

## شبیه‌سازی و بهینه‌سازی فرایند تولید بیودیزل از روغن خوراکی سوخته تحت شرایط سینتیکی مختلف

سید رضا جانبراری<sup>۱</sup> و حسام احمدیان بهروز<sup>۲\*</sup>

۱- دانشجوی کارشناسی ارشد، مهندسی شیمی، دانشگاه صنعتی سهند، تبریز، r\_janbarari@sut.ac.ir

۲- استادیار، مهندسی شیمی، دانشگاه صنعتی سهند تبریز، تبریز (نویسنده مخاطب)، ahmadian@sut.ac.ir

\* نویسنده مخاطب

(تاریخ دریافت: ۹۷/۴/۲۵ دریافت آخرین اصلاحات: ۹۷/۷/۱۸، پذیرش: ۹۷/۷/۱۹)

**چکیده:** به دلیل مصرف بیش از حد منابع نفتی در کشورهای در حال توسعه، تلاش‌های زیادی برای ایجاد یک سوخت جایگزین مناسب بر روی سیستم‌های انرژی و حمل‌ونقل فعلی انجام شده است که یکی از انتخاب‌های مناسب بیودیزل است. هدف در این مطالعه، ابتدا، شبیه‌سازی فرایند تولید بیودیزل از روغن مصرف‌شده توسط نرم‌افزار ASPEN PLUS و سپس بهینه‌سازی این فرایند با در نظر گرفتن شرایط سینتیکی مختلف در مرحله استریفیکاسیون است. به این دلیل که میزان اسیدهای چرب در خوراک فرایند بیشتر از یک درصد وزنی است، فرایند در دو مرحله، شامل مرحله اول استریفیکاسیون و مرحله دوم ترنس‌استریفیکاسیون، انجام می‌شود. تابع هدف بهینه‌سازی رسیدن به حداکثر میزان فروش بیودیزل و گلیسرول در مقابل حداقل هزینه‌های تولید است. با توجه به نتایج، حالت بهینه زمانی حاصل می‌شود که نسبت مولی متانول به روغن برابر ۳ انتخاب شود. همچنین، دمای دو راکتور استریفیکاسیون و ترنس‌استریفیکاسیون، از آن جهت که بر میزان تولید بیودیزل و نیز انرژی مصرفی راکتورها تأثیرگذار بود، تأثیر زیادی در تعیین حالت بهینه اقتصادی این فرایند داشت. هزینه تولید برای این فرایند ۱۶/۲۴ میلیون دلار در سال و سود حاصل از آن ۱۲/۹۳ میلیون دلار در سال به دست آمد.

**کلیدواژگان:** بیودیزل، شبیه‌سازی، بهینه‌سازی، استریفیکاسیون، ترنس‌استریفیکاسیون

### مقدمه

مهم‌ترین عیب استفاده از سوخت‌های نفتی آلودگی جو است که این موضوع به این دلیل است که این نوع سوخت‌ها منشأ اصلی آلاینده‌های هوا مانند  $SO_x$ ،  $NO_x$ ،  $CO$  و ترکیبات و ذرات آلی فرارند [۱]. بنابراین، محققان در حال تلاش برای تعریف سوخت جایگزین برای حل این مشکل‌اند. همچنین، علت دیگری که نیاز به سوخت جایگزین را افزایش می‌دهد، افزایش تقاضا و مصرف سوخت‌های نفتی در جهان و به‌ویژه کشورهای در حال توسعه است [۲]. از آن جهت که سوخت‌های دیزلی منابع محدودی دارند، پیش‌بینی می‌شود که در آینده‌ای نزدیک تولیدات نفتی جوابگوی تقاضا در سطح جهان نباشد. محققان توانسته‌اند تا به امروز به سوخت‌های جایگزینی همچون پیل‌های سوختی، انرژی الکتریکی، هیدروژن و یا گاز طبیعی برای سوخت موتورهای داخلی و غیره پی ببرند که در این میان، بیودیزل یکی از بهترین جایگزین‌هاست [۳]. از مهمترین دلایل انتخاب بیودیزل‌ها می‌توان به تجدیدپذیری، مقادیر کمتر آلاینده‌های حاصل از احتراق و عدم نیاز به تغییر در ساختار موتور اشاره کرد [۴]. بیودیزل خواصی بسیار شبیه به سوخت دیزل دارد، با این تفاوت که دارای مواد ناخوشایندی از قبیل گوگرد، نیتروژن و آروماتیک‌های پلی‌سایکلیک نیست [۵]. انجمن تست مواد آمریکا بیودیزل را به‌عنوان مونوالکیل استرهای اسید چرب<sup>۱</sup>

1. Fatty Acid Methyl Ester

زنجیره طویل، مشتق شده از خوراک چربی، تجدیدپذیر تعریف می‌کند. بین سوخت‌های زیستی زیادی که موجود است، بیودیزل، از آن جهت که خصوصیات نزدیک به خصوصیات دیزل نفتی دارد، از پتانسیل بالایی به‌عنوان سوخت جایگزین برخوردار است [۶].

از مزیت‌های بیودیزل می‌توان به این موارد اشاره کرد [۸،۷]: الف- تأثیرات زیستی محیطی (کاهش گازهای گلخانه‌ای، کاهش آلودگی هوا، بازده مصرفی بالا، کربن خنثی، تجزیه‌پذیری آسان)، ب- ذخیره انرژی (کاهش استفاده از سوخت‌های فسیلی، کاهش وابستگی به نفت وارداتی، قابلیت تجدیدپذیری، تنوع سوختی)، ج- تأثیرات اقتصادی (پایداری، افزایش شغل‌های روستایی، افزایش درآمد کشاورز، گسترش کشاورزی)

بیودیزل به‌طور کلی از دو روش تولید می‌شود: (۱) فرایند ترنس‌استریفیکاسیون<sup>۱</sup>، (۲) فرایند استریفیکاسیون [۱۰،۹]. واکنش ترنس‌استریفیکاسیون بین تری‌گلیسرول‌ها<sup>۲</sup> و یک الکل با وزن مولکولی پایین، مثل متانول، برای تولید ترکیب پیچیده‌ای که متیل استر اسید چرب نام دارد، اتفاق می‌افتد (متیل استر اسید چرب در واقع همان بیودیزل است). در فرایند استریفیکاسیون یا هیدرواستریفیکاسیون، تری‌گلیسرول‌ها به اسیدهای چرب آزاد هیدرولیز می‌شوند و سپس توسط یک الکل مثل متانول استری می‌شوند تا بیودیزل و آب تولید شود. استفاده از الکل اتانول، به دلیل واکنش‌پذیری کمتر اتانول، توصیه نمی‌شود [۱۱].

واکنش ترنس‌استریفیکاسیون به یک کاتالیست نیاز دارد که این کاتالیست می‌تواند کاتالیست قلیایی همگن و ناهمگن، کاتالیست اسیدی همگن و ناهمگن و همین‌طور کاتالیست آنزیمی باشد. همچنین، این واکنش بدون کاتالیست و در شرایط بحرانی<sup>۳</sup> نیز انجام می‌گیرد که به این منظور از الکل در شرایط بحرانی استفاده می‌شود [۱۲]. بیودیزل به‌طور کلی از روغن‌های گیاهی و حیوانی تولید می‌شود. این روغن‌ها را می‌توان به دو نوع کلی روغن‌های خوراکی و غیرخوراکی تقسیم کرد [۱۳]. روغن‌های خوراکی، به این دلیل که هم قیمت بالا و هم ارزش غذایی در جامعه دارند، نمی‌توانند گزینه مناسبی برای خوراک فرایند تولید بیودیزل باشند. این موضوع موجب می‌شود که از روغن‌های غیرخوراکی در اغلب موارد برای تولید بیودیزل استفاده شود. روغن‌های غیرخوراکی نیز انواع مختلفی دارند که یکی از این روغن‌ها، که برای تولید بیودیزل استفاده می‌شود، روغن مصرف شده پخت‌وپز<sup>۴</sup> است. این روغن‌ها از دو بخش کلی تری‌گلیسرول‌ها<sup>۵</sup> و اسیدهای چرب آزاد<sup>۶</sup> تشکیل می‌شوند. هنگامی که درصد وزنی اسیدهای چرب آزاد در این روغن‌ها بیشتر از یک درصد وزنی باشد (که در این مطالعه نیز همین‌طور است) از واکنش استریفیکاسیون برای تبدیل اسیدهای چرب به متیل استر اسید چرب (بیودیزل) استفاده می‌شود [۱۴]. سپس، در مرحله بعد، برای تبدیل تری‌گلیسرول‌های موجود در این روغن‌ها به بیودیزل نیز، از واکنش ترنس‌استریفیکاسیون استفاده می‌شود.

## مطالعات انجام شده

در زمینه بهینه‌سازی فرایندهای تولید بیودیزل مطالعات کمتری نسبت به شبیه‌سازی این فرایندها انجام شده است. ژانگ و همکارانش [۱۴]، در سال ۲۰۰۳، به بررسی و شبیه‌سازی چهار فرایند تولید بیودیزل با استفاده از نرم‌افزار ASPEN HYSYS پرداخته‌اند. خوراک استفاده شده در این مطالعه روغن مصرف شده و روغن تازه گیاهی بود. آن‌ها، پس از بررسی هر چهار فرایند، به این نتیجه رسیدند که روغن‌های تازه گیاهی، به دلیل قیمت بالا، برای تولید بیودیزل اقتصادی نیستند. کاسترن و همکاران [۳]، در سال ۲۰۰۶، یک فرایند تولید بیودیزل با روغن مصرف شده تحت تأثیر واکنش ترنس‌استریفیکاسیون در شرایط

1. Transestrification
2. Triglycerol
3. Supercritical
4. Waste cooking oil
5. Triglycerol
6. Free fatty acid

بحرانی، با هدف تخمین هزینه فرایند و با استفاده از نرم افزار ASPEN PLUS، شبیه سازی کردند. یون و همکاران [۱۵]، در سال ۲۰۱۳، ابتدا شبیه سازی فرایند تولید بیودیزل با خوراک روغن مصرف شده و کاتالیست آنزیمی را توسط نرم افزار ASPEN PLUS انجام دادند و سپس به بهینه سازی انرژی مصرفی این فرایند با استفاده از نرم افزار ASPEN ENERGY ANALYZER پرداختند. شارما و همکاران [۱۶]، در سال ۲۰۱۳، ابتدا یک فرایند جدید برای تولید بیودیزل با استفاده از روغن مصرف شده را با استفاده از نرم افزار ASPEN PLUS شبیه سازی کردند و سپس به بهینه سازی سرمایه گذاری ثابت، مواد ارگانیک هدررفته و سود حاصل از فرایند تولید بیودیزل به وسیله نرم افزار MATLAB پرداختند. پتل و همکاران [۱۷]، در سال ۲۰۱۴، بهینه سازی دو فرایند با کاتالیست قلیایی را بررسی کردند. در این کار، انرژی مصرفی، مقدار مواد ارگانیک هدررفته و سود حاصل از فرایند بهینه شدند. شبیه سازی ها در این مطالعه با استفاده از نرم افزار ASPEN PLUS و بهینه سازی به وسیله نرم افزار MATLAB انجام گرفت. خوراک اکثر مطالعات صورت گرفته روغن مصرف شده ای است که از سطح شهر و یا کشور مورد نظر جمع آوری شده است. این روغن ها متشکل از دو بخش کلی شامل تری گلیسرول ها و اسیدهای چرب آزاد<sup>۱</sup>ند [۱۸]. درصد اسیدهای چرب آزاد در روغن مصرف شده، بسته به منبع جمع آوری روغن، می تواند متغیر باشد. برای مثال، در یک مطالعه، روغن حاوی ۶ درصد اسیدهای چرب [۱۴]، در مطالعه ای دیگر ۲۱ درصد [۱۹] و در کاری دیگر ۵۴ درصد گزارش شده است [۲۰]، حال آنکه خود اسیدهای چرب نیز حاوی اجزایی است که درصد هریک از این اجزا نیز می تواند متغیر باشد [۲۱]. در مرحله استریفیکاسیون در تمامی این مطالعات، از یکی از شرایط سینتیکی برای شبیه سازی استفاده شده است. به عبارت دیگر، نسبت مولی متانول به روغن در اکثر مطالعات ۶ در نظر گرفته شده است، حال آن که این واکنش در شرایط سینتیکی دیگری نیز انجام می گیرد. نانداگوپال و همکاران [۲۲] به بررسی شرایط مختلف سینتیکی واکنش استریفیکاسیون پرداخته اند.

از آنجایی که در مطالعات پیشین، تأثیر شرایط مختلف سینتیکی واکنش استریفیکاسیون بر هزینه ها و سود حاصل از فرایند کمتر مورد توجه قرار گرفته است، در این مطالعه، این موضوع بررسی شده است. همین طور، انتخاب متغیرهای تصمیم گیری در مطالعات پیشین به گونه ای بوده است که بهینه سازی همزمان هزینه تجهیزات و نیز انرژی مصرفی مد نظر قرار نمی گرفت. در این مطالعه، سعی شده است که متغیرهایی که هم بر هزینه ساخت تجهیزات و هم بر هزینه انرژی مصرفی فرایند تأثیر گذارند بهینه شوند. همان طور که اشاره شد، روغن مصرف شده از دو بخش تری گلیسرول ها و اسیدهای چرب آزاد تشکیل شده است. از آنجایی که خواص فیزیکی تری گلیسرول های موجود در روغن تازه زیاد متفاوت نیست [۲۳]، یک نوع از تری گلیسرول می تواند به جای روغن استفاده شود [۱۶]. در این مطالعه، تری الئین<sup>۲</sup> به جای تری گلیسرول قرار گرفته است. اسیدهای چرب آزاد نیز عمدتاً از اجزایی مانند پالمیتیک اسید<sup>۳</sup>، استریک اسید<sup>۴</sup>، لین الئیک اسید<sup>۵</sup> و الئیک اسید<sup>۶</sup> تشکیل شده اند [۲۱]. اجزای دیگری نیز در این اسید ها موجود است که به دلیل ناچیز بودن در شبیه سازی صرف نظر شده اند [۲۱].

## شبیه سازی فرایند

برای شبیه سازی فرایند تولید بیودیزل از روغن مصرف شده از نرم افزار ASPEN PLUS V8.8 و از تری الئین به جای تری گلیسرول استفاده شده است. در نرم افزار ASPEN PLUS بیودیزل مشتق شده از تری الئین، الئیک اسید، لین الئیک اسید، پالمیتیک اسید و استریک اسید به ترتیب برابر با متیل الثات<sup>۷</sup>، متیل لین الثات<sup>۸</sup>، متیل پالمیتات<sup>۹</sup> و متیل استیرات<sup>۱۰</sup>، انتخاب شده است.

1. Free Fatty Acid
2. Triolein
3. Palmitic acid
4. Stearic acid
5. Linoleic acid
6. Oleic acid
7. Methyl Oleate
8. Methyl Linoleate
9. Methyl Palmitate
10. Methyl Stearate

خواص فیزیکی مواد حاضر در فرایند در بانک اطلاعاتی نرم‌افزار موجود بوده و معادله حالت استفاده شده، به دلیل حضور مایعات غیرقابل امتزاج و مواد قطبی، در حالت کلی، NRTL<sup>۱</sup> انتخاب شده و در بخش‌هایی که استخراج مایع مایع وجود دارد، به دلیل پیش‌بینی دقیق‌تر، از معادله حالت Redlich-Kwong ASPEN استفاده شده است [۲۴]. طرح فرایندی که برای شبیه‌سازی لازم بود از مرجع [۱۴] استخراج شده و همچنین سینتیک واکنش‌های استریفیکاسیون و ترنس‌استریفیکاسیون از مراجع [۲۲] و [۲۵] استخراج شده است.

روغن مصرف‌شده به‌عنوان خوراک ورودی به فرایند تولید بیودیزل استفاده شده است که با دبی ۲۱۶۷ کیلوگرم بر ساعت وارد فرایند می‌شود. اطلاعات مربوط به شبیه‌سازی از قبیل شرایط عملیاتی و اندازه تجهیزات موجود در فرایند از مرجع [۱۴] استخراج شده است. از آنجایی که درصد اسیدهای چرب آزاد و ناخالصی در این خوراک ۶ درصد است، ابتدا، این روغن تحت واکنش استریفیکاسیون برای تصفیه اسیدهای چرب آزاد و ناخالصی قرار می‌گیرد و در مرحله بعد تحت واکنش ترنس‌استریفیکاسیون، تری‌گلیسرول به بیودیزل تبدیل می‌شود [۲۶-۲۸]. خوراک ورودی شامل ۹۴ درصد تری‌گلیسرول (تری‌لین) و ۶ درصد اسیدهای چرب آزاد است [۱۴]. اسیدهای چرب آزاد خود شامل ۴۴ درصد الئیک اسید، ۳۵ درصد لین الئیک اسید، ۱۰ درصد استیریک اسید و ۱۱ درصد پالمیتیک اسید است [۲۱].

همان‌طور که در شکل ۱ مشاهده می‌شود، در ابتدا، روغن پس از گرم‌شدن به‌همراه متانول و اسید سولفوریک وارد راکتور E-RE می‌شود، که همان راکتور استریفیکاسیون است و در فشار ۴ بار و دمای ۶۰ درجه سانتی‌گراد عمل می‌کند. در این مرحله، اسیدهای چرب موجود در روغن به بیودیزل و آب تبدیل می‌شوند. جریان خروجی از راکتور استریفیکاسیون، پس از خروج از مبدل گرمایی و کاهش دما، به مرحله شست‌وشو با گلیسرول می‌رسد که در این مرحله آب، کاتالیست و متانول توسط گلیسرول<sup>۲</sup> جداسازی می‌شوند و از پایین برج EXT1 خارج می‌شود. جریان بالادستی این برج تری‌گلیسرول است که به مرحله ترنس‌استریفیکاسیون فرستاده می‌شود. جریان پایین‌دستی برج EXT1 نیز به برج تقطیر T-1 فرستاده می‌شود تا متانول در این برج جدا شده و به ابتدای فرایند برگشت داده شود. جریان پایین‌دستی برج به راکتور NUT1 فرستاده می‌شود تا سولفوریک اسید با کلسیم اکسید واکنش داده و کلسیم سولفات<sup>۳</sup> تشکیل شود که بعد از جداسازی کلسیم سولفات جریان S-13 به یک جداکننده دوفازی<sup>۴</sup> فرستاده می‌شود تا متانول و آب موجود در گلیسرول خارج شده و گلیسرول باقی‌مانده به فرایند بازگردد. جریان S-17، که حاوی تری‌گلیسرول است، پس از کاهش دما به مرحله ترنس‌استریفیکاسیون منتقل می‌شود. طرحواره مرحله ترنس‌استریفیکاسیون در شکل ۲ آمده است که در آن تری‌گلیسرول به همراه متانول و کاتالیست سدیم‌هیدروکسید<sup>۵</sup> وارد راکتور ترنس‌استریفیکاسیون می‌شود. در این راکتور، که در فشار ۴ بار و دمای ۶۰ درجه سانتی‌گراد عمل می‌کند، تری‌گلیسرول توسط واکنش ترنس‌استریفیکاسیون به بیودیزل و گلیسرول تبدیل می‌شود. جریان خروجی از راکتور TR-RE جهت بازیابی متانول وارد برج T-2 می‌شود. متانول پس از جداسازی از بالای برج خارج شده و بازیابی می‌شود. جریان پایین‌دستی از برج، پس از خنک شدن، جهت شست‌وشو و شوی بیودیزل از گلیسرول به برج EXT2 وارد می‌شود. در این برج، گلیسرول و کاتالیست سدیم‌هیدروکسید در جریان ورودی توسط آب با دبی ۲۹/۵ کیلوگرم بر ساعت استخراج می‌شود و از پایین برج خارج می‌شود. جریان بالادستی، که حاوی بیودیزل است، برای بالابردن میزان خلوص بیودیزل و جداسازی آن وارد جداکننده دوفازی می‌شود. بیودیزل با درصد خلوص جرمی ۹۹/۵ درصد از پایین جداکننده دوفازی خارج می‌شود و جریان بالای جداکننده دوفازی نیز حاوی مقدار ناچیزی از آب، متانول و روغن تبدیل‌نشده است. جریان S-26 که حاوی گلیسرول و آب و کاتالیست است، به‌منظور جداسازی کاتالیست، به راکتور NUT-RE فرستاده می‌شود تا در این راکتور سدیم‌هیدروکسید با هیدروژن فسفات<sup>۶</sup>

1. Non-Random Two Liquid
2. Glycerol
3. CaSO<sub>4</sub>
4. Flash Drum
5. NaOH
6. H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>

واکنش داده و سدیم فسفات<sup>۱</sup> جامد و آب تولید شود. جریان خروجی از راکتور سپس به یک واحد جداسازی جامد از مایع برای جداسازی سدیم فسفات منتقل می‌شود. جریان عاری‌شده از جامد، برای جداسازی گلیسرول از آب و متانول، وارد برج T-4 می‌شود که محصول پایین این برج گلیسرول با درصد خلوص جرمی بالای ۹۵ درصد است. در این فرایند، از ۲۱۶۵ کیلوگرم بر ساعت روغن استفاده‌شده به‌عنوان خوراک فرایند، ۲۱۸۷ کیلوگرم بر ساعت بیودیزل و ۲۸۹ کیلوگرم بر ساعت گلیسرول تولید شد و تقریباً تمام روغن در واکنش با متانول به محصولات تبدیل شد. خلاصه‌ای از نتایج شبیه‌سازی در جدول ۱ آورده شده است.

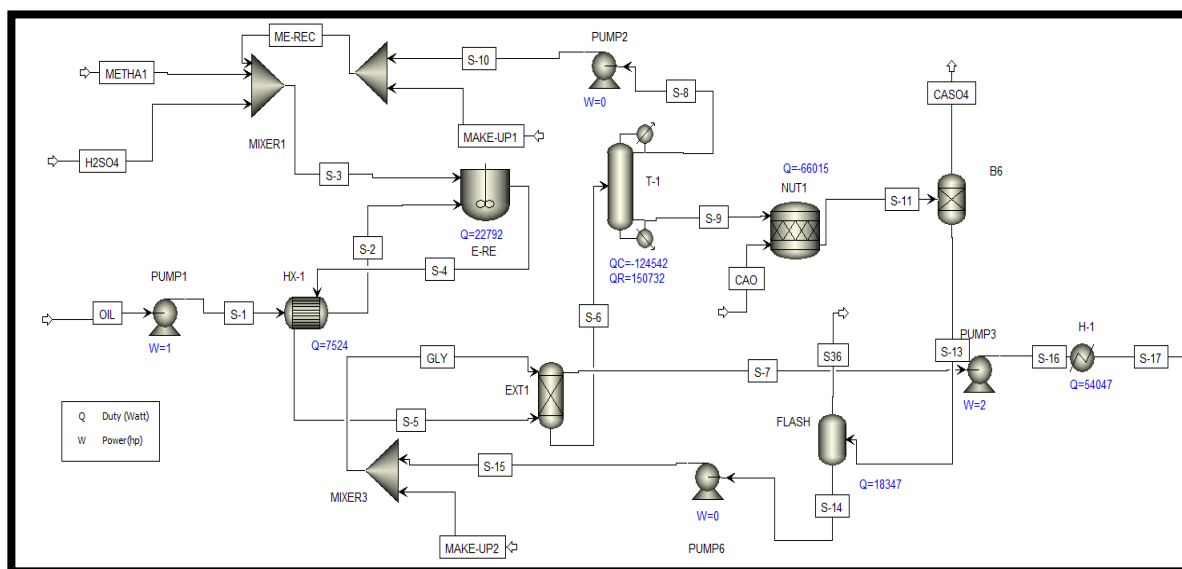


Figure 1- Schematic of esterification process

شکل ۱- طرحواره مرحله استریفیکاسیون

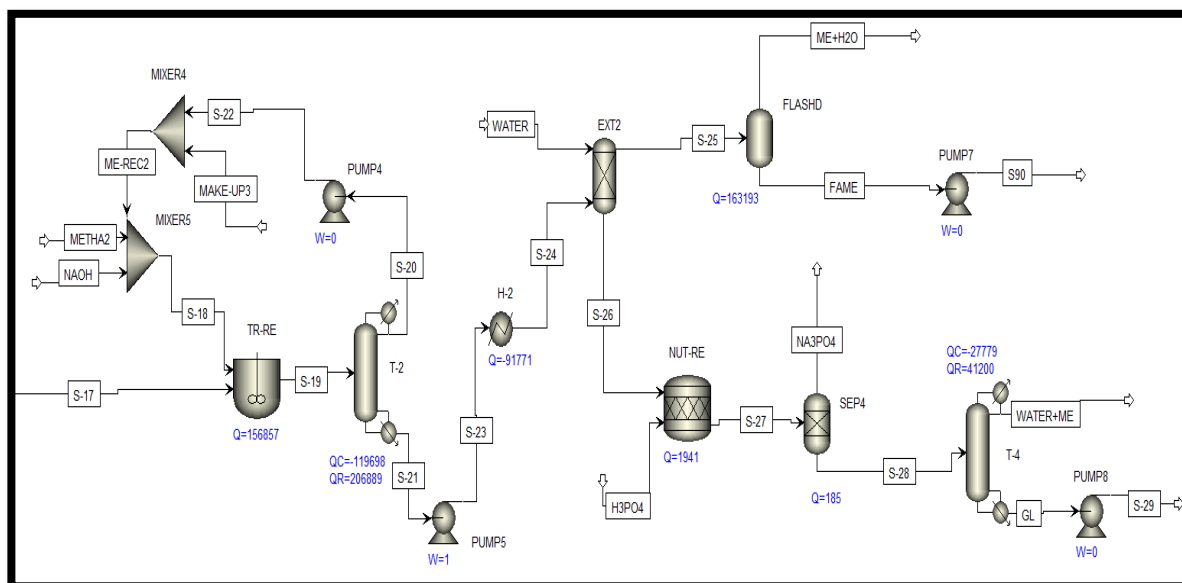


Figure 2- Schematic of transesterification process

شکل ۲- طرحواره مرحله ترنس استریفیکاسیون

1.  $Na_3PO_4$

## بهینه‌سازی

به‌منظور رسیدن به بالاترین سود در فرایند تولید بیودیزل، که به‌صورت اختلاف بین درآمد فروش تولیدات فرایند (بیودیزل و گلیسرول) و کل هزینه‌های جاری تولید<sup>۱</sup> تعریف می‌شود، یک مسئله بهینه‌سازی تعریف شده است که جزئیات آن در ادامه آمده است. متغیرهای تصمیم‌گیری در مسئله بهینه‌سازی تعریف‌شده در این مطالعه به‌صورت خلاصه در جدول ۲ آمده است و در ادامه به معرفی و دلیل انتخاب آن‌ها نیز پرداخته شده است. افزایش و یا کاهش دما و حجم دو راکتور بر سینتیک واکنش‌ها تاثیرگذارند، به‌همین دلیل، از پارامترهای موثر در تبدیل مواد اولیه به بیودیزل‌اند و به‌عنوان متغیر تصمیم‌گیری انتخاب شده‌اند.

جدول ۱- مشخصات جریان‌های اصلی حاصل از شبیه‌سازی

Table 1- Specifications of the main streams of the simulation

Stream	S-2	S-3	S-5	S-17	S-18	S-21	FAME	GL
Temperature(°c)	32	61	45	62	20	139	134.88	114
Pressure (kPa)	400	400	400	400	400	15	13	20
Molar flow (mol/hr)	2.76	9.39	12.16	2.81	17.70	10.47	7.5	2.91
Mass flow (kg/hr)	2167	314.84	2481	2176	572	2425	2187	222.4
Mass fraction								
Triolein	0.94	0	0.82	0.93	0	0.0004	0.0005	0
Dirolein	0	0	0	0	0	0.00008	0.0001	0
Monoolein	0	0	0	0	0	0.001	0.002	0
Oleic acid	0.026	0	0.0001	0.0001	0	0.0001	0.0001	0
Linoleic acid	0.021	0	0.0001	0.0001	0	0.0001	0.0001	0
Stearic acid	0.006	0	0	0	0	0	0	0
Palmitic acid	0.0066	0	0	0	0	0	0	0
Methyl Oleate	0	0	0.024	0.027	0	0.86	0.96	0
Methyl linoleate	0	0	0.019	0.021	0	0.021	0.019	0
Methyl stearate	0	0	0.005	0.006	0	0.005	0.006	0
Methyl palmitate	0	0	0.006	0.006	0	0.006	0.006	0
methanol	0	0.92	0.111	0.0004	0.96	0.003	.0004	0
water	0	0.003	0.003	0	0	0	0.0008	0.05
glycerol	0	0.067	0.0038	0	0	0.087	0.0001	0.95
Sulfuric acid	0	0.067	0.0038	0	0	0	0	0
NAOH	0	0	0	0	0.037	0.008	0	0

تعداد سینی، نسبت بازگشتی، فشار عملیاتی کندانسور<sup>۲</sup> و همچنین محل سینی خوراک هر سه برج تقطیر (T-3, T-2, T-1)، به این دلیل که هزینه انرژی مصرفی کندانسور و ریویلر<sup>۳</sup> و همچنین هزینه ساخت خود برج‌ها تابع این پارامترهاست، انتخاب شده‌اند. از آن جهت که دما و فشار جداکننده دوفازی بیودیزل از پارامترهای مهم در جداسازی بیودیزل‌اند و همچنین، در هزینه تمام‌شده جداکننده دوفازی تاثیرگذارند، به‌عنوان متغیر تصمیم‌گیری انتخاب شده‌اند. به دلیل اینکه هزینه گلیسرول استفاده‌شده به‌عنوان حلال در برج شست‌وشوی اول زیاد است، برای شست‌وشو و جداسازی بهتر تعداد سینی‌های این برج نیز، به‌عنوان متغیر تصمیم‌گیری انتخاب شده است. خلوص جرمی محصول بیودیزل و گلیسرول، به‌ترتیب بزرگتر یا مساوی ۰/۹۹۵ و ۰/۹۵، به عنوان قید انتخاب شده‌اند (جدول ۲). موائیس [۲۹] دمای تجزیه حرارتی بیودیزل و گلیسرول را به‌ترتیب ۲۵۰ و ۱۵۰ درجه سانتی‌گراد گزارش کرده است. به‌همین دلیل، برج‌های اول، دوم و سوم باید در دمای زیر ۱۵۰°C و جداکننده دوفازی بیودیزل زیر ۲۵۰°C عمل کند. به‌همین دلیل، برج‌های دوم و سوم و جداکننده دوفازی بیودیزل تحت خلأ کار می‌کنند. به‌دلیل محدودیت دما در برج دوم نیز، نمی‌توان تمام متانول را بازیابی کرد و مقداری از متانول از پایین برج خارج می‌شود. اما، برای کنترل میزان هدررفت متانول در این جریان، مقدار متانول در جریان پایین برج نیز به‌عنوان قید لحاظ شده است (جدول ۲). سایر قیود عملیاتی نیز به این صورت است که برای جلوگیری از کندشدن واکنش در راکتور اول باید از ورود

1. Total manufacturing cost  
2. Condenser  
3. Reboiler

آب در آن جلوگیری شود [۳۰]. به همین دلیل، درصد وزنی آب بازگشتی به راکتور اول کمتر از ۰/۵ درصد وزنی انتخاب شده است. همچنین، از آنجا که واکنش ترنس استریفیکاسیون بسیار به اسیدهای چرب حساس است [۱۴]، به همین دلیل خلوص جرمی اسیدهای چرب آزاد خروجی از راکتور اول باید کمتر از ۰/۱۵ درصد وزنی باشد. برای جلوگیری از صابونی شدن واکنش ترنس استریفیکاسیون باید تا حد امکان از ورود آب به آن جلوگیری شود [۱۴]. به همین دلیل، درصد وزنی آب در جریان بالای برج شست‌وشو با گلیسرول کمتر از ۰/۰۰۱ انتخاب شده است. متغیرهای تصمیم‌گیری و قیدهای انتخاب‌شده، به‌طور خلاصه، در جدول ۲، گزارش شده‌اند.

جدول ۲- خلاصه متغیرهای تصمیم‌گیری و قیدهای مسئله

Table 2- Summary of decision variables and constraints

Goal	Decision variables	
Maximum profit	$50\text{ }^{\circ}\text{C} \leq \text{the first Reactor temperature} \leq 65\text{ }^{\circ}\text{C}$ $45\text{ }^{\circ}\text{C} \leq \text{the second Reactor temperature} \leq 75\text{ }^{\circ}\text{C}$ $4.64\text{ m}^3 \leq \text{the first Reactor volume} \leq 14\text{ m}^3$ $3\text{ m}^3 \leq \text{the first Reactor volume} \leq 9\text{ m}^3$ $3 \leq \text{number of stages in the first tower} \leq 13$ $3 \leq \text{number of stages in the second tower} \leq 13$ $3 \leq \text{number of stages in the third tower} \leq 13$ $2 \leq \text{feed stage of the first tower} \leq 12$ $2 \leq \text{feed stage of the second tower} \leq 12$ $2 \leq \text{feed stage of the third tower} \leq 12$ $6 \leq \text{number of stages in glycerol washing tower} \leq 20$ $130\text{ }^{\circ}\text{C} \leq \text{biodiesel separation flash drum temperature} \leq 240\text{ }^{\circ}\text{C}$	$0.1 \leq \text{reflux ratio of the first tower} \leq 5$ $0.1 \leq \text{reflux ratio of the second tower} \leq 3$ $0.1 \leq \text{reflux ratio of the third tower} \leq 3$ $13.6\text{ kPa} \leq \text{condenser pressure of the first tower} \leq 100\text{ kPa}$ $10\text{ kPa} \leq \text{condenser pressure of the second tower} \leq 27\text{ kPa}$ $10\text{ kPa} \leq \text{condenser pressure of the third tower} \leq 30\text{ kPa}$ $10\text{ kPa} \leq \text{biodiesel separation flash drum pressure} \leq 100\text{ kPa}$
	Constraints	
	the first, second and third tower temperature $\leq 150\text{ }^{\circ}\text{C}$ biodiesel separation flash drum temperature $\leq 250\text{ }^{\circ}\text{C}$ biodiesel mass purity $\geq 0.995$ glycerol mass purity $\geq 0.95$ methanol flow at the bottom of the second tower $\leq 0.335\text{ mol/hr}$ mass purity of recovered methanol from the first tower $\leq .005$ mass purity of the free fatty acid from the first reactor $\leq .001$ mass purity of methanol from the top of the glycerol washing tower $\leq 0.002$ mass purity of water from the top of the glycerol washing tower $\leq 0.0001$	

هزینه سرمایه‌گذاری ثابت (FCI)<sup>۱</sup> و هزینه سرمایه‌گذاری کل (TCI)<sup>۲</sup> به‌ترتیب از فرمول‌های (۱) و (۲) به‌دست آمده‌اند [۳۱]. پارامتر  $C_p$  مربوط به هزینه خرید هریک از تجهیزات است که از داده‌ها و دستورالعمل‌های موجود در مرجع [۳۱] به‌دست آمده است. برای برج‌های تقطیر با قطر کمتر از ۰/۹ متر از آکنه استفاده شده است و در غیر این صورت برج، سینی‌دار خواهد بود [۱۲]. اگر اندازه و یا وزن هریک از تجهیزات کمتر از محدوده آورده‌شده در مرجع [۳۱] بود، از برون‌یابی برای تخمین هزینه استفاده شده است. طول برج‌ها نیز از دستورالعمل موجود در مرجع [۳۲] به‌دست آمده است. پارامترهای  $I_b$ ،  $I_i$  و  $C_{pi}$  در معادله‌های (۱) و (۲) به‌ترتیب شاخص هزینه و هزینه خرید هریک از تجهیزات است که شاخص هزینه در هر سال مقدار خاص خود را دارد و از مرجع [۳۱] استخراج شده است. هزینه سرمایه‌گذاری کل شامل هزینه روزانه عملیات نگهداری<sup>۳</sup> نیز می‌شود، درحالی که هزینه سرمایه‌گذاری ثابت اینچنین نیست. برای به‌دست‌آوردن هزینه تولید نیز از دستورالعمل‌های موجود در مراجع [۳۳] و [۳۴] استفاده شده است. هزینه مربوط به دستمزد کارکنان نیز از مرجع [۳۱] به‌دست آمده است. سود حاصل از فرایند نیز از تفاضل درآمد حاصل از فروش محصولات بیودیزل و گلیسرول و کل هزینه تولید به‌دست آمده است.

$$C_{FCI} = 1.05 \times 5.04 \times \sum_i^n \frac{I_i}{I_b} C_{pi} \quad (1)$$

1. Fixed Capital Investment
2. Total Capital Investment
3. Working capital







جدول ۳- نتایج جریان‌های اصلی فرایند شبیه‌سازی شده توسط ژانگ [۱۴]  
Table 3- Specifications of the main streams of the simulation by Y.Zhang[14]

Stream	S-2	S-3	S-4	S-15	S-16	S-18	FAME	GL
Temperature(°c)	60	28	70	62	26	122	193.7	112
Pressure (kPa)	400	400	400	400	400	30	10	50
Molar flow (mol/hr)	1.34	6.60	7.94	1.32	7.13	4.95	3.384	1.52
Mass flow (kg/hr)	1050	218	1268	1042	238.30	1161.40	999.880	113.29
Mass fraction								
Triolein	0.94	0	0.778	0.937	0	0.042	0	0
Oleic acid	0.06	0	0	0	0	0	0	0
Methyl Oleate	0	0	0.052	0.063	0	0.860	0.997	0
methanol	0	0.954	0.158	0	0.956	0.005	0	0
water	0	0.001	0.003	0	0	0	0.003	0.15
glycerol	0	0	0	0	0	0.083	0	0.85
Sulfuric acid	0	0.045	0.008	0	0	0	0	0
NAOH	0	0	0	0	0.044	0.009	0	0

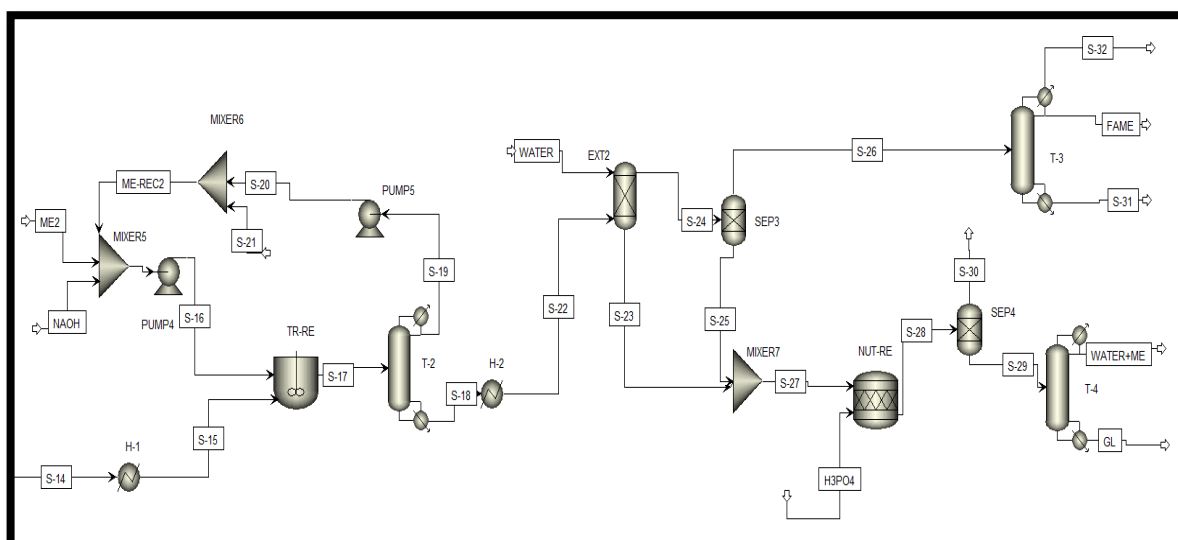


Figure 4- Schematic of transesterification process by Y.Zhang[14]  
شکل ۴- طرحواره مرحله ترنس استریفیکیشن توسط ژانگ [۱۴]

جدول ۴- نتایج جریان‌های اصلی فرایند شبیه‌سازی شده در این مطالعه  
Table 4- Specifications of the main streams of the simulation in this study

parameter	Calculated results in [14] (× 10 <sup>6</sup> \$/year) Updated to 2013	Calculated results in this study (× 10 <sup>6</sup> \$/year) Updated to 2013	Calculated error
Total manufacturing cost	11.167	9.85	11.17%
Total capital investment	3.35	2.17	34%
fixed capital investment	3.85	2.55	33%
Parameter	Calculated results in [16] (× 10 <sup>6</sup> \$/year)	Calculated results in this study (× 10 <sup>6</sup> \$/year) Updated to 2013	Calculated error
Total manufacturing cost	15.804	16.239	3%
fixed capital investment	2.86	2.36	17.48%

در جدول ۶، هزینه هریک از مواد موجود در فرایند حاضر آورده شده است. ذکر این نکته لازم است که تمام قیمت‌ها از مراجع [۳۲] و [۱۶] استخراج شده‌اند و همین‌طور خلاصه‌ای از روند به‌دست‌آوردن هزینه تولید در این جدول گزارش شده است.

جدول ۵- مقایسه بین هزینه های محاسبه شده در دو مطالعه

Table 5- Comparison between calculated costs in the two studies

Stream	S-2	S-3	S-4	S-15	S-16	S-18	FAME	GL
Temperature(°c)	60	28	70	60	27	113	193.7	92
Pressure (kPa)	400	400	400	400	400	20	10	50
Molar flow (mol/hr)	1.23	7.65	8.89	1.23	7.33	5.24	3.54	2.08
Mass flow (kg/hr)	1050	252	1302	1051	237	1181.5	1048	124.6
Mass fraction								
Triolein	0.94	0	0.790	0.979	0	0.002	0.002	0
Oleic acid	0.06	0	0	0	0	0	0	0
Methyl Oleate	0	0	0.017	0.021	0	0.888	0.997	0
methanol	0	0.959	0.183	0	0.957	0.008	0	0.003
water	0	0.003	0.001	0	0	0	0.001	0.012
glycerol	0	0	0	0	0	0.089	0	0.85
Sulfuric acid	0	0.039	0.007	0	0	0	0	0
NAOH	0	0	0	0	0.043	0.008	0	0

جدول ۶ خلاصه ای از روند محاسبه هزینه تولید و قیمت مواد اولیه [۳۳]

Table 6- A summary of the calculation of the total manufacturing cost and the price of the raw materials

Total manufacturing cost = Direct manufacturing cost + Indirect manufacturing cost+ General expenses	
<b>Direct manufacturing cost</b> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Oil feedstock</li> <li>• Methanol</li> <li>• Catalyst and solvent</li> <li>• Operating labor</li> <li>• Supervisory and clerical labor, 15% of operating labor</li> <li>• Low Pressure steam</li> <li>• high Pressure steam</li> <li>• Cooling water</li> <li>• Maintenance and repairs, 6% of fixed capital investment</li> <li>• Operating supplies, 15% of maintenance and repairs</li> <li>• Laboratory charges, 15% of operating labors</li> <li>• Patents and royalties, 3% of total manufacturing cost</li> </ul>	<b>Indirect manufacturing cost</b> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Overhead, packaging and storage, 60% of the sum of operating labor, supervision and maintenance</li> <li>• Local taxes, 1.5% of fixed capital investment</li> <li>• Insurance, 0.5% of fixed capital investment</li> <li>• Depreciation cost</li> <li>•</li> </ul> <b>General expenses</b> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Administrative costs, 25% of overhead</li> <li>• Distribution and selling cost, 10% of total manufacturing cost</li> <li>• Research and development, 5% of total manufacturing cost</li> </ul>
Raw material	price (\$/kg)
Waste cooking oil	0.37
Methanol	0.27
Glycerol 99% wt	1.06
Glycerol 95% wt	1.14
NAOH 37% wt	0.72
Biodiesel 99% wt	1.416
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0.064
Water	0.01 (\$ / m <sup>3</sup> )
Steam in 4.5 bar and 210°C	9.87 (\$/tonne)
Steam in 27 bar and 500°C	14.39 (\$/tonne)

ذکر این نکته در این قسمت لازم است که هزینه‌های محاسبه شده در مرجع ذکر شده مربوط به سال ۲۰۰۲ بودند، در صورتی که هزینه‌های محاسبه شده در این کار برای سال ۲۰۱۳ حساب شده‌اند. به همین جهت، برای مقایسه درست، با استفاده از شاخص اقتصادی سال ۲۰۱۳ و سال ۲۰۰۲، نتایج موجود در مرجع مذکور به سال ۲۰۱۳ به روز شده است. همان‌طور که از خطاهای محاسبه شده پیداست، هزینه کل تولیدی که در این مطالعه محاسبه شده است تقریباً به مقدار محاسبه شده توسط ژانگ و همکارانش [۳۴] نزدیک است. اما مقدار محاسبه شده برای هزینه سرمایه‌گذاری ثابت و هزینه سرمایه‌گذاری کل محاسبه شده در مطالعه حاضر فاصله بیشتری نسبت به مقدار محاسبه شده توسط ژانگ [۳۴] داشت. این تفاوت را می‌توان از دو دیدگاه بررسی کرد. اولین دیدگاه این است که روش محاسبه هزینه سرمایه‌گذاری در دو مطالعه متفاوت است، درحالی که روش محاسبه هزینه تولید در هر دو مطالعه یکی بوده است. ژانگ [۳۴] برای به دست آوردن هزینه

سرمایه‌گذاری از روش موجود در مرجع [۳۵] استفاده کرده است، در حالی که در این مطالعه از روش موجود در مرجع [۳۱] استفاده شده است. دیدگاه دوم می‌تواند این باشد که ژانگ [۱۴] از نرم‌افزار ASPEN HYSYS V2.1.3 برای شبیه‌سازی این فرایند استفاده کرده است، در صورتی که در مطالعه حاضر از نرم‌افزار ASPEN PLUS V8.8 برای شبیه‌سازی استفاده شده است. از آنجا که نسخه نرم‌افزار استفاده‌شده در مطالعه ژانگ [۱۴] به سال ۲۰۰۱ برمی‌گردد در صورتی که نرم‌افزار مطالعه حاضر در سال ۲۰۱۴ عرضه شده است و به دلیل به‌روزرسانی هرساله مجموعه نرم‌افزاری ASPEN (مانند ضرایب باینری مواد)، این امکان وجود دارد که شرایط عملیاتی محاسبه‌شده توسط ژانگ [۳۴] با شرایط محاسبه‌شده در مطالعه حاضر تفاوت‌هایی داشته باشد که این تفاوت‌ها می‌تواند موجب تفاوت در محاسبه سرمایه‌گذاری کل در دو مطالعه شود.

برای بررسی بیشتر، هزینه‌های به‌دست‌آمده در مطالعه حاضر با هزینه‌های به‌دست‌آمده توسط شارما [۱۶] مقایسه شده است. ذکر این نکته لازم است که فرایند استفاده‌شده توسط شارما با فرایند مطالعه حاضر متفاوت است و این فرایند برای تبدیل ۲۵۰۰ کیلوگرم روغن مصرف‌شده به بیودیزل طراحی شده است. اما، برای اطمینان از درستی مدل هزینه مطالعه حاضر و با هدف یک مقایسه تقریبی از نتایج این مطالعه و نتایج ارائه‌شده توسط شارما [۱۶]، این بررسی انجام شده است. با توجه به اینکه فرایندی که شارما [۱۶] ارائه داده است از تجهیزات بیشتری نسبت به فرایند مورد بررسی برخوردار است، پیش‌بینی می‌شود که هزینه سرمایه‌گذاری ثابت این مطالعه از مطالعه حاضر کمی بیشتر باشد که با توجه به جدول ۵ این پیش‌بینی درست است. از آنجا که فرایند شارما [۱۶] برای تبدیل ۲۵۰۰ کیلوگرم بر ساعت روغن مصرف‌شده به بیودیزل طراحی شده است اما فرایند این مطالعه برای تبدیل ۲۱۶۷ کیلوگرم بر ساعت روغن مصرف‌شده (فرایند شرح داده شده در بخش شبیه‌سازی) به کار رفته است، به دلیل استفاده بیشتر از مواد اولیه در مطالعه شارما نسبت به مطالعه ما و همین‌طور تفاوت در هزینه سرمایه‌گذاری ثابت محاسبه‌شده در دو فرایند، پیش‌بینی می‌شود که هزینه کل تولید فرایند شارما از هزینه کل تولید فرایند حاضر بیشتر باشد، اما این پیش‌بینی با توجه به جدول ۵ درست نیست. با بررسی بیشتر در مطالعه شارما [۱۶] مشاهده می‌شود که روش استفاده‌شده برای محاسبه کل هزینه تولید نسبت به روش مورد استفاده در این مطالعه کمی متفاوت است. این تفاوت خود می‌تواند دلیل تفاوت هزینه تولید محاسبه‌شده در این کار با مطالعه شارما [۱۶] باشد. اما هزینه‌های تولید به‌دست‌آمده در مطالعه شارما [۱۶] بسیار به هزینه تولید به‌دست‌آمده توسط مطالعه حاضر نزدیک است. از اعتبارسنجی انجام‌شده برای مدل هزینه که در دو بخش انجام گرفت، نتیجه‌گیری می‌شود که مدل هزینه به‌دست‌آمده می‌تواند مدل هزینه درستی برای این فرایند باشد.

### نتایج حاصل از بهینه‌سازی

شبیه‌سازی و بهینه‌سازی فرایند به‌ترتیب توسط نرم‌افزارهای ASPEN PLUS و MATLAB انجام شده است. برای برقراری ارتباط بین این دو نرم‌افزار، از نرم‌افزار Microsoft EXCEL به‌عنوان پل ارتباطی استفاده شده است (شکل ۵).

در مرحله استریفیکاسیون، نانداگوپال و همکارانش [۲۲] هفت مدل سینتیکی پیشنهاد دادند. جدول ۷ خلاصه‌ای از این مدل‌ها را ارائه می‌کند. در این مطالعه، سه مدل از این هفت مدل، به‌دلایلی که در ادامه آمده است، برای بهینه‌سازی انتخاب شده است. از بین چهار مدلی که در آن‌ها نسبت روغن به متانول برابر با ۹ بود، مدلی انتخاب شده است که درصد وزنی کاتالیست در روغن ۱ بود. همان‌طور که از جدول ۷ مشخص است، این انتخاب به این دلیل بود که بهترین مدل از نظر سرعت واکنش، با توجه به ثوابت سرعت موجود در جدول ۷، در میان این چهار مدل، مدلی بود که کاتالیست ۱ درصد وزنی بود. دو مدل دیگری که انتخاب شده است ابتدا مدلی بود که نسبت مولی متانول به روغن ۳ در نظر گرفته شده بود. این مدل، به دلیل اینکه از مصرف متانول کمتر نسبت به دیگر مدل‌ها برخوردار بود و همین‌طور سرعت قابل قبولی نیز داشت، انتخاب شد. انتخاب آخر، مدل با نسبت مولی متانول به روغن ۶ بود که این مدل نیز، به دلیل سرعت بیشتر نسبت به مدل با نسبت مولی متانول به روغن ۳ و مقدار کمتر متانول مصرفی نسبت به انتخاب اول ما، انتخاب شد. مدلی که نسبت مولی متانول به روغن در

آن دوازده بود، به این دلیل که سرعت کمتری نسبت به اولین مدل انتخابی ما داشت، در حالی که متانول بیشتری هم مصرف می کرد، اقتصادی نبود. معادله (۳) واکنش کلی تبدیل اسیدهای چرب آزاد به متیل استر اسید چرب را نشان می دهد [۳۶] که در آن  $R_1$  یک زنجیره خطی از کربن است که تعداد کربن آن با توجه به نوع اسید چرب بین ۱۱ تا ۱۷ عدد متغیر است.  $R_2$  نیز متیل است.

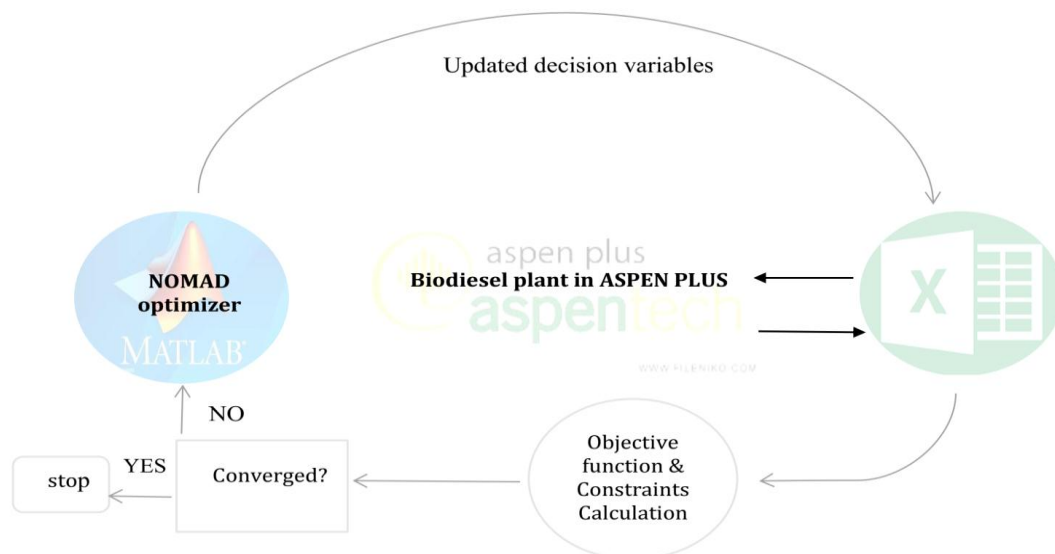


Figure 5- Schematic of optimization procedure  
 شکل ۵- طرحواره روند بهینه سازی

جدول ۷- شرایط سینتیکی مختلف استفاده شده برای واکنش استریفیکاسیون

Table 7- Different reaction kinetics used in eserification reaction

row	Catalyst amount (wt.%)	Molar ratio (methanol/oil)	$K_1(\text{min}^{-1})$	$K_2(\text{g/mg.min})$
1	0.5	9	0.0232	0.000364
2	1	9	0.0254	0.000397
3	1.5	9	0.0233	0.000381
4	2	9	0.0244	0.000382
5	1	3	0.0216	0.000339
6	1	6	0.0233	0.000364
7	1	12	0.0238	0.000373

متغیرهای تصمیم گیری بهینه، برای هر یک از حالت های انتخاب شده در بخش قبل، در جدول ۸ گزارش شده است. در جدول ۹ نیز سعی شده است تمام هزینه های موثر در بهینه سازی و سود محاسبه شده برای هر یک از حالات بعد از بهینه شدن ارائه شود. بهترین حالت از نظر اقتصادی، همان طور که از جدول ۹ نیز مشخص است، حالت پنجم جدول ۷، یعنی حالتی که مقدار کاتالیست برابر ۱ درصد وزنی روغن و نسبت مولی متانول به روغن برابر با ۳ است، حاصل شد. در مورد های دوم و ششم جدول ۷، با وجود اینکه افزایش در تبدیل بیودیزل حاصل شد، اما این فرایندها به هزینه های بیشتری نیاز داشتند. با توجه به جدول ۹، دیده می شود هزینه راکتور استریفیکاسیون، برای حالتی که نسبت مولی متانول به روغن ۳ بود، بیشترین مقدار خود را داشت. این موضوع به این دلیل است که مقدار متانول احیاء شده، در فرایندهایی که نسبت مولی متانول به روغن ۶ و ۹ است، نسبت به فرایندهای دیگر بیشتر بود و از آنجا که دمای این متانول بازگشتی به راکتور نزدیک دمای راکتور، یعنی ۶۰ درجه

سانتی‌گراد بود، به انرژی کمتری برای گرمایش مواد داخل راکتور نیاز بود. این موضوع، با توجه به اینکه حجم مورد نیاز راکتور برای هر سه فرایند یکسان است، منطقی به نظر می‌رسد. حجم مورد نیاز راکتور ترنس استریفیکاسیون، برای حالتی که بیشترین متانول در مرحله استریفیکاسیون وجود داشت، کمترین مقدار حاصل شد که این امر موجب کمتر شدن هزینه این راکتور در فرایند با متانول بیشتر در مرحله استریفیکاسیون شد. دلیل این کاهش هم این بود که در فرایندی که متانول مرحله استریفیکاسیون بیشتر بود بیودیزل بیشتری با همان حجم‌های قبلی تولید می‌شد. به همین دلیل برای این که قید خلوص جرمی بیودیزل، که باید بیشتر از ۰/۹۹۵ می‌شد، ارضا شود، دیگر به حجم بیشتر برای تولید بیشتر بیودیزل در مرحله ترنس استریفیکاسیون نیاز نبود. جداکننده دوفازی بیودیزل در فرایندی که بیشترین متانول وجود داشت، به دلیل دمای کمتر برای جداسازی، کمترین هزینه را داشت. برج اول احیای متانول، در فرایندی که نسبت مولی متانول به روغن ۹ بود، بیشترین هزینه را متحمل شد. با وجود اینکه این برج، به دلیل زیاد بودن متانول نسبت به آب، برای جداسازی به مراحل کمتری نیاز داشت، اما به دلیل بیشتر بودن متانول نسبت به دو فرایند دیگر در این برج، قطر بیشتری برای آن نیاز بود که این موضوع دلیل بیشتر شدن هزینه شد. در مطالعه حاضر، هزینه متانولی که در فرایند مصرف شده و یا هدر رفته است محاسبه شده است و این هزینه شامل متانول احیاشده نیست. بنابراین، در فرایندی که بیشترین مقدار متانول موجود بود، از آنجایی که در برج اول احیای متانول نسبت مقدار متانول به آب موجود در برج زیاد بود و راحت‌تر از آب جدا می‌شد، مقدار کمتری از متانول در این فرایند نسبت به دو فرایند دیگر هدر می‌رود. به همین دلیل کمترین هزینه متانول مصرفی برای این فرایند حاصل شد. همان‌طور که از هزینه‌های موجود در جدول ۹ مشخص است، کمترین هزینه سرمایه‌گذاری ثابت و هزینه سرمایه‌گذاری کل برای فرایند با بیشترین متانول حاصل شد، اما بیشترین هزینه تولید نیز برای همین فرایند بود. این افزایش در هزینه تولید در فرایند با متانول بیشتر به دلیل این بود که ریبویلر و کندانسور برج اول احیای متانول به بخار و آب بیشتری برای گرمایش و سرمایش مواد موجود در برج نیاز داشتند. اما، کمترین هزینه تولید برای فرایندی که نسبت متانول به روغن در آن ۳ بود، حاصل شد و از آنجا که سود فرایندها از تفریق درآمد حاصل از فروش بیودیزل و گلیسرول از کل هزینه تولید به دست می‌آید، این فرایند بهترین حالت از نظر سوددهی انتخاب شد. در این حالت، هزینه تولید ۱۶/۲۴ میلیون دلار بر سال و سود حاصل از آن ۱۲/۹۳ میلیون دلار بر سال به دست آمد.

جدول ۸- نتایج بهینه متغیرهای تصمیم‌گیری

Table 8- Optimal values of the decision variables

Decision variables	# Row from table 7		
	2	5	6
Esterification reactor volume (m <sup>3</sup> )	4.64	4.64	4.64
Esterification reactor temperature (°c)	50	51.69	52.82
transesterification reactor volume (m <sup>3</sup> )	4.64	5.11	4.82
Esterification reactor temperature (°c)	75	74.99	74.99
Number of stages of column1	8	9	9
Number of stages of column2	3	3	3
Number of stages of column3	3	3	3
Reflux ratio of column 1	0.25	0.5	0.27
Reflux ratio of column 2	0.1	0.1	0.1
Reflux ratio of column 3	0.1	0.1	0.1
Feed stage of column1	4	5	5
Feed stage of column1	2	2	2
Feed stage of column1	2	2	2
Condenser pressure of column 1 (kPa)	100	100	84
Condenser pressure of column 2 (kPa)	10	10	10
Condenser pressure of column 3 (kPa)	10	10	10
Biodiesel flash drum temp (°c)	143.41	152.27	145.93
Biodiesel flash drum pressure (kPa)	6	5	5
Number of stages in the glycerol washing tower	6	6	6

جدول ۹- هزینه‌های محاسبه‌شده برای هر یک از فرایندها

Table 9- Calculated costs for each process

# Row from table 7	Costs(\$)		
	2	5	6
Flash drums	$8.1125 \times 10^4$	$8.1923 \times 10^4$	$8.1450 \times 10^4$
Esterification reactor	$4.7159 \times 10^4$	$7.8034 \times 10^4$	$4.7929 \times 10^4$
Transesterification reactor	$5.7894 \times 10^4$	$6.0186 \times 10^4$	$5.8833 \times 10^4$
T-1 (the first distillation tower)	$4.9712 \times 10^4$	$4.6926 \times 10^4$	$4.9694 \times 10^4$
T-2 (the second distillation tower)	$3.4804 \times 10^4$	$3.4805 \times 10^4$	$3.4804 \times 10^4$
T-3 (the third distillation tower)	$3.2386 \times 10^4$	$3.2385 \times 10^4$	$3.2386 \times 10^4$
Glycerol washing column	$1.3324 \times 10^4$	$1.3324 \times 10^4$	$1.3324 \times 10^4$
Water washing column	$1.3324 \times 10^4$	$1.3324 \times 10^4$	$1.3324 \times 10^4$
Pumps	$7.1000 \times 10^4$	$7.1000 \times 10^4$	$7.1000 \times 10^4$
Heat exchangers	$2.4803 \times 10^4$	$2.4819 \times 10^4$	$2.4806 \times 10^4$
Solid production reactors	$1.990 \times 10^4$	$1.990 \times 10^4$	$1.990 \times 10^4$
Consumption methanol	$6.1264 \times 10^5$	$6.1312 \times 10^5$	$6.1282 \times 10^5$
Steam	$1.8202 \times 10^5$	$1.4126 \times 10^5$	$1.6023 \times 10^5$
Cooling water	$2.9797 \times 10^3$	$2.2344 \times 10^3$	$2.5868 \times 10^3$
<b>Fixed capital investment</b>	$2.3584 \times 10^6$	$2.3641 \times 10^6$	$2.3684 \times 10^6$
<b>Total capital investment</b>	$2.7749 \times 10^6$	$2.7815 \times 10^6$	$2.7867 \times 10^6$
<b>Total manufacturing cost (\$/year)</b>	$1.6287 \times 10^7$	$1.6239 \times 10^7$	$1.6263 \times 10^7$
<b>Revenue (\$/year)</b>	$2.9181 \times 10^7$	$2.9168 \times 10^7$	$2.9186 \times 10^7$
<b>Profit (\$/year)</b>	$1.2894 \times 10^7$	$1.2929 \times 10^7$	$1.2913 \times 10^7$

ذکر این نکته لازم است که این نتیجه برای روغن حاوی ۶ درصد وزنی اسیدهای چرب حاصل شد. چه بسا اگر درصد اسیدهای چرب موجود در روغن بیشتر شود، به دلیل تولید بیشتر بیودیزل در موردهای دوم و ششم، مورد پنجم مورد بهینه برای فرایند نباشد. تفاوت در شرایط سینتیکی هر یک از موارد موجود در جدول ۷ انگیزه‌ای برای مقایسه این سه مورد بود. در ادامه، به بررسی نتایج به دست آمده برای حالت بهینه با جزئیات بیشتر پرداخته شده است.

همان‌طور که در جدول ۸ مشخص است، دمای بهینه برای راکتور اول و دوم به ترتیب  $51^\circ\text{C}$  و  $75^\circ\text{C}$  و حجم بهینه نیز به ترتیب  $4/64\text{m}^3$  و  $5/06\text{m}^3$  به دست آمده است. در نمودار شکل ۶-الف و ۶-ب به بررسی این نتایج پرداخته شده است. میزان تبدیل اسید موجود در روغن به بیودیزل، در راکتور استریفیکاسیون، با افزایش دما و حجم راکتور افزایش می‌یابد. اما، از آن جهت که افزایش حجم موجب افزایش هزینه راکتور استریفیکاسیون می‌شود و مقدار بیودیزل تولیدی را به طور قابل ملاحظه‌ای تغییر نمی‌دهد (شکل ۶-الف)، حجم  $4/64\text{m}^3$  حالت بهینه برای این راکتور است. اما، در مورد دما، چون دمای  $51^\circ\text{C}$  به عنوان دمای بهینه به دست آمده است، به بررسی دقیق‌تر تأثیر دما بر سود حاصل از فرایند پرداخته شد. همان‌طور که در شکل ۷ مشاهده می‌شود، افزایش دمای راکتور استریفیکاسیون با وجود اینکه موجب افزایش درآمد فروش می‌شود، ولی، به این دلیل که دمای بیشتر به انرژی بیشتری نیز نیاز دارد، هزینه راکتور اول بیشتر می‌شود. در نتیجه، هزینه سرمایه‌گذاری نیز افزایش می‌یابد. همچنین، هزینه متانول مصرفی نیز بیشتر می‌شود و چون هزینه تولید وابسته به هزینه سرمایه‌گذاری است، هزینه تولید نیز افزایش می‌یابد (شکل ۸). از طرف دیگر، افزایش دما موجب افزایش چشمگیر بیودیزل نمی‌شود که بتواند افزایش هزینه تولید را جبران کند و به همین دلیل دمای کمتر به عنوان دمای بهینه به دست آمده است. شکل ۶-ب) نیز تابعیت میزان تولید بیودیزل نسبت به دما را در راکتور ترنس استریفیکاسیون نشان می‌دهد. در این نمودار نیز مشاهده می‌شود که تفاوت تولید بیودیزل از دمای  $45^\circ\text{C}$  تا  $66^\circ\text{C}$  بسیار زیاد است، اما در دماهای بالاتر از  $66^\circ\text{C}$  درجه سانتی‌گراد و در حجم‌های بالاتر با کاهش تولید بیودیزل روبه‌رو می‌شویم. از آنجا که واکنش تولید بیودیزل در سه مرحله تبدیل تری‌گلیسرول به دی‌الین، دی‌الین به مونوالین و مونوالین به بیودیزل انجام می‌شود و نیز با توجه به سینتیک این واکنش که دو مرحله اول گرماگیر و مرحله سوم گرماده است، افزایش دما در حجم‌های کمتر راکتور موجب تولید بیشتر بیودیزل می‌شود. اما، با افزایش حجم راکتور و زمان ماند آن، تعادل در مرحله سوم واکنش، در جهت برگشت پیشرفت می‌کند که این موضوع موجب افزایش مونوالین و کاهش بیودیزل می‌شود. تعداد سینی‌های بهینه سه برج تقطیر استفاده‌شده در فرایند به ترتیب ۳، ۳ و ۹، محل

سینی خوراک به ترتیب ۲، ۵ و نیز نسبت برگشتی ۱/۱، ۵/۰ و ۰/۰ حاصل شده است. از آنجایی که برج اول برای جداسازی متانول از مواد دیگر استفاده شده است و با توجه به حضور آب در این برج و نزدیکی دمای جوش این دو ماده به یکدیگر، برای داشتن محصول خالص متانول در بالای برج، به تعداد سینی و نسبت برگشتی بالاتری جهت جداسازی کامل احتیاج است. خوراک ورودی به برج دوم حاوی متانول، گلیسرول، بیودیزل و سدیم هیدروکسید است و از آن جهت که تفاوت بین نقطه جوش متانول با سایر مواد بسیار زیاد است، برای جداسازی به حداقل تعداد سینی نیاز است. در برج چهارم نیز، هدف جداسازی گلیسرول از متانول و آب است که به دلیل تفاوت زیاد نقطه جوش گلیسرول با آب و متانول، جداسازی آن‌ها راحت انجام می‌گیرد. همین‌طور، برای حصول گلیسرول ۹۵ درصد وزنی، باید مقداری آب نیز در پایین برج وجود داشته باشد و به همین دلیل به ۳ سینی نیاز است. فشار کندانسور برای برج‌ها به ترتیب ۰/۱، ۰/۱ و ۱ بار حاصل شد.

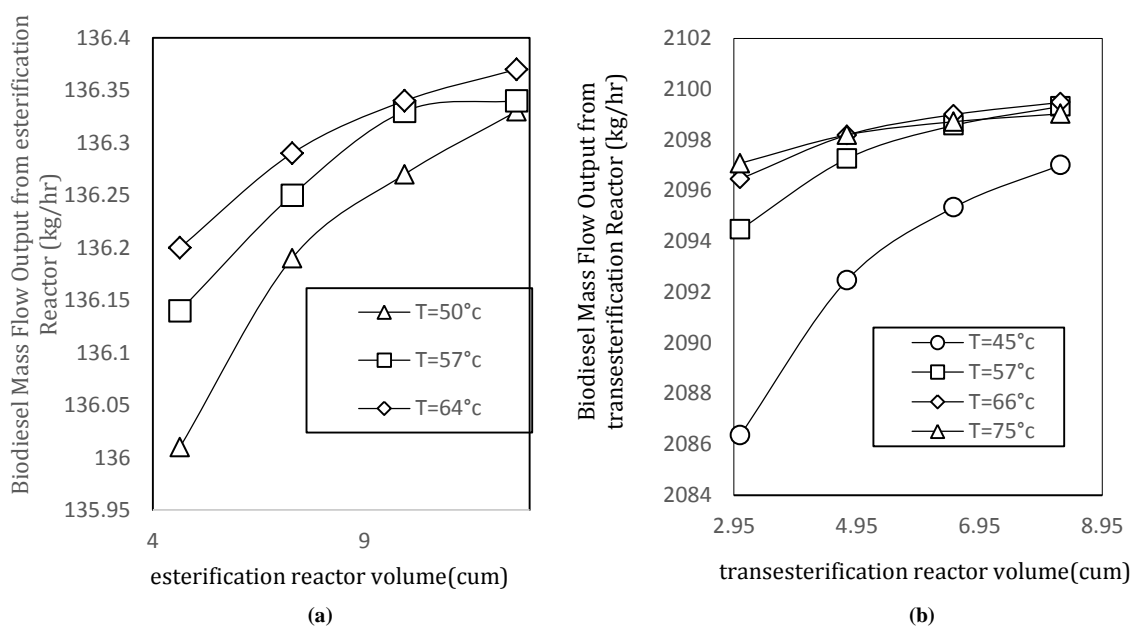


Figure 6- The effect of temperature and volume of the a) esterification b) transesterification reactor on the biodiesel production rate  
 شکل ۶- اثر دما و حجم راکتور بر مقدار تولید بیودیزل در (الف) راکتور استریفیکاسیون و (ب) راکتور ترنس استریفیکاسیون

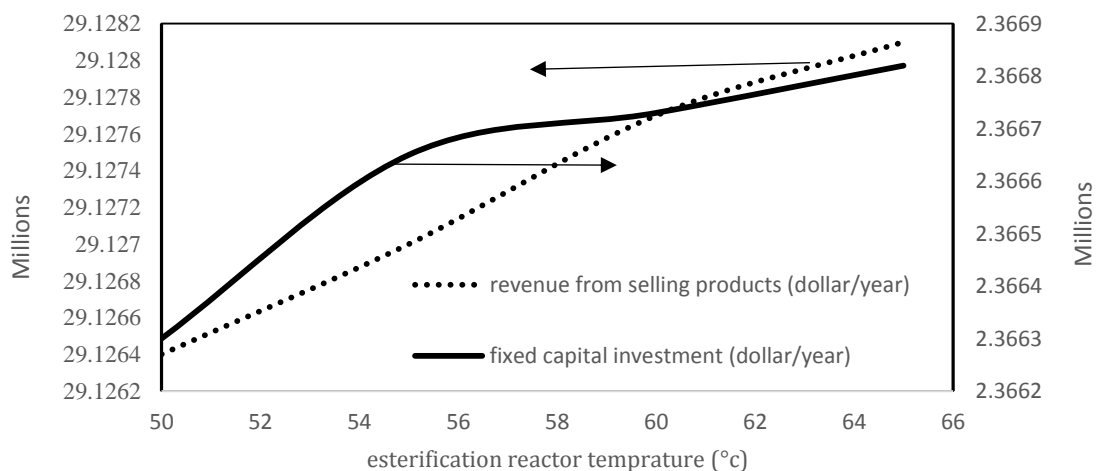


Figure 7- The effect of temperature of the esterification reactor on revenue and FCI  
 شکل ۷- اثر دمای راکتور استریفیکاسیون بر سود حاصل از فروش محصولات و هزینه سرمایه‌گذاری ثابت



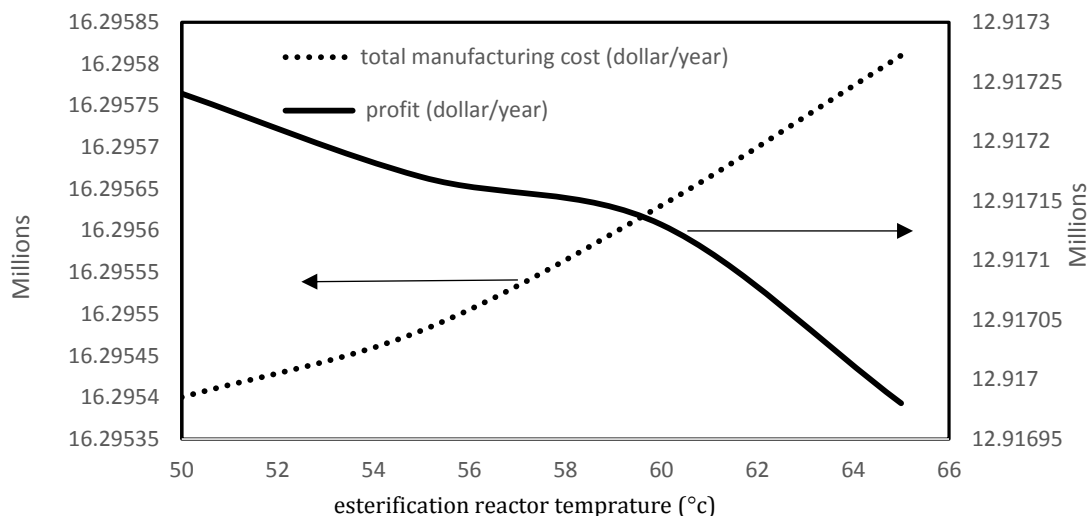


Figure 8- The effect of the esterification reactor temperature on the total manufacturing cost and profit  
 شکل ۸- اثر دمای راکتور استریفیکیشن بر کل هزینه تولید و سود حاصل از فرایند

شکل‌های ۹-الف و ۹-ب نحوه تغییر انرژی مصرفی کندانسور و ریبویلر با سینی خوراک در فشارهای مختلف را برای برج اول نشان می‌دهد.

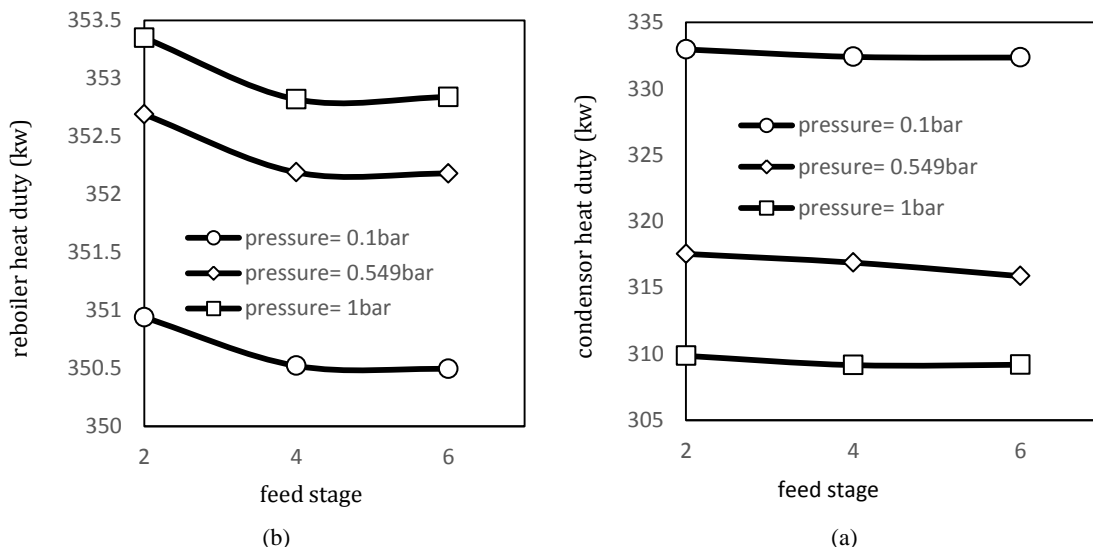


Figure 9- Effect of the condenser pressure and feed stage on the (a) Reboiler and (b) condenser heat duties  
 شکل ۹- اثر فشار کندانسور و سینی خوراک بر بار حرارتی: (الف) ریبویلر، (ب) کندانسور

همان‌گونه که مشخص است، در فشار ۰/۱ بار کمترین انرژی حاصل شده است و در فشار ۱ بار انرژی مصرفی ریبویلر بالاترین مقدار خود را داراست. اما، از آن جهت که تفاوت در مقدار انرژی مصرفی کندانسور در فشارهای متفاوت در مقایسه با انرژی مصرفی ریبویلر بیشتر است، بهترین فشار برای این برج ۱ بار حاصل شد. از طرفی دیگر، در این فشار دمای جریان بالای برج ۶۱°C است و چون این جریان به راکتور اول بازمی‌گردد، این دما موجب کاهش انرژی مصرفی راکتور استریفیکاسیون می‌شود. در صورتی که با کاهش فشار کندانسور دمای جریان بالای برج نیز کاهش می‌یابد که این موضوع دلیلی بر افزایش

انرژی مصرفی در راکتور استریفیکاسیون است. اما، در برج‌های دوم و سوم، به دلیل محدودیت دما، کمترین فشار، یعنی ۰/۱، بار بهترین فشار محاسبه شده است. دبی جریان محصول پایین برج چهارم ۲/۹۱ مول بر ساعت حاصل شده است. به این دلیل که تفاوت عمده‌ای در قیمت گلیسرول ۰/۹۹ و ۰/۹۵ وجود نداشت و از طرفی دیگر گلیسرول ۰/۹۵ به دلیل حضور آب دارای دبی جرمی بیشتری نسبت به ۰/۹۹ است، ۰/۹۵ حالت اقتصادی‌تری برای فروش محاسبه شده است. همچنین، به دلیل محدودیت دما در جداکننده دوفازی بیودیزل، این مرحله نیز در فشار خلأ انجام گرفته است. دمای بالاتر در این تجهیز موجب هدررفت بیودیزل به همراه آب و متانول می‌شود. تعداد مراحل بهینه برای برج استخراج مایع-مایع اول نیز ۶ به دست آمده است.

### نتیجه‌گیری

در این مطالعه، فرایند تولید بیودیزل، با شرایط سینتیکی مختلف در مرحله تصفیه روغن، شبیه‌سازی و در ادامه، بهینه‌سازی شده است. در این مطالعه، حالت بهینه زمانی حاصل شد که نسبت مولی متانول به روغن ۳ انتخاب شود. در این حالت، هزینه تولید ۱۶/۲۴ میلیون دلار بر سال و سود حاصل از آن ۱۲/۹۳ میلیون دلار بر سال حاصل شد.

نتیجه دیگری که در این مسئله حاصل شد این بود که دمای دو راکتور از آن جهت که هم بر میزان تولید بیودیزل و هم بر انرژی مصرفی راکتورها تأثیرگذار است می‌تواند تأثیر چشم‌گیری در تعیین شرایط بهینه این فرایند داشته باشد. نسبت برگشتی در برج اول به دلیل وجود آب و متانول در برج و رسیدن به متانول با خلوص بالا در بالای برج ۰/۵ به دست آمده، در حالی که در برج‌های بعدی، به دلیل اختلاف زیاد دمای جوش مواد حاضر در برج‌ها، حداقل مقدار حاصل شد. اثر فشار کندانسورها در این فرایند مستقیماً بر انرژی مصرفی فرایند مشهود است، به طوری که با انرژی مصرفی ریویولر رابطه مستقیم و با انرژی مصرفی کندانسور رابطه عکس دارد. همچنین، محل سینی خوراک تأثیر چشم‌گیری در انرژی مصرفی برج‌ها ندارد. برج اول برای جداسازی متانول، به دلیل وجود آب در برج، به مراحل بیشتری نیاز دارد، در حالی که برج‌های دوم و سوم، به دلیل اختلاف قابل ملاحظه در دمای جوش مواد حاضر در برج، حداقل مراحل را برای جداسازی نیاز دارند. همین‌طور، هزینه‌های مربوط به بخار و آب خنک‌کننده برای ریویولر و کندانسور برج‌ها تأثیر زیادی در هزینه‌های تولید داشت که زیاده‌بودن این هزینه‌ها خود دلیل بر بهینه‌بودن فرایندی بود که بیشترین متانول را در مرحله استریفیکاسیون دارا بود.

### فهرست علائم و نشانه‌ها

$C_{FCI}$	fixed capital investment
$C_{TCI}$	total capital investment
$C_{P_i}$	purchase cost for each equipment
$I_i$	cost index for (i) year
$I_b$	cost index for (b) year
$K_1$	rate constant of forward reaction
$K_2$	rate constant of reverse reaction

### منابع

1. G. AntolÃn, "Optimisation of biodiesel production by sunflower oil transesterification," *Bioresour. Technol.*, 83, No. 2, 2002, pp. 111-114.
2. W. Krbitz, "Biodiesel production in Europe and North America, an encouraging prospect," *Renew. Energy*, 16, No. 1-4, 1999, pp. 1078-1083.
3. J. M. N. van Kasteren and A. P. Nisworo, "A process model to estimate the cost of industrial scale biodiesel production from waste cooking oil by supercritical transesterification," *Resour. Conserv. Recycl.*, 50, No. 4, 2007, pp. 442-458.
4. B. Najafi, "Effect of fatty acid ethyl esters in biodiesel fuel on diesel engine performance," *Journal of Fuel and Combustion*, 5, No. 2, 2012, pp. 25-34. (in Persian)
5. A. Zenouzi and B. Ghobadian, "Effect of the blends of diesel and biodiesel made from waste cooking oil on Compression-Ignition Engine (CI) performance," *Journal of Fuel and Combustion*, 1, No. 1, 2008, pp. 53-59. (in Persian)
6. D. Huang, H. Zhou and L. Lin, "Biodiesel: an alternative to conventional fuel," *Energy Procedia*, 16, 2012, pp. 1874-1885.

7. A. Demirbas, "Political, economic and environmental impacts of biofuels: A review," *Appl. Energy*, 86, 2009, pp. S108-S117.
8. R. Zah and T. F. Ruddy, "International trade in biofuels: an introduction to the special issue," *J. Clean. Prod.*, 17, 2009, pp. S1-S3.
9. M. Banchemo, R. D. Kusumaningtyas, and G. Gozzelino, "Reactive distillation in the intensification of oleic acid esterification with methanol-A simulation case-study," *J. Ind. Eng. Chem.*, 20, No. 6, 2014, pp. 4242-4249.
10. M. Banchemo and G. Gozzelino, "Nb2O5-catalyzed kinetics of fatty acids esterification for reactive distillation process simulation," *Chem. Eng. Res. Des.*, 100, 2015, pp. 292-301.
11. B. Najafi, S. Faizollahzadeh Ardabili, "Effect of fatty acid ethyl esters in biodiesel on thermo-physical properties," *Journal of Fuel and Combustion*, 9, No. 2, 2016, pp. 121-133. (in Persian)
12. A. West, D. Posarac, and N. Ellis, "Assessment of four biodiesel production processes using HYSYS.Plant," *Bioresour. Technol.*, 99, No. 14, 2008, pp. 6587-6601.
13. H. H. Mardhiah, H. C. Ong, H. H. Masjuki, S. Lim, and H. V. Lee, "A review on latest developments and future prospects of heterogeneous catalyst in biodiesel production from non-edible oils," *Renew. Sustain. Energy Rev.*, 67, 2017, pp. 1225-1236.
14. Y. Zhang, "Biodiesel production from waste cooking oil: 1. Process design and technological assessment," *Bioresour. Technol.*, 89, No. 1, 2003, pp. 1-16.
15. H. Yun, M. Wang, W. Feng and T. Tan, "Process simulation and energy optimization of the enzyme-catalyzed biodiesel production," *Energy*, 54, 2013, pp. 84-96.
16. S. Sharma and G. P. Rangaiah, "Multi-objective optimization of a bio-diesel production process," *Fuel*, 103, 2013, pp. 269-277.
17. D. S. Patle, S. Sharma, Z. Ahmad and G. P. Rangaiah, "Multi-objective optimization of two alkali catalyzed processes for biodiesel from waste cooking oil," *Energy Convers. Manag.*, 85, 2014, pp. 361-372.
18. R. D. O'Brien, *Fats and Oils: Formulating and Processing for Applications*, 3rd Ed., Boca Raton, CRC Press, 2009.
19. S. Jain, M. P. Sharma and S. Rajvanshi, "Acid base catalyzed transesterification kinetics of waste cooking oil," *Fuel Process. Technol.*, 92, No. 1, 2011, pp. 32-38.
20. L. Liu, Z. Liu, G. Tang and W. Tan, "Esterification of free fatty acids in waste cooking oil by heterogeneous catalysts," *Trans. Tianjin Univ.*, 20, No. 4, 2014, pp. 266-272.
21. P. Verma and M. P. Sharma, "Review of process parameters for biodiesel production from different feedstocks," *Renew. Sustain. Energy Rev.*, 62, 2016, pp. 1063-1071.
22. K. Thiruvengadaravi, J. Nandagopal, V. S. S. Bala, S. D. Kirupha, P. Vijayalakshmi, and S. Sivanesan, "Kinetic study of the esterification of free fatty acids in non-edible Pongamia pinnata oil using acid catalyst," *Indian J. Sci. Technol.*, 2, No. 12, 2009, pp. 20-24.
23. L. L. Myint and M. M. El-Halwagi, "Process analysis and optimization of biodiesel production from soybean oil," *Clean Technol. Environ. Policy*, 11, No. 3, 2009, pp. 263-276.
24. E. Sánchez, M. Ojeda, M. El-Halwagi, and V. Kafarov, "Biodiesel from microalgae oil production in two sequential esterification/transesterification reactors: Pinch analysis of heat integration," *Chem. Eng. J.*, No. 176-177, 2011, pp. 211-216.
25. A. Plus, "Aspen Plus Biodiesel Model (Examples)," Aspen Technol. Camb. MA, 2012.
26. N. Shibasaki-Kitakawa, H. Honda, H. Kuribayashi, T. Toda, T. Fukumura, and T. Yonemoto, "Biodiesel production using anionic ion-exchange resin as heterogeneous catalyst," *Bioresour. Technol.*, 98, No. 2, 2007, pp. 416-421.
27. Q. Shu, J. Gao, Z. Nawaz, Y. Liao, D. Wang, and J. Wang, "Synthesis of biodiesel from waste vegetable oil with large amounts of free fatty acids using a carbon-based solid acid catalyst," *Appl. Energy*, 87, No. 8, 2010, pp. 2589-2596.
28. L. Chen, T. Liu, W. Zhang, X. Chen and J. Wang, "Biodiesel production from algae oil high in free fatty acids by two-step catalytic conversion," *Bioresour. Technol.*, 111, May 2012, pp. 208-214.
29. S. Morais, S. Couto, A. A. Martins, and T. M. Mata, "Designing eco-efficient biodiesel production processes from waste vegetable oils," *Computer Aided Chemical Engineering*, 28, Elsevier, 2010, pp. 253-258.
30. Y. Liu, E. Lotero, and J. G. Goodwin, "Effect of water on sulfuric acid catalyzed esterification," *J. Mol. Catal. Chem.*, 245, No. 1-2, 2006, pp. 132-140.
31. W. D. Seider, J. D. Seader, and D. R. Lewin, *Product & Process Design Principles: Synthesis, Analysis and Evaluation*, John Wiley & Sons, New York, 2009.
32. A. Kantama, P. Narataruksa, P. Hunpinyo, and C. Prapainainar, "Techno-economic assessment of a heat-integrated process for hydrogenated renewable diesel production from palm fatty acid distillate," *Biomass Bioenergy*, 83, 2015, pp. 448-459.
33. R. Turton, Ed., *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes*, 4th Ed. Upper Saddle River, NJ, Prentice Hall, 2012.
34. Y. Zhang, M. Dubé, D. McLean and M. Kates, "Biodiesel production from waste cooking oil: 2. Economic assessment and sensitivity analysis," *Bioresour. Technol.*, 90, No. 3, 2003, pp. 229-240.
35. Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., Shaeiwitz, J. A. *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes*, Prentice Hall PTR, New Jersey (Chapters 1, 2, 3), 1998.
36. M. Berrios, J. Siles, M. Martin and A. Martin, "A kinetic study of the esterification of free fatty acids (FFA) in sunflower oil," *Fuel*, 86, No. 15, 2007, pp. 2383-2388.

English Abstract

## Simulation and optimization of the biodiesel production process from waste cooking oil under different kinetic conditions

Seyed Reza Janbarari<sup>1</sup> and Hesam Ahmadian Behrooz<sup>2\*</sup>

1- Department of Chemical Engineering, Sahand university of technology, Tabriz, Iran, r\_janbarari@sut.ac.ir

2- Department of Chemical Engineering, Sahand university of technology, Tabriz, Iran, ahmadian@sut.ac.ir

\*Correspondent author

(Received: 2018.07.16, Received in revised form: 2018.10.10, Accepted: 2018.10.11)

Due to excessive consumption of oil resources in developing countries, many efforts have been made to create a suitable alternative fuel for current energy and transportation systems, and biodiesel is one of the best choices. The first target in this study was the simulation of the biodiesel production process from waste cooking oils under different kinetic conditions in the esterification stage using ASPEN PLUS software and then the process was optimized. Due to the fact that the feed used in this process contains more than 1% by weight of fatty acids, the process has two successive steps. In the first and second stages the esterification and transesterification process are carried out, respectively. The goal of the optimization study was to achieve the maximum biodiesel and glycerol sales while the manufacturing cost was minimized. The optimal condition was achieved when the methanol to oil molar ratio of 3 was selected. Also, the temperature of the two reactors had a great influence on the optimality of the process, as both the biodiesel production and the energy consumption of the reactors were notably affected. The total manufacturing cost and profit for this process were calculated to be 16.24 and 12.93 million dollars per year, respectively.

**Keywords:** Biodiesel, Simulation, Optimization, Esterification, Transesterification