

تحلیل اقتصادی و ارزیابی فرایند تولید همزمان هیدروژن، متانول و توان از زیست توده

سعید عینی^{۱*}، رامین روشندل^۲، داود رشتجیان^۳

۱- کارشناس ارشد طراحی فرایند، دانشگاه صنعتی شریف

۲- دانشیار مهندسی انرژی، دانشگاه صنعتی شریف

۳- استاد مهندسی شیمی، دانشگاه صنعتی شریف

تاریخ دریافت: ۹۴/۱۰/۱۵ تاریخ پذیرش: ۹۵/۰۲/۲۹

پیام نگار: eni_saeed@che.sharif.edu

چکیده

مصرف سوخت‌های جایگزین در بخش‌های مختلف انرژی بر، بازدهی بیشتر استفاده از منابع و تخصیص بهینه آنها، امنیت انرژی و توسعه پایدار زیست محیطی نیز را به ارمغان می‌آورد. در این مقاله، فرایندی به‌منظور تولید همزمان متانول، هیدروژن و توان طراحی و بررسی و در این راستا، آثار تغییرات برخی پارامترهای مؤثر بر عملکرد فرایند نشان داده شده است. در فرایند موردنظر در حالت پایه، تولید متانول حدود ۱۶ تن در ساعت، تولید هیدروژن حدود ۴ تن در ساعت، میزان توان خالص تولیدی فرایند حدود ۴۵ مگاوات، و سود خالص سالیانه واحد حدود ۳۶۰ میلیون دلار در سال برآورد شده است که می‌تواند از جذابیت اقتصادی برخوردار باشد. با در نظر گرفتن تنها هزینه‌های واحد (بدون احتساب سود ناشی از فروش محصولات) که در حالت پایه معادل ۴۰ میلیون دلار در سال است، قیمت تمام شده هر تن متانول معادل ۳۰۰ دلار، قیمت تمام شده هر کیلوگرم هیدروژن معادل ۲ دلار و قیمت هر مگاژول توان حدود ۳ سنت بدست می‌آید. این قیمت‌ها با توجه به قیمت‌های روز این محصولات (به ترتیب، معادل ۵۵۰ دلار به ازای هر تن متانول، ۱۰ دلار به ازای هر کیلوگرم هیدروژن و ۱۰ سنت به ازای هر مگاژول توان) از قابلیت رقابت در بازار برخوردارند.

کلیدواژه‌ها: تولید همزمان متانول، هیدروژن و توان، زیست توده، سوخت‌های جایگزین.

۱. مقدمه

برابر خودروهای با موتور درونسوز^۴، مناسب هستند [۱]. علاوه بر این، سوخت‌ها پاک هستند و هیچ یک از آلاینده‌های گوگرد اکسیدها، نیتروژن اکسیدها و روغن‌های فرار را گسیل نمی‌کنند. اگر این سوخت‌ها از منابع زیست توده تولید شوند، چرخه عمر آنها نیز به طور کلی دارای اثر کربنی خنثی هستند. بنابراین، در صورت فراهم دیدن زیرساخت‌های مورد نیاز، استفاده از هیدروژن

هیدروژن و متانول تولید شده از زیست توده^۱، را سوخت‌هایی با اثر کربنی خنثی^۲ می‌دانند. این دو ماده برای استفاده در خودروهای مجهز به پیل سوختی^۳، که به طور متوسط دارای بازدهی دو تا سه

* سبزواری، دانشگاه حکیم سبزواری، دانشکده مهندسی مکانیک

1. Bio-Mass
2. Carbon Neutral
3. Fuel Cell Vehicle

4. Internal Combustion Engine Vehicles

و متانول می‌تواند جایگزینی بسیار مناسب برای بنزین در بخش حمل و نقل در تمامی کشورها از جمله ایران باشد.

هیدروژن و متانول از طریق گازی‌سازی با استفاده از منابع زیست توده قابل تولید است. فرایند تولید این مواد نوعاً دارای مراحل از جمله: پیش تصفیه، گازی‌سازی، تبدیل^۱ هیدروکربن‌ها، واکنش‌های جابه‌جایی^۲، جداسازی گازهای محصول برای تولید هیدروژن، بخش سنتز متانول و در نهایت خالص‌سازی متانول است [۱]. همچنین به صورت اختیاری و انتخابی می‌توان با استفاده از سیستم‌های بازیاب حرارتی در بخش‌های مختلف فرایند از حرارت جاری در فرایند استفاده و بخار برای به‌کارگیری در توربین بخار تولید کرد. گازهای مصرف نشده را نیز می‌توان در توربین‌های گازی به منظور تولید توان و الکتریسیته به کار برد. با توجه به آرایش فرایند و پارامترهای طراحی آن، می‌توان محصولات مختلفی را با کیفیت‌های گوناگونی در هر یک از مراحل شرح داده شده در بالا، به‌دست آورد.

کاتوفسکی [۲] و ویلیامز و همکارانش [۳] نشان داده‌اند که با استفاده از زیست توده می‌توان متانول با قیمت ۱۴ تا ۱۷ دلار به ازای هر گیگاژول و با بازده خالص (بر مبنای ارزش حرارتی بالا)^۳ ۵۴ تا ۵۸ درصد به‌دست آورد. بهای هیدروژن تولیدی نیز می‌تواند حدود ۱۰ تا ۱۴ دلار به ازای هر گیگاژول و با بازده خالص HHV ۵۶ تا HHV ۶۴ درصد تولید شود. با توجه به این قیمت‌ها و قیمت متداول این مواد در بازار (قیمت ۴ تا ۶ دلار به ازای هر گیگاژول)، تولیدات مورد نظر از این طریق توان رقابت با فرایندهای متداول تولید را ندارند.

بارنون [۴] در پژوهشی دو مسیر مختلف فرایندی را برای تولید متانول و هیدروژن از یک زیست توده مشخص ارزیابی کردند. با توجه به مسیر معمولی که برای هر یک از فرایندهای ذکر شده در نظر گرفته بودند، بازده کلی هر یک از مسیرها، ۵۵٪ برای تولید متانول و ۶۰٪ برای تولید هیدروژن بوده است. به ازای ۴۰۰ مگاوات حرارتی خوراک ورودی، سیستم شبیه‌سازی شده توسط آنها سوخت زیستی را با قیمت تمام شده ۹ الی ۱۲ دلار آمریکا به ازای هر گیگاژول تولید می‌کرد. این قیمت بالاتر از قیمت تمام شده بنزین در بازه زمانی تحقیق آنها (۴ الی ۶ دلار آمریکا به ازای هر گیگاژول) بوده است. این قیمت عمدتاً ناشی از هزینه سرمایه‌گذاری است. با در نظر گرفتن آثار دراز مدت در کاهش قیمت زیست توده به

عنوان سوخت، کاهش هزینه فناوری‌ها و کاربرد تولید سوخت زیستی در مقیاس‌های بالاتر، قیمت سوخت زیستی در قیاس با قیمت بنزین روندی کاهشی خواهد یافت. بر اساس پیش‌بینی بارنون [۴] قیمت سوخت زیستی تا حد ۵ الی ۷ دلار آمریکا به ازای هر گیگاژول پایین خواهد آمد و متانول و هیدروژن تولیدی از زیست توده رقیب جدی سوخت‌های متداول امروزه خواهند بود.

لی و همکارانش [۵] با بررسی استفاده همزمان از گاز طبیعی و زیست توده امکان تولید همزمان متانول و توان را مطالعه کرده‌اند. آنها در فرایند مورد نظر خود اثر نسبت گاز طبیعی بر زیست توده و اثر میزان بازیافت گاز سنتز واکنش نداده را بر بازده کل سیستم و نسبت توان بر متانول تولیدی بررسی کرده‌اند. سیستم مورد نظر آنها، می‌تواند با تنظیم نسبت ورودی گاز طبیعی به زیست توده، بدون در نظر گرفتن هرگونه جریمه انرژی به مقدار بهینه نسبت هیدروژن به کربن مونوکسید دست یابد. آنان شبیه‌سازی واحد خود را با استفاده از نرم‌افزار شبیه‌ساز فرایند Aspen Plus انجام داده‌اند. در مطالعه آنها سیستمی که هردو خوراک گاز طبیعی و زیست توده را مصرف می‌کرد، با سیستم‌هایی که هر یک از این دو منبع به صورت جداگانه خوراک‌دهی می‌شدند، به منظور تولید متانول و توان مقایسه شده‌اند. نتایج این مطالعه نشان داده است که می‌توان برای یک میزان مساوی از خروجی‌های سیستم سوخت کمتری را در سیستم ترکیبی نسبت به سیستم تک خوراکه استفاده کرد.

مقایسه‌ای اقتصادی میان دو مسیر فناورانه (فناوری‌های حال حاضر و فناوری‌هایی پیشرفته تر) برای مقایسه هزینه واحدهای تبدیل زیست توده به سوخت (هیدروژن، متانول و دی متیل اتر) توسط هویسمان و همکارانش [۶] انجام شده است. هزینه‌های ثابت برای فناوری‌های آینده پایین‌تر از فناوری‌هایی امروزی برآورد شده است، در صورتی که این موضوع برای هزینه‌های عملیاتی کاملاً برعکس است. در فناوری‌های آینده هزینه‌های تمام شده محصول، به علت بازده بالای کاری بالاتر، پایین‌تر است.

با توجه به پتانسیل تولید گاز سنتز از زیست توده و در پی آن تولید هیدروژن، متانول و توان، در این پروژه سعی می‌شود با استفاده از فرایندهایی معمولی، ارزیابی‌های اقتصادی و مصرف انرژی تولید هیدروژن و متانول از یک نمونه زیست توده بررسی شوند. در ادامه، مسیر فرایندی در نظر گرفته شده برای تولید همزمان شرح داده

1. Reforming
2. Shift Reactions
3. Higher Heating Value (HHV)

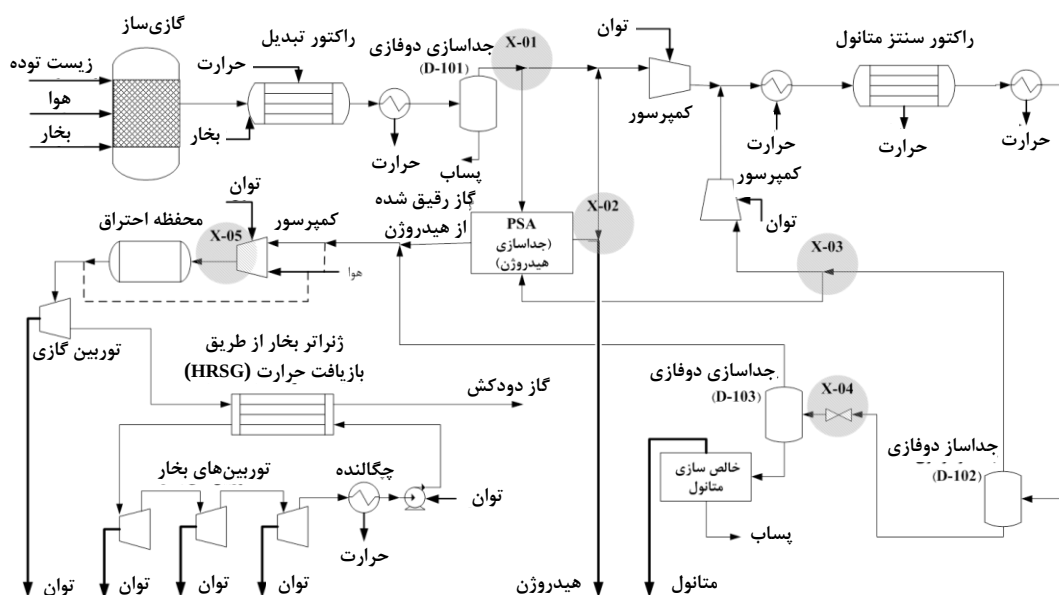
می‌شود. پس از آن با در نظر گرفتن یک نمونه زیست توده، پارامترهای مهم تصمیم‌گیری، طراحی و ارزیابی شناسایی و ارائه می‌شوند. پس از این مرحله، آنالیز حساسیت پارامترهای انتخاب شده و اثر تغییرات این پارامترها بر عملکرد واحد مطالعه خواهند شد.

۲. شرح فرایند

برای تولید همزمان هیدروژن، متانول و توان از زیست توده، در این مقاله، مسیر فرایندی شکل (۱) در نظر گرفته شده است. این فرایند ترکیبی از دو فرایند به کار رفته در پژوهش بارانون[۴] است. این فرایند در محیط نرم افزار HYSYS 2006 شبیه سازی شده است. همچنین برای مدیریت تغییرات دلخواه در ساختار و عملیات فرایند بین این نرم افزار با نرم افزار MATLAB 2013b نیز رابطه برقرار شده است. در ادامه به توضیح این فرایند می پردازیم.

زیست توده وارد گازی‌ساز می‌شود. علاوه بر آن، هوا و بخار آب نیز به عنوان عامل گازی‌ساز وارد این تجهیزات می‌شوند. گازی‌ساز در نرم‌افزار MATLAB 2013b شبیه‌سازی شده است و خروجی‌های آن به عنوان ورودی راکتور تبدیل متان^۱ با بخار وارد نرم‌افزار HYSYS 2006 می‌شود. در راکتور تبدیل، به منظور کنترل تشکیل کک به خوراک ورودی مقداری بخار آب اضافه می‌شود. نسبت بخار

به کربن در حدود ۳ تنظیم می‌شود. البته در صورت افزایش فشار تبدیل، این احتمال تشکیل کک پایین می‌آید و می‌توان این نسبت را تا حدود ۱ کاهش داد [۷]. راکتور تبدیل در دماهای بالا و در محدوده دماهای ۶۵۰ تا ۱۰۰۰ درجه سلیسوس کار می‌کند [۸]. در این فرایند، این راکتور به صورت همدم (دمای جریان مخلوط گاز خروجی از گازی‌ساز و بخار اضافه شده برای راکتور تبدیل) در نظر گرفته شده است. در راکتور تبدیل، متان تولید شده در گازی‌ساز به گاز سنتز (مخلوط هیدروژن و کربن مونوکسید) تبدیل می‌شود. در صورت وجود مقادیر زیاد هیدروکربن‌های سنگین‌تر، به منظور جلوگیری از تشکیل کک و آلوده شدن کاتالیست‌های راکتور تبدیل متان، از یک راکتور پیش-تبدیل^۲ برای تبدیل هیدروکربن‌های سنگین به مخلوط متان، هیدروژن و اکسیدهای کربن استفاده می‌شود. اما از آنجا که خروجی گازی‌ساز معمولاً محتویات هیدروکربنی (سنگین) بسیار پایینی دارد، از راکتور پیش-تبدیل چشم‌پوشی می‌شود. از سوی دیگر، بعد از راکتور تبدیل متان از راکتور تبدیل خود گرمایی^۳ به منظور تبدیل بیشتر متان استفاده می‌شود. اما همان‌طور که اشاره شد، خروجی گازی‌ساز محتوای متان پایینی است. بنابراین، الزام استفاده از راکتور تبدیل خود گرمایی نیز بر داشته می‌شود.



شکل ۱. نمای کلی فرایند تولید همزمان هیدروژن، متانول و توان.

1. Methane Reforming Reactor 2. Pre-reforming Reactor 3. Auto-thermal Reforming Reactor

گازهای خروجی از راکتور تبدیل سرد می‌شود و سپس گاز سنتز تولید شده از محتویات آبی آن جدا و گاز به دو جریان تقسیم می‌شود. یک جریان به صورت مستقیم وارد واحد جداسازی هیدروژن می‌شود و بخش دیگر برای تولید متانول افزایش فشار و گرم می‌شود. راکتور سنتز متانول نیز به صورت همدمای شبیه‌سازی شده است. گاز خروجی از این راکتور در یک مرحله سرد و سپس توسط شیر فشارشکن فشار آن کاسته می‌شود. در جداساز دوفازی اولیه، گاز جدا شده از آنجا که سهم چشمگیری هیدروژن دارد به دو جریان انتخابی شکسته می‌شود؛ بخشی از آن پس از افزایش فشار و گرمایش مجدداً وارد راکتور سنتز متانول، و بخش دیگر نیز وارد واحد جداسازی هیدروژن می‌شود. جریان مایع خروجی از جداساز دوفازی اولیه، پس از یک مرحله دیگر کاهش فشار به منظور جداسازی بیشتر گازهای همراه آن وارد جداساز دوفازی ثانویه می‌شود و گاز حاصل، از آنجا که دارای سهم پایینی از هیدروژن است به طور مستقیم به جریان خروجی واحد جداسازی هیدروژن اضافه می‌شود. جریان مایع نیز وارد مرحله خالص‌سازی متانول می‌شود. در این مرحله متانول از آب همراه آن جدا و به عنوان محصول از فرایند خارج می‌شود. هیدروژن خالص تولیدی در واحد جداسازی هیدروژن دوشاخه، و یک شاخه به عنوان محصول هیدروژن خالص از فرایند خارج، و شاخه دیگر به گاز سنتز برای ورود به راکتور سنتز متانول اضافه می‌شود. واکنش‌های درون راکتورهای تبدیل متان و سنتز متانول با استفاده از مرجع [۸]

پیاده‌سازی شده است.

در واحد موردنظر، پارامترهای تصمیم‌گیری زیادی یافت می‌شود. در این مقاله، اثر تغییر برخی از این پارامترها (که در ادامه توضیح داده خواهد شد) بررسی می‌شود. مقادیر تنظیم شده سایر پارامترها را در جدول (۲) درج کرده‌ایم.

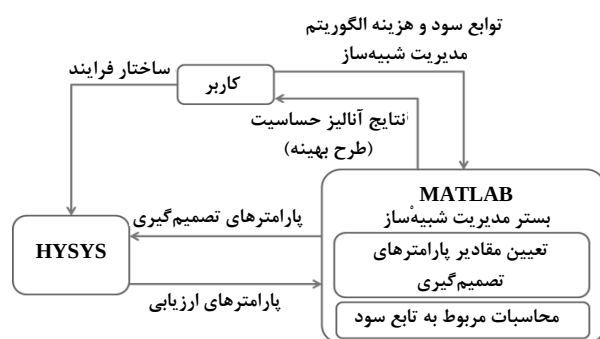
جدول ۱. ویژگی‌های زیست توده نمونه استفاده شده در فرایند.

اجزاء	درصد جرمی
کربن	۵۰/۶
هیدروژن	۶/۵
اکسیژن	۴۲/۰
نیتروژن	۰/۲
گوگرد	۰/۰
رطوبت	۱۸/۵
دوده	۰/۰

جدول ۲. مقادیر تنظیم شده پارامترهای واحد فرایندی.

پارامتر	مقدار	پارامتر	مقدار
نسبت هوا به سوخت در گازی‌ساز	۰/۳۶	فشار جداساز دوفازی ثانویه	۵/۵ بار
نسبت بخار به سوخت در گازی‌ساز	۰/۵	نسبت هوای واکنشی به سوخت در توربین گاز	۱/۲
دمای بخار در گازی‌ساز	۶۸۰ درجه سلسیوس	دمای ورودی توربین	۱۲۰۰ درجه سلسیوس
فشار گازی‌ساز	۲۰ بار	دمای گاز خروجی از بازیاب حرارتی	۱۲۰ درجه سلسیوس
نسبت بخار به کربن در تبدیل	۳	دمای تقرب در بازیاب حرارتی	۲۰ درجه سلسیوس
حجم راکتور تبدیل	۲۰ متر مکعب	فشار ورودی اولین توربین بخار	۱۰۹/۵ بار
دمای گاز سنتز پس از خنک شدن	۴۰ درجه سلسیوس	فشار ورودی دومین توربین بخار	۳۶ بار
فشار راکتور سنتز متانول	۳۰ بار	فشار ورودی سومین توربین بخار	۱۵ بار
دمای راکتور سنتز متانول	۲۴۰ درجه سلسیوس	فشار خروجی سومین توربین بخار	۴ بار
دمای گاز خروجی از راکتور متانول پس از خنک شدن	۴۰ درجه سلسیوس	دما خروجی چگالنده توربین بخار	۴۰ درجه سلسیوس
فشار جداساز دوفازی اولیه	۲۵ بار	افت فشار هر یک از تجهیزات	۰/۵ بار

که در این مقاله معادل ۱۰ سنت به ازای هر مگاژول فرض می‌شود. باید گفت که در این مطالعات قیمت زیست توده و هزینه لجستیک آن (حمل و نقل، فرآورش و سایر هزینه‌ها) ناچیز در نظر گرفته شده است. پارامترهای مورد نیاز برای ارزیابی‌های اقتصادی از نرم‌افزار HYSYS 2006 فراخوانی شده و پس از آن تحلیل می‌شوند. نحوه ارتباط اجزای نرم‌افزارها را در شکل (۲) مشاهده می‌کنید.



شکل ۲. نمودار ارتباط بین اجرای مدیریت شبیه‌سازی.

مراجع تعیین هزینه‌های واحد فرایندی در جدول (۳) درج شده‌اند.

جدول ۳. هزینه‌های واحد فرایندی.

مرجع تخمین هزینه	اجزاء واحد
[۱۲]	گازی‌ساز
[۱۳]	راکتورهای تبدیل و سنتز متانول
[۱۲]	واحد جداسازی هیدروژن
[۱۲]	واحد توربین گازی
[۱۲]	بازیاب حرارتی
[۱۲]	سیکل بخار
[۱۴]	جداسازها
[۱۵]	هزینه‌های گرمایش و سرمایش
[۱۶]	هزینه ی بخار آب

۳. آنالیز حساسیت

پارامترهای تصمیم‌گیری برای انجام آنالیز حساسیت عبارتند از:

- ✓ کسر جریان گاز سنتز خروجی از جداساز دوفازی D-101 که وارد واحد تولید متانول می‌شود (X-01)

پارامترهای تصمیم‌گیری و طراحی که در این واحد برای آنالیز حساسیت در نظر گرفته شده‌اند، عبارتند از (در شکل (۱) به صورت دایره‌های هاشورزده نشان داده شده‌اند):

- ✓ کسر جریان گاز سنتز خروجی از جداساز دوفازی D-101 که واحد تولید متانول وارد می‌شود (X-01)
- ✓ کسر جریان گاز خروجی از واحد جداسازی هیدروژن که به واحد تولید متانول وارد می‌شود (X-02)
- ✓ کسر جریان گاز خروجی از جداساز دوفازی D-102 که به واحد تولید متانول وارد می‌شود (X-03)
- ✓ فشار جداساز دوفازی D-103 (از طریق شیر فشار شکن اعمال می‌شود) (X-04)
- ✓ نسبت فشار در واحد توربین گاز (X-05)

به عنوان ارزیابی عملکرد واحد نیز پارامترهای زیر بررسی می‌شوند:

- ✓ میزان هیدروژن تولیدی
- ✓ میزان متانول تولیدی
- ✓ توان خالص تولیدی
- ✓ سود خالص سالانه واحد

برای بدست آوردن سود خالص، لازم است توابع هزینه و درآمد واحد تهیه شوند. تابع سود^۱ را به صورت زیر می‌توان بیان کرد:

$$\text{سود} = \text{درآمدهای حاصل از فروش} + \text{هیدروژن تولید شده} + \text{متانول تولید شده} + \text{توان خالص تولیدی}$$

$$- \text{هزینه‌های} \left\{ \begin{array}{l} \text{خوراک} + \text{گازی‌ساز} + \text{راکتورها} + \text{واحد PSA} \\ \text{خالص سازی متانول} + \text{توربین‌های گازی} \\ \text{واحد HRSG} + \text{سیکل بخار} + \text{کمپرسورها} \\ \text{گرمایش و سرمایش} + \text{بخار مورد نیاز} \end{array} \right.$$

در این محاسبات، نرخ بهره ۱۸ درصد و مدت زمان فعالیت واحد ۲۵ سال در نظر گرفته شده است. تعداد ساعات فعالیت واحد در سال نیز معادل ۸۵۰۰ ساعت فرض شده است. بهای متانول معادل ۵۵۰ دلار به ازای هر تن در نظر گرفته شده است [۹]. همچنین، بهای هر کیلوگرم هیدروژن معادل ۱۰ دلار در نظر گرفته شده است [۱۰]. قیمت توان تولیدی در ایران در سال ۲۰۱۱ بین ۲ تا ۱۹ سنت به ازای هر مگاژول گزارش شده است [۱۱].

1. Profit

✓ کسر جریان گاز خروجی از واحد جداسازی هیدروژن که وارد واحد تولید متانول می‌شود (X-02)

✓ کسر جریان گاز خروجی از جداساز دوفازی D-102 که وارد واحد تولید متانول می‌شود (X-03)

✓ فشار جداساز دوفازی D-103 (توسط شیر فشار شکن اعمال می‌شود) (X-04)

✓ نسبت فشار در واحد توربین گاز (X-05)

همان‌طور که قبلاً هم اشاره شد، پارامترهای دیگر فرایندی (که در جدول (۲) مقدار دهی شده‌اند) می‌توانند پارامترهای تصمیم‌گیری تلقی شوند، که در این صورت می‌توان آنالیز حساسیت دقیق‌تری انجام داد و در صورت انجام بهینه‌سازی نیز می‌توان طرحی کاملاً بهینه به‌دست آورد.

باید گفت که در این واحد تجمیع و یکپارچه‌سازی حرارتی بررسی نشده است که خود به مطالعاتی جداگانه نیاز دارد. بنابراین هزینه‌های فرایندی به مراتب بالاتر از طرح بهینه ممکن (در صورت انجام مطالعات یکپارچه‌سازی حرارتی) خواهد بود.

در جدول (۴) مقادیر پایه برای پارامترهای تصمیم‌گیری یاد شده در بالا و مقادیر پارامترهای ارزیابی به ازای آنها درج شده‌اند. همچنین، در این جدول محدوده مقادیر این پارامترها برای انجام آنالیز حساسیت نیز ارائه شده است.

جدول ۴. مقادیر پارامترهای تصمیم‌گیری.

پارامتر	مقدار پایه	محدوده مقادیر
X-01	۰/۵۰	۰/۰۵ - ۰/۹۵
X-02	۰/۵۰	۰/۰۵ - ۰/۹۵
X-03	۰/۹۵	۰/۰۵ - ۰/۹۵
X-04	۲۹/۵ بار	۲۵ - ۲۹/۵ بار
X-05	۸	۴ - ۱۲
هیدروژن تولیدی	۳/۳۸ تن در ساعت	-
متانول تولیدی	۱۶/۰۰ تن در ساعت	-
توان خالص تولیدی	۴۴/۶۳ مگاوات	-
سود خالص واحد	۳۵۹ میلیون دلار در سال	-

۳-۱ نتایج آنالیز حساسیت

بر اساس محدوده‌ای در نظر گرفته شده برای پارامترهای

۳-۱-۱ بررسی اثر پارامترهای اول و دوم

با توجه به آن که پارامترهای اول و دوم (X-01 و X-02) همراه یکدیگر جهت‌گیری واحد برای تولید هیدروژن یا متانول را مشخص می‌کنند، آثار این دو پارامتر با هم در نظر گرفته شده است (شکل (۳)).

همان‌گونه که در شکل‌های ((۳)-الف و ب) مشاهده می‌شود، با افزایش پارامترهای اول و دوم، میزان متانول تولیدی افزایش می‌یابد در صورتی که میزان هیدروژن تولیدی کاهش می‌یابد. علت این تغییرات آن است که هر چه این پارامترها افزایش می‌یابند، سهم بیشتری از گاز سنتز در مسیر تولید متانول وارد می‌شود و در نتیجه میزان استحصال هیدروژن کاهش می‌یابد.

با توجه به شکل ((۳)-پ) حداکثر کار تولیدی در صورتی حاصل می‌شود که پارامتر اول مقدار حداکثر خود را داشته و پارامتر دوم در حداقل مقدار خود قرار داشته باشد. در واقع، در صورتی که هیدروژنی از سیستم خارج نشود میزان مواد سوختنی که به توربین گاز وارد می‌شوند افزایش می‌یابد و این مسئله باعث افزایش کار تولیدی در توربین گاز و نیز در سیکل بخار (به خاطر افزایش دبی گاز در بازایاب حرارتی) می‌شود.

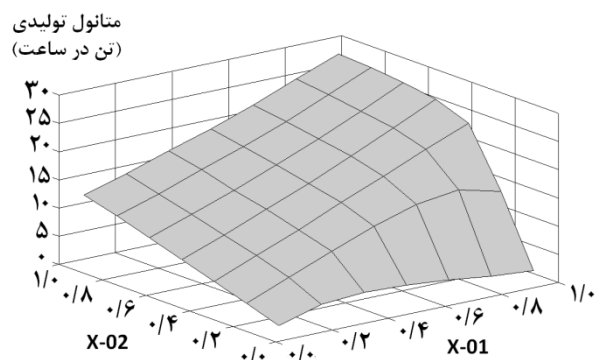
مطابق شکل ((۳)-ت) روند تغییرات سود خالص سالیانه واحد مشابه روند تغییرات هیدروژن تولیدی است و بیشتر متأثر از تولید هیدروژن است. این مورد به علت ارزش گزاف هیدروژن نسبت به سایر محصولات واحد است

۳-۱-۲ بررسی اثر پارامتر سوم

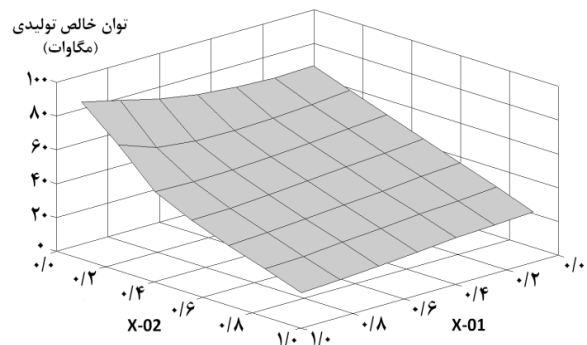
در شکل‌های ((۴)-الف) تا ((۴)-ت) مشاهده می‌شود که با افزایش مقدار پارامتر سوم، تولید متانول حدوداً ۲۱۰ درصد افزایش، تولید هیدروژن ۲۳ درصد کاهش، توان خالص تولیدی ۴۰ درصد کاهش و در مجموع سود واحد ۱۸ درصد کاهش می‌یابد. رقابت میان قیمت‌های متانول، هیدروژن و توان در مجموع تغییرات سود را به سمت کاهش یافتن سوق می‌دهد. بنابراین، این کاهش تابع قیمت نسبی محصولات است.

۳-۱-۳ بررسی اثر پارامتر چهارم

با توجه به شکل‌های ((۵-الف)) تا ((۵-ت))، با افزایش این پارامتر (فشار اولین جداساز دوفازی) از مقدار ۲۵۰۰ بار به ۲۹۵۰ بار، میزان تولید متانول ۳ درصد افزایش، میزان تولید هیدروژن کمتر از ۱ درصد کاهش، توان خالص تولیدی واحد ۳۴ درصد افزایش و سرانجام، سود واحد به اندازه ۴ درصد افزایش می‌یابد. در اینجا، تغییرات متانول و هیدروژن تولیدی بسیار پایین است و تغییر فشار بیشترین اثر را بر توان خالص تولیدی واحد می‌گذارد و برای حالت پایه به نظر می‌رسد هرچقدر فشار بیشتر باشد مطلوبیت واحد بیشتر می‌شود.



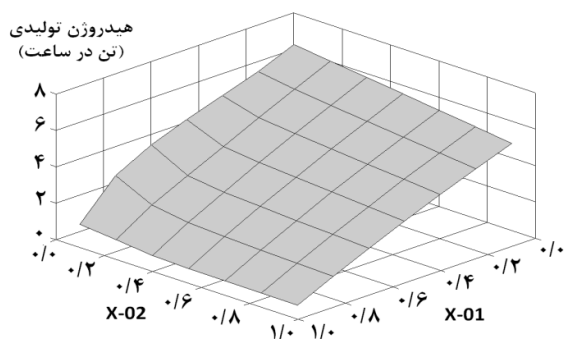
(الف)



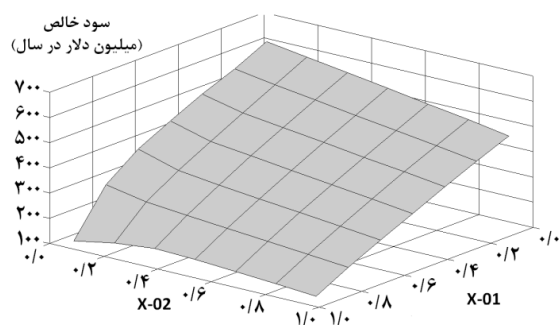
(پ)

۳-۱-۴ بررسی اثر پارامتر پنجم

مطابق شکل‌های ((۶-الف)) و ((۶-ب))، با توجه به این‌که جریان‌های سیال و انرژی در سیستم توربین گاز بر واحدهای بالادست خود اثرگذار نیستند، تغییرات پارامتر پنجم (نسبت فشار در سیستم توربین گازی) بر میزان تولید متانول و هیدروژن تأثیری ندارد. اما هرگاه مقدار این پارامتر $8/3$ باشد، توان خالص تولیدی واحد دارای حداکثر مقدار خود است. به نحوی که نسبت به حداقل مقدار خود در بازه تغییرات پارامتر پنجم، ۶ درصد افزایش دارد و در پی آن باعث افزایش سود خالص سالیانه واحد به اندازه ۶ درصد می‌شود.

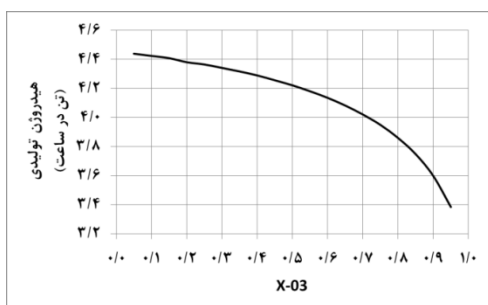


(ب)

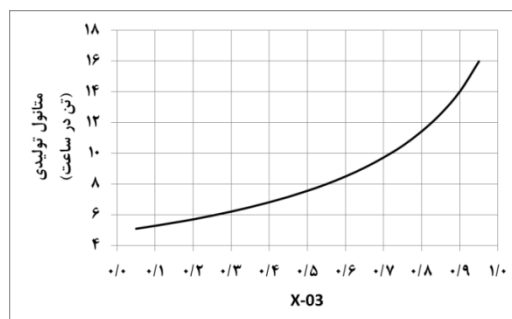


(ت)

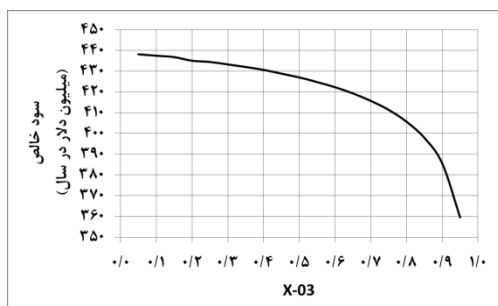
شکل ۳. (الف) اثر تغییر پارامترهای اول و دوم بر میزان تولید متانول؛ (ب) اثر تغییر پارامترهای اول و دوم بر میزان تولید هیدروژن؛ (پ) اثر تغییر پارامترهای اول و دوم بر میزان توان خالص تولیدی؛ (ت) اثر تغییر پارامترهای اول و دوم بر میزان سود خالص.



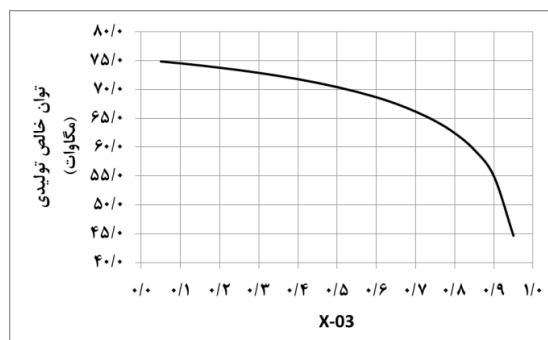
(ب)



(الف)

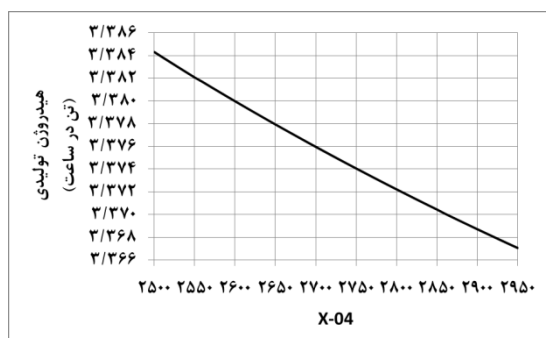


(ت)

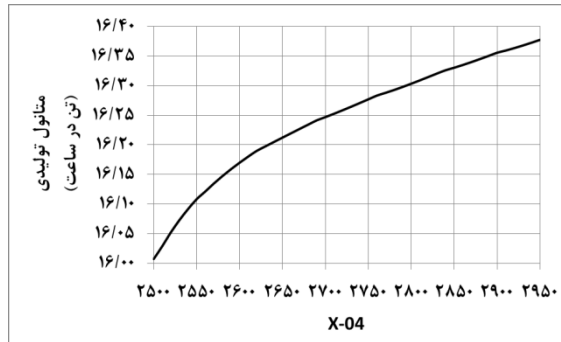


(پ)

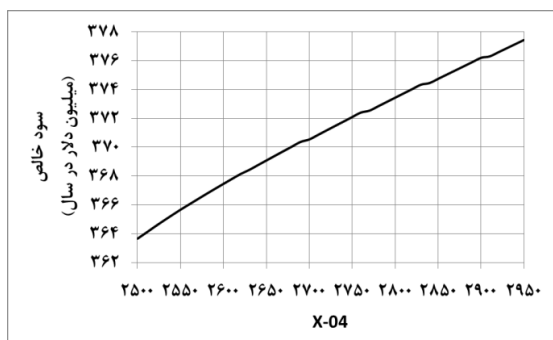
شکل ۴. (الف) اثر تغییر پارامتر سوم بر میزان تولید متانول؛ (ب) اثر تغییر پارامتر سوم بر میزان تولید هیدروژن؛ (پ) اثر تغییر پارامتر سوم بر میزان توان خالص تولیدی؛ (ت) اثر تغییر پارامتر سوم بر میزان سود خالص.



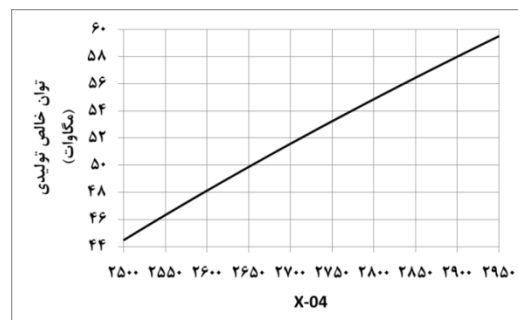
(ب)



(الف)

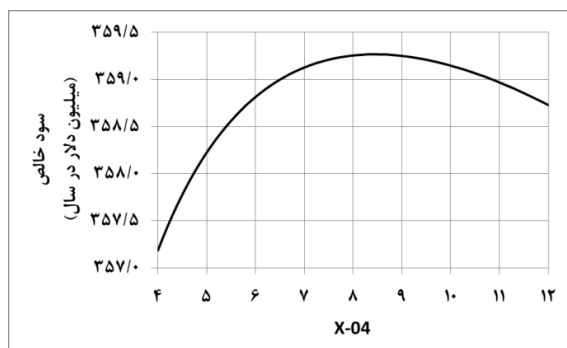


(ت)

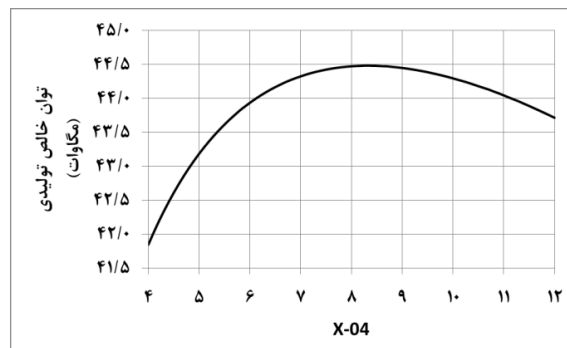


(پ)

شکل ۵. (الف) اثر تغییر پارامتر چهارم بر میزان تولید متانول؛ (ب) اثر تغییر پارامتر چهارم بر میزان تولید هیدروژن؛ (پ) اثر تغییر پارامتر چهارم بر میزان توان خالص تولیدی؛ (ت) اثر تغییر پارامتر چهارم بر میزان سود خالص.



(ب)



(الف)

شکل ۶. (الف) اثر تغییر پارامتر پنجم بر میزان توان خالص تولیدی؛ (ب) اثر تغییر پارامتر پنجم بر میزان سود خالص.

۴. نتیجه گیری کلی

استفاده از سوخت‌های جایگزین در بخش حمل و نقل نه تنها به بازدهی بیشتر استفاده از منابع و تخصیص بهینه آنها کمک می‌کند، بلکه امنیت انرژی را برای هر سیستمی به ارمغان می‌آورد. به علاوه، استفاده از منابع زیست توده می‌تواند در راستای توسعه پایدار زیست محیطی نیز تأثیرات بسزایی داشته باشد. در این مقاله با استفاده از فرایندی طراحی شده، تولید همزمان متانول، هیدروژن و کار بررسی شد. در این راستا، اثر تغییرات برخی پارامترهای مؤثر بر عملکرد فرایند نشان داده شد. در حالت پایه‌ای فرایند تولید متانول حدود ۱۶ تن در ساعت، تولید هیدروژن حدود ۴ تن در ساعت، میزان توان خالص تولیدی فرایند حدود ۴۵ مگاوات و سود خالص سالیانه واحد حدود ۳۶۰ میلیون دلار در سال برآورد شده است که می‌تواند دارای جذابیت اقتصادی باشد. باید گفت که در این مطالعات هزینه استهلاک، بهای زیست توده در نظر گرفته نشده است.

با در نظر گرفتن فقط هزینه‌های واحد (بدون احتساب سود ناشی از فروش محصولات) که در حالت پایه معادل ۴۱ میلیون دلار در سال است، قیمت تمام شده هر تن متانول معادل ۳۰۰ دلار، قیمت تمام شده هر کیلوگرم هیدروژن معادل ۲ دلار و قیمت هر مگاژول توان معادل ۳ سنت به دست می‌آید. این قیمت‌ها با توجه به قیمت‌های روز این محصولات (که به ترتیب معادل ۵۴۹ دلار به ازای هر تن متانول، ۱۰ دلار به ازای هر کیلوگرم هیدروژن و ۱۰ سنت به ازای هر مگاژول توان می‌باشند) از قابلیت رقابت در بازار برخوردارند.

البته لازم به ذکر است که یکپارچه‌سازی حرارتی در این واحد در نظر گرفته نشده بود و واحد مقدار ۱۶۵ مگاوات گرمایش و همچنین مقدار ۴۷۰ مگاوات سرمایش مورد نیاز خود را (در حالت پایه) از بیرون تأمین می‌کرد. بنابراین، پتانسیل جریان‌های سردشونده و گرم‌شونده واحد با تحلیل اکسرژی این جریان‌ها می‌تواند به یکپارچه‌سازی مناسب حرارتی انجامد و سودآوری واحد را تا حد چشمگیری بهبود بخشد.

علاوه بر این لازم است اثر بلوغ فناوریها بر هزینه آنها نیز در نظر گرفته شود. در واحد بررسی شده نیز صرفاً آثار برخی پارامترها در نظر گرفته شد، در صورتی که اثر سایر پارامترها نیز می‌تواند چشمگیر باشد. بنابراین، برای انجام تحلیل حساسیت کامل‌تر لازم است سایر پارامترها نیز در دامنه مطالعات قرار گیرد. این مطالعات در ادامه با انجام بهینه‌سازی پارامترهای تصمیم‌گیری می‌تواند طرحی با توجیه‌پذیری اقتصادی بالا به دست دهد. معمولاً در صورت استفاده از زیست توده در مقدار منابع و ترکیب مواد سازنده آن عدم قطعیت رخ می‌دهد. بنابراین، لازم است به عنوان تکمیل مطالعات، آنالیز حساسیت و بهینه‌سازی برای زیست‌توده‌های مختلف صورت پذیرد. باید گفت که نتایج بهینه‌سازی با توجه به قیمت نسبی محصولات و نیز محدودیت‌هایی که بر مقدار محصولات مختلف ممکن است اعمال شود، به جهات ترجیحی مختلفی خواهد داشت. بنابراین، در بازارهای مختلف و شرایط جهانی و به صورت خاص شرایط منطقه پیاده‌سازی واحد فرایندی سوگیری بهینه‌سازی به سمت سبدهای مختلفی از محصولات خواهد بود.

- [1] Hamelinck, C. N., Faaij, A. P., "Future prospects for production of methanol and hydrogen from biomass", *Journal of Power Sources*, 111(1), 1-22, (2002).
 - [2] Katofsky, R. E., "The Production of Liquid Fuels from Biomass", 1st Ed., Center for Energy and Environmental Studies, Princeton University, Princeton, NJ, 115-119, (1993).
 - [3] Williams, R. H., Larson, E. D., Katofsky, R. E., Chen, J., "Methanol and hydrogen from biomass for transportation, with comparisons to methanol and hydrogen from natural gas and coal, PU/CEES Report 292", Center for Energy and Environmental Studies, Princeton University, Princeton, NJ, 47-48, (1995).
 - [4] Barranon, D. C. C., "Methanol and Hydrogen Production: Energy and Cost Analysis", MS Thesis, Lulea University of Technology, Lulea, Sweden, 1-58, (2006).
 - [5] Li, H., Hong, H., Jin, H., Cai, R., "Analysis of a feasible polygeneration system for power and methanol production taking natural gas and biomass as materials", *Applied Energy*, 87(9), 2846-2853, (2010).
 - [6] Huisman, G. H., Van Rens, G. L. M. A., De Lathouder, H., Cornelissen, R. L., "Cost estimation of biomass-to-fuel plants producing methanol, dimethylether or hydrogen", *Biomass and Bioenergy* 35: S155-S166, (2011).
 - [7] Annesini, M., Piemonte, V., Turchetti, L., "Carbon formation in the steam reforming process: a thermodynamic analysis based on the elemental composition", *Chemical Engineering*, 11 (2007).
 - [8] Taghdisian, H., Farhadi, F., Pishvaie, M. R., "An optimization-oriented green design for methanol plants", *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 87(8), 1111-1120, (2012).
 - [9] Methanol Pricing, Retrieved from <http://emsh-ngtech.com/methanol/methanol-pricing>, (2015, September 10).
 - [10] Greg Blencoe, Cost of hydrogen from different sources, Retrieved from <http://www.h2carblog.com/?p=461>, (2009, November, 9).
- [۱۱] معاونت امور برق و انرژی دفتر برنامه‌ریزی کلان برق و انرژی، «ترازنامه انرژی سال ۱۳۹۱»، معاونت امور برق و انرژی، وزارت نیرو، تهران، ۱-۵۱۸، (۱۳۹۲).
- [12] Kreutz, T., Williams, R., Consonni, S., Chiesa, P., "Co-production of hydrogen, electricity and CO₂ from coal with commercially ready technology. Part B: economic analysis", *International Journal of Hydrogen Energy*, 30(7), 769-784, (2005).
 - [13] Biegler, L. T., Grossmann, I. E., Westerberg, A. W., "Systematic methods for chemical process design", 1st Ed., Prentice Hall, NJ, 1-796, (1997).
 - [14] Seider, W. D., Seader, J. D., Lewin, D. R., "Product & Process Design Principles: Synthesis, Analysis and Evaluation", 3rd Ed., John Wiley & Sons, NY, 1-728, (2009).
 - [15] Pahor, B., Kravanja, Z., Bedenik, N. I., "Synthesis of reactor networks in overall process flowsheets within the multilevel MINLP approach", *Computers & Chemical Engineering*, 25(4), 765-774, (2001).
 - [16] Smith, R., Varbanov, P., "What's the price of steam?", *Chemical engineering progress*, 101(7), 29-33, (2005).