

## Simulation of glycerol and biodiesel production process with numerical analysis and optimization of transesterification reactor by response surface method (RSM)

Kimia Sadeghian<sup>1</sup> , Shahrokh ShahHosseini <sup>\*,2</sup>

1 BS student in Chemical Engineering, Iran University of Science and Technology

2 Professor, Faculty of Chemical Engineering, Iran University of Science and Technology, Narmak, Tehran, Iran.

### Abstract

**Research subject:** Nowadays, due to the prevalence of coronavirus and the increasing use of disinfectant solutions and gels, the use of glycerin has also increased dramatically. But the suggested processes in this field need to be optimized in terms of production and energy consumption.

**Research approach:** In this paper, the transesterification method has studied and simulated, during which vegetable oil is converted into bio-fuel, and glycerin is also produced as a by-product of this process. For this purpose, process simulation of a conventional unit with 5.5 m<sup>3</sup>/min feed has been done in Hysys. Also, due to the importance of equipping the transesterification reactor, by importing the necessary process information, this equipment has been simulated in COMSOL MultiPhysics and the effective parameters have been studied in order to optimize the product conversion. After validation of model, to better understand the factors affecting the performance of the transesterification reactor, the effect of selected parameters first examined by one-variable at the time design of experiment approach.

**Main result:** Finally, it has been shown that the feed temperature and the flow rate both have significant impact on quantity and quality of product and while providing a model for calculating the amount of glycerol produced per unit of energy consumed, the effective parameters are optimized by the response surface method. In optimal conditions of the ratio of product production to energy consumption, the temperature value was 470.7 K and the feed flow rate was 0.586 m<sup>3</sup>/s. According to the gained results, it can be obtained by adjusting the flow rate to the optimal value, using a preheater in the production processes of biofuels and glycerin can have a significant effect on the amount of products produced so that the optimal temperature for the output of this preheater is at least 470.7 K should be considered. In the current research, an optimization scheme has been suggested which can be used for different Biodiesel-Glycerol production units with various ranges of flow rate.

### key words

Biofuel

Glycerin

Process Simulation

Optimization

Response Surface Method

Design of Experiment

\*To whom correspondence should be addressed:  
shahrokh@iust.ac.ir

## شبیه‌سازی فرایند تولید گلیسرول و بیودیزل به همراه تحلیل عددی و بهینه‌سازی راکتور استری شدن تبادلی با روش سطح پاسخ (RSM)

کیمیا صادقیان<sup>۱</sup>، شاهرخ شاه حسینی<sup>۲\*</sup>

۱ دانشجوی کارشناسی مهندسی شیمی، دانشگاه علم و صنعت ایران  
۲ استاد دانشکده مهندسی شیمی دانشگاه علم و صنعت ایران، نارمک، تهران، ایران

### چکیده

**موضوع تحقیق:** امروزه به دلیل شیوع ویروس کرونا و افزایش استفاده از محلول‌ها و ژل‌های ضد عفونی، استفاده از گلیسرین نیز به شدت افزایش یافته است. استری شدن تبادلی یکی از فرایندهای مهم در صنعت است که طی آن روغن خوراکی یا غیر خوراکی به بیودیزل و گلیسرین تبدیل می‌شود. تحقیقات زیادی در این زمینه به منظور بهبود این فرایند و تولید بیشتر بیودیزل انجام شده است؛ اما بهینه‌سازی فرایند به منظور تولید بیشتر گلیسرین انجام نشده است.

**روش تحقیق:** در این مقاله به بررسی، شبیه‌سازی و بهینه‌سازی روش استری شدن تبادلی پرداخته می‌شود. بدین منظور واحد تولید بیودیزل و گلیسرول با دبی خوراک ۵/۵ مترمکعب بر دقیقه ابتدا در نرم‌افزار Hysys شبیه‌سازی شد و سپس به دلیل اهمیت تجهیز راکتور استری شدن تبادلی با ورود اطلاعات فرایندی لازم، این تجهیز در نرم‌افزار Comsol MultiPhysics تحلیل عددی شده و پارامترهای مؤثر بر آن به منظور بهینه‌سازی درصد تبدیل محصول با دو دیدگاه یک پارامتر در لحظه و طراحی آزمایش مورد بررسی قرار گرفته است.

**نتایج اصلی:** در نهایت مشاهده شد که پارامترهایی مثل دمای خوراک ورودی به راکتور استری شدن و همچنین زمان ماند خوراک، تأثیر بسزایی بر کمیت و کیفیت محصول تولیدی دارد. به طوری که در دمای ۵۰۰ کلوین مقدار درصد تبدیل محصول به ۱۰۰ درصد می‌رسد و در دمای ۴۲۰ کلوین با افزایش دبی خوراک از ۰/۲ تا ۰/۴ مترمکعب بر ساعت مقدار درصد تبدیل محصول از ۶۵ درصد به ۲۵ درصد می‌رسد. همچنین ضمن ارائه مدلی برای محاسبه میزان محصول گلیسرین تولیدی در واحد انرژی مصرف شده، پارامترهای تأثیرگذار مذکور نیز با روش سطح پاسخ بهینه‌سازی شده‌اند که در شرایط بهینه مقدار تولید محصول به مقدار مصرف انرژی مقدار دما برابر ۴۷۰/۷ کلوین و مقدار دبی خوراک برابر ۰/۵۸۶ مترمکعب بر ثانیه شد. همچنین با توجه به نتایج به دست آمده می‌توان دریافت با تنظیم دبی در مقدار بهینه، استفاده از یک مبدل یا یک پیش گرم کن در فرایندهای تولید بیودیزل و گلیسرین می‌تواند تأثیر بسزایی در میزان محصولات تولید شده داشته باشد؛ به طوری که دمای بهینه برای خروجی این پیش گرمکن حداقل ۴۷۰/۷ کلوین در نظر گرفته شود.

فصلنامه علمی - پژوهشی بین رشته‌ای  
سال پنجم، شماره ۴، نسخه ۱  
زمستان ۱۴۰۰، صفحه ۱۱۷-۱۰۵

### کلمات کلیدی

بیودیزل  
گلیسرین  
شبیه‌سازی فرایند  
بهینه‌سازی  
روش سطح پاسخ  
طراحی آزمایش

\*مسئول مکاتبات:

shahrokh@iust.ac.ir

## ۱ مقدمه

امروزه با پیشرفت صنایع آرایشی و غذایی نیاز به بسیاری از مواد اولیه روزبه‌روز افزایش می‌یابد. گلیسرین یا «۱ و ۲ و ۳- پروپان تریال» به‌عنوان یکی از مواد بسیار مهم و تعیین‌کننده در این دو صنعت است. همچنین به‌دلیل شیوع ویروس کرونا امروزه تقاضای استفاده از این ماده در صنایع تولیدکننده ژل‌های ضدعفونی‌کننده نیز افزایش یافته است. این موضوع، بازار جهانی جدیدی را برای این ماده ایجاد می‌کند که در حال حاضر با روش‌ها و فرایندهای موجود، نمی‌توان به آسانی آن را تأمین کرد [۱]. علاوه بر این موارد، ثابت شده است که استفاده از گلیسرین برای جلوگیری از بیماری‌های گونه‌های گیاهی مثل درخت کاکائو، بهبود کیفیت محصولات کشاورزی و در تولید برخی از رنگ‌ها و اسانس‌های خوراکی کاربرد دارد [۲ و ۳]. روش‌های مختلفی برای تولید این ماده وجود دارد که در این میان سه روش اصلی برای تولید گلیسرین وجود دارد که از جمله آن‌ها می‌توان روش تقسیم چربی، صابون‌سازی با هیدروکسیدسدیم و استری شدن تبادل را نام برد [۴]. گاهی از استری شدن تبادل تحت عنوان روش تولید بیودیزل هم یاد می‌شود؛ زیرا در واقع هدف اصلی از این فرایند تولید بیودیزل است و گلیسرین به‌عنوان محصول جانبی این فرایند به‌شمار می‌رود. از این رو در برخی موارد فرایند مورد نظر به‌گونه‌ای طراحی می‌شود که گلیسرین کمتر و در مقابل بیودیزل بیشتری تولید شود [۵]. اما مشاهده شده است که در فرایند تولید بیودیزل حدوداً ۱۰ درصد وزنی گلیسرین نیز تولید می‌شود؛ به عبارتی تولید گلیسرین در فرایند استری شدن تبادل، امری اجتناب‌ناپذیر است. از طرفی تمرکز تمامی پژوهش‌ها در این زمینه بر تولید بهینه بیودیزل بوده است و از این رو به گلیسرین و تولید آن کمتر پرداخته شده است. به‌دلیل کاربردهای مذکور این ماده ارزشمند، بهینه‌سازی اینگونه فرایندها به‌گونه‌ای که گلیسرین هم به اندازه کافی تولید شود می‌تواند ارزش افزوده مهمی باشد؛ چراکه علاوه بر تأمین نیازهای مربوط به بیودیزل و گلیسرین، جنبه اقتصادی فرایند را بهبود می‌بخشد [۶].

همان‌طور که اشاره شد، پژوهش‌های انجام شده در زمینه فرایند استری شدن تبادل غالباً محدود به بهینه‌سازی تولید بیودیزل می‌شوند و به گلیسرین به‌عنوان یکی از محصولات جانبی مهم این فرایند به خوبی پرداخته نشده است. در برخی پژوهش‌ها معیار بهینه‌سازی، توسعه کاتالیزور مناسب برای این فرایند است که برای مثال Baskar و همکاران [۷] با توسعه کاتالیزور نیکل و اکسید روی، بازده فرایند تولید بیودیزل از روغن کرچک را افزایش دادند، آن‌ها در این تحقیق با استفاده از روش سطح پاسخ، به مقدار بازده ۹۵ درصد در

تولید بیودیزل رسیدند. خوبخت و همکاران [۸] اثر حضور آنزیم لیپاز را در این فرایند مورد بررسی قرار داده‌اند و نشان دادند که در زمان واکنش ۲۵ ساعته و در دمای ۳۴ درجه سانتی‌گراد بیودیزل با درصد تبدیل ۹۲ درصد تولید می‌شود. در مطالعه دیگر سلماسی و همکاران [۹] با استفاده از کاتالیزور جدید پتاسیم کربنات بر تالک نشان دادند که در شرایط بهینه، کاتالیزور توسعه داده شده نرخ کاهش فعالیت بسیار ناچیزی خواهد داشت. دسته دوم پژوهش‌های انجام شده در این زمینه بر نوع خوراک استفاده‌شده برای تولید بیودیزل تمرکز داشته‌اند. فرایند استری شدن تبادل با خوراک‌های متنوعی قابل انجام است که از جمله آن می‌توان به روغن دانه ماهون [۱۰] و روغن گل آفتابگردان [۱۱] اشاره کرد، همچنین در برخی منابع به‌عنوان خوراک از روغن‌های ضایعاتی که قبلاً مصرف شده است برای تولید بیودیزل استفاده کرده‌اند [۱۲]. در مطالعه دیگر، Khan و همکاران [۱۳] با استفاده از روغن استخراج‌شده از دانه‌های غیرخوراکی موفق به تولید بیودیزل شدند. در این مطالعه با استفاده از رویکرد یک متغیر در زمان بر پارامترهای مؤثر بر کیفیت محصول، بهینه‌سازی انجام شد. در دسته سوم پژوهش‌ها نیز رویکرد استفاده شده برای بهینه‌سازی این فرایندها بیشتر مورد توجه بوده است که در بین این موارد، استفاده از روش سطح پاسخ، روش تاگوچی و همچنین اخیراً الگوریتم‌های یادگیری ماشین نیز مورد توجه بوده است [۱۴]. در میان پژوهش‌های انجام‌شده در این زمینه، پارامترهای عملیاتی مثل دمای خوراک، زمان ماند، نسبت متانول به تری‌گلیسرید و مقدار کاتالیزور استفاده‌شده، معیار بهینه‌سازی‌ها بوده‌اند.

به خوبی مشاهده می‌شود که خلأ بزرگی در زمینه تولید گلیسرین با این روش وجود دارد و در خصوص این ماده تمرکز پژوهش‌های انجام‌شده بیشتر بر روش‌های خالص‌سازی آن و نه بهینه‌سازی تولید آن بوده است [۱۵]. همچنین رویکرد فرایندی در هیچکدام یک از این موارد دیده نمی‌شود و تنها راکتور استری شدن تبادل معیار پژوهش بوده است و بررسی و بهینه‌سازی این فرایندها به‌منظور تولید گلیسرین بیشتر مورد ارزیابی قرار نگرفته است. از این رو در این پژوهش با هدف پرکردن این خلأ، فرایند و راکتور استری شدن تبادل به‌ترتیب مورد تحلیل و بهینه‌سازی قرار گرفته است تا نیازهای تازه‌ای را که برای گلیسرین در بازار جهانی ایجاد شده است، برطرف کند.

در این پژوهش ابتدا با شبیه‌سازی فرایند استری شدن تبادل در نرم افزار Hysys، پیشنهادهای برای بهبود این فرایند از جنبه اقتصادی و زیست‌محیطی از جمله اضافه کردن واحد بازیابی حلال برای بازگرداندن متانول و آب مصرفی به‌عنوان حلال ارائه شده است. پس از آن با

داشتن خواص فیزیکی مختلف آن از منبع [۱۸] به نرم‌افزار اضافه تحت عنوان TGA Triolein می‌شود. برای شبیه‌سازی فرایند استری‌شدن تبادل‌ی روغن تازه، از TGA Triolein با ترکیب‌درصد ۱۰۰ انتخاب می‌شود. به دلیل وجود ترکیبات قطبی، با استناد به منحنی‌های کارلسون، از معادله ضرایب فعالیت دو مایع غیرتصادفی یا NRTL استفاده می‌شود. از آنجایی که ضرایب فعالیت برای فهرست ترکیب‌های موردنظر، در Hysys وجود ندارد و به دلیل وجود سامانه‌های دوفازی مایع-مایع، از روش UNIFAC LLE برای تخمین ضرایب برهم‌کنش دوتایی موارد استفاده می‌شود.

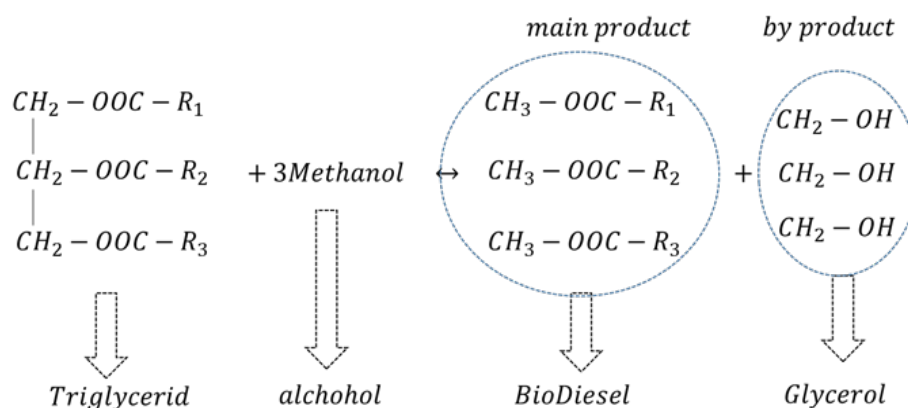
### ۲-۱-۱ تولید بیودیزل و گلیسرین

در این مرحله متانول و TGA Triolein موردنظر پس از یک مرحله افزایش فشار و دما، آماده ورود به راکتور می‌شوند و در یک راکتور با درصد تبدیل ۹۵، گلیسرین و بیودیزل موردنظر تولید می‌شود. به دلیل اینکه متانول همواره به صورت اضافی در محیط واکنش وجود دارد، محصول خروجی از راکتور ممکن است همان مقدار زیادی متانول نیز باشد. بیودیزل تولیدشده همان متیل‌اولیت است، در واقع بیودیزل به صورت اسید چرب متیل‌استر تعریف می‌شود که در این شبیه‌سازی به شکل متیل‌اولیت وجود دارد.

استفاده از اطلاعات به دست آمده از شبیه‌سازی فرایند، شبیه‌سازی عددی راکتور استری‌شدن تبادل‌ی نیز در نرم‌افزار Comsol انجام شد تا تأثیر پارامترهای عملیاتی بر کیفیت و کمیت محصول دیده شود. البته با توجه به اینکه به منظور بهینه‌سازی تولید گلیسرین اطلاعات تجربی کافی برای بهینه‌سازی وجود ندارد، در این مقاله با ترکیب رویکرد طراحی آزمایش و شبیه‌سازی عددی و با بهره‌گیری از روش سطح پاسخ ضمن ارائه مدلی برای محاسبه تابع هدف، مقادیر بهینه برای پارامترهای عملیاتی نیز محاسبه شده است. برای تعریف تابع هدف نیز علاوه بر محصول تولیدی، مقدار انرژی مصرفی هم در نظر گرفته شد. به طوری که با تعریف تابع میزان محصول تولیدشده در واحد انرژی مصرفی، تعداد پاسخ‌ها در روش سطح پاسخ، از دو به یک رسید که منجر به سادگی و کاهش هزینه‌های محاسباتی می‌شود.

### ۲ بخش نظری

استری‌شدن تبادل‌ی، واکنش برگشت‌پذیر تعادلی است که از اختلاط اسید چرب و الکل در حضور کاتالیزورهای مختلف (همگن یا ناهمگن) قابل انجام است. خوراک این فرایند می‌تواند هرگونه اسید چرب استحصال شده از روغن‌های گیاهی یا حیوانی باشد و بر اساس اینکه



شکل ۱ واکنش استری‌شدن تبادل‌ی و تولید بیودیزل و گلیسرین [۱۷]  
 Fig. 1. Transesterification reaction and production of biofuels and glycerin [17]

### ۲-۱-۲ باز یافت متانول

از آنجایی که متانول در واکنش استری‌شدن تبادل‌ی، واکنش‌دهنده اضافی محسوب می‌شود، از این رو بدیهی است که مقداری از آن در محصول خروجی از راکتور، وجود خواهد داشت، بالطبع نمی‌توان از این مقدار متانول اضافی چشم‌پوشی کرد و بایستی واحدی برای بازیافت آن در نظر گرفت. برای این کار محصول خروجی از راکتور وارد برج تقطیر می‌شود و در آنجا، طی ۱۰ مرحله تعادلی، متانول از مخلوط گلیسرین و بیودیزل جدا شده و دوباره به ابتدای فرایند بازگردانده

چه نوع اسید چربی استفاده شود، بایستی مجموعه‌ای از پیش‌فراوری‌ها بر آن صورت بگیرد. محصول این واکنش، گلیسرول و بیودیزل خام است. سازوکار انجام فرایند استری‌شدن تبادل‌ی در شکل ۱ قابل مشاهده است [۱۶]:

### ۲-۱ شبیه‌سازی فرایند

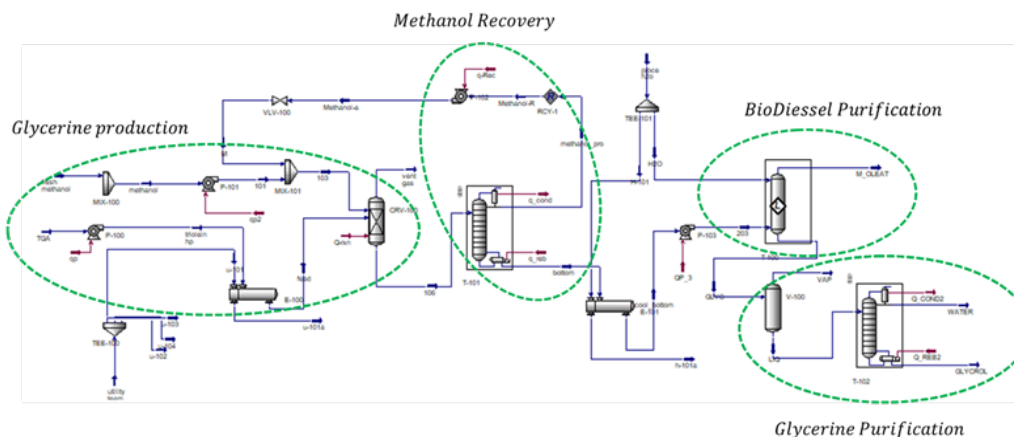
برای شبیه‌سازی از نرم‌افزار Hysys نسخه ۱۱ استفاده شده است، به عنوان روغن گیاهی از خواص گیاهی روغن کلزا استفاده شد، اما به دلیل اینکه این ترکیب در بانک اطلاعاتی نرم‌افزار Hysys وجود ندارد، با

می‌شود. این فرایند تقطیر در خلأ انجام خواهد شد (فشار ۲۰-۳۰ کیلو پاسکال) از این رو برای بازگرداندن متانول به ابتدای واکنش بایستی پس از یک مرحله افزایش فشار آن را مهیای اختلاط با جریان خوراک کرد.

مناسب‌تر خواهد بود.

## ۲-۲ تحلیل عددی راکتور تولید گلیسرین

برای تحلیل عددی راکتور تولید گلیسرین و بیودیزل از نرم‌افزار Comsol استفاده شده است، نرم‌افزار Comsol با رویکرد المان محدود، توانایی حل بسیاری از مسایل



شکل ۲ طرح‌واره واحد تولید بیودیزل و گلیسرین با استفاده از روغن کلزا تازه  
Fig. 2. Schematic of a biodiesel and glycerin production unit using fresh canola oil

عددی را دارد. همچنین با کمک این ابزار می‌توان فیزیک‌های مختلفی که در رخ دادن هر پدیده دخیل هستند را با هم هم‌افزایی کرد و از این رو شبیه‌سازی پدیده‌های انتقال با کمک آن راحت‌تر است. در نرم‌افزار Comsol برای شبیه‌سازی راکتور تولید گلیسرین و بیودیزل از هم‌افزایی هم‌زمان فیزیک‌های جریان آرام، انتقال جرم جزء رقیق شده و انتقال حرارت برای سیال استفاده شده است. از آنجایی که در کاربردهای صنعتی مقدار متانول به‌عنوان حلال، همیشه نسبت به خوراک اصلی (تری‌گلیسرید) بسیار بیشتر است، بنابراین رقیق در نظر گرفتن تری‌گلیسرید فرضی منطقی است. همچنین برای هندسه مسئله، به‌دلیل وجود تقارن در راکتور استوانه‌ای، از مدل‌سازی دوبعدی متقارن استفاده شده است که نسبت به حالت سه‌بعدی، زمان و هزینه محاسباتی بسیار پایین‌تری دارد.

برای مدل‌سازی واکنش استری شدن تبادلی از مدل Li و همکاران [۱۹] استفاده شده است که برای این واکنش، مدل سینتیکی مرتبه اول پیشنهاد می‌کند و بر این اساس واکنش مورد نظر در Comsol تعریف می‌شود.

$$-r_{TGA} = k C_A \quad (1)$$

$$k = A \times \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \quad (2)$$

$$A = 796.31 \frac{1}{s}, \quad E = \frac{60.5 kJ}{mol}$$

که در رابطه ۱،  $r_{TGA}$ ،  $k$  و  $C_A$  به ترتیب سرعت مصرف تری‌گلیسرید، ثابت سرعت و غلظت تری‌گلیسرید هستند. در رابطه ۲ نیز  $E$  انرژی فعال‌سازی واکنش،  $T$

## ۲-۱-۳ باز یافت گلیسرین

مخلوط گلیسرین و متیل‌ولیت به محض خروج از جوش‌آور برج تقطیر ۱۰۱- $T$  دمای بالایی دارد، از طرفی برای جداسازی این دو ماده از هم لازم است که از فرایند استخراج مایع-مایع استفاده شود، لذا برای رسیدن به این مهم، ابتدا با استفاده از مبدل پوسته لوله، مخلوط مورد نظر با آب فرایندی خنک می‌شود و سپس خروجی مبدل به برج استخراج خواهد رفت و در آنجا با حلال آب، گلیسرین را از متیل‌ولیت استخراج خواهد شد، در این مرحله بیودیزل مورد نظر تولید و خالص‌سازی شده است، اما برای داشتن گلیسرین خالص باید با استفاده از برج تقطیر، گلیسرین از آب جدا شود.

## ۲-۱-۴ سامانه چرخش آب فرایندی به‌منظور کاهش مصرف

وقتی گلیسرین در برج تقطیر از آب جدا می‌شود، آب محصول بالای برج است و دمای آن حدود ۳۰ درجه سانتی‌گراد خواهد بود، از این آب می‌توان برای خنک‌سازی در مبدل‌های حرارتی استفاده‌شده در شبیه‌سازی استفاده کرد، برای این کار آب خروجی از چگالنده، ابتدا وارد پمپ شده و به فشار اتمسفری می‌رسد، سپس در مخلوط‌کننده‌ای با جریان آب فرایندی تازه مخلوط می‌شود و دمای آن کاهش پیدا می‌کند و از محصول مخلوط‌کننده برای خنک کردن محصول و پایین‌بردن واحد باز یافت متانول استفاده می‌شود. با طراحی این سامانه ۳۰ کیلوگرم بر ساعت در مصرف آب صرفه‌جویی می‌شود که مقدار بالایی است و با این کار فرایند شبیه‌سازی‌شده از نظر زیست‌محیطی

می‌شوند:

$$\rho_f c_p u \cdot \nabla T + \nabla \cdot (-k \nabla T) = Q \quad (7)$$

که در رابطه ۷، ترم  $\rho c_p u \cdot \nabla T$  ترم انتقال حرارت ناشی از جابجایی (که در آن  $T$  بیانگر دما،  $c_p$  گرمایش ویژه سیال می‌باشد) و  $(-k \nabla T)$  ترم انتقال حرارت ناشی از نفوذ است (که در آن  $k$  ضریب نفوذ گرمایی سیال است)،  $Q$  نیز بیانگر برآیند چاه و چشمه حرارتی موجود در دامنه حل است. برای حل، شرایط مرزی تقارن و مقدار دما در ورودی به نرم‌افزار داده شد.

### ۳-۲ بررسی استقلال از مش (Mesh independency)

برای بررسی استقلال از مش، پارامتری که مقدارش حساسیت بیشتری به اندازه شبکه و تعداد المان‌ها دارد را انتخاب کرده و تغییرات آن را در تعداد المان‌های مختلف مورد بررسی قرار داده‌ایم. در اینجا برای افزایش دقت و به دلیل سادگی هندسه، از شبکه‌بندی ساختاریافته در نرم‌افزار Comsol استفاده شده است. همچنین به منظور افزایش دقت حل در نزدیکی دیواره‌ها از شبکه‌های ریزتر استفاده شده است تا تغییرات پارامترهای مختلف در آن نواحی به خوبی مشخص شود. مطابق شکل ۳ تعداد المان‌ها ۳۰۴۰۱ انتخاب شد، با این تعداد شبکه، تغییرات سرعت بسیار ناچیز بوده و همچنین مقدار سرعت بیشینه محاسبه شده در نرم‌افزار، با مقدار محاسبه شده به صورت نظری که ۳/۵۱۱۵ متر بر ثانیه است، مطابقت بسیار خوبی دارد. به عبارتی آستانه خطای قابل قبول برای شبیه‌سازی عددی در این پژوهش ۰/۰۰۱ انتخاب شده و به صورت اختلاف مقدار پارامتر مورد نظر از حل تحلیلی و حل عددی تعریف شده است.

### ۴-۲ دیدگاه طراحی آزمایش

برای محاسبه اثر چند پارامتر بر یک پدیده، مطالعه آن به تنهایی کافی نیست و می‌بایست اثر برهم‌کنش این پارامترها با یکدیگر نیز مورد بررسی قرار گیرد. بدین منظور در این تحقیق برای ارائه مدل جامعی برای پیش‌بینی رفتار راکتور در محدوده‌ای مشخص و همچنین بهینه‌سازی پارامترهای مؤثر بر عملکرد راکتور از روش سطح پاسخ استفاده شده است. روش سطح پاسخ، روش قدرتمند آماری است که در آن با استفاده از محاسبات آماری مقادیر بهینه برای پارامترهای مؤثر بر پاسخ سامانه محاسبه خواهد شد. در این روش پارامترها در بازه مشخص و در چهار سطح بدون ترتیب خاصی تغییر داده می‌شوند که در نهایت با محاسبه پاسخ سامانه در آن مقادیر، میزان اثرگذاری هر پارامتر مشخص شده و در نهایت در صورت مؤثر بودن آن فاکتور، مقدار بهینه آن نیز محاسبه خواهد شد [۲۰].

دمای واکنش و  $R$  ثابت گازها است.

### ۲-۲-۱ جریان سیال

قبل از حل هرگونه معادله‌ای پروفایل سرعت سیال در درون راکتور باید به دست آید. با توجه به اینکه مقدار عدد رینولدز در درون راکتور در دبی ۵/۵ مترمکعب بر ساعت (به دست آمده از شبیه‌سازی با Hysys) برابر با ۲۵۵ است، جریان حاکم در این راکتور از نوع جریان آرام است، از این رو از فیزیک جریان آرام برای شبیه‌سازی جریان سیال در درون راکتور استفاده می‌شود. در چنین شرایطی دو معادله اصلی وجود دارد که با حل آن‌ها، می‌توان پروفایل سرعت و فشار موجود در راکتور را محاسبه کرد:

$$\nabla \cdot \rho_f \vec{u} = 0 \quad (3)$$

$$\rho_f \left( \frac{\partial \vec{u}}{\partial t} + \vec{u} \cdot \nabla \vec{u} \right) = \mu_f \nabla^2 \vec{u} - \nabla P \quad (4)$$

که در رابطه ۳،  $\rho$  و  $u$  به ترتیب چگالی و سرعت سیال است. و در رابطه ۴،  $\mu_f$  گرانشی سیال و  $P$  فشار سیال است.

### ۲-۲-۲ انتقال جرم جزء رقیق شده (Transport diluted species)

از این فیزیک زمانی می‌توان استفاده کرد که ماده منتقل‌شونده به عنوان جزء رقیق در سامانه به حساب آید. در فرایندهای استری شدن تبادلی، معمولاً مقدار متانول چندین برابر مقدار TGA است و از این رو می‌توان متانول را حلال و TGA را جزء رقیق شده در نظر گرفت. در چنین حالتی معادلات موازنه جرم برای جزء  $\lambda$ م به صورت معادله ۵ نوشته می‌شود:

$$\nabla \cdot J_i + u \nabla c_i = R_i \quad (5)$$

$$J_i = -D_i \nabla c_i \quad (6)$$

که در رابطه ۵  $J_i$  تحت عنوان ترم نفوذ،  $u \nabla c_i$  ترم جابجایی و  $R_i$  هم مربوط به واکنش‌هایی است که در سامانه اتفاق می‌افتد. معادله ۱ می‌بایست برای هر سه جزء منتقل‌شونده، تری‌گلیسرید، گلیسرین و بیودیزل حل شود. برای حل این معادله علاوه بر شرط تقارن مسئله، بر دیواره راکتور مقدار شار انتقال جرم صفر در نظر گرفته شده است.

### ۲-۲-۳ فیزیک انتقال حرارت سیال

از آنجایی که واکنش استری شدن تبادلی گرمازا است، و با توجه به وابستگی ثابت سرعت واکنش به دما، انتقال حرارت در راکتور از اهمیت بالایی برخوردار است، لذا با حل رابطه ۷ برای سیال، علاوه بر محاسبه پروفایل دما، اطلاعات لازم برای محاسبه ثابت سرعت نیز فراهم

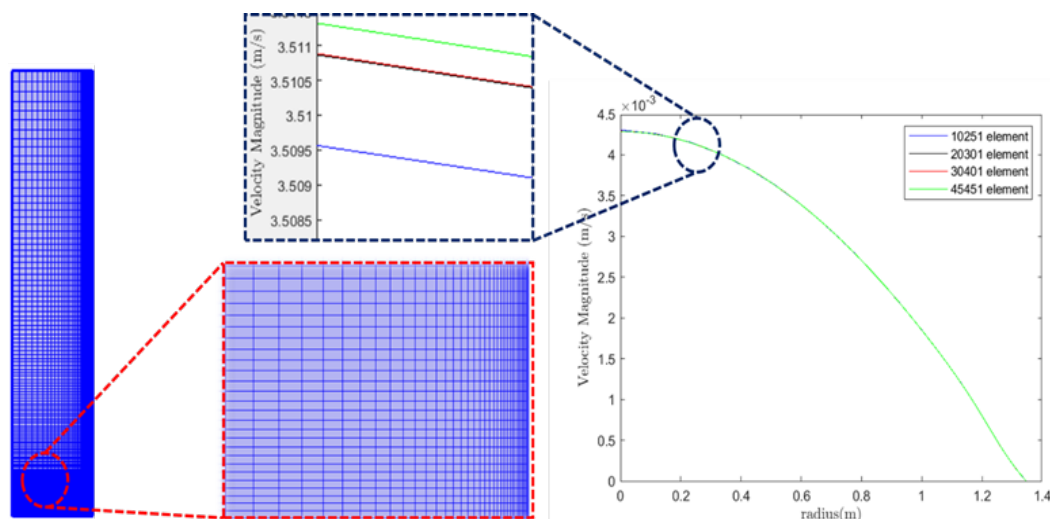


Fig. 3. Checking the velocity profiles inside the reactor in a number of different elements for the mesh independency

ابتدا نتایج مربوط به هر سه فیزیک، مطابق شکل ۲ محاسبه شد.

همان‌طور که مشاهده می‌شود لایه‌های سیال در میانه راکتور به دلیل داشتن سرعت بالاتر شکل ۴ قسمت a، زمان ماند کمتری داشته و لذا همان‌طور که در شکل ۴ قسمت c مشاهده می‌شود، ماده A دیرتر به صورت کامل مصرف می‌شود.

### ۳-۱ دیدگاه هر پارامتر در لحظه

برای پاسخ به این سوال که هر پارامتر، چه تأثیری بر عملکرد راکتور دارد، در ابتدا با ثابت نگه داشتن بقیه پارامترها، یکی از آن‌ها را متغیر در نظر گرفته و در بازه مشخصی با گام‌های مشخص مقدار آن تغییر

### ۳ نتایج و بحث

از آنجایی که شبیه‌سازی فرایند با نرم‌افزارهایی مثل Hysys فقط موازنه جرم و انرژی در راکتور را معیار محاسبات خود قرار می‌دهد، در این پژوهش با ابزارهای شبیه‌سازی عددی به بررسی عواملی مثل انتقال جرم، انتقال حرارت راکتور، پروفایل غلظت محصول و در نظر گرفتن سینتیک واکنش پرداخته شده است. به بیان دیگر تحلیل عددی راکتور به منظور بررسی عوامل تأثیرگذار بر کیفیت محصول خروجی صورت گرفته است، از این رو پس بررسی استقلال از مش و پیدا کردن تعداد المان بهینه برای تحلیل راکتور دو دیدگاه در نظر گرفته شده است. ابتدا با روند یک پارامتر در

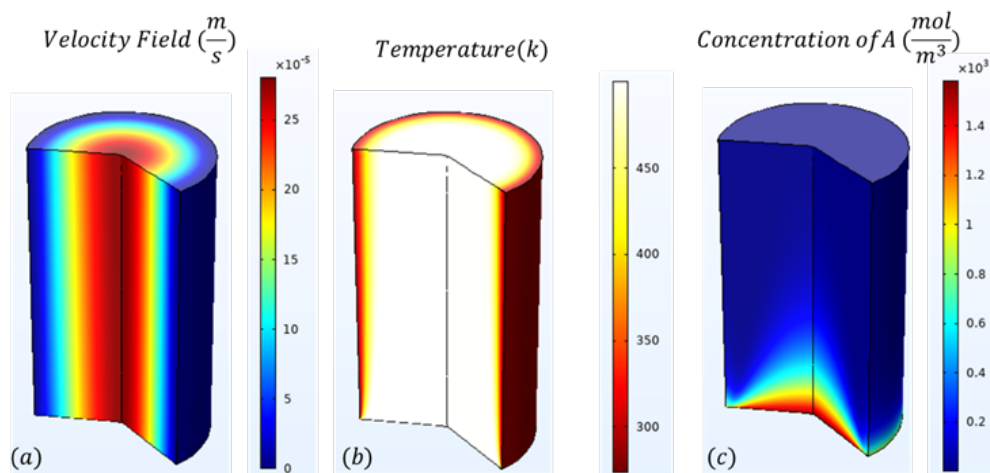


Fig. 4. Simulation results related to (a) velocity profiles in the reactor. (b) Temperature profile (c) Concentration profile of substance A or triglyceride inside the reactor

خواهد کرد. در چنین شرایطی در نرم‌افزار از ابزار روبش پارامتری (Parametric sweep) استفاده می‌شود.

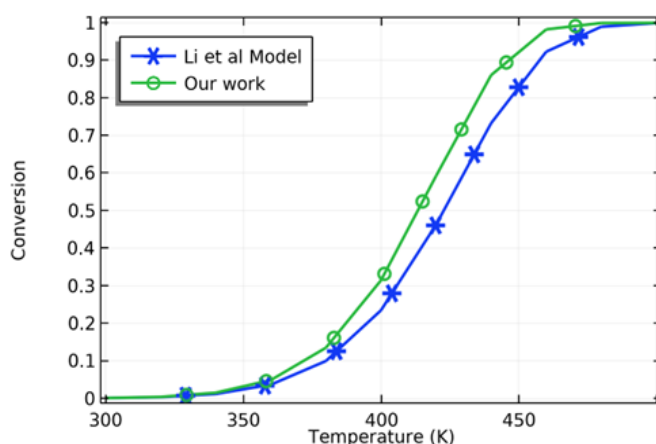
### ۳-۱-۱ اثر دما

دما یکی از پارامترهای مهم در راکتورهای بیودیزل است

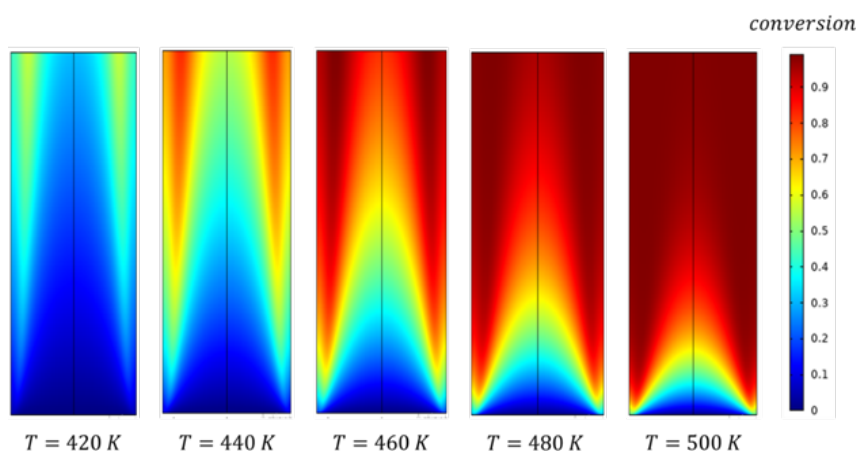
لحظه اثر هر پارامتر مؤثر بر عملکرد راکتور مشخص خواهد شد، سپس برای محاسبه اثر برهم‌کنش این اثرات و همچنین بهینه‌سازی عملکرد راکتور، از ابزار طراحی آزمایش در شبیه‌سازی استفاده خواهد شد. در

می‌دهد که در دمای ۴۲۰ کلوین راکتور اصلاً شرایط خوبی ندارد؛ چراکه درصد تبدیل خوراک در خروجی آن کمتر از ۵۰ درصد است. با افزایش دما تا ۴۶۰ کلوین، افزایش درصد تبدیل به‌گونه‌ای است که در نزدیکی دیواره راکتور درصد تبدیل به ۱۰۰ درصد می‌رسد؛ اما با نزدیک شدن به مرکز راکتور درصد تبدیل کاهش می‌یابد. منشأ این اتفاق به میدان سرعت در راکتور برمی‌گردد؛ چراکه در نزدیکی دیواره راکتور، به دلیل برقرار بودن شرط عدم لغزش سرعت سیال مقدار کمی دارد و لذا واکنش‌دهنده‌ها زمان ماند بیشتری را در راکتور تجربه می‌کنند که این موضوع درصد تبدیل را افزایش می‌دهد. با توجه به اثر قابل توجه میدان سرعت، به‌منظور یکنواخت‌سازی محصول خروجی در تمامی نقاط راکتور دما تا ۵۰۰ کلوین افزایش داده شد و مشاهده شد که در این دما تمامی نقاط راکتور درصد تبدیل ۱۰۰ را تجربه می‌کنند. (نتایج شکل ۶ با

که به تأثیر مستقیم آن بر سینتیک واکنش (رابطه ۱ و ۲) اشاره شد. در فرایندهای صنعتی دمای خوراک معمولاً در راکتورهای پیش‌گرم‌کننده افزایش پیدا می‌کند. همان‌طور که از رابطه ۱ و ۲ استنباط می‌شود با افزایش دما مقدار ثابت سرعت افزایش یافته و با توجه به اینکه درصد تبدیل تری‌گلیسرید نیز تابعی از ثابت سرعت و در نتیجه دما است مقدار درصد تبدیل هم با افزایش دما افزایش خواهد یافت که این موضوع پس از صحت‌سنجی تأثیر این پارامتر بر سینتیک واکنش، با معادله سینتیکی ارائه شده توسط Li و همکاران [۱۹] در شبیه‌سازی به خوبی مدل شد (شکل ۵). اما باید توجه داشت که در راکتور استری شدن تبادلی شرایط کمی پیچیده‌تر است؛ زیرا به دلیل وجود جریان سیال، سازوکار جابه‌جایی نقش بسیار مهمی در انتقال جرم دارد و لذا نرخ افزایش درصد تبدیل تری‌گلیسرید در راکتور به‌صورت یکنواخت نخواهد بود. شکل ۶ نشان

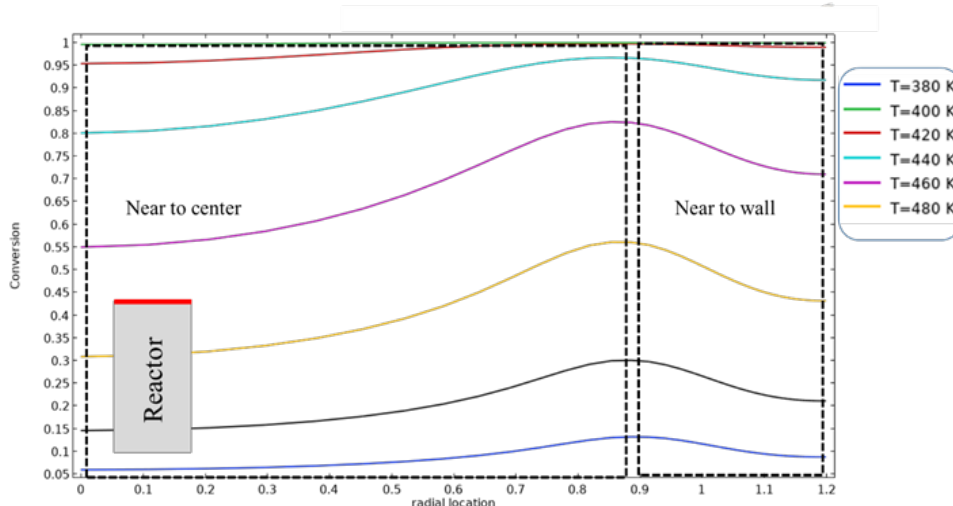


شکل ۵ مقایسه مقدار درصد تبدیل محاسبه‌شده در دماهای مختلف در شبیه‌سازی و مقادیر محاسبه‌شده با مدل Li و همکاران [۱۹]  
 Fig. 5. Comparison of the percentage of conversion calculated at different temperatures in the simulation and the values calculated with the model of Li et al [19]



شکل ۶ مقدار درصد تبدیل تری‌گلیسرید در مقادیر دمایی مختلف در راکتور  
 Fig. 6. Percentage of triglyceride conversion at different temperature values in the reactor



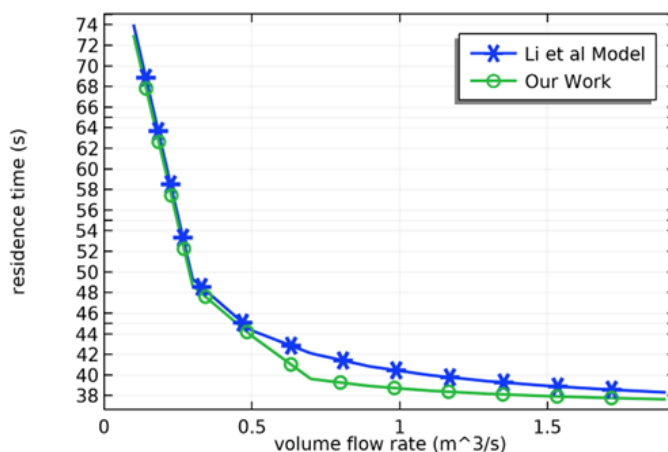


شکل ۷ مقدار درصد تبدیل تری‌گلیسرید در مقادیر دمایی مختلف در راکتور در یک صفحه در خروجی راکتور  
 Fig. 7. Percentage of triglyceride conversion at different temperature values in a plane near to the reactor outlet

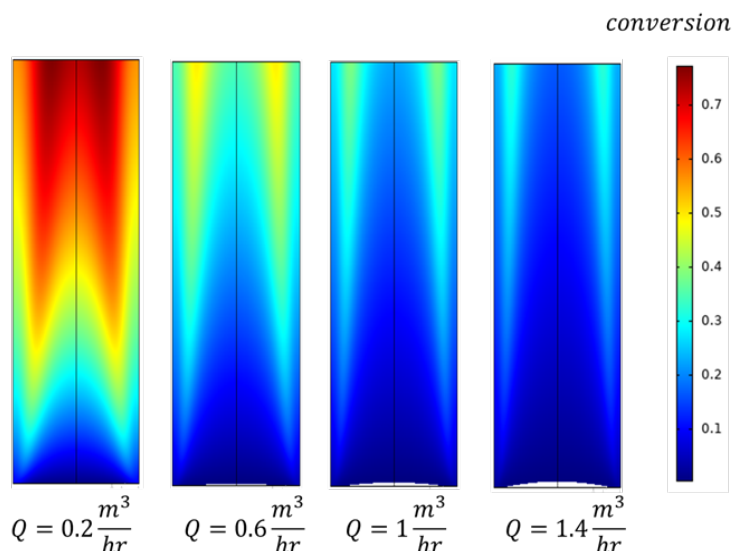
### ۳-۱-۲ اثر دبی خوراک

اگر دمای خوراک ثابت و برای ۳۲۰ کلوین در نظر گرفته شود همان‌طور که در شکل ۹ قابل مشاهده است، با افزایش دبی خوراک، زمان ماند مواد واکنش‌دهنده در درون راکتور کاهش می‌یابد و این موضوع در شرایطی که حجم راکتور ثابت باشد، باعث کاهش درصد تبدیل خواهد شد، همچنین در نواحی نزدیک دیواره راکتور به دلیل برقراری شرط عدم لغزش برای سیال و در نتیجه کم بودن مقدار سرعت سیال و در نتیجه افزایش زمان ماند، مقدار درصد تبدیل برای خوراک بیشتر از باقی نواحی بوده است. همچنین صحت‌سنجی این نتایج با مدل سینتیکی ارائه‌شده توسط Li و همکاران نیز درستی نتایج را تأیید می‌کند (شکل ۸). نتایج مربوط به شکل ۸ و ۹ در دمای خوراک ۳۲۰ کلوین حاصل شد. باید به خاطر داشت که با توجه به توضیحات

توجه به شرایطی به دست آمده است که دبی خوراک ۵/۵ مترمکعب بر ساعت باشد. به‌منظور فهم بهتر تأثیر دما در نقاط مختلف راکتور، در یک صفحه واقع در خروجی راکتور، مقدار درصد تبدیل در دماهای مختلف رسم شد (شکل ۷). مطابق انتظار درصد تبدیل با افزایش دما افزایش یافت؛ اما در دمای ثابت با نزدیک شدن به دیواره راکتور، درصد تبدیل (به دلیل افزایش زمان ماند) روند صعودی دارد. اما از یک فاصله مشخص، با نزدیک شدن به دیواره درصد تبدیل کاهش پیدا می‌کند که خلاف انتظار است. دلیل این پدیده این است که در فواصل خیلی نزدیک به دیواره به دلیل اینکه سرعت سیال نزدیک به صفر است، سازوکار انتقال جرم از جابه‌جایی و نفوذ، به نفوذ تغییر پیدا می‌کند، و از آنجایی که این سازوکار بسیار آهسته است، باعث کاهش سرعت انتقال جرم و در نتیجه کاهش درصد تبدیل می‌شود.



شکل ۸ مقایسه مقدار زمان ماند محاسبه‌شده در دبی‌های مختلف در شبیه‌سازی و مقادیر محاسبه‌شده با مدل Li و همکاران [۱۹]  
 Fig. 8. Comparison of the amount of residence time calculated in different discharges in the simulation and the values calculated with the model of Li et al [19]



شکل ۹ مقدار درصد تبدیل تری‌گلیسرید در مقادیر دبی مختلف در راکتور  
 Fig. 9. Percentage of triglyceride conversion at different flow rates in the reactor

### ۲-۳ بهینه‌سازی

در بخش قبل تأثیر هر پارامتر بر میزان محصول تولید شده مشخص شد. با توجه به نتایج حاصل میزان محصول تولیدی با افزایش دما (به دلیل افزایش ثابت سرعت واکنش) و با کاهش دبی خوراک (افزایش زمان ماند خوراک) افزایش می‌یابد. اما این برای بهینه‌سازی عملکرد راکتور کافی نیست؛ زیرا اثر این پارامترها مستقل از هم محاسبه شده‌اند که در عمل انتظار می‌رود چنین نباشد. برای رفع این ابهام پارامترهای انتخاب‌شده با استفاده از روش سطح پاسخ بهینه‌سازی خواهند شد. از این رو برای به دست آوردن الگوی شبیه‌سازی، از نرم‌افزار Minitab استفاده شده است که پس از ورود اطلاعات لازم، این نرم‌افزار الگوی اجرا کردن شبیه‌سازی در مقادیر پارامترهای مختلف را پیشنهاد خواهد کرد. این موارد در جدول ۱ مشاهده

مطرح شده نمی‌توان نتیجه گرفت که همواره باید دبی راکتور را کاهش داد، زیرا کاهش دبی خوراک، تولید کمتر محصول را در پی دارد. از طرفی افزایش آن هم، خلوص خوراک را در معرض خطر قرار می‌دهد. این موضوع برای دما هم صادق است. با افزایش دمای خوراک مقدار انرژی مصرفی در فرایند نیز افزایش می‌یابد. همچنین با توجه به خواص دارویی گلیسرین و حساسیت آن به دما، می‌بایست مقدار دمای انتخاب شده به گونه‌ای باشد که به خوراک و خواص آن آسیبی نزنند و همچنین مقدار انرژی فرایند را آنقدر بالا نبرد که از نظر اقتصادی به صرفه نباشد. از این رو نمی‌توان با توجه به شکل‌های ۹ و ۶ تصمیم قطعی برای انتخاب مقدار دمای دبی خوراک ورودی به راکتور گرفت، لذا تعریف یک تابع هدف مناسب و بهینه‌سازی آن امری ضروری است.

جدول ۱ الگوی پیشنهادی نرم‌افزار Minitab برای طراحی انجام‌شده در شبیه‌سازی  
 Table 1. Minitab software design template for simulation design

RUN	actual value		coded value		product*10000/emgy (kg GLY/kJ)
	T	FLOW	A	B	
1	400	0.586	0	-1.4142	7.773789127
2	329.3	2	-1.4142	0	0.265871416
3	300	1	-1	-1	1.20665742
4	400	3.414	0	1.41421	2.719534416
5	400	2	0	0	3.970520247
6	300	3	-1	1	0.481276006
7	400	2	0	0	3.997715591
8	500	3	1	1	13.2242073
9	400	2	0	0	3.983574012
10	470.7	2	1.41421	0	14.1421994
11	400	2	0	0	3.997715591
12	400	2	0	0	3.997715591
13	500	1	1	-1	13.72557367

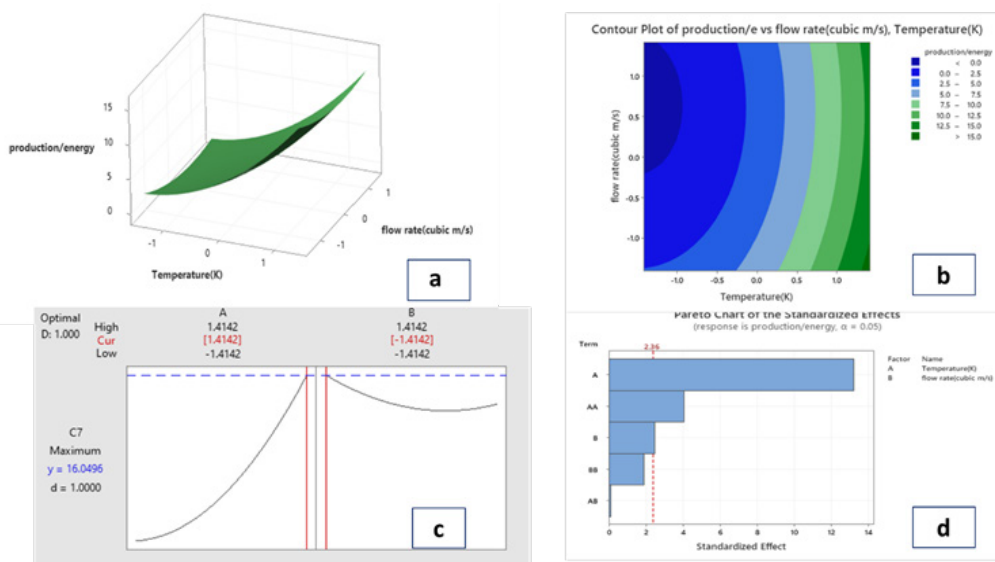
این فرایند زمانی ایجاد می‌شود که بیشترین محصول تولیدی با مصرف کمترین انرژی تولید شود. این گزاره به این معنی است که تابع تعریف‌شده بایستی بیشینه شود تا بهینه‌سازی مورد انتظار صورت گیرد. تابع هدف در نرم‌افزار تعریف می‌شود و پس از اجرای شبیه‌سازی با توجه به الگوی جدول ۱، تحلیل واریانس (ANOVA) مطابق جدول ۲ انجام شده و سپس پارامترهای مؤثر بر تابع هدف محاسبه می‌شوند. پس از آنالیز واریانس انجام شده، در محدوده‌ای که طراحی آزمایش برای پارامترها صورت گرفته است

سپس با اجرای شبیه‌سازی در این مقادیر، پاسخ‌های به‌دست‌آمده به نرم‌افزار داده شد تا تحلیل‌های آماری انجام شود. در این مسئله علاوه بر میزان خوراک تولیدشده، مقدار انرژی مصرف‌شده نیز از اهمیت بالایی برخوردار است؛ لذا برای آن که تحلیل آماری و بهینه‌سازی مسئله ساده‌تر شود، این دو پاسخ به یک تابع تبدیل شده که مقدار این تابع بیانگر میزان محصول تولید شده به ازای یک کیلو ژول انرژی مصرفی برای گرم کردن خوراک است. بهترین حالت در

جدول ۲. آنالیز واریانس انجام‌شده در نرم‌افزار Minitab  
Table 2. Analysis of variance performed in Minitab software

	Source	DF	Adj SS	Adj MS	F-Value	P-Value
	Model	5	211.394	42.279	39.77	0.000
linear terms	Linear	2	192.001	96.000	90.30	0.000
	Temperature(K)	1	185.542	185.542	174.53	0.000
	flow rate(cubic m/s)	1	6.459	6.459	6.08	0.043
nonlinear terms	Square	2	19.384	9.692	9.12	0.011
	Temperature(K)*Temperature(K)	1	17.367	17.367	16.34	0.005
	flow rate(cubic m/s)*flow rate(cubic m/s)	1	3.809	3.809	3.58	0.100
	2-Way Interaction	1	0.009	0.009	0.01	0.928
	Temperature(K)*flow rate(cubic m/s)	1	0.009	0.009	0.01	0.928
Error	7	7.442	1.063			
Lack-of-Fit	3	7.441	2.480	22527.08	0.000	
Pure Error	4	0.000	0.000			
Total		12	218.836			

for  $\alpha = 0.05$  significance



شکل ۱۰ نتایج مربوط به بهینه‌سازی با روش سطح پاسخ. (a) تغییرات میزان محصول تولیدی به انرژی مصرفی با دما و دبی خوراک، (b) پروفایل تغییرات پاسخ نسبت به متغیرها، (c) محاسبه مقادیر بهینه برای دما و دبی در نرم‌افزار Minitab و (d) میزان اثر هر کدام از عبارات‌های خطی و غیرخطی بر پاسخ

Fig. 10. Results related to optimization with response level method. a) Changes in the amount of product produced to energy consumption with temperature and feed flow. b) Contour of response changes to variables. c) Calculation of optimal values for temperature and flow in Minitab software. d) The effect of each of the linear and nonlinear terms on the response

غلظت و محاسبه پارامترهایی مثل درصد تبدیل بود که این موضوع در طراحی هندسه راکتور می‌تواند مؤثر باشد. همچنین بر اساس سینتیک واکنش، پارامترهای زیادی مثل دما و زمان ماند خوراک در درون راکتور بر درصد تبدیل به‌دست‌آمده مؤثرند که در این میان مشخص شد افزایش دما تأثیر مثبت و افزایش دبی خوراک تأثیر منفی بر درصد تبدیل تری‌گلیسرید دارد. همچنین نتایج به‌دست‌آمده از شبیه‌سازی با مدل سینتیکی ارائه شده توسط  $Li$  و همکاران اعتبارسنجی شد. در آخر نیز با رویکرد طراحی آزمایش، یک بار دیگر اثر پارامترهای مذکور مورد بررسی قرار گرفت و ضمن ارائه مدل برای محاسبه میزان محصول تولیدشده در واحد انرژی مصرفی، تابع هدف تعریف‌شده نسبت به دو پارامتر بهینه‌سازی شد که با توجه به بهینه‌سازی انجام شده با استفاده از روش سطح پاسخ، زمانی مقدار تابع هدف تعریف شده بیشینه می‌شود که مقدار دما برابر  $470/7$  کلوین و مقدار دبی خوراک برابر  $0/586$  مترمکعب بر مترمکعب بر ثانیه باشد. در نهایت با توجه به نتایج به‌دست‌آمده می‌توان دریافت با تنظیم دبی در مقدار بهینه، استفاده از مبدل یا پیش‌گرم‌کن در فرایندهای تولید بیودیزل و گلیسرین می‌تواند تأثیر بسزایی در میزان محصولات تولید شده داشته باشد به طوری که دمای بهینه برای خروجی این پیش‌گرم‌کن حداقل  $470/7$  کلوین در نظر گرفته شود.

مقدار تغییرات پاسخ در برابر متغیرها رسم شده است که نتایج آن در شکل ۱۰ قابل مشاهده است. همان‌طور که از جدول ۲ و شکل ۱۰ می‌توان دریافت، از بین پارامترهای خطی و غیرخطی موجود، اثر برهم‌کنش دوتایی دما و دبی و اثر عبارت مربع دبی خوراک بسیار ناچیز بوده و با توجه به بازه اطمینان (Confidence interval) تعریف‌شده، اثر این دو پارامتر در تابع هدف نهایی لحاظ نشده است. در نهایت رابطه ۸ برای این تابع پیشنهاد می‌شود:

$$\begin{aligned} \text{production/energy} = & 4.816 + 3.424 \text{ Temperature(K)} \\ & - 0.899 \text{ flow rate(cubic m/s)} \\ & + 1.580 \text{ Temperature(K).Temperature(K)} \\ & + 0.740 \text{ flow rate(cubic m/s).flow rate(cubic m/s)} \\ & + 0.048 \text{ Temperature(K).flow rate(cubic m/s)} \end{aligned}$$

با توجه به شکل ۱۰ زمانی مقدار تابع هدف تعریف‌شده بیشینه می‌شود که مقدار دما برابر  $470/7$  کلوین و مقدار دبی خوراک برابر  $0/586$  مترمکعب بر ثانیه باشد.

#### ۴ نتیجه‌گیری

در این مقاله به بررسی روش تولید گلیسرین و بیودیزل پرداخته شد و با شبیه‌سازی این فرایند در نرم‌افزار Hysys اطلاعات فرایندی به‌دست آمده از راکتور استری‌شدن تبدیلی را وارد نرم‌افزار Comsol کرده و تحلیل عددی این راکتور مورد بررسی قرار گرفت. هدف از تحلیل عددی راکتور محاسبه پروفایل سرعت، دما و

## مراجع

- [1] Meneguetti M.G., Laus A.M., Ciol M.A., Martins M.A., Filho A.B., Gir E., Pires D., Pittet D. and Rodrigues F.B., Glycerol Content within the WHO Ethanol-based Handrub Formulation: Balancing Tolerability with Antimicrobial Efficacy Antimicrob, Antimicrobial Resistance Infection Control, 8 (1), 1-9, 2019.
- [2] Zhang Y., Smith P., Maximova S.N., and Gultinan M.J., Application of Glycerol as a Goliar Spray Activates the Defence Response and Enhances Disease Resistance of *Theobroma cacao*, Molecular Plant Pathology, 16(1), 27-37, 2015.
- [3] Li Y., Song N., Zhao C., Li F., Geng M., Wang Y., Liu W., Xie C and Sun Q., Application of Glycerol for Induced Powdery Mildew Resistance in *Triticum aestivum* L., Frontiers in Physiology, 7(SEP), 1-13, 2016.
- [4] Lee S., Posarac D. and Ellis N., Process Simulation and Economic Analysis of Biodiesel Production Processes using Fresh and Waste Vegetable Oil and Supercritical Methanol, Chemical Engineering Research and Design, 89(12), 2626-2642, 2011.
- [5] Kumar D., Jansen M., Basu R. and Singh V., Enhancing Ethanol Yields in Corn Dry Grind Process by Reducing Glycerol Production, Cereal Chemistry, 97(5), 1026-1036, 2020.
- [6] Yang F., Hanna M.A. and Sun R., Value-added Uses for Crude Glycerol - A Byproduct of Biodiesel Production, Biotechnology for Biofuels, 5, 1-10, 2012.
- [7] Baskar G., Aberna Ebenezer Selvakumari I. and Aiswarya R., Biodiesel Production from Castor Oil Using Heterogeneous Ni Doped ZnO Nanocatalyst, Bioresource Technology, 250, 793-798, 2018.
- [8] Khoobakht G., Kheiralipour K., Yuan W., Seifi M.R. and Karimi M., Desirability Function Approach for Optimization of Enzymatic Transesterification Catalyzed by Lipase Immobilized on Mesoporous Magnetic Nanoparticles, Renewable Energy, 158, 253-262, 2020.
- [9] Salmasi M. Z., Kazemeini M. and Sadjadi S., Transesterification of Sunflower Oil to Biodiesel Fuel Utilizing a Novel K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>/Talc Catalyst: Process Optimizations and Kinetics Investigations, Industrial Crops and Products, 156, 112846, 2020.
- [10] Dodo R.M., Ause T., Dauda E.T., Shehu U. and Popoola A.P.I., Multi-response Optimization of Transesterification Parameters of Mahogany Seed Oil Using Grey Relational Analysis in Taguchi Method for Quenching Application, Heliyon, 5(8), e02167, 2019.
- [11] Koohikamali S., Tan C.P. and Ling T.C., Optimization of Sunflower Oil Transesterification Process Using Sodium Methoxide, The Scientific World Journal, 475027 (1-8), 2012.
- [12] Abbaszadeh-Mayvan A., Ghobadian B., Najafi G. and Yusaf T., Intensification of Continuous Biodiesel Production from Waste Cooking Oils Using Shockwave Power Reactor: Process Evaluation and Optimization through Response Surface Methodology (RSM), Energies, 11(10), 2845, 2018.
- [13] Khan I.U., Yan Z. and Chen J., Optimization, Transesterification and Analytical Study of Rhus typhina Non-edible Seed Oil as Biodiesel Production, Energies, 12(22), 4290, 2019.
- [14] Kusumo F., Silitonga A.S., Masjuki H.H., Ong H.C., Siswantoro J. and Mahlia T.M.I., Optimization of Transesterification Process for Ceiba pentandra Oil: A Comparative Study between Kernel-based Extreme Learning Machine and Artificial Neural Networks, Energy, 134, 24-34, 2017.
- [15] Abdul Raman A.A., Tan H.W. and Buthiyappan A., Two-step Purification of Glycerol as a Value Added By Product from the Biodiesel Production Process, Frontiers in Chemistry, 7, 1-9, 2019.
- [16] Mumtaz M.W., Adnan A., Mukhtar H., Rashid U. and Danish M., Biodiesel Production through Chemical and Biochemical Transesterification: Trends, Technicalities, and Future Perspectives. Clean Energy for Sustainable Development, 97(5), 456-485, 2020.
- [17] Ezzati R., Ranjbar S. and Soltanabadi A., Kinetics Models of Transesterification Reaction for Biodiesel Production: A Theoretical Analysis, Renewable Energy, 168, 280-296, 2021.
- [18] Lee S.J., Posarac D. and Ellis N., Process Simulation, Economic Analysis and Synthesis of Biodiesel from Waste Vegetable Oil Using Supercritical Methanol, Chemical Engineering Research and Design, 89 (12), 2626-2642, 2011.
- [19] Li E., Xu Z.P. and Rudolph V., MgCoAl-LDH Derived Heterogeneous Catalysts for the Ethanol Transesterification, Applied Catalysis B: Environmental, 88(1-2), 42-49, 2009.
- [20] Montgomery D.C., Design and Analysis of Experiments, John Wiley & Sons, New York, pp. 408-477, 2013.