

شبیه‌سازی و مطالعه اقتصادی تولید بیودیزل از زائدات چربی حیوانی

مسیح کریمی علوبچه^۱، نوشین اسدی^۲ و سهیلا یغمایی^{۳*}

۱- دانشکده مهندسی شیمی و نفت، دانشگاه صنعتی شریف، تهران، ایران

۲- دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه صنعتی اصفهان، ایران

تاریخ پذیرش: ۹۳/۸/۱۷

تاریخ دریافت: ۹۲/۱۰/۳

چکیده

هدف از این پژوهش، طراحی و مطالعه اقتصادی تولید بیودیزل از چربی حیوانی است. امروزه عمده تولید بیودیزل از منابع روغن‌های خوراکی مانند سویا است. زائدات پیه به‌عنوان منبعی فراوان، ارزان قیمت و غیرخوراکی می‌تواند جایگزین این منابع گردد. به علت محتوای بالای اسیدهای چرب آزاد حیوانی، شبیه‌سازی در دو بخش واکنش استریفیکاسیون و ترانس-استریفیکاسیون صورت گرفت و عملیات خالص‌سازی توسط شستشو با آب در برج استخراج انجام شد. تولید ۵۰۰۰ kg بیودیزل از ۵۰۰۰ kg پیه، نتیجه حاصل از شبیه‌سازی با نرم‌افزار Aspen Hysys است. همچنین گلیسرول به‌عنوان یک محصول جانبی فرآیند فوق خالص‌سازی شد. برای مطالعه اقتصادی فرآیند از نرم‌افزار Aspen Icarus استفاده شد و نتایج تحلیل اقتصادی حاصل از آن، نشان‌دهنده میزان NPV برابر با ۴/۷۳۳ میلیون دلار که مشخص‌کننده اقتصادی بودن فرآیند بعد از ۱۰ سال است. دوره بازگشت سرمایه ۷/۷ سال پس از راه‌اندازی کارخانه است.

کلمات کلیدی: بیودیزل، اسید چرب آزاد، شبیه‌سازی، مطالعه اقتصادی، استریفیکاسیون

مقدمه

غیر سمی بودن از مزایای دیگر بیودیزل می‌باشد [۲]. منابع تولید بیودیزل بسیار متنوع است. این منابع عمدتاً شامل روغن‌های گیاهی و چربی‌ها است. سویا، گل آفتابگردان، کانولا، دانه‌های کتان و رازک از جمله این منابع هستند [۳]. فرآیندهای تولید بیودیزل عبارتند از فرآیندهای کاتالیزوری قلیایی یا اسیدی که عمدتاً به‌عنوان روش ترانس استریفیکاسیون^۱ شناخته می‌شوند، مانند کاتالیزوری قلیایی [۴ و ۵]، کاتالیزوری اسیدی، متانول فوق بحرانی^۲ [۷ و ۸]، آب زیر بحرانی^۳ [۹] و کاتالیزوری با آنزیم لیپاز [۱۰]. فرآیندهای دیگری

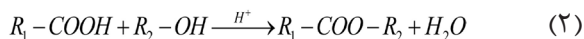
با توجه به نیاز روزافزون دنیا به انرژی و محدودیت منابع فسیلی، نیاز به منابع جایگزین و تجدید پذیر روزبه‌روز افزایش می‌یابد. یکی از منابع سوخت‌های تجدید پذیر، بیودیزل است. استفاده از بیودیزل خالص تا ۴۶/۷٪ میزان کربن مونوکسید، ۶۶/۷٪ میزان ذرات معلق و ۴۵/۲٪ هیدروکربن‌های نسوخته را کاهش می‌دهد [۱]. همچنین عدد ستان بالاتر، دود کمتر، محتوای سولفور کمتر، تجزیه‌پذیری و

1. Transesterification
2. Supercritical Methanol
3. Subcritical Water

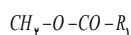
yaghmaei@sharif.edu

*مسئول مکاتبات
آدرس الکترونیکی

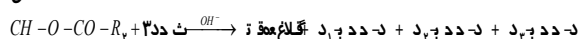
یا همان بیودیزل و آب می‌نماید.



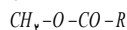
پس از کاهش محتوای اسید چرب آزاد، از آنجایی که ادامه روند تولید بیودیزل اساساً از تری گلیسیریدهای موجود در چربی صورت می‌گیرد و سرعت کاتالیزور اسیدی کمتر از کاتالیزور بازی است [۶ و ۱۷]، ادامه فرآیند توسط واکنش ترانس استریفیکاسیون قلیایی مطابق رابطه ۳ صورت می‌گیرد که طی آن تری گلیسیریدها در کنار قلیا با الکل واکنش داده و تولید بیودیزل و آب می‌نماید [۳ و ۱۶]. شبیه‌سازهای فرآیندی به علت محاسبات دقیق و سریع و همچنین وجود بانک‌های اطلاعاتی مواد و بسته‌های پیش‌بینی خواص ترمودینامیکی به‌عنوان ابزاری مفید قادر به ارزیابی فرآیندهای شیمیایی تولید محصول می‌باشد. بنابراین استفاده از این نرم‌افزارها امکان ارزیابی اقتصادی و مقایسه تولید بیودیزل از منابع مختلف طی فرآیندهای متفاوت را فراهم می‌سازد. به علت پیچیدگی ترکیب تری گلیسیریدها و اسیدهای چرب آزاد موجود در چربی حیوانی، در عمده شبیه‌سازی‌ها، زائدات روغن گیاهی به‌عنوان خوراک در نظر گرفته شده و به‌منظور ساده‌سازی تنها تری‌الین به‌صورت ترکیب عمده فرض شده است [۱ و ۴ و ۱۱ و ۱۸-۲۰]. در این مطالعه هدف شبیه‌سازی فرآیند تولید بیودیزل با خوراک جدید و تا حد ممکن نزدیک به ترکیب اصلی و همچنین ارزیابی اقتصادی آن است. واحد تولید بیودیزل از چربی حیوانی توسط نرم‌افزار Aspen Hysys شبیه‌سازی شد و سپس توسط نرم‌افزار Aspen Icarus تحلیل اقتصادی گردید.



۱

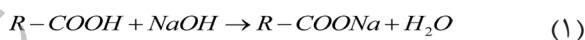


۲



(۳)

مانند میکرو-امولسیون^۱ [۳ و ۱۱] و ترموکراکینگ حرارتی (پیرولیز) [۳ و ۱۲] نیز از جمله روش‌های تولید بیودیزل می‌باشد. امروزه به‌طور رایج بیودیزل از منابع خوراکی تولید می‌شود و فرآیند ترانس استریفیکاسیون به‌عنوان رایج‌ترین فرآیند جهت تولید بیودیزل شناخته می‌شود که شامل واکنش چربی یا روغن با الکل در کنار کاتالیست است. عمدتاً این فرآیند با متانول و کاتالیست قلیایی صورت می‌گیرد [۱۳]. از نظر اقتصادی منبع تولید بیودیزل باید از منابع غیرخوراکی و با کم‌ارزش باشد. چربی‌های حیوانی می‌تواند به‌عنوان منبع کم‌ارزش برای تولید بیودیزل در نظر گرفته شود، ولی مشکل موجود با این چربی‌ها محتوای بالای اسیدهای چرب آزاد^۲ در حدود ۰.۵٪ تا ۳۰٪ است که طی فرآیند کاتالیزوری قلیایی به بیودیزل تبدیل شده و طبق واکنش زیر صابون تولید می‌نماید [۴ و ۱۳-۱۵].



تولید صابون باعث تشکیل امولسیون می‌شود که سبب پیوند میان فاز آلی و آبی و نهایتاً ایجاد مشکل در فرآیند جداسازی می‌شود [۱۵ و ۱۶]. در ارتباط با منابع با محتوای بالای اسیدهای چرب آزاد، (بیش از ۰.۵٪) [۱۵]، استفاده از روش پیش‌فرآوری به‌منظور کاهش میزان اسیدهای چرب آزاد ضروری است. از جمله این روش‌ها می‌توان به تقطیر با بخار آب^۳، استخراج با الکل و استریفیکاسیون^۴ با کاتالیزور اسیدی اشاره کرد. روش تقطیر با بخار آب به علت دمای بالا و بازدهی پایین روش مناسبی نیست. از طرفی استخراج توسط الکل به علت انحلال کم اسیدهای چرب در الکل نیازمند مقدار زیاد حلال است. بنابراین مناسب‌ترین روش برای کاهش میزان اسیدهای چرب آزاد، استریفیکاسیون با کاتالیزور اسیدی است. طی واکنش استریفیکاسیون، اسید چرب مطابق با واکنش رابطه ۲ با یک الکل (مانند متانول) در مجاورت کاتالیزور اسیدی (مانند سولفوریک اسید) واکنش داده و تولید آلکیل استر

1. Microemulsion
2. Free Fatty Acid (FFA)
3. Steam Distillation
4. Esterification

NRTL انتخاب گردید [۱۸ و ۲۶] و ضرایب برهم‌کنش دوگانه مجهول با استفاده از روش تخمینی نرم‌افزار محاسبه شد.

الکل مورد استفاده در این شبیه‌سازی متانول و کاتالیزور اسیدی و بازی به ترتیب سولفوریک اسید و سود بوده است.

میزان متوسط تبدیل برای واکنش‌های استریفیکاسیون در 60°C ، فشار ۴ bar، نسبت مولی متانول به چربی ۶ به ۱ و نسبت وزنی اسید به چربی ۸٪ برابر با ۹۰٪ و برای واکنش‌های ترانس استریفیکاسیون در همان شرایط و با نسبت وزنی باز به چربی ۴٪ برابر با ۹۵٪ در نظر گرفته شد [۱۴، ۱۵ و ۱۸].

شبیه‌سازی واحد استریفیکاسیون

مطابق شکل ۱، جریان پیه زائد محتوی ۱۳٪ وزنی اسید چرب آزاد به‌منظور پیش‌فرآوری با سولفوریک اسید در راکتور CVR-100 واکنش می‌دهد. مخلوط خروجی از راکتور (جریان ۴) محتوی فاز آلی و آبی است. چربی در آب امتزاج‌ناپذیر است، ولی متیل استرها ایجاد شده دارای امتزاج‌پذیری جزئی در آب بوده و متانول نیز در فاز آلی انحلال‌پذیر است. رایج‌ترین روش خالص‌سازی به‌منظور جداسازی متانول، گلیسرول، کاتالیست و نمک‌ها از بیودیزل تولیدی استفاده از استخراج مایع-مایع توسط آب است. این فرآیند به فرآیند شستشو با آب معروف است [۲۷-۲۹]. برای این منظور از برج استخراج T-101 استفاده گردید. پس از پیش‌فرآوری، میزان اسیدهای چرب آزاد به ۱٪ تقلیل می‌یابد که برای استفاده در فرآیند ترانس استریفیکاسیون مناسب است. محلول فاز آبی خروجی از برج T-101 به‌منظور بازیابی متانول و سولفوریک اسید و همچنین جداسازی آب برای استفاده در مراحل بعدی خالص‌سازی به برج تقطیر T-100 وارد می‌شود.

مشخصات چربی حیوانی مورد استفاده در شبیه‌سازی

پیه زائد^۱ به‌عنوان منبع چربی مورد استفاده جهت تولید بیودیزل انتخاب شد. پیه محصول جانبی صنایع گوشت و یکی از بیشترین تولیدات چربی حیوانی با تولید سرانه بیش از ۸ میلیون تن در سال است [۲۱] که می‌تواند به‌عنوان ماده خام مناسب و ارزان‌قیمت برای تولید بیودیزل مورد استفاده قرار گیرد [۳ و ۲۲]. ترکیب وزنی تری‌گلیسیریدهای عمده در پیه گوسفندی در جدول ۱ آورده شده است.

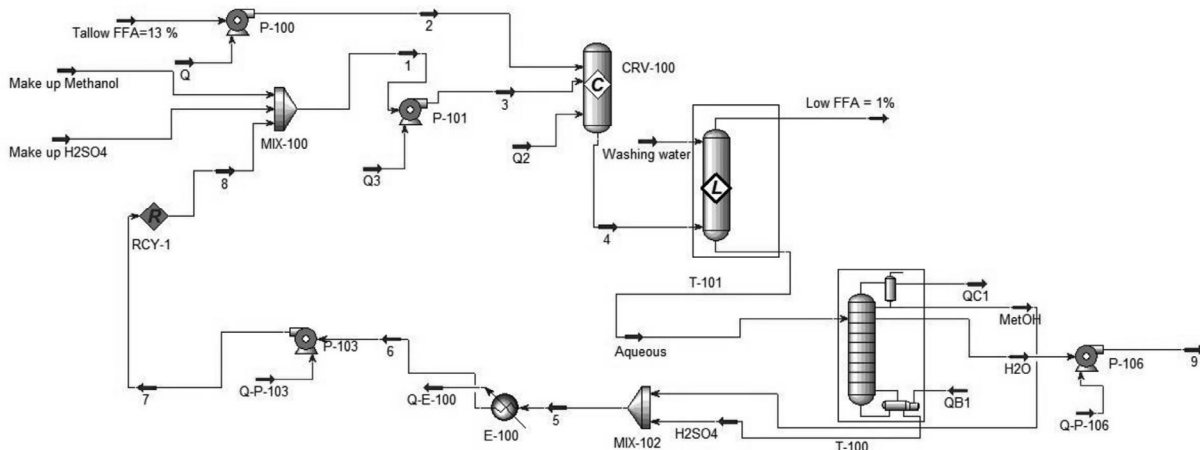
جدول ۱- ترکیب وزنی تری‌گلیسیریدها و اسیدهای چرب آزاد پیه [۳، ۲۱ و ۲۳].

تری‌گلیسیریدها		اسیدهای چرب آزاد	
*SSO	۰/۱۵۷	استریک اسید	۰/۰۲۷
SOP	۰/۱۸۴	الئیک اسید	۰/۰۶۰
SOO	۰/۱۴۳	لین‌الئیک اسید	۰/۰۰۴
PPO	۰/۰۶۷	پالمیتیک اسید	۰/۰۳۸
POO	۰/۱۰۷	میرستیک اسید	۰/۰۰۶
OOO	۰/۰۴۹		
PSS	۰/۰۷۲		
PPS	۰/۰۴۷		
SSS	۰/۰۳۹		
*تری‌گلیسرید حاصل از دو استریک اسید و یک الئیک اسید			

شبیه‌سازی

شبیه‌سازی در دو بخش استریفیکاسیون به‌منظور پیش‌فرآوری چربی و بخش ترانس استریفیکاسیون و تبدیل تری‌گلیسیریدها به بیودیزل انجام گرفته است. از آنجایی‌که تری‌گلیسیریدها در بانک مواد نرم‌افزار Hysys تعریف نشده است، تری‌گلیسیریدهای موجود در جدول ۱ به‌صورت مواد فرضی^۲ در نرم‌افزار تعریف گردید. برای این منظور خواص و ساختار این مواد^۳ از مراجع به دست آمد [۲۴-۲۶] و خواص مجهول توسط روش تخمینی نرم‌افزار تعیین شد. مدل ترمودینامیکی مورد استفاده با توجه به وجود مواد غیرقابل امتزاج و وجود مواد قطبی مانند گلیسرول و متانول در مخلوط مایعات

1. Waste Tallow
2. Hypotheticals
3. UNIFAC Structure



شکل ۱- واحد استریفیکاسیون به‌منظور کاهش محتوای اسید چرب آزاد

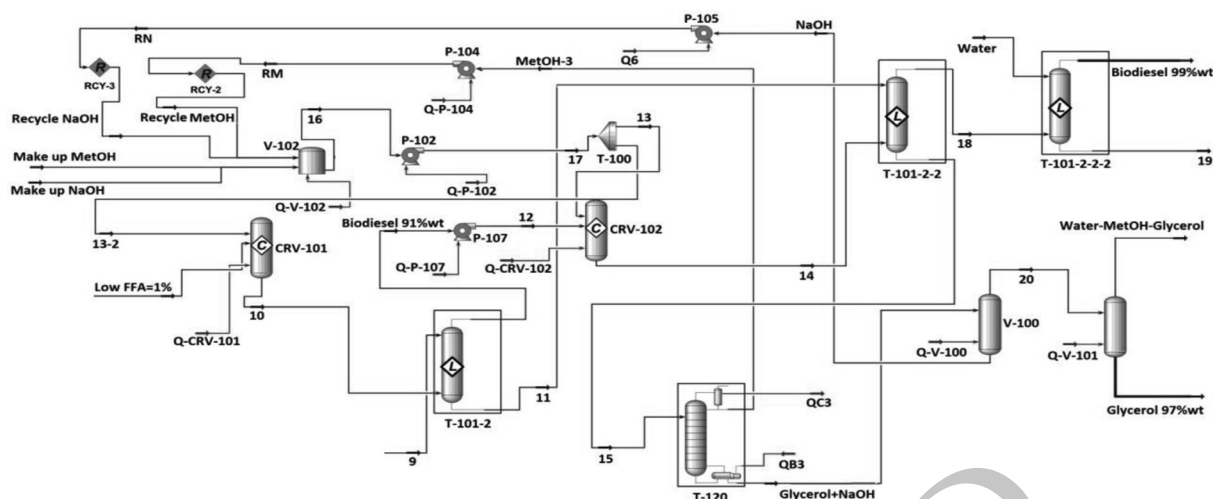
راکتور CVR-102 (جریان ۱۴) به برج استخراج T-101-2 منتقل شده و از آب خروجی از برج قبلی (جریان ۱۱) به‌عنوان حلال استفاده می‌گردد. آب مورد استفاده به‌عنوان حلال از مراحل قبلی تأمین می‌شود، لذا دارای ناخالصی زیادی شامل متانول، سود، سدیم سولفات ناشی از خنثی‌سازی اسید-باز و گلیسرول است. به‌منظور خالص‌سازی نهایی بیودیزل تولیدی و حذف ناخالصی‌های آن از برج استخراج T-101-2-2 به همراه آب تازه استفاده می‌گردد که باعث افزایش خلوص بیودیزل تا ۹۹٪ وزنی می‌شود. متانول واکنش نداده با استفاده از برج T-102 به ابتدای فرآیند برگردانده می‌شود. همچنین برای بازگردانی سود از مخزن V-100 به‌عنوان تبخیرکننده استفاده می‌شود. برای اقتصادی‌تر کردن فرآیند از جداکننده V-101 برای جداسازی گلیسرول به‌عنوان محصول جانبی استفاده می‌گردد که در نهایت گلیسرول با خلوص ۹۷٪ وزنی حاصل می‌شود. استفاده از آب بازیابی شده به‌عنوان حلال، سبب می‌شود در برج T-101-2 جداسازی بهتر صورت گیرد، لذا طراحی برج به‌گونه‌ای است که در حدود ۵۰٪ از آب در جریان خروجی از کندانسور بازیابی گردد و مقدار باقی‌مانده در جریان خروجی از مخزن V-101 خارج می‌شود. جدول ۲ نشان داده شده است.

جریان متانول از بالا و جریان سولفوریک اسید از پایین برج جدا شده و به ابتدای فرآیند ارسال می‌گردد. همچنین جریان‌های جبرانی سولفوریک اسید^۱ و متانول^۲ به‌منظور تأمین هدر رفت و مصرف این دو ماده به مخلوط‌کننده MIX-100 اضافه می‌شود. جریان آب نیز به‌عنوان جریان جانبی جدا شده و به قسمت فرآیند ترانس استریفیکاسیون پمپ می‌شود.

شبیه‌سازی واحد ترانس استریفیکاسیون

جریان اسید چرب تقلیل یافته به‌منظور تبدیل تری گلیسیریدها به بیودیزل به بخش ترانس استریفیکاسیون منتقل می‌گردد. مطابق شکل ۲، جریان چربی فرآوری شده به راکتور CVR-101 منتقل شده و با متانول و سود به‌عنوان کاتالیزور واکنش می‌دهد. جریان خروجی از این راکتور همانند بخش استریفیکاسیون به برج شستشو با آب T-101-2 منتقل شده و از آب جدا شده در قسمت قبل (جریان ۹) به‌عنوان حلال استخراج، استفاده می‌شود. بیودیزل تولیدی در این قسمت ۹۱٪ وزنی است. بنابراین به‌منظور افزایش خلوص بیودیزل و تسهیل فرآیند خالص‌سازی، جریان بیودیزل ۹۱٪ به راکتور CVR-102 وارد شده و ادامه واکنش ترانس استریفیکاسیون انجام می‌شود. شرایط واکنش در دو راکتور CVR-101 و CVR-102 همانند راکتور CVR-100 است، با این تفاوت که تبدیل برابر ۹۵٪ و نسبت وزنی سود به چربی ۴٪ است. جریان خروجی از

1. Make up H_2SO_4
2. Make up Methanol



شکل ۲- شبیه‌سازی واحد ترانس استریفیکاسیون و خالص‌سازی بیودیزل

جدول ۲- ترکیب وزنی متیل استرهاي توليدي در محصول نهايي

متیل پالمیتات ^۵	متیل لینالئات ^۴	متیل التات ^۳	متیل استرات ^۲	متیل میریستات ^۱	درصد وزنی متیل استر	دبی بیودیزل توليدي
۰/۲۲۲	۰/۰۰۴	۰/۴۱۱	۰/۳۴۴	۰/۰۰۶	کل: ۹۹٪	۵۰۳۶ kg/h

بررسی و نتایج حاصل از مطالعه اقتصادی

پس از ورود اطلاعات موردنیاز به نرم‌افزار و انجام محاسبات اقتصادی توسط نرم‌افزار، هزینه کل سرمایه‌گذاری پروژه^۷، جریان نقدینگی تجمعی بدون در نظر گرفتن نرخ بهره^۸ و با در نظر گرفتن نرخ بهره^۹، NPV^{۱۰} و سایر موارد محاسبه گردید. خلاصه این محاسبات در جدول ۶ آورده شده است. نمودار شکل ۳ نشان‌دهنده میزان نقدینگی تجمعی بدون نرخ بهره و با در نظر گرفتن نرخ بهره است. این نمودار از سال راه‌اندازی کارخانه ترسیم شده است و نشان‌دهنده آن است که دوره بازگشت سرمایه^{۱۱}، ۷/۷ سال پس از راه‌اندازی کارخانه است. بر مبنای اطلاعات جدول ۶ میزان NPV برای این پروژه برابر با ۴/۷۳۳ میلیون دلار است که مثبت بودن این عدد نشان‌دهنده سودآوری کارخانه و قابلیت اجرای آن از نظر اقتصادی می‌باشد [۳۱].

1. M-Myristate
2. M-Stearate
3. M-Oleate
4. M-Linoleate
5. M-Palmitate
6. Chemical Engineering Plant Cost Index
7. Total Project Cost
8. Non-Discounted Cumulative Cash Flow
9. Discounted Cumulative Cash Flow
10. Net Present Value
11. Payback Period

مطابق این جدول میزان بیودیزل توليدي برابر با ۵۰۰۰ kg/hr است. یعنی از هر ۵۰۰۰ kg پیه، حدود ۵۰۰۰ kg بیودیزل توليد شده است. در جدول ۳ مقایسه‌ای میان میزان توليد در این فرآیند و نتایج حاصل از فرآیندها و شبیه‌سازی‌ها ارائه شده است. مطابق این جدول، بازدهی متوسط توليد بیودیزل به ازای خوراک مصرفی مختلف در فرآیندهای متفاوت بیش از ۹۰٪ بوده و به‌طور متوسط برابر ۹۵٪ است.

مطالعه اقتصادی فرآیند

برآورد اقتصادی فرآیند توسط نرم‌افزار Aspen Icarus انجام گرفت. خلاصه اطلاعات اقتصادی ورودی در جدول ۴ آورده شده است. جدول ۵ نشان‌دهنده قیمت مواد خام و محصولات به همراه میزان مصرف و توليد ماهانه است. همچنین از آنجایی که قیمت مواد در سال ۲۰۱۴ انتخاب شده‌اند، لازم است قیمت تجهیزات نیز توسط شاخص هزینه کارخانه مهندسی شیمی^۶ به سال ۲۰۱۴ تخمین زده شود. برای این منظور در نرم‌افزار Aspen Icarus 2006 از نسبت این شاخص در اواخر سال ۲۰۱۳ (دسامبر) به سال ۲۰۰۶ استفاده شد که این مقدار برابر با ۱/۱۴ است [۳۰].

جدول ۳- مقایسه نرخ بیودیزل تولیدی در این شبیه‌سازی و شبیه‌سازی‌های دیگر

مرجع	بازده کلی (%)	دبی بیودیزل تولیدی (kg/hr)	دبی خوراک (kg/hr)	خوراک	فرآیند تولید
پژوهش حاضر	۹۹/۷	۴۹۸۵	۵۰۰۰	زائدات چربی حیوانی	پیش‌فرآوری اسیدی و کاتالیزوری قلیایی
[۲۰]	۹۵	۹۹۶/۸۸	۱۰۵۰	روغن تصفیه نشده گیاهی ^۱	کاتالیزوری قلیایی
[۲۰]	۹۴/۷	۹۹۴/۳۰	۱۰۵۰	زائدات روغن پخت‌وپز ^۲	پیش‌فرآوری اسیدی و کاتالیزوری قلیایی
[۱]	۹۵/۴	۱۰۰۱/۵۰	۱۰۵۰	زائدات روغن گیاهی ^۳	پیش‌فرآوری اسیدی و کاتالیزوری قلیایی
[۱۸]	۹۵	۴۹۷۹	۵۲۵۰	روغن گیاهی تازه ^۴	کاتالیزوری قلیایی
[۱۸]	۹۴/۵	۴۹۸۷	۵۲۷۵	زائدات روغن گیاهی	پیش‌فرآوری اسیدی و کاتالیزوری قلیایی
[۱۸]	۹۷	۵۰۰۰	۵۱۶۲	زائدات روغن گیاهی	متانول فوق بحرانی
[۱۹]	۹۱/۴	۹۵۹/۴۴	۱۰۵۰	زائدات روغن گیاهی	کاتالیزوری اسیدی ناهمگن ^۵

جدول ۴- پارامترهای اقتصادی مورداستفاده برای آنالیز اقتصادی

مقدار	پارامتر اقتصادی
۵۲ هفته	تعداد هفته‌ها در هر دوره ^۶ یا سال کاری
۸۰۰۰ ساعت	ساعات کاری در هر دوره
۱۰ سال کاری	عمر مفید کارخانه ^۷
۴۰ درصد در هر دوره	نرخ مالیات ^۸
۲۰ درصد سرمایه‌گذاری اولیه	ارزش اسقاطی کارخانه ^۹
۵ درصد در هر دوره	درصد سرمایه در گردش در هر دوره ^{۱۰}
خطی ^{۱۱}	روش محاسبه‌ی استهلاک ^{۱۱}
۳/۵ درصد در هر دوره	نرخ افزایش قیمت مواد خام ^{۱۲}
۵ درصد در هر دوره	نرخ افزایش قیمت محصولات ^{۱۳}
۳ درصد در هر دوره	نرخ افزایش قیمت هزینه‌های جانبی ^{۱۵}
۳ درصد در هر دوره	نرخ افزایش قیمت هزینه‌های بهره‌برداری نیروی انسانی و نگهداری ^{۱۶}
۵ درصد از هزینه‌های زیر کل جاری در هر دوره ^{۱۸}	هزینه‌های عمومی و اجرایی ^{۱۷}
۱ سال کاری	مدت‌زمان لازم تا شروع کار ^{۱۹}
۲۰ درصد در هر دوره	نرخ بهره ^{۲۰}

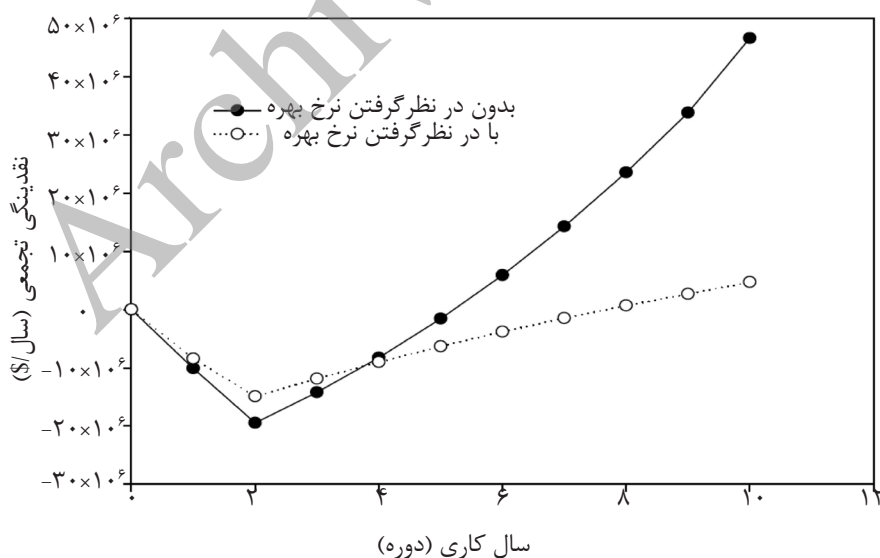
1. Virgin Vegetable Oil
2. Waste Cooking Oil
3. Waste Vegetable Oil
4. Fresh Vegetable Oil
5. Heterogeneous Acid-Catalyzed
6. Period
7. Economic Life of Project
8. Tax Rate
9. Salvage Value
10. Working Capital Percentage
11. Depreciation Method
12. Straight line
13. Raw Material Escalation
14. Products Escalation
15. Utilities Escalation
16. Operating and Maintenance Labor Escalation
17. G and A Expenses
18. Percent of Subtotal Operating Costs/period
19. Start Period
20. Interest Rate

جدول ۵- قیمت مواد خام و محصولات به همراه میزان مصرف و تولید ماهانه

ماده خام	قیمت (\$/kg)	منبع	میزان مصرف ماهیانه (kg)
پیه غیر خوراکی ^۱	۰/۸۸	[۳۲]	۳۶۰۰۰۰۰
متانول	۰/۶	[۳۰]	۴۷۱۰۹۸/۰۶
سود	۰/۳	[۳۳]	۹۷۲۰۸/۴۶
سولفوریک اسید	۰/۰۸۷	[۳۴]	۷۰۶۷۱/۱۱
آب برج‌های استخراج	۰/۰۰۰۵	[۳۵]	۱۱۶۷۳۷۸/۵۰
محصول	قیمت (\$/kg)	منبع	میزان تولید ماهیانه (kg)
بیودیزل	۱/۱۳	[۳۲]	۳۶۲۶۰۶۳/۷۴
گلیسرول	۱/۱۱۳	[۳۶]	۳۰۵۹۵۷/۱۶

جدول ۶- نتایج حاصل از آنالیز اقتصادی فرآیند

مقدار	پارامتر اقتصادی محاسبه شده
۸۱۴۴۱۰۰ (\$)	هزینه کل پروژه ^۲
۶۰۰۲۹۲۰ (\$)	هزینه کل سرمایه‌گذاری پروژه ^۳
دوره/ دلار ۳۸۶۹۲۸۰۰	هزینه کل مواد خام ^۴
دوره/ دلار ۴۹۳۰۲۷۰۰	قیمت کل فروش محصولات ^۵
دوره/ دلار ۹۷۵۸۰۰	هزینه کل بهره‌برداری نیروی انسانی و نگهداری ^۶
دوره/ دلار ۲۵۸۷۰۵	هزینه کل جانبی ^۷
دوره/ دلار ۴۳۸۹۶۸۰۰	هزینه کل بهره‌برداری ^۸
دلار ۳۱۵۱۵۳	سرمایه در گردش ^۹
دلار ۴۷۳۲۵۰۰	NPV



شکل ۳- نمودار نقدینگی تجمعی از سال راه‌اندازی کارخانه با و بدون در نظر گرفتن نرخ بهره

1. Inedible Tallow
2. Total Project Cost
3. Total Project Capital Cost
4. Total Raw Material Cost
5. Total Products Sales
6. Total Operating Labor and Maintenance Cost
7. Total Utilities Cost
8. Total Operating Cost
9. Working Capital

استریفیکاسیون نشان می‌دهد. همچنین میزان انرژی مصرفی در این شبیه‌سازی با مراجع مختلف در این جدول مقایسه شده است. مطابق این جدول، میزان انرژی مصرفی در این شبیه‌سازی به ترتیب ۱۱۶/۸۶٪، ۱۱۷/۵٪ و ۵۹/۹٪ از فرآیندهای (۱)، (۲) و (۳) بیشتر است و در فرآیند (۲) به میزان ۸۴/۵٪ و ۳۶٪ از فرآیندهای (۱) و (۳) بیشتر است. علت تفاوت این است که به دلیل استفاده از روغن گیاهی تازه در فرآیند (۱)، خوراک ورودی فاقد اسیدهای چرب آزاد می‌باشد و شامل تری‌الین به صورت خالص است. این موضوع باعث حذف فرآیند پیش‌فرآوری اسیدی و به تبع آن کاهش میزان انرژی مصرفی می‌شود. در فرآیند (۲) که مشابهت زیادی با این شبیه‌سازی دارد، از پیش‌فرآوری اسیدی و سپس کاتالیزوری قلیایی استفاده شده و همچنین زائدات روغن گیاهی به‌عنوان خوراک در نظر گرفته شده است. به همین علت مقادیر انرژی مصرفی مشابه هم، است، ولی به علت دقیق‌تر بودن ترکیب درصد چربی حیوانی در این شبیه‌سازی تعداد مراحل خالص‌سازی و انرژی مصرفی افزایش یافته است. در فرآیند (۳) که روشی کاملاً متفاوت نسبت به شبیه‌سازی این پژوهش و دو فرآیند دیگر است، عمده انرژی مصرف شده مربوط به ایجاد شرایط فوق بحرانی است و مشاهده می‌شود که این فرآیند از لحاظ مصرف انرژی مابین این شبیه‌سازی و دو فرآیند دیگر قرار می‌گیرد.

به‌منظور مقایسه این واحد با سایر فرآیندهای تولید بیودیزل نیاز به یک مرجع می‌باشد. مراجع مختلف شامل ورودی‌های اقتصادی متفاوت و عملیات و داده‌های خروجی مختلف هستند. از آنجایی که مرجع [۱۸] سه فرآیند مختلف تولید بیودیزل را با اطلاعات اقتصادی ورودی یکسان در این مقاله (مندرج در جدول ۵) شبیه‌سازی نموده است، این منبع به‌عنوان مرجع مقایسه انتخاب گردید. در جدول ۷، مقایسه‌ای میان دوره بازگشت سرمایه و همچنین میزان NPV برای این شبیه‌سازی و شبیه‌سازی مرجع ارائه شده است. مطابق این جدول پس از گذشت ۱۰ سال از راه‌اندازی کارخانه، فرآیند (۱) به دلیل منفی بودن NPV، اقتصادی نیست. در فرآیند (۲) میزان NPV و دوره بازگشت سرمایه نزدیک‌ترین مقدار را به نتایج حاصل از این شبیه‌سازی نسبت به دو فرآیند دیگر دارد و علت اساسی آن مشابهت نوع فرآیند یعنی پیش‌فرآوری اسیدی و کاتالیزوری قلیایی و همچنین خوراک (زائدات روغن گیاهی) می‌باشد. در فرآیند (۳) که فرآیندی جدید و متفاوت است، بیشترین مقدار NPV و کمترین سال بازگشت سرمایه به‌دست آمده است، ولی از نظر تجهیزات پمپ، راکتور و مبدل حرارتی به دلیل شرایط عملیاتی دما و فشار بالا محدودیت وجود دارد [۱۸].

جدول ۸ مصرف انرژی و هزینه ماهیانه آن را در قسمت‌های مختلف واحد استریفیکاسیون و ترانس

جدول ۷- مقایسه میان دوره بازگشت سرمایه با در نظر گرفتن نرخ بهره و NPV میان این شبیه‌سازی با شبیه‌سازی مرجع [۱۸]

حاصل از این شبیه‌سازی	روغن گیاهی تازه- کاتالیزوری قلیایی (۱)	زائدات روغن گیاهی- پیش‌فرآوری اسیدی و کاتالیزوری قلیایی (۲)	زائدات روغن گیاهی- متانول فوق بحرانی (۳)
دوره بازگشت سرمایه (سال)	-	۹/۲	۴/۲
NPV (میلیون دلار)	-۲۶/۶۹۷	۱/۹۰۱	۲۱/۰۸۶

جدول ۸- میزان کل انرژی مصرفی (kW) در مقایسه با شبیه‌سازی مرجع [۱۸]

خوراک- نوع فرآیند				عملیات
زائدات روغن گیاهی- متانول فوق بحرانی (۳)	زائدات روغن گیاهی- پیش‌فرآوری اسیدی و کاتالیزوری قلیایی (۲)	روغن گیاهی تازه- کاتالیزوری قلیایی (۱)	حاصل از این شبیه‌سازی	
۸۷/۷۳	۱/۶۸۸	۱/۰۴۳	۳/۲۳	پمپ‌ها
۷۹۲/۷	۳۱۵۲/۸	۶۶۴	۲۷۵۰/۳۶	بازیابی متانول
۳۰۴۷	۲۱۰۳/۸۳	۲۱۸۴/۳۷	۳۴۲۵/۵	سایر عملیات
۳۸۶۴/۴۳	۵۲۵۸/۳۲	۲۸۴۹/۴۱	۶۱۷۹/۰۹	مجموع

نتیجه‌گیری

استفاده از سیستم استخراج مایع- مایع توسط حلال آب و به‌کارگیری آب خروجی از هر برج در برج دیگر از عوامل مهم اقتصادی شدن این طرح می‌باشد. از طرفی غیرقابل امتزاج بودن چربی‌ها و تمایل انحلال متیل استرها در فاز آلی، سبب جداسازی با خلوص بالا توسط سیستم شستشو با آب گردیده است. هرچند پیه در مقایسه با منابعی با محتوای اسید چرب پایین نیاز به پیش‌فرآوری دارد، ولی ارزان‌قیمت بودن آن می‌تواند سبب رفع این محدودیت گردد.

با توجه به میزان تولید زیاد پیه در دنیا و وجود زائدات حاصل از آن و همچنین محدودیت منابع فسیلی و غذایی، به‌کارگیری روشی برای استفاده از این منبع برای تأمین نیاز انرژی به‌عنوان منبع غیرخوراکی و ارزان‌قیمت نسبت به نمونه‌های مشابه مانند سویا، ضروری است. شبیه‌سازی انجام‌یافته در این تحقیق تبدیل اقتصادی این منبع به سوخت بیودیزل را بررسی کرده است. استفاده از جریان‌های برگشتی برای مواد خام و کاتالیزور و همچنین

مراجع

- [1]. West, A.H., Posarac, D., Ellis, N., "Assessment of four biodiesel production processes using", HYSYS.Plant, Bioresour Technol. Vol. 99, No. 14, pp. 6587– 6601, 2008.
- [2]. Atadashi, I.M., Aroua, M.K., Aziz, A.R.A., Sulaiman, N.M.N., "Production of biodiesel using high free fatty acid feedstocks", Renew. Sust. Energy Rev. Vol. 16, No. 5, pp. 3275– 3285, 2012.
- [3]. Singh, S.P., Singh, D., "Biodiesel production through the use of different sources and characterization of oils and their esters as the substitute of diesel: A review," Renew. Sust. Energy. Rev. Vol. 14, No. 1, pp. 200–216, 2010.
- [4]. Rashid, U., Anwar, F., "Production of biodiesel through optimized alkaline-catalyzed transesterification of rapeseed oil", Fuel, Vol. 87, No. 3, pp. 265-273, 2008.
- [5]. Guo, Y., Alkaline-catalyzed production of biodiesel fuel from virgin canola oil and recycled waste oils, Doctor of Philosophy, Department of Mechanical Engineering, Hong Kong University, 2005.
- [6]. Canakci, M., Gerpen, J.V., "Biodiesel production via acid catalysis", Trans. Am. Soc. Agric. Eng., Vol. 42, No. 5, pp. 1203–1210, 1999.
- [7]. Minami, E., Saka, S., "Kinetics in hydrolysis of oils/fats and subsequent methyl esterification in two-step supercritical methanol method for biodiesel production," The 2nd Joint International Conference on Sustainable Energy and Environment, Bangkok (Thailand), pp., 2006.

- [8]. Balat, M., "Biodiesel fuel production from vegetable oils via supercritical ethanol transesterification," *Energ. Source Part A.*, Vol. 30, No. 5, pp. 429-440, 2008.
- [9]. Suwannakarn, K., "Biodiesel production from high free fatty acid content feedstocks," Doctor of Philosophy, Chemical Engineering Department, Clemson University, 2008.
- [10]. Nelson, L., Foglia, T., Marmer, W., "Lipase-catalyzed production of biodiesel," *J. Am. Oil Chem. Soc.* Vol. 73, No. 9, pp. 1191-1195, 1996.
- [11]. Sahoo, P.K., Das, L.M., "Process optimization for biodiesel production from *Jatropha*," *Karanja and Polanga oils, Fuel.* Vol. 88, No. 9, pp. 1588-1594, 2009.
- [12]. San José Alonso, J., López Sastre, J.A., Romero-Ávila, C., López, E., "A note on the combustion of blends of diesel and soya, sunflower and rapeseed vegetable oils in a light boiler," *Biomass Bioenergy.* Vol. 32, No. 9, pp. 880-886, 2008.
- [13]. Balat, M., Balat, H., "Progress in biodiesel processing," *Appl. Energy* Vol. 87, No. 6, pp. 1815–1835, 2010.
- [14]. Feddern, V., Junior, A.C., Prá, M.C.D., Abreu, P.G.d., Filho, J.I.d.S., Higarashi, M.M., Coldebella, M.S.a.A., "Animal fat wastes for biodiesel production," in: Stoytcheva, M., Montero, G. (Eds.) *Biodiesel - feedstocks and processing technologies*, InTech., pp. 470, 2011
- [15]. Gerpen, J.V., Knothe, G., "Biodiesel production," in: Knothe, G., Krahl, J., Gerpen, J.V. (Eds.) *The Biodiesel Handbook*, AOCS Press, pp. 31-96, 2005
- [16]. Leung, D.Y.C., Wu, X., Leung, M.K.H., "A review on biodiesel production using catalyzed transesterification," *Appl. Energy* Vol. 87, No. 4, pp. 1083–1095, 2010.
- [17]. Freedman, B., Pryde, E.H., "Fatty esters from vegetable oils for use as a diesel fuel," *Proceedings of the International Conference on Plant and Vegetable Oils as Fuels*, ASAE Publication, Fargo, 1982, pp. 117–122.
- [18]. Lee, S., Posarac, D., Ellis, N., "Process simulation and economic analysis of biodiesel production processes using fresh and waste vegetable oil and supercritical methanol," *Chem. Eng. Res. Des.* Vol. 89, No. 12, pp. 2626–2642, 2011.
- [19]. West Alex, H., Posarac, D., Ellis, N., "Simulation, case studies and optimization of a biodiesel process with a solid acid catalyst," *Int. J. Chem. React. Eng.* Vol. 5, No. 1, pp., 2007.
- [20]. Zhang, Y., Dubé, M.A., McLean, D.D., Kates, M., "Biodiesel production from waste cooking oil: 1," *Process design and technological assessment, Bioresour Technol.* Vol. 89, No. 1, pp. 1-16, 2003.
- [21]. Gunstone, F.D., Harwood, J.L., "Occurrence and characterisation of oils and fats," in: Gunstone, F.D., Harwood, J.L., Dijkstra, A.J. (Eds.) *The Lipid handbook*, Taylor & Francis Group, pp. 37-142, 2007
- [22]. List, G.R., Steidley, K.R., Neff, W.E., Snowden, G.D., "Physical properties of mutton tallow," *Grasas Aceites.*, Vol. 54, No. 2, pp. 113-115, 2003.
- [23]. Bhatti, H.N., Hanif, M.A., Qasim, M., Rehman, A.U., "Biodiesel production from waste tallow," *Fuel.*, Vol. 87, No. 13, pp. 2961–2966, 2008.
- [24]. Chemeo, Triglycerides properties, <https://www.chemeo.com/search?q=tri>, 2013.
- [25]. Chemicalbook, Triglycerides properties, http://www.chemicalbook.com/Search_EN.aspx?keyword=TRI, 2013.

- [26]. García, M., Gonzalo, A., Sánchez, J.L., Arauzo, J., Peña, J.Á., "Prediction of normalized biodiesel properties by simulation of multiple feedstock blends," *Bioresour Technol.* Vol. 101, No. 12, pp. 4431–4439, 2010.
- [27]. Zhou, H., Lu, H., Liang, B., "Solubility of multicomponent systems in the biodiesel production by transesterification of *Jatropha curcas* l. oil with methanol," *J. Chem. Eng. Data.*, Vol. 51, No. 3, pp. 1130–1135, 2006.
- [28]. Morais, S., Couto, S., Martins, A.A., Mata, T.M., "Designing eco-efficient biodiesel production processes from waste vegetable oils," in: Pierucci, S., Ferraris, G.B. (Eds.) *Computer Aided Chemical Engineering*, Elsevier, pp. 253-258, 2010
- [29]. Berriosa, M., Skelton, R.L., "Comparison of purification methods for biodiesel," *Chem. Eng. J.*, Vol. 144, No. 3, pp. 459– 465, 2008.
- [30]. Chemical Engineering, Chemical Engineering Plant Cost Index, http://www.chemeng.queensu.ca/courses/CHEE332/files/CEPCI_2014.pdf,
- [31]. Downes, J., Goodman, J.E., "Dictionary of finance and investment terms," Barron's Educational Series, 2010, pp. 473.
- [32]. USDA Agricultural Marketing Service, Price of Inedible Tallow and Biodiesel, National Weekly Ag Energy Roundup, www.ams.usda.gov/mnreports/lswagenergy.pdf, 2014.
- [33]. Finch, H., Price of Caustic Soda, ICIS Pricing, <http://www.icis.com/global/icis/pdfs/sample-reports/chemicals-caustic-soda.pdf>, 2014.
- [34]. Wilcock, K., Price of Sulphuric Acid, ICIS Pricing, <http://www.icis.com/global/icis/pdfs/sample-reports/fertilizers-sulphuric-acid.pdf>,
- [35]. Towler, G., Sinnott, R., Costing and project evaluation, in: Towler, G., Sinnott, R. (Eds.) *Chemical engineering design*, Butterworth-Heinemann, pp. 297-396, 2007
- [36]. Landress, L., Price of Glycerine (US Gulf), ICIS Pricing, <http://www.icis.com/global/icis/pdfs/sample-reports/chemicals-glycerine.pdf>,