text{ C} \cdot \text{mol}^{-1}$ ثابت فارادی و $R=8/3145 \text{ J} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ ثابت جهانی گاز می‌باشند. در رابطه (۲۴) بیشترین ولتاژ ممکن محاسبه می‌شود. حال آنکه ولتاژ عملکردی به دلیل مقاومت‌های داخلی، همواره از مقدار بالا کمتر خواهد بود. ولتاژ خروجی پیل سوختی از رابطه زیر محاسبه خواهد شد:

$$E_{cell} = E^{REV} - (\eta_{ohm} + \eta_{act,ct} + \eta_{act,an} + \eta_{conc,ct} + \eta_{conc,an}) \quad (25)$$

در این رابطه پارامترهای η_{ohm} ، $\eta_{act,ct}$ ، $\eta_{act,an}$ ، $\eta_{conc,ct}$ و $\eta_{conc,an}$ به ترتیب افت‌های ولتاژ، فعال‌سازی و غلظت کاتد و آند می‌باشند.

افت ولتاژ مقاومتی به دلیل مقاومت الکترودها و الکترولیت در مقابل عبور الکترون و یون به وجود می‌آید که به صورت زیر نوشته می‌شود:

$$\eta_{ohm} = jR_{ohm} \quad (26)$$

$$R_{ohm} = t_{an} \cdot \theta_{an} + t_{ct} \cdot \theta_{ct} + t_{elec} \cdot \theta_{elec} \quad (27)$$

مقاومت الکترودها در مقابل عبور الکترون (θ_{an} و θ_{ct}) و نیز مقاومت الکترولیت در مقابل عبور یون (θ_{elec}) طبق روابط مرجع [۲۳] می‌باشند. لازمه انجام واکنش الکتروشیمیایی، عبور اجزای واکنش دهنده (اکسیژن و هیدروژن) از محیط متخلخل الکترودها و رسیدن آنها به سطح تماس مشترک الکترودها و الکترولیت در دو سوی الکترولیت و نیز عبور محصول واکنش (آب) از این سطح مشترک به کانال جریان سوخت می‌باشد. این جریان‌ها تحت تأثیر مقاومت الکترودهای متخلخل در مقابل جریان اجزای گازی قرار گرفته و افت نفوذ و غلظت در پتانسیل برگشت‌پذیر را موجب خواهند شد که توسط روابط (۲۸) و (۲۹) محاسبه می‌شوند [۲۲]:

$$\eta_{conc,an} = -\frac{RT}{2F} \ln \left[\frac{X_{H_2}^{TPB} \cdot X_{H_2O}^{fc}}{X_{H_2}^{fc} \cdot X_{H_2O}^{TPB}} \right] \quad (28)$$

$$\eta_{conc,ct} = -\frac{RT}{4F} \ln \left[\frac{X_{O_2}^{TPB}}{X_{O_2}^{ac}} \right] \quad (29)$$

مقاومت فعال‌سازی در رابطه (۲۵) ریشه در انرژی فعال‌سازی برای انجام هر واکنش شیمیایی دارد. این قسم از تلفات به کمک رابطه باتلر-ولمر محاسبه می‌شوند [۲۲]:

$$j = j_{0,ct} \cdot \left[\exp\left(\frac{F\eta_{act,ct}}{RT}\right) - \exp\left(-\frac{F\eta_{act,ct}}{RT}\right) \right] \quad (30)$$

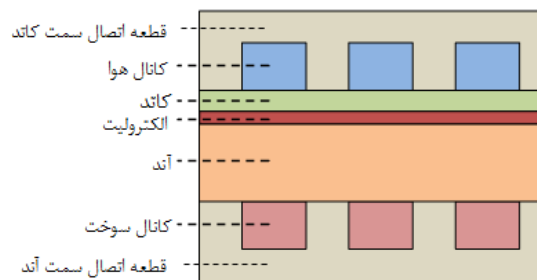
۳-۲- پیل سوختی اکسید جامد

شماتیک پیل سوختی اکسید جامد صفحه‌ای حمایت شده توسط آند و جریان همسو در شکل ۲ نشان داده شده‌است. این پیل از دو کانال برای عبور جریان‌های هوا و سوخت، یک ساختار الکتروود-الکترولیت که خود متشکل از دو الکتروود آند، کاتد و الکترولیت جامد می‌باشد و نیز ساختار قطعات اتصال تشکیل می‌شود. در مدل‌سازی پیل سوختی اکسید جامد صفحه‌ای از افت فشار در راستای کانال‌های عبور جریان صرف‌نظر شده و میدان جریان در این کانال‌ها به کمک قانون بقای جرم مدل می‌شود [۲۲].

هوا که شامل اکسیژن و نیتروژن است، وارد کانال هوا می‌شود و زیست‌گاز تولیدی توسط بخش بالادستی، وارد کانال سوخت خواهد شد. سه واکنش غالب، طبق جدول ۱ در مدل‌سازی این بخش به‌کار می‌روند. فرض بر این است که تنها هیدروژن در واکنش الکتروشیمیایی شرکت کرده و واکنش تبدیل آب-گاز همواره در حالت تعادل است.

در پیل سوختی، ولتاژ ترمودینامیکی به کمک معادله نرنست محاسبه می‌شود. این ولتاژ که ولتاژ برگشت‌پذیر نیز نامیده می‌شود به صورت زیر محاسبه خواهد شد [۲۲]:

$$E^{REV} = \frac{\Delta G^0}{2F} - \frac{RT}{2F} \ln \left[\frac{P_{H_2O}^{fc}}{P_{H_2}^{fc} \cdot \left(\frac{P_{O_2}^{ac}}{100000}\right)^{0.5}} \right] \quad (24)$$



شکل ۲- شماتیک سلول پیل سوختی اکسید جامد صفحه‌ای

جدول ۱- واکنش‌های غالب در پیل سوختی

معادله واکنش	نام واکنش
$CH_4 + H_2O \rightleftharpoons CO + 3H_2$	واکنش اصلاح متان (MSRR)
$CO + H_2O \rightleftharpoons CO_2 + H_2$	واکنش تبدیل آب-گاز (WGSR)
$H_2 + (1/2)O_2 \rightleftharpoons H_2O$	واکنش الکتروشیمیایی

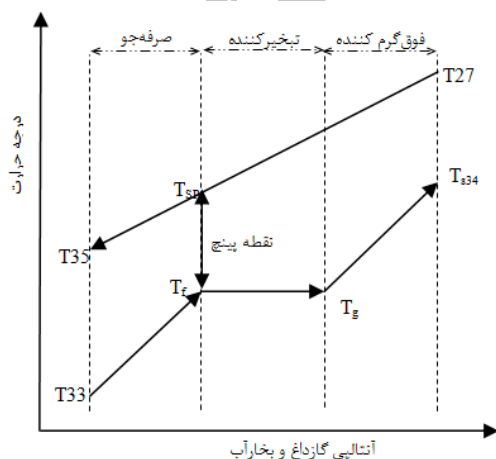
$$\rho_f u_f C_{p,f} V_{fc} \frac{dT_{fc}}{dx} = h_{c,PEN-f} A_{PEN,S} (T_{PEN} - T_{fc}) + h_{c,int-f} A_{int,S} (T_{int} - T_{fc}) - A_{re} (\dot{r}_{MSRR} \Delta H_{MSRR} + \dot{r}_{WGRS} \Delta H_{WGRS}) \quad (42)$$

$$0 = V_{PEN} K_{PEN} \frac{d^2 T_{PEN}}{dx^2} - h_{c,PEN-f} A_{PEN,S} (T_{PEN} - T_{fc}) - h_{c,PEN-a} A_{PEN,S} (T_{PEN} - T_{ac}) - A_{re} \dot{r}_{elec,H_2} \Delta H_{elec,H_2} - j_{cell} E_{cell} A_{re} - E_{rad}'' A_{re} \quad (43)$$

$$0 = V_{int} K_{int} \frac{d^2 T_{int}}{dx^2} - h_{c,int-f} A_{int,S} (T_{int} - T_{fc}) - h_{c,int-a} A_{int,S} (T_{int} - T_{ac}) - E_{rad}'' A_{re} \quad (44)$$

۳-۳- مولد بخار بازیافتی

مولد بخار بازیافتی که معمولاً از سه بخش؛ صرفه‌جو، تبخیر کننده و فوق گرم کننده تشکیل می‌شود، با استفاده از حرارت موجود در گازهای خروجی سیستم، در تولید آب گرم و یا بخار آب طی یک فرآیند تقریباً فشار ثابت ایفای نقش می‌کند. در بررسی حاضر بخار آب فوق گرم در فشار ۸۰۰ کیلوپاسکال و درجه حرارت ۴۵۰ کلوین تولید می‌شود. شماتیک توزیع دما در مولدبخار بازیافت حرارتی در شکل ۳ نمایش داده شده‌است. مدل‌سازی این بخش از سیستم به کمک موازنه انرژی انجام شده و در آن نرخ جرمی بخار آب فوق گرم تولیدی و نیز شرایط گازهای خروجی سیستم محاسبه می‌شوند.



شکل ۳- شماتیک توزیع دما در مولدبخار بازیافت حرارتی

$$j = j_{0,an} \cdot \left[\exp\left(\frac{2F\eta_{act,an}}{RT}\right) - \exp\left(-\frac{F\eta_{act,an}}{RT}\right) \right] \quad (31)$$

معادله بقای جرم اجزای گازی در کانال‌های جریان سوخت و هوا برای جریان پلاگ، تغییرات غلظت این اجزاء را به صورت زیر می‌دهد:

$$\frac{d\rho_{N_2}}{dx} = 0 \quad (32)$$

$$\frac{d\rho_{O_2}}{dx} = -\frac{1}{2u_a} \cdot \frac{A_{re} \cdot M_{O_2} \cdot \dot{r}_{elec}}{V_{ac}} \quad (33)$$

$$\frac{d\rho_{CH_4}}{dx} = -\frac{1}{u_f} \cdot \frac{A_{re} \cdot M_{CH_4} \cdot \dot{r}_{MSRR}}{V_{fc}} \quad (34)$$

$$\frac{d\rho_{H_2}}{dx} = \frac{1}{u_f} \cdot \frac{A_{re} \cdot M_{H_2} \cdot (3\dot{r}_{MSRR} + \dot{r}_{WGRS} - \dot{r}_{elec})}{V_{fc}} \quad (35)$$

$$\frac{d\rho_{CO}}{dx} = \frac{1}{u_f} \cdot \frac{A_{re} \cdot M_{CO} \cdot (\dot{r}_{MSRR} - \dot{r}_{WGRS})}{V_{fc}} \quad (36)$$

$$\frac{d\rho_{CO_2}}{dx} = \frac{1}{u_f} \cdot \frac{A_{re} \cdot M_{CO_2} \cdot (\dot{r}_{WGRS})}{V_{fc}} \quad (37)$$

$$\frac{d\rho_{H_2O}}{dx} = \frac{1}{u_f} \cdot \frac{A_{re} \cdot M_{H_2O} \cdot (-\dot{r}_{MSRR} - \dot{r}_{WGRS} + \dot{r}_{elec})}{V_{fc}} \quad (38)$$

نرخ واکنش‌های تبدیل آب-گاز (\dot{r}_{WGRS})، اصلاح متان (\dot{r}_{MSRR}) و الکتروشیمیایی (\dot{r}_{elec}) به صورت زیر می‌باشند [۱۹]:

$$\dot{r}_{WGRS} = k_{WGRS} P_{CO} \left[1 - \frac{1}{K_{eq,S}} \left(\frac{P_{CO_2} P_{H_2}}{P_{CO} P_{H_2O}} \right) \right] \quad (39)$$

$$\dot{r}_{MSRR} = k_0 P_{CH_4} \exp\left(-\frac{E_a}{RT}\right), \dot{r}_{elec} = \frac{j}{2F} \quad (40)$$

با فرض انجام واکنش‌های اصلاح متان و تبدیل آب-گاز در کانال سوخت و واکنش الکتروشیمیایی در ساختار الکترو-الکترولیت، می‌توان موازنه انرژی برای چهار بخش؛ کانال‌های سوخت و هوا، ساختار الکترو-الکترولیت و قطعه اتصال به منظور محاسبه دمای آنها نوشت. در این روابط، انتقال حرارت‌های جابجایی بین؛ جریان سوخت و دیواره الکترو-الکترو-الکترو-الکترو، انتقال حرارت تابشی بین دو ساختار جامد الکترو-الکترولیت و قطعه اتصال در نظر گرفته شده‌اند.

$$\rho_a u_a C_{p,a} V_{ac} \frac{dT_{ac}}{dx} = h_{c,PEN-a} A_{PEN,S} (T_{PEN} - T_{ac}) + h_{c,int-a} A_{int,S} (T_{int} - T_{ac}) \quad (41)$$

۴- نتایج مدل‌سازی و بررسی پارامتریک

براساس روش مدل‌سازی و معادلاتی که در بخش اخیر تشریح گردید، برنامه‌ای در محیط برنامه نویسی فرترن ۹۰ نوشته شده و به کمک آن شبیه‌سازی‌های متعددی انجام گردید تا اثر تغییر پارامترهای ورودی که در ادامه نام برده می‌شوند بر پارامترهای مهم عملکردی سیستم تولید همزمان توان و حرارت بررسی گردند. قبل از هرچیز به ارزیابی دقت و صحت نتایج مدل دو بخش اصلی سیستم، یعنی؛ فرآیند تولید گاز و پیل سوختی اکسید جامد صفحه‌ای پرداخته می‌شود.

۴-۱- ارزیابی مدل

صحت سنجی مدل مولد گاز، به کمک یک نتیجه آزمایشگاهی [۲۵] و دو نتیجه عددی [۲۱ و ۱۴] انجام گرفته و نتایج آن در جدول ۲ دیده می‌شوند. فرمول تجربی زیست توده مورد ارزیابی $CH_{1.15}O_{0.62}N_{0.17}$ بوده و از دو ضریب ۱۰ و ۱/۶ به ترتیب برای ثوابت تعادل واکنش‌های متان و تبدیل آب-گاز در بخش مولد گاز به منظور اصلاح نتایج استفاده شده‌است. همان‌طور که دیده می‌شود، نتایج حاکی از دقت خوب روش مدل‌سازی حاضر بوده و آن را برای یکپارچه‌سازی‌هایی از این دست مناسب می‌سازد.

جدول ۲- مقایسه نتایج مدل مولد گاز بررسی حاضر با نتایج

در دسترس		نتایج		نتایج عددی		نتایج عددی		مدل حاضر	
		آزمایشگاهی [۲۵]		[۲۱]		[۱۴]			
				محتوی رطوبت زیست‌توده					
		۱۴٪	۱۶٪	۱۴٪	۱۶٪	۱۴٪	۱۶٪	۱۴٪	۱۶٪
H ₂	۱۲/۵۰	۱۷/۰۰	۱۳/۰۴	۱۶/۱۶	۱۶/۸	۱۶/۸۱	۱۶/۵۸	۱۶/۵۷	۱۶/۵۷
CO	۱۸/۹۰	۱۸/۴۰	۱۷/۶۰	۱۷/۳۳	۱۸/۵۲	۱۷/۸۶	۱۸/۹۷	۱۸/۲۹	۱۸/۲۹
CH ₄	۱/۲۰	۱/۳۰	۱/۰۶	۱/۰۶	۱/۰۶	۱/۰۵	۱/۰۳	۱/۰۴	۱/۰۴
CO ₂	۸/۵۰	۱۰/۶۰	۱۳/۶۵	۱۲/۳۲	۱۱/۶۸	۱۲/۱۰	۱۱/۳۵	۱۱/۸۰	۱۱/۸۰
N ₂	۵۹/۱۰	۵۲/۷۰	۵۷/۱۱	۵۳/۱۳	۵۱/۹۴	۵۲/۱۸	۵۲/۰۷	۵۲/۳۲	۵۲/۳۲
هوا	۰/۳۹۳	۰/۳۳۶	۰/۳۹۳	۰/۳۳۶	۰/۴۴۱	۰/۴۴۷	۰/۴۴۱	۰/۴۴۷	۰/۴۴۷

مشخصات هندسی و خواص تک سل پیل سوختی اکسید جامد صفحه‌ای، مطابق با مرجع [۲۲] بوده و در جدول ۳ مشاهده می‌شود. جهت دقت‌سنجی مدل کامل پیل سوختی

در این مدل نقطه پینچ که تفاوت دمای آب در ورودی بخش تبخیرکننده در سمت بخار و دمای خروجی گازهای داغ در سمت گاز می‌باشد، یکی از مهمترین پارامترها در طراحی و عملکرد یک مولد بخار بازیافتی به‌شمار می‌رود. در بررسی حاضر این پارامتر از ورودی‌های ثابت این بخش خواهد بود. نرخ جرمی بخار آب تولیدی و درجه حرارت گازهای داغ در خروجی سیستم، به ترتیب از معادلات (۴۵) و (۴۶) محاسبه می‌شوند.

$$\dot{m}_{flue\ gas}(h_{27} - h_{SP}) = \dot{m}_{steam}(h_{s34} - h_f) \quad (45)$$

$$\dot{m}_{flue\ gas}(h_{SP} - h_{35}) = \dot{m}_{steam}(h_f - h_{33}) \quad (46)$$

۴-۳- پارامترهای عملکردی مدل

دو پارامتر مهم و کلیدی پیل سوختی اکسید جامد صفحه‌ای عبارتند از؛ توان و راندمان الکتریکی آن و نیز پارامتر مهم لایه مولد گاز عبارت‌است از راندمان تولید گاز که به صورت زیر محاسبه می‌شوند:

$$P_{SOFC} = j_{avg} E_{cell} \quad (47)$$

$$\eta_{SOFC} = \frac{j_{avg} E_{cell} LW}{(x_{CH_4}^0 LHV_{CH_4}^0 + x_{H_2}^0 LHV_{H_2}^0 + x_{CO}^0 LHV_{CO}^0) N_f^0} \quad (48)$$

$$\eta_{CG} = \frac{LHV_{gas}}{LHV_{Biomass}} \quad (49)$$

مقدار گرمای بازیابی شده، توان الکتریکی کل تولیدی، راندمان‌های الکتریکی و الکتریکی-حرارتی کلی سیستم تولید همزمان توان و حرارت به صورت زیر محاسبه خواهند شد:

$$Q_{RH} = \dot{m}_{steam}(h_{s34} - h_{l33}) \quad (50)$$

$$\eta_{el,total} = \frac{\dot{W}_{acSOFC} + \dot{W}_{Gen}}{\dot{m}_{biomass} \cdot LHV_{biomass}} \quad (51)$$

$$\eta_{CHP,total} = \frac{\dot{W}_{acSOFC} + \dot{W}_{Gen} + Q_{RH}}{\dot{m}_{biomass} \cdot LHV_{biomass}} \quad (52)$$

پارامتر \dot{W}_{Gen} مبین توان خالص تولیدی ژنراتور در بخش میکرو توربین گاز می‌باشد. در این بخش، از راندمان ژنراتور برابر ۰/۹۸ استفاده می‌شود. البته \dot{W}_{acSOFC} مبین توان الکتریکی کل استک پیل سوختی می‌باشد که با در نظر گرفتن استک ۱۲۰۰ سلولی و راندمان اینورتر برابر ۰/۹۵ محاسبه می‌شود. لازم بذکر است که نسبت فشار کمپرسور در بخش توربین گاز بین ۱/۳ تا ۴/۳ و نیز نسبت فشار توربین بین ۱/۱۸۳ تا ۴/۵۷۴ تغییر می‌کنند [۲۴].

جدول ۳- ابعاد تک سل پیل سوختی اکسید جامد صفحه‌ای

و خواص آن		
ابعاد سلول:		
۵۰۰ μm	طول سلول	۰/۰۴ m
۵۰ μm	عرض سلول	۰/۱ m
۲۰ μm	ارتفاع کانال سوخت	۰/۰۰۱ m
۵۰۰ μm	ارتفاع کانال هوا	۰/۰۰۱ m
خواص مواد سازنده سلول:		
۰/۳	ضریب رسانش ساختار PEN	۲ w/mK
۶	ضریب رسانش قطعه اتصال	۲۵ w/mK
۰/۵ μm	ضریب صدور ساختار PEN	۰/۵
۰/۱	ضریب صدور قطعه اتصال	۰/۱

از بحثی که گذشت، می‌توان چنین نتیجه گرفت که تولید غیریکنواخت حرارت در راستای محوری پیل سوختی، دلیل اصلی تغییرات دما در این راستا می‌باشد. کاهش ملایم دما در هر چهار لایه، از جمله دمای کانال سوخت و ساختار الکتروود-الکتروولیت، در بخش نزدیک به ورودی پیل سوختی (شکل ۵)، بیش از هر چیز به نرخ بالای واکنش اصلاح متان در این محل مربوط می‌شود. اما، رفته‌رفته و با کاهش نرخ این واکنش از یک سو و افزایش نرخ واکنش الکتروشیمیایی از سوی دیگر، توزیع دمای محوری در هر چهار لایه، رو به افزایش می‌گذارد. تفاوت اندک نتایج بررسی حاضر با آنچه که در مرجع [۲۲] آمده است، به مواردی چون؛ اعداد ناسلت متفاوت در دو مطالعه که در مرجع [۲۲] ذکر نشده است، و نیز تفاوت در مکانیزم‌های نفوذی که در دو تحقیق استفاده شده‌اند، مربوط می‌شود. بیشترین انحراف در نتایج دمای پیش‌بینی شده دو مدل برای کانال‌های عبور هوا، سوخت، لایه الکتروود-الکتروولیت و قطعه اتصال به ترتیب برابر ۰/۸۹، ۱/۵، ۰/۸۱ و ۱/۱۲ درصد می‌باشد. همچنین بیشترین افزایش دما مربوط به ساختار الکتروود-الکتروولیت از ۹۸۱/۷۲ تا ۱۱۲۸/۷۰ کلوین معادل ۱۴۶/۹۸ کلوین می‌باشد. مقدار متناظر در بررسی مرجع [۲۲] برابر ۱۵۳/۳۴ کلوین گزارش شده‌است.

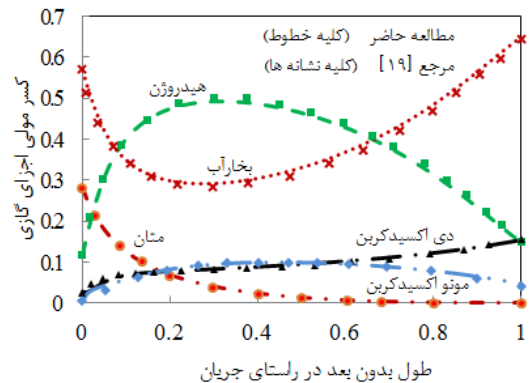
که حل همزمان مدل الکتروشیمیایی، بقای جرم اجزای گازی و موازنه انرژی را می‌طلبد، از نتایج عددی مرجع [۲۲] استفاده شده و نتیجه این مقایسه در دو شکل ۴ و ۶ نشان داده شده‌است. تغییرات کسرهای مولی اجزای گازی کانال سوخت در راستای جریان در شکل ۴ نمایش داده شده است. همان‌طور که در معادلات (۳۲ تا ۳۸) دیده می‌شود، حضور همزمان سه واکنش؛ اصلاح متان به کمک بخار آب، تبدیل آب-گاز و واکنش‌های الکتروشیمیایی معرف تولید و یا مصرف هر جزء گازی می‌باشند. از طرفی، درجه حرارت موضعی اثری غیرمستقیم از طریق نرخ‌های واکنش وابسته به دما بر ترکیب مخلوط گازی دارد. همچنین، عملکرد الکتریکی پیل سوختی، یعنی؛ شدت جریان و پتانسیل الکتریکی آن، به طریقی مشابه بر ترکیب سوخت موثر هستند. متعاقباً ترکیب مخلوط گازی نیز بر عملکرد الکتریکی پیل سوختی موثر خواهد بود. به محض ورود مخلوط گازی به کانال جریان سوخت، واکنش به شدت گرماگیر اصلاح متان به کمک بخار آب شروع می‌شود. نرخ این واکنش در ورودی کانال سوخت به دلیل غلظت بالای متان در این محل، بسیار سریع بوده و در نتیجه اثر خنک‌کاری این واکنش در این بخش از پیل سوختی غالب خواهد بود. از سوی دیگر، غلظت پایین هیدروژن در بخش آغازین پیل سوختی، مس‌ئول پایین بودن شدت جریان الکتریکی پیل سوختی و در نتیجه آن، نرخ پایین تولید حرارت به واسطه واکنش‌های الکتروشیمیایی در این بخش می‌باشد. با مصرف متان، هیدروژن و مونوکسیدکربن تولید شده و طبعاً آب مصرف می‌شود (واکنش اصلاح متان). تقریباً، متان تا $\frac{x}{L_c} = 0.7$ به صورت کامل مصرف شده و هیدروژن در $\frac{x}{L_c} = 0.31$ به بیشترین مقدار خود نزدیک می‌شود. در این نقطه نرخ واکنش الکتروشیمیایی بیشینه شده و در نتیجه نرخ مصرف هیدروژن و به دنبال آن نرخ تولید آب شدت می‌گیرد. بعد از این نقطه، کسرهای مولی هیدروژن و آب به ترتیب روندهای نزولی و صعودی نشان می‌دهند. از طرف دیگر، هر گونه افزایش در نرخ واکنش الکتروشیمیایی، همراه با تولید بیشتر حرارت در پیل سوختی بوده و در نتیجه درجه حرارت لایه‌های چهارگانه در پیل سوختی روندی افزایشی خواهند داشت. ناگفته نماند که کاهش شدت جریان الکتریکی محلی در انتهای پیل سوختی ریشه در کاهش غلظت واکنش‌گرها دارد.

یعنی میکرو توربین‌گاز نیز می‌توان از پارامترهایی مانند؛ نسبت فشار و دمای ورودی توربین نام‌برد. از سوی دیگر، عملکرد چنین سیستم یکپارچه‌ای را می‌توان با بررسی پارامترهای خروجی آن، مانند؛ راندمان تولیدگاز و ارزش حرارتی زیست‌گاز تولیدشده در لایه اول، راندمان و توان الکتریکی پیل سوختی، راندمان‌های الکتریکی و الکتریکی-حرارتی، توان و حرارت بازیابی‌شده کل مجموعه، مورد ارزیابی قرارداد. با مطالعه اثر تمام پارامترهای ورودی نامبرده‌شده بر خروجی‌های مهم سیستم و با توجه به این مهم که در بخش پایین دست از یک میکرو توربین‌گاز با بیشینه نسبت فشار برابر ۴/۳ استفاده شده‌است، ورودی‌ها و خروجی‌های بخش تحلیل پارامتریک به قراری که در ادامه تشریح می‌شود، انتخاب شدند. مقدار اکسیژن و بخارآب در لایه مولد گاز توسط دو پارامتر نسبت‌هوا به بخارآب و اکی‌والان اصلاح شده مدیریت می‌شوند. لازم به ذکر است که دما، فشار و ترکیب جریان گاز در نقاط کلیدی سیستم هیبرید در نقطه‌ی طرح به قرار جداول ۵ و ۶ می‌باشند که براساس ورودی‌های جدول ۴ محاسبه می‌شوند.

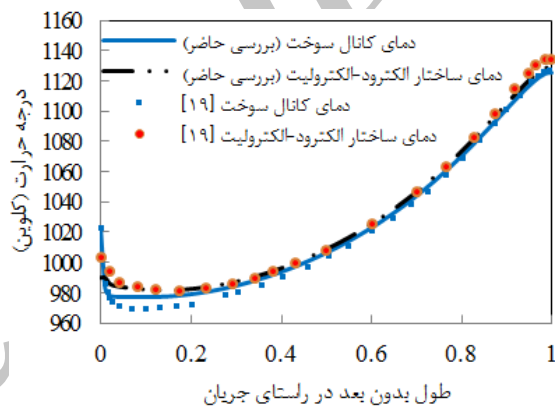
خروجی‌های مهم سیستم هیبرید در نقطه‌ی طرح طبق جدول ۷ می‌باشند.

جدول ۴- ورودی‌های سیستم هیبرید در نقطه‌ی طرح

مقدار	شرح
۲۸۸	دمای هوای ورودی به مبدل حرارتی ۱ (K)
۸۰۰	دمای هوای خروجی از مبدل حرارتی ۱ (K)
۲۹۸	دمای آب در ورودی مبدل حرارتی ۲ (K)
۴۲۳	دمای بخارآب خروجی از مبدل حرارتی ۲ (K)
۳	نسبت اکی‌والان اصلاح شده در رآکتور تولید زیست‌گاز
۰/۷	نسبت هوا به بخارآب در رآکتور تولید زیست‌گاز
۱۰۲۳	دمای سوخت در ورودی پیل سوختی (K)
۱۰۲۳	دمای هوا در ورودی پیل سوختی (K)
۳۷۲/۸۷۶	فشار عملکردی پیل سوختی در نقطه‌ی طرح (kPa)
۵۰۰۰	شدت جریان میانگین الکتریکی در پیل سوختی (A/m^2)
۸/۵	نسبت هوای ورودی
۰/۷۵	فاکتور مصرف سوخت
۲۱۹۸	تعداد سلول‌های استک پیل سوختی
۲۹۸	دمای آب در ورودی هر دو پمپ (K)
۱۰۱	فشار آب در ورودی هر دو پمپ (kPa)



شکل ۴- توزیع کسر مولی محوری اجزای گازی در کانال سوخت



شکل ۵- توزیع محوری دمای جریان‌های هوا و سوخت

۲-۴- تحلیل پارامتریک

در یکپارچه‌سازی‌های از این دست، پارامترهای عملکردی بسیاری در کنار یکدیگر قرار می‌گیرند که هر یک به تنهایی یا در کنار پارامترهای دیگر می‌توانند عملکرد مجموعه را تحت تأثیر قرار دهند. مجموعه تولید توان و حرارت مورد بررسی از سه لایه تشکیل شده و عملکرد هر لایه به تنهایی متأثر از متغیرهای متعددی است. در لایه مولد گاز پارامترهایی مانند؛ مقدار اکسیژن، مقدار بخارآب، میزان رطوبت زیست‌توده و نوع زیست‌توده از مهمترین متغیرهای ورودی آن شمرده شده‌اند. در لایه پیل سوختی اکسید جامد فاکتورهایی چون؛ چگالی جریان متوسط، مقدار هوا، متغیر مصرف سوخت و دمای جریان‌های ورودی پیل سوختی با لحاظ یک پیل سوختی با هندسه و خواص مواد سازنده مشخص، مؤثرترین پارامترها خواهند بود. در لایه پایین‌تر،

۴-۲-۱- بررسی اثر نسبت هوا به بخار

در این بخش مقدار پارامتر اکی‌والان اصلاح شده برابر ۳ لحاظ شده و پارامتر نسبت‌هوا به بخار از ۰/۴ تا ۰/۹ تغییر می‌کند. در نسبت هوا به بخار کمتر از این مقدار نسبت فشار توربین دوّم (توربین قدرت) کمتر از کمینه نسبت فشار طبق منحنی عملکرد توربین شده و نقطه عملکردی بر روی این منحنی بدست نمی‌آید. دلیل این اتفاق این است که با کاهش پارامتر نسبت هوا به بخار و بدون تزریق سوخت اضافی در محفظه احتراق، دمای خروجی این محفظه که همان دمای ورودی توربین اول است، کاهش یافته و در نتیجه این توربین برای تأمین توان مورد نیاز کمپرسور هوا به نسبت فشار بالاتری نیاز پیدا می‌کند. به دنبال آن نسبت فشار توربین دوّم کاهش یافته و از روی منحنی عملکرد خارج می‌شود. افزایش نسبت هوا به بخار طبق روابط بالا، منجر به کاهش مقدار بخار آب و افزایش مقدار هوای ورودی برای انجام فرآیند گازی‌سازی می‌شود. کاهش مقدار بخار آب به معنی کاهش تعداد اتم‌های هیدروژن در دسترس می‌باشد که خود از یک-سو سبب‌ساز کاهش تولید متان شده (معادله (۱۷)) و از سوی دیگر طبق معادله (۱۸) آب کمتری در دسترس بوده و عملاً مونواکسیدکربن کمتری به دی‌اکسیدکربن تبدیل خواهد شد. از طرفی، هوای بیشتر به معنی افزایش نرخ واکنش‌های گرمازای احتراق بوده و تولید بیشتر حرارت و افزایش دمای گازهای خروجی راکتور گازی‌ساز را موجب می‌شود. این افزایش دما در مرحله نخست طبق روابط (۱۹ و ۲۰) ثابت تعادل دو واکنش (۱۷ و ۱۸) را افزایش خواهد داد که عامل اخیر نیز به نوبه خود بر توزیع کسرهای-مولی اجزای گازی در زیست‌گاز تولیدی مؤثر خواهد بود. در مجموع این عوامل تغییرات کسرهای مولی اجزای گازی زیست‌توده را طبق شکل ۶ سبب‌ساز خواهند شد. طبعاً ارزش حرارتی زیست‌گاز تولید شده تابع توزیع کسر مولی اجزای آن است. کاهش کسر مولی متان بر افزایش کسر مولی مونواکسیدکربن چربیده و از یک‌سو ارزش حرارتی گاز تولید شده کاهش یافته و از سوی دیگر، مقدار سوخت ورودی پیل سوختی با ثابت ماندن پارامترهای مصرف سوخت و شدت- جریان الکتریکی میانگین، افزایش می‌یابد. نتیجه اولیه افزایش مقدار سوخت ورودی پیل سوختی، افزایش مصرف زیست‌توده است و در مرحله دوّم، توان مصرف کمپرسور

۴۲۳	دمای بخار فوق‌گرم تولیدی در مبدل حرارتی ۵ (K)
۳۷۲/۸۷۶	فشار بخار فوق‌گرم تولیدی در مبدل حرارتی ۵ (kPa)
۴۵۰	دمای بخار فوق‌گرم تولیدی در مولد بخار (K)
۸۰۰	فشار بخار فوق‌گرم تولیدی در مولد بخار (kPa)
۳۰	دمای نقطه‌ی پینچ در مولد بخار (K)
۰/۹۵	راندمان اینورتر متصل به بسته‌ی پیل سوختی
۰/۹۸	راندمان ژنراتور متصل به توربین توان

جدول ۵- دما و فشار در نقاط کلیدی سیستم هیبرید

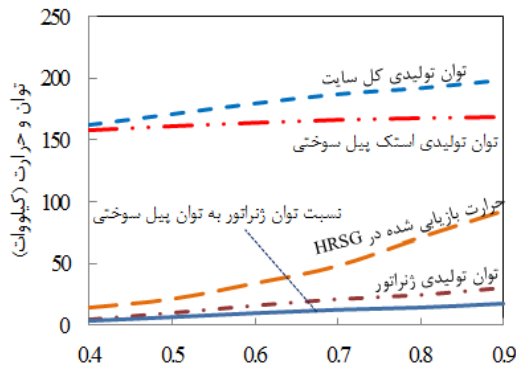
نقطه	دما (کلوین)	فشار (کیلوپاسکال)
۳	۱۲۰۰/۶۵	۱۰۱/۳۲۵
۶	۷۰۳/۴۷	۱۰۱/۳۲۵
۱۲	۴۶۸/۸۰	۳۷۳/۴۴۶
۱۳	۹۰۳/۱۳	۳۷۳/۴۴۶
۱۴	۷۶۰/۸۶	۱۶۱/۸۷۰
۱۵	۷۰۲/۴۱	۱۰۸/۰۹۱
۱۹	۱۱۵۵/۷۵	۳۷۳/۴۴۶
۲۰	۹۹۶/۹۲	۳۷۳/۴۴۶
۲۱	۱۱۴۷/۳۳	۳۷۳/۴۴۶
۲۲	۷۴۱/۷۵	۳۷۳/۴۴۶
۲۳	۶۰۵/۶۹	۳۷۳/۴۴۶
۲۶	۶۳۰/۹۱	۱۰۸/۰۹۱
۲۷	۵۱۷/۸۴	۱۰۸/۰۹۱
۲۹	۸۳۵/۴۸	۳۷۳/۴۴۶
۳۵	۴۶۰/۳۴	۱۰۸/۰۹۱

جدول ۶- ترکیب جریان‌های گازی در نقاط کلیدی

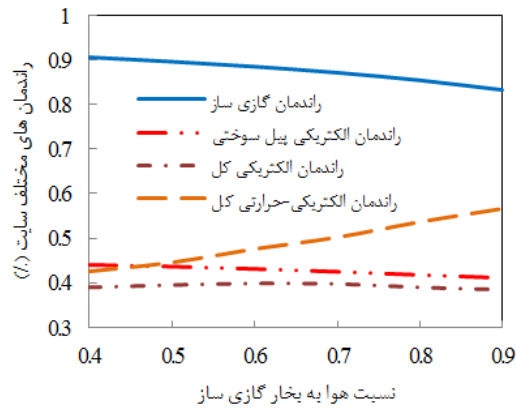
سیستم هیبرید					
کسر مولی	۳	۶	۱۳	۱۹	۲۹
CH ₄	۰/۰۴۲۶	۰/۰۳۷۰	۰	۰	۰/۰۲۵۵
H ₂	۰/۲۰۷۵	۰/۱۸۰۴	۰	۰/۰۴۸۶	۰/۱۲۴۳
CO	۰/۲۳۲۶	۰/۲۰۲۲	۰	۰/۰۳۷۰	۰/۱۳۹۴
CO ₂	۰/۰۹۵۴	۰/۰۸۳۰	۰/۰۳۵۱	۰/۱۷۴۳	۰/۰۵۷۲
H ₂ O	۰/۰۷۲۴	۰/۱۹۳۶	۰/۰۹۷۸	۰/۵۴۰۹	۰/۴۴۴۲
O ₂	۰	۰	۰/۱۵۲۶	۰	۰
N ₂	۰/۳۴۹۵	۰/۳۰۳۸	۰/۷۱۴۵	۰/۱۹۹۲	۰/۲۰۹۴

جدول ۷- خروجی‌های مهم سیستم در نقطه‌ی طرح

\dot{W}_{tot}	\dot{W}_{SOFC}	$\dot{W}_{\mu GT}$	$\eta_{el,tot}$	$\eta_{CHP,tot}$	E_{cell}
۳۳۹/۰۲	۳۰۳/۲۲	۳۵/۸۰	۳۹/۴۹	۵۰/۵۶	۰/۷۲



شکل ۷- اثر پارامتر نسبت هوا به بخار بر توان تولیدی و حرارت بازیابی شده

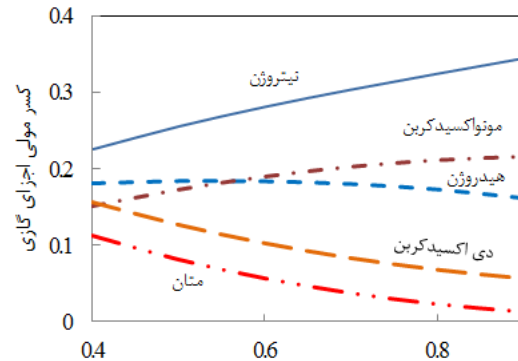


شکل ۸- اثر پارامتر نسبت هوا به بخار بر راندمان های مهم سیستم هیبرید

زیست‌گاز به دلیل افت ارزش حرارتی زیست‌گاز تولید شده از ۹۰/۴۵ به ۸۳/۲۶ درصد کاهش می‌یابد. با این وجود، راندمان الکتریکی-حرارتی کل مجموعه بهبود قابل ملاحظه‌ای از ۴۲/۶۲ به ۵۶/۴۸ درصد نشان می‌دهد. البته راندمان الکتریکی کل مجموعه متأثر از راندمان-الکتریکی پیل سوختی کاهشی از ۳۹/۱ تا ۳۸/۵۰ را تجربه می‌کند.

۴-۲-۲- بررسی اثر اکی‌والان اصلاح شده

محدوده تغییرات پارامتر اکی‌والان اصلاح شده بستگی کامل به مقدار پارامتر نسبت هوا به بخار دارد. در مقدار ۰/۵ پارامتر اخیر دامنه تغییرات اکی‌والان اصلاح شده بین ۲ و ۴ می‌باشد. در اکی‌والان اصلاح شده برابر ۵ مشابه بخش قبل،

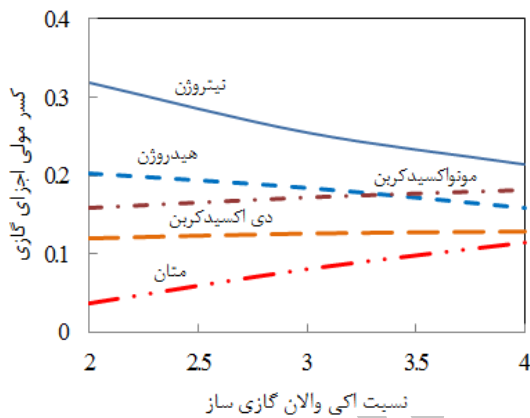


شکل ۶- اثر پارامتر نسبت هوا به بخار بر ترکیب زیست‌گاز تولیدی

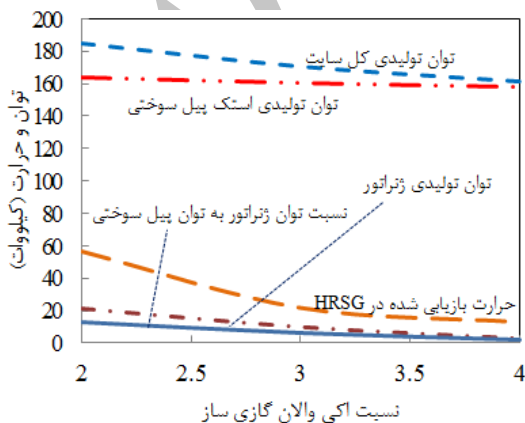
سوخت افزایش می‌یابد. اما، افزایش دمای زیست‌گاز خروجی رآکتور گازی‌ساز، دمای نقاط کلیدی سیستم راه، از جمله دمای ورودی دو توربین را افزایش داده و افزایش دبی جریان با افزایش پارامتر نسبت هوا به بخار بر این عامل اضافه شده و در مجموع توان خروجی بخش توربین‌گاز افزایش قابل ملاحظه‌ای از ۴/۷۹ به ۳۰/۱۲ کیلووات طبق نمودار شکل ۷ نشان می‌دهد. اثر مثبت دیگر افزایش دما، افزایش پتانسیل الکتریکی عملکردی پیل سوختی از ۰/۶۹ به ۰/۷۴ ولت از طریق افزایش دمای عملکردی آن و کاهش افت‌های ولتاژ نامبرده شده در بخش مدل‌سازی می‌شود. این افزایش پتانسیل عملکردی، بهبود توان الکتریکی پیل سوختی از ۱۵۷/۲۲ به ۱۶۷/۹۵ کیلووات را به دنبال دارد. دیده می‌شود در مقادیر پایین نسبت هوا به بخار نسبت توان تولیدی ژنراتور به پیل سوختی بسیار کوچک می‌شود. در نسبت هوا - به بخار برابر ۰/۴ و ۰/۹ این نسبت به ترتیب برابر ۳/۰۴ و ۱۷/۹۳ درصد می‌باشد. پایین بودن این نسبت مبین مقرون به صرفه نبودن اضافه کردن میکرو توربین‌گاز به بخش تحتانی سیستم خواهد بود. می‌توان با تغییر پارامترهایی که در ادامه گفته می‌شود، این نسبت را به مقدار مناسب، حدود ۳۰ درصد نزدیک کرد. ناگفته نماند که افزایش نسبت هوا به بخار توانسته است گرادیان دما در درون پیل سوختی را از ۱۴۷/۷۷ به ۱۴۱/۲۷ کلوین کاهش دهد ولی راندمان پیل سوختی، مطابق شکل ۸، علی‌رغم افزایش پتانسیل عملکردی آن و به دلیل افزایش دبی مولی سوخت ورودی، از ۴۳/۹۲ به ۴۱/۰۵ درصد کاهش یافته‌است. راندمان تولیدگاز لایه مولد

نسبت فشار توربین دوم کمتر از مقدار کمینه نسبت فشار مجاز توربین می‌شود. همان‌طور که در روابط (۱۱ و ۱۲) دیده می‌شود، افزایش پارامتر اکی‌والان اصلاح شده، به معنی کاهش مقدار بخار آب و هوای ورودی برای انجام فرآیند گازی‌سازی می‌باشد. کاهش مقدار بخار آب به معنی کاهش تعداد اتم‌های هیدروژن در دسترس بوده و اثرات آن در بخش قبل تشریح گردید. از طرفی، کاهش هوای در دسترس خود منجر به کاهش دمای گازی‌ساز شده و نیز عاملی خواهد بود برای تجزیه کمتر متان و کاهش نرخ واکنش‌های هیدروژن و مونواکسیدکربن که نتیجه اولیه آن، افزایش مقدار هیدروژن، متان و مونواکسیدکربن و کاهش مقدار بخار آب و دی-اکسیدکربن با کاهش مقدار هوا می‌باشد. از سوی دیگر کاهش دمای گازی‌ساز، عاملی بر کاهش ثوابت تعادل دو واکنش متان و تبدیل آب-گاز می‌شود و به دنبال آن کاهش کسر مولی متان و دی‌اکسیدکربن و افزایش کسر مولی مونواکسیدکربن و بخار آب دیده می‌شود.

عوامل بالا تغییرات کسرهای مولی اجزای گازی را طبق نمودار ۹ رقم خواهند زد. پیرو تغییر در ترکیب زیست‌گاز تولید شده، ارزش حرارتی آن هم افزایش می‌یابد. در واقع افزایش کسر مولی متان و مونواکسیدکربن بر کاهش مقدار هیدروژن غالب آمده و ارزش حرارتی زیست‌گاز حاصل افزایش یافته‌است. افزایش ارزش حرارتی به معنی کاهش مقدار زیست‌توده برای تأمین مقدار مشخصی توان الکتریکی در پیل سوختی می‌باشد. در واقع برای تولید شدت جریان الکتریکی معینی در پیل سوختی به مقدار زیست‌توده کمتری نیاز خواهد بود. با ثابت ماندن مقدار هوای ورودی پیل سوختی، توان مورد نیاز کمپرسور هوا ثابت مانده و طبق آنچه که گذشت، توان ورودی کمپرسور سوخت کاهش خواهد یافت. اما کاهش دمای گازی‌ساز و طبعاً کاهش دمای زیست‌گاز در خروجی رآکتور گازی‌ساز، کاهش دمای نقاط کلیدی سیستم، از جمله دمای ورودی دو توربین در بخش تحتانی سیستم را به دنبال داشته و در ادامه کاهش دبی جریان عبوری از این دو توربین بر عامل کاهش دمای ورودی افزوده شده و در نهایت کاهش توان تولیدی بخش تحتانی سیستم با افزایش پارامتر اکی‌والان اصلاح شده طبق شکل ۱۰ دیده می‌شود. مقدار توان خالص تولیدی بخش تحتانی سیستم در اکی‌والان اصلاح شده برابر ۲ و ۴ به ترتیب برابر

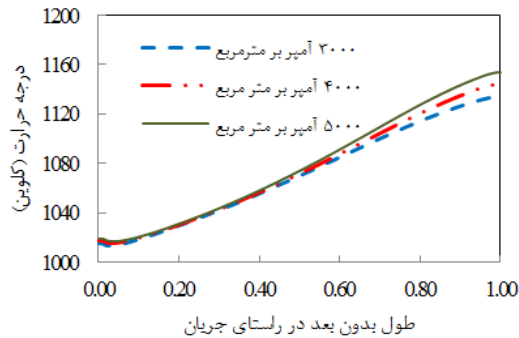


شکل ۹- اثر پارامتر نسبت اکی‌والان اصلاح شده بر ترکیب زیست‌گاز

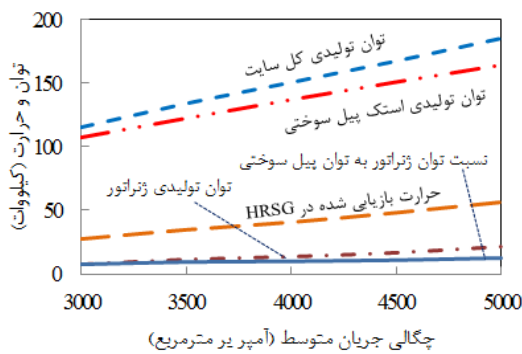


شکل ۱۰- اثر پارامتر اکی‌والان اصلاح شده بر توان تولیدی و حرارت بازیابی شده

تحتانی سیستم افزایش یافته است. پتانسیل عملکردی پیل سوختی با افزایش شدت جریان الکتریکی از ۰/۷۲ به ۰/۷۲ کاهش می‌یابد ولی در مجموع توان تولیدی استک ۱۲۰۰ سلولی از ۱۰۷/۱۰ به ۱۶۳/۸۳ کیلووات می‌رسد که افزایش قابل ملاحظه‌ای می‌باشد.



شکل ۱۲- اثر چگالی جریان متوسط بر توزیع دما در لایه الکتروود-الکترولیت



شکل ۱۳- اثر چگالی جریان متوسط بر توان تولیدی و حرارت بازیابی شده

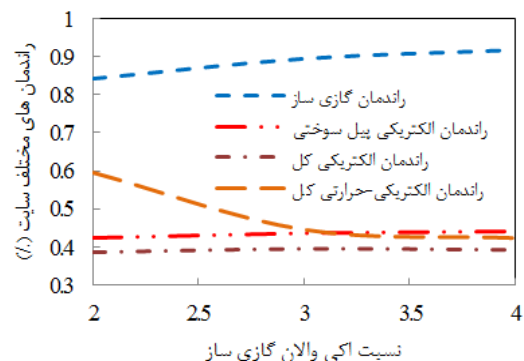


شکل ۱۴- اثر چگالی جریان متوسط بر راندمان های مختلف سیستم هیبرید

با توجه به کاهش دمای عملکردی نقاط مختلف سیستم و کاهش مقدار گرمای بازیابی شده (طبق شکل ۱۰) راندمان الکتریکی-حرارتی کل مجموعه از ۵۹/۵۴ به ۴۲/۳۹ درصد کاهش یافته است. اما راندمان الکتریکی کل مجموعه که بیشتر تحت تأثیر راندمان الکتریکی پیل سوختی اکسید جامد می‌باشد، از ۳۸/۶۴ تا ۳۹/۲۸ درصد افزایش نشان می‌دهد (شکل ۱۱).

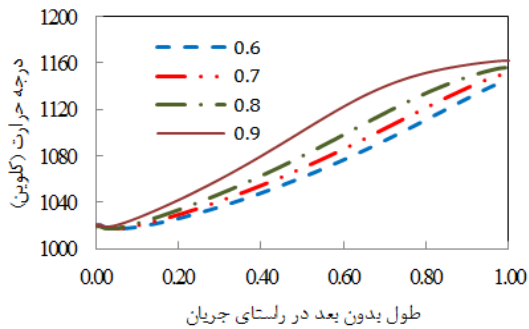
۴-۲-۳- بررسی اثر شدت جریان الکتریکی میانگین

دو پارامتر لایه نخستین سیستم، بخش تولید زیست‌گاز، یعنی نسبت هوا به بخار آب و اکی‌والان اصلاح شده ثابت بوده و به ترتیب برابر ۲ و ۰/۵ انتخاب شده‌اند و مقدار شدت جریان الکتریکی پیل سوختی از ۳۰۰۰ تا ۵۰۰۰ آمپر بر مترمربع تغییر می‌کند. طبعاً با تثبیت ورودی‌های لایه اول سیستم، مشخصات زیست‌گاز تولیدی هم بدون تغییر خواهند ماند. افزایش پارامتر چگالی جریان متوسط در پیل سوختی، مطابق نمودار ۱۲، دمای عملکردی آن را افزایش داده است که طبعاً افزایش دمای نقاط کلیدی سیستم را به دنبال خواهد داشت. دمای خروجی محفظه احتراق از ۸۷۷/۰۲ به ۹۱۲/۷۵ کلوین می‌رسد و به دنبال آن توان خروجی دو توربین افزایش می‌یابد (به نمودار ۱۳ رجوع شود). یکی دیگر از ثمرات افزایش دمای نقاط کلیدی سیستم، بهبود گرمای بازیابی شده از جریان الکتریکی، سبب‌ساز افزایش مقدار سوخت و هوای ورودی پیل سوختی و پیرو آن، افزایش توان ورودی کمپرسور سوخت و هوا نیز می‌شود. اما در مجموع توان خالص بخش

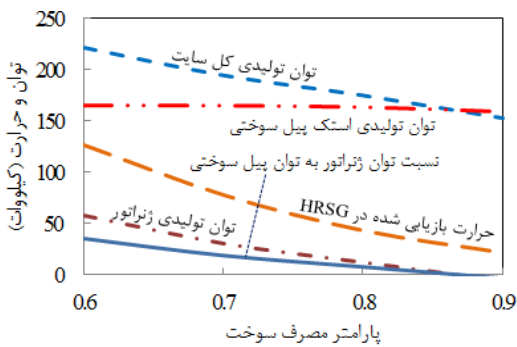


شکل ۱۱- اثر پارامتر اکی‌والان اصلاح شده بر راندمان های مهم سیستم هیبرید

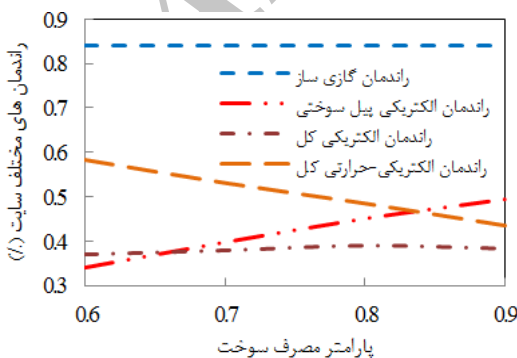
عملکردی پیل سوختی با افزایش پارامتر مصرف سوخت، از ۰/۷۲ به ۰/۶۹ ولت کاهش نشان می‌دهد؛ ولی کاهش مقدار زیست‌گاز مصرفی، عامل اصلی بهبود راندمان آن طبق نمودار ۱۷ می‌شود. این راندمان از ۳۴/۰۹ به ۴۹/۲۸ افزایش قابل توجهی می‌یابد که پیرو آن، راندمان الکتریکی کل مجموعه از ۳۷/۰۱ به ۳۸/۳۰ درصد می‌رسد.



شکل ۱۵- اثر پارامتر مصرف سوخت بر توزیع دما در لایه الکترو-الکتروولیت



شکل ۱۶- اثر پارامتر مصرف سوخت بر توان تولیدی و حرارت بازیابی شده

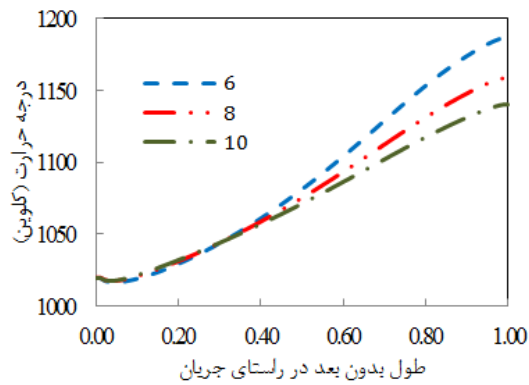


شکل ۱۷- اثر پارامتر مصرف سوخت بر راندمان‌های مختلف سیستم

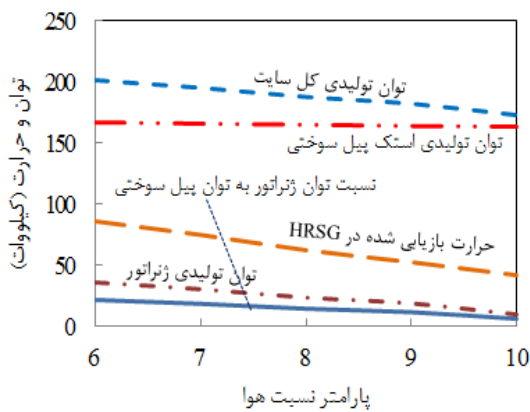
افت پتانسیل عملکردی پیل سوختی و افزایش دبی سوخت ورودی به آن با افزایش مقدار شدت جریان الکتریکی از عوامل افت راندمان الکتریکی این بخش از سیستم از ۴۶/۲۶ به ۴۲/۴۵ درصد بوده‌است که خود عاملی بر افت راندمان الکتریکی کل مجموعه از ۳۹/۹۹ به ۳۸/۶۳ درصد خواهد بود. البته با بهبود گرمای بازیابی شده مقدار راندمان الکتریکی-حرارتی مجموعه از ۴۹/۵۴ به ۵۰/۴۶ درصد افزایش می‌یابد که در شکل ۱۴ قابل مشاهده است.

۴-۲-۴- بررسی اثر فاکتور مصرف سوخت

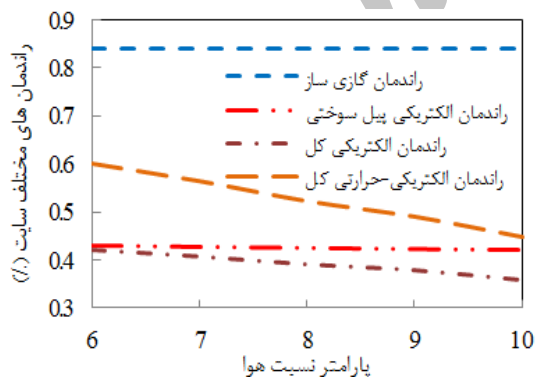
پارامتر مصرف سوخت مبین بخشی از سوخت ورودی پیل سوختی می‌باشد که در آن به توان الکتریکی تبدیل می‌شود و بین ۰/۶ تا ۰/۹ تغییر می‌کند. هرچه مقدار این پارامتر افزایش یابد، بخش بیشتری از سوخت در درون آن واکنش داده و بخش کمتری به محفظه احتراق کمکی می‌رسد. از سوی دیگر با ثابت ماندن مقدار چگالی جریان متوسط، افزایش فاکتور مصرف سوخت، کاهش مقدار زیست‌گاز موردنیاز را به دنبال خواهد داشت. اولین اثر کاهش سوخت ورودی به محفظه احتراق کمکی، کاهش دمای جریان خروجی از آن و کاهش توان تولیدی بخش میکرو توربین‌گاز خواهد بود. همان‌طور که در نمودار ۱۵ دیده می‌شود، با افزایش فاکتور مصرف سوخت، دمای ساختار جامد در پیل سوختی افزایش می‌یابد؛ اما با توجه به کاهش دمای ورودی و خروجی محفظه احتراق کمکی، دمای نقاط کلیدی سیستم کاهش یافته و پیرو آن توان خالص بخش تحتانی و نیز مقدار گرمای قابل بازیابی کاهش می‌یابند. توان خالص میکروتوربین‌گاز از ۵۷/۱۹ به ۵/۵۷ کیلووات کاهش می‌یابد. این نشان می‌دهد که با توجه به شرایط ورودی سیستم، در فاکتور مصرف سوخت برابر ۰/۹ توان تولیدی این بخش جوابگوی مصرف آن نبوده و قراردادن میکرو توربین‌گاز نه تنها کمکی به بهبود توان خالص تولیدی سیکل نکرده، بلکه بخشی از توان الکتریکی تولیدی پیل سوختی را نیز مصرف می‌کند. مقدار گرمای بازیابی شده نیز از ۱۲۶/۶۸ در فاکتور مصرف سوخت معادل ۰/۶ به ۲۱/۰۷ کیلووات در فاکتور مصرف سوخت معادل ۰/۹ کاهش نشان می‌دهد. این روند در نمودار ۱۶ دیده می‌شود. البته می‌توان با تزریق سوخت اضافی در محفظه احتراق-کمکی این نقیصه را کنترل کرد. از طرفی، پتانسیل الکتریکی



شکل ۱۸- اثر پارامتر نسبت هوا بر توزیع دما در لایه الکتروود-الکترولیت



شکل ۱۹- اثر پارامتر نسبت هوا بر توان تولیدی و حرارت بازیابی شده



شکل ۲۰- اثر پارامتر نسبت هوا بر راندمان‌های مختلف سیستم هیبرید

مقابلگی که لازم است همزمان بهینه شوند، بهینه‌سازی به دو قسمت تقسیم شده‌است. در بخش ابتدایی، پس از بررسی

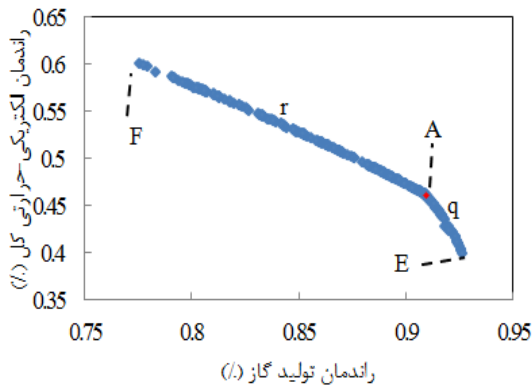
البته کاهش راندمان الکتریکی-حرارتی از ۶۸/۶۴ به ۵۱/۴۳ درصد با توجه به کاهش چشمگیر مقدار گرمای بازیابی شده، دور از انتظار نبوده‌است.

۴-۲-۵- بررسی اثر نسبت هوای ورودی

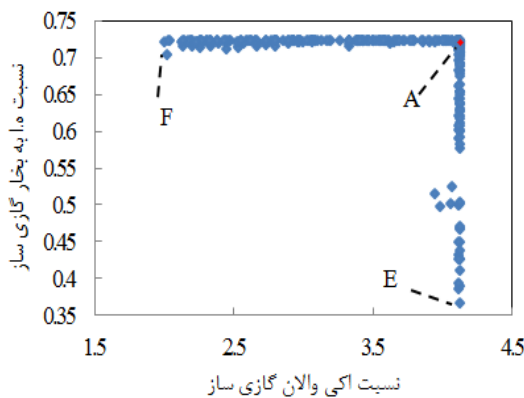
پارامتر نسبت هوای ورودی به صورت مقدار هوای مازاد بر نیاز پیل سوختی برای تولید مقدار شدت جریان الکتریکی مشخص و با هدف مدیریت دمای عملکردی پیل سوختی تعریف می‌شود. با افزایش این پارامتر از ۶ تا ۱۰، همان‌طور که در شکل ۱۸ دیده می‌شود، دمای عملکردی پیل سوختی کاهش می‌یابد. به دنبال آن افت‌های پتانسیل در پیل سوختی افزایش‌یافته و پتانسیل الکتریکی عملکردی آن کاهش از ۰/۷۳ به ۰/۷۱ نشان می‌دهد. همچنین مطابق شکل ۱۹، توان الکتریکی تولیدی پیل سوختی نیز با کاهش از ۱۶۶/۱۱ به ۱۶۲/۶۶ کیلووات روبرو می‌شود. با افزایش مقدار هوای ورودی، توان مصرفی کمپرسور هوا افزایش خواهد یافت. با کاهش دمای نقاط کلیدی سیستم و با وجود افزایش دبی جریان عبوری از توربین‌ها، توان خالص تولیدی بخش تحتانی سیستم از ۳۵/۴۰ به ۹/۳۲ کیلووات کاهش یافته و نیز مقدار گرمای قابل بازیابی هم کاهش از ۸۵/۵۶ به ۴۲/۱۷ کیلووات را تجربه می‌کند. شکل ۲۰ اثر تغییر پارامتر نسبت هوای ورودی را بر راندمان‌های مختلف سیستم نشان می‌دهد. با افت پتانسیل الکتریکی پیل سوختی، راندمان آن نیز کاهش اندکی از ۴۳/۰۵ به ۴۲/۱۵ نشان می‌دهد. اما با افت قابل ملاحظه‌ای که در توان تولیدی خالص بخش تحتانی سیکل دیده‌شد، کاهش راندمان الکتریکی کل مجموعه بسیار بیشتر از راندمان الکتریکی پیل سوختی و از ۴۲/۰۶ به ۳۵/۹۰ درصد می‌باشد. چنین افتی در راندمان الکتریکی-حرارتی هم از ۷۰/۷۱ به ۵۲/۷۵ درصد دیده می‌شود.

۴-۳- بهینه‌سازی چندهدفی سیستم تولید همزمان توان و حرارت

پس از تحلیل پارامتریک و به منظور بررسی عملکرد بهینه سیستم هیبرید، مدل تشریح شده در بخش‌های پیشین، در یک فرآیند بهینه‌سازی چندهدفی به کار گرفته می‌شود. با توجه به عدم تأثیر پارامترهای بخش‌های تحتانی بر عملکرد بخش نخستین سیستم و با هدف کاهش تعداد تابعی



شکل ۲۱- جبهه پرتو دو تابع هدف راندمان الکتریکی-حرارتی و راندمان تولید گاز



شکل ۲۲- تغییرات بهینه نسبت هوا به بخار برحسب آبی-والان اصلاح‌شده

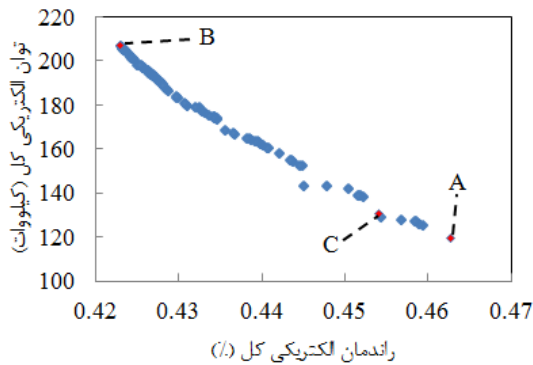
که کاهش راندمان تولید گاز تقریباً معادل افزایش راندمان الکتریکی-حرارتی سیستم یکپارچه می‌باشد (۱۳/۴۱ درصد کاهش در مقابل ۱۳/۹۵ درصد افزایش). بنابراین هر یک از نقاط واقع در این ناحیه به صورت کاملاً توافقی و از طریق برقراری مصالحه‌ای بین دو تابع هدف نامبرده، تأمین‌کننده هدف طراحی خاصی خواهند بود. تغییر مقدار بهینه دو متغیر طراحی ER_m و $ASTR$ بر روی منحنی پرتو در شکل ۲۲ دیده می‌شود. می‌توان مشاهده کرد بین دو نقطه A و E پارامتر ER_m در مقدار ۴/۱۲۱۲ ثابت مانده‌است. حال آنکه $ASTR$ از ۰/۳۴۳۲ تا ۰/۷۲۰۱ افزایش یافته‌است. اما بین A تا F مقدار $ASTR$ ثابت مانده و پارامتر ER_m از ۴/۱۲۱۲ تا ۲/۰۰۲۱ کاهش یافته‌است.

نمودارهای بالا، می‌توان به دو تابع هدف راندمان تولید گاز و راندمان الکتریکی-حرارتی بر حسب دو متغیر طراحی نسبت هوا به بخار و آبی‌والان اصلاح شده رسید. با توجه به قرار گرفتن گرادیان دما در ساختار پیل سوختی در مقادری کمتر از حد بحرانی ۱۵۰ کلوین و نیز حصول پتانسیل الکتریکی عملکردی در محدوده‌ی مجاز بین ۰/۶ تا ۰/۷ ولت، قیدی در فرآیند بهینه‌سازی منظور نمی‌شود. تحلیل حساسیت فوق، نشان می‌دهد که هرگونه افزایش راندمان تولید گاز، منجر به کاهش راندمان الکتریکی-حرارتی سیستم هیبرید خواهد شد. با استفاده از رهیافت اصلاح شده $NSGAI$ [۲۵]، فرآیند تکاملی انتخاب بهینه بردار طراحی به منظور حصول جبهه پرتوی توابع متقابل انتخاب شده با جمعیت اولیه ۷۰، احتمال پیوند و جهش به ترتیب برابر ۰/۹ و ۰/۰۹ انجام شده و جبهه پرتو مطابق شکل ۲۱ حاصل شده‌است. متغیرهای طراحی مربوطه در شکل ۲۲ قابل مشاهده هستند.

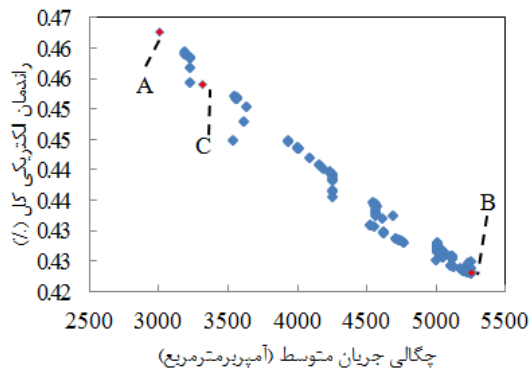
شکل ۲۱ به روشنی مبین این نکته است که انتخاب مقدار مناسب راندمان تولید گاز به بهای از دست دادن مقداری از راندمان الکتریکی-حرارتی سیستم هیبرید تمام می‌شود. اما اگر مجموعه‌ای از متغیرهای طراحی براساس فرآیند بهینه‌سازی چندهدفی انتخاب شوند، طراح را به بهترین ترکیب ممکن از دو تابع متقابل خواهند رساند. طبعاً حقایق و نکات طراحی بهینه مهمی بین دو تابع متقابل یادشده وجود دارد که فرآیند بهینه‌سازی چندهدفی موفق به آشکار کردن آنها می‌شود. دو بخش q و r و نیز سه نقطه A ، F و E روایت‌کننده این نکات بهینه مهم در سیستم هیبرید می‌باشند. این نقاط مبین مصالحه‌ای بین دو تابع هدف می‌باشند که از این طریق یک نقطه طراحی معین به صورت کاملاً توافقی انتخاب می‌شود. در بخش q و در مقایسه دو نقطه $(\eta_{CG}, \eta_{CHP,total}) = (۹۲/۶۹ و ۳۹/۵۸)$ و $(\eta_{CG}, \eta_{CHP,total}) = (۹۰/۹۳ و ۴۶/۱۲)$ مشخص می‌شود که افزایش راندمان الکتریکی-حرارتی بر کاهش راندمان تولید گاز می‌چربد. چنین رفتاری در منحنی پرتو، برتری نسبی نقطه بهینه A را بر نقطه بهینه E نشان می‌دهد. اما در بخش دوم منحنی، r حقیقت طراحی دیگری نهفته است. مقایسه نقاط بهینه $(\eta_{CG}, \eta_{CHP,total}) = (۹۰/۹۳ و ۴۶/۱۲)$ و $(\eta_{CG}, \eta_{CHP,total}) = (۷۷/۵۲ و ۶۰/۰۷)$ نشان می‌دهد

جدول ۸- مقدار متغیرهای طراحی و توابع هدف

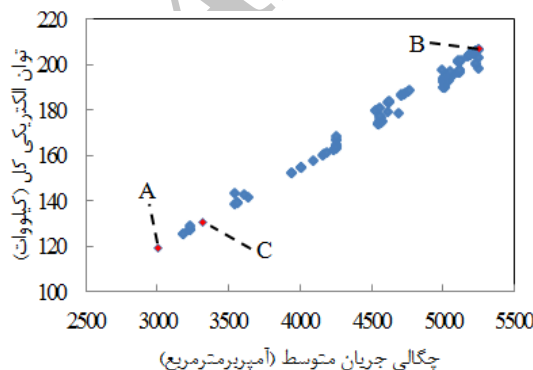
	J_{avg}	U_a	U_r	$\eta_{el,total}$	\dot{W}_{tot}	
A	۳۰۰۸/۳۱	۶/۰۰۴	۰/۸	۴۶/۲۷	۱۱۹/۴۱	
B	۵۲۵۳/۶۶	۶/۰۰۳	۰/۷۶	۴۲/۳۰	۲۰۶/۸۱	
C	۳۳۱۷/۲۰	۶/۰۹۳	۰/۷۹	۴۵/۴۱	۱۳۰/۳۶	



شکل ۲۳- جبهه پرتو دو تابع هدف توان الکتریکی و راندمان الکتریکی



شکل ۲۴- تغییرات بهینه راندمان الکتریکی کل برحسب چگالی جریان متوسط



شکل ۲۵- تغییرات بهینه توان الکتریکی کل برحسب چگالی جریان متوسط

در بخش دوم فرآیند بهینه‌سازی، سیستم با انتخاب یکی از نقاط بهینه بالا برای دو متغیر نسبت هوا به بخار و اکی-والان اصلاح شده عمل کرده و مقادیر بهینه سه متغیر طراحی دیگر، یعنی؛ چگالی جریان متوسط، فاکتور مصرف سوخت و نسبت هوا به هدف قراردادن دو خروجی متقابل مهم راندمان الکتریکی و توان الکتریکی کل حاصل می‌شوند. در این مرحله نیز قیدی در فرآیند بهینه‌سازی منظور نمی‌شود.

جبهه پرتو حاصل در شکل ۲۳ دیده می‌شود. هرگونه افزایش راندمان الکتریکی به بهای از دست‌دادن مقداری از توان الکتریکی صورت می‌پذیرد و توان الکتریکی در جایی‌که راندمان الکتریکی کمینه است، بیشینه می‌شود. در این بخش نیز با انتخاب مجموعه‌ای از متغیرهای طراحی به روش بهینه‌سازی چندهدفی، بهترین ترکیب ممکن دو تابع هدف متقابل بدست خواهد آمد. به عبارت دیگر، هر ترکیب دو تایی دیگری از دو تابع هدف یادشده در محلی غیر از جبهه پرتوی حاصل قرار خواهد گرفت. چنین منطقه‌ای در شکل ۲۳ بخش پایینی و چپ نمودار و نیز بخش فوقانی و راست صفحه پرتو می‌باشد. بیشینه مقدار راندمان الکتریکی در نقطه A حاصل شده است و بیشینه مقدار توان الکتریکی در نقطه B بدست آمده است. مقادیر متغیرهای طراحی و توابع هدف سه نقطه مشخص شده در شکل ۲۳ را می‌توان در جدول ۸ مشاهده نمود. در دو شکل ۲۴ و ۲۵ تغییرات بهینه دو تابع هدف راندمان الکتریکی و توان الکتریکی کل با متغیر طراحی شدت جریان الکتریکی میانگین نشان داده شده‌اند. رفتار متضاد دو تابع هدف یاد شده برحسب متغیر شدت جریان الکتریکی میانگین در این دو شکل کاملاً مشهود است. باید توجه داشت که چنین نقاط طراحی غیرغالبی تنها با رویکرد بهینه‌سازی چندهدفی قابل حصول می‌باشند. مقایسه دو شکل ۲۱ و ۲۳ نشان می‌دهد که در شکل ۲۳، نقطه شکستی مانند جبهه پرتوی شکل ۲۱ دیده نمی‌شود. در واقع حکمی که در ناحیه r در شکل ۲۱ جاری بود، در تمام منحنی پرتوی شکل ۲۳ حاکم خواهد بود. یعنی هر یک از نقاط واقع بر این منحنی، از منظر بهینه‌سازی چندهدفی، برآورده‌کننده هدف طراحی خاصی خواهند بود که با برقراری مصالحه‌ای بین توابع هدف انتخاب می‌شوند. مقایسه نقاط A، B و C بر روی منحنی ۲۳ و مقادیر توابع هدف در جدول ۸ به روشنی این نکته را نشان می‌دهند.

۵- جمع‌بندی

در این پژوهش، سیستم تولید همزمان توان و حرارت که متشکل از سه بخش؛ تولید زیست‌گاز از زیست‌توده جنگلی، پیل سوختی اکسید جامد صفحه‌ای و میکرو توربین گاز می‌باشد، با رهیافت عددی مورد بررسی قرار گرفت. بخش تولیدگاز از زیست‌توده به کمک روش ترمودینامیک تعادلی و به کمک قوانین بقای جرم و انرژی مدل شده و قوانین حاکم بر پیل سوختی اکسید جامد با اصلاح سوخت داخلی، قوانین بقای جرم اجزای گازی و انرژی و با لحاظ دو واکنش تبدیل آب-گاز و اصلاح متان به کمک بخار آب می‌باشند. مدل ارائه شده برای پیل سوختی اکسید جامد از نوع یک‌بعدی جهت کنترل گرادیان دما در آن و مدل به‌کار رفته برای بقیه اجزای سیستم از نوع صفربعدی یا فشرده انتخاب شده‌اند. عملکرد حالت پایدار سیستم مطالعه شده و تحلیل گسترده پارامتریک انجام گرفت. اثر پارامترهای کلیدی، همچون؛ نسبت هوا به بخار آب و نسبت اکی‌والان اصلاح شده در لایه تولیدگاز، شدت جریان الکتریکی میانگین، نسبت هوای ورودی و فاکتور مصرف سوخت در پیل سوختی بر خروجی‌های مهم سیستم؛ راندمان تولید گاز در لایه تولید زیست‌گاز، گرادیان دما، راندمان و توان الکتریکی در بخش پیل سوختی، راندمان الکتریکی، راندمان الکتریکی-حرارتی، گرمای بازیابی شده و توان الکتریکی کل سیستم ارزیابی گردید. پس از بررسی گسترده پارامتریک، بهینه‌سازی چندهدفی به منظور حصول نقاط بهینه عملکردی سیستم در دو مرحله انجام گرفت. در مرحله اول تنها مقادیر بهینه دو پارامتر؛ نسبت هوا به بخار آب و اکی‌والان هوای ورودی لایه تولیدگاز با هدف قراردادن دو تابع هدف راندمان تولیدگاز و راندمان الکتریکی-حرارتی کل مجموعه حاصل گردید و در مرحله دوم فرآیند بهینه‌سازی، سیستم با انتخاب یکی از نقاط بهینه بالا برای دو متغیر طراحی نسبت‌هوا به بخار و اکی‌والان اصلاح شده عمل کرده و مقادیر بهینه سه متغیر طراحی دیگر؛ شدت جریان الکتریکی میانگین، فاکتور مصرف سوخت و نسبت هوا با هدف قراردادن دو خروجی متضاد مهم راندمان الکتریکی و توان الکتریکی کل حاصل می‌شوند.

۶- مراجع

- SOFC fuelled by biomass-derived gas. *Int J Hydrogen Energ* 19(4): 369-76.
- [2] Omosun AO, Bauen A, Brandon NP, Adjiman CS, Hart D (2004) Modelling system efficiencies and costs of two biomass-fuelled SOFC systems. *J Power Sources* 131(1-2): 96-106.
- [3] Panopoulos KD, Fryda LE, Karl J, Poulou S, Kakaras E (2006) High temperature solid oxide fuel cell integrated with novel allothermal biomass gasification. Part I: Modelling and feasibility study. *J Power Sources* 159: 570-585.
- [4] Panopoulos KD, Fryda LE, Karl J, Poulou S, Kakaras E (2006) High temperature solid oxide fuel cell integrated with novel allothermal biomass gasification. Part II: Exergy analysis. *J Power Sources* 159: 586-594.
- [5] Colpan CO, Fung AS, Hamdullahpur F (2012) Modeling of an integrated two-stage biomass gasifier and solid oxide fuel cell system. *Biomass Bioenerg* 42: 132-142.
- [6] Pirkandi J, Ghassemi M (2013) Thermo-economic modeling and analysis of a combined fuel cell and micro gas turbine power plant cycle. *Modares Mech Eng* 13(15): 207-227. (In Persian)
- [7] Zabihian F, Fung AS (2014) Performance analysis of hybrid solid oxide fuel cell and gas turbine cycle (Part I): Effect of fuel composition on output power. *J Energy Inst* 87(1): 18-27.
- [8] Ozcan H, Dincer I (2015) Performance evaluation of an SOFC based trigeneration system using various fuels from biomass gasification. *Int J Hydrogen Energ* 40(24): 7798-7807.
- [9] Sucipta M, Kimijima S, Suzuki K (2007) Performance analysis of the SOFC-MGT hybrid system with gasified biomass fuel. *J Power Sources* 174: 124-135.
- [10] Fryda L, Panopoulos KD, Kakaras E (2008) Integrated CHP with autothermal biomass gasification and SOFC-MGT. *Energ Convers Manage* 49: 281-290.
- [11] Karellas S, Karl J, Kakaras E (2008) An innovative biomass gasification process and its coupling with microturbine and fuel cell systems. *Energy* 33(2): 284-291.
- [12] Toonssen R, Sollai S, Aravind PV, Woudstra N, Verkooijen AHM (2011) Alternative system designs of biomass gasification SOFC/GT hybrid systems. *Int J Hydrogen Energ* 36: 10414-10425.
- [13] Moller CB, Rokni M, Elmegaard M (2011) Exergy analysis and optimization of a biomass gasification, solid oxide fuel cell and micro gas turbine hybrid system. *Energy* 36: 4740-4752.
- [14] Jarunthammachote S, Dutta A (2007) Thermodynamic equilibrium model and second

- [1] Alderucci V, Antonucci PL, Maggio G, Giordano N, Antonucci V (1994) Thermodynamic analysis of

- [21] Barman NS, Ghosh S, De S (2012) Gasification of biomass in a fixed bed downdraft gasifier – A realistic model including tar. *Bioresource Technol* 107: 505-511.
- [22] Aguiar P, Adjiman CS, Brandon NP (2004) Anode-supported intermediate temperature direct internal reforming solid oxide fuel cell. I: model-based steady-state performance. *J Power Sources* 138: 120-36.
- [23] Iwai H, Yamamoto Y, Saito M, Yoshida H (2011) Numerical simulation of intermediate-temperature direct-internal-reforming planar solid oxide fuel cell. *Energy* 36: 2225-34.
- [24] Stiller C (2006) Design, operation and control modelling of SOFC/GT hybrid systems. PhD Thesis, Department of energy and process engineering, Norwegian University of Science and Technology (NTNU), Norway.
- [25] Jayah TH, Aye L, Fuller RJ, Stewart DF (2003) Computer simulation of a downdraft wood gasifier for tea drying. *Biomass Bioenerg* 25: 459-69.
- [26] Nariman-Zadeh N, Felezi M, Jamali A, Ganji M (2009) Pareto optimal synthesis of four-bar mechanisms for path generation. *Mech Mach Theory* 44: 180-191.
- law analysis of a downdraft waste gasifier. *Energy* 32: 1660-1669.
- [15] Zhang Y, Li B, Li H, Zhang B (2012) Exergy analysis of biomass utilization via steam gasification and partial oxidation. *Thermochim ACTA* 538: 21-8.
- [16] Francois J, Abdelouahed L, Mauviel G, Patisson F, Mirgoux O, Rogaume C, Feidt M, Dufour A (2013) Detailed process modeling of a wood gasification combined heat and power plant. *Biomass Bioenerg* 51: 68-82.
- [17] Arnavat MP, Bruno JC, Coronas A (2010) Review and analysis of biomass gasification models. *Renew Sust Energ Rev* 14(9): 2841-51.
- [18] Silva VB, Rouboa A (2013) Using a two-stage equilibrium model to simulate oxygen air enriched gasification of pine biomass residues. *Fuel Process Technol* 109: 111-117.
- [19] Gordillo G, Annamalai K, Carlin N (2009) Adiabatic fixed-bed gasification of coal, dairy biomass, and feedlot biomass using an air–steam mixture as an oxidizing agent. *Renew Energ* 34: 2789-2797.
- [20] Melgar A, Pérez JF, Laget H, Horillo A (2007) Thermochemical equilibrium modelling of a gasifying process. *Eng Convers Manage* 48: 59-67.

Archive