

یازدهمین کنگره ملی سراسری فناوریهای نوین در حوزه توسعه پایدار ایران

11th National Congress of
the New Technologies in Sustainable Development of Iran

senaconf.ir

بررسی پارامترهای عملیاتی در فرآیند تقطیر استخراجی برای آبزدایی

۱- پروپانول

حسن قربانی عرقطو^۱، محمد ولی بکنژاد^۲، سید مجید عبدلی^۳

^۱دانشگاه صنعتی سهند، تبریز hsn.ghorbani.a@gmail.com

^۲دانشگاه صنعتی سهند، تبریز mohammadvalibeknejhad@yahoo.com

^۳دانشگاه صنعتی سهند، تبریز abdoli@sut.ac.ir

چکیده

هدف از این مطالعه بررسی پارامترهای عملیاتی فرآیند تقطیر استخراجی برای فرآیند آبزدایی ۱- پروپانول می باشد. باتوجه به اینکه مخلوط آب و ۱- پروپانول دارای آزنوتروپ هست، از روش تقطیر استخراجی برای جداسازی استفاده شده است. حلال اتیلن گلیکول برای شکستن آزنوتروپ و تغییر فراریت نسبی اجزاء به کار گرفته شده است. شبیه سازی فرآیند توسط نرم افزار Aspen HYSYS V10 صورت گرفته و معادله ترمودینامیکی NRTL برای داده های تعادلی انتخاب شده است. جداسازی با استفاده از دو برج سینی دار با تعداد سینی های ۳۰ برای برج اول و ۱۰ برای برج دوم انجام می شود. شبیه سازی در حالت پایا انجام گرفت و نتایج نشان داد که محصول ۱- پروپانول بدست آمده از جریان بالای برج اول دارای خلوص ۹۹/۷ درصد جرمی و محصول آب بدست آمده از جریان بالای برج دوم دارای خلوص ۹۷ درصد جرمی می باشد. مقدار جریان برگشتی بهینه برای برج اول ۱/۳۲ و برای برج دوم ۱/۵۶ در نظر گرفته شده است.

واژه های کلیدی

شبیه سازی فرآیند، جداسازی مخلوط آزنوتروپی، آبزدایی از ۱- پروپانول، تقطیر استخراجی، Aspen HYSYS

یازدهمین کنگره ملی سراسری فناوریهای نوین در حوزه توسعه پایدار ایران

11th National Congress of
the New Technologies in Sustainable Development of Iran

senaconf.ir

۱. مقدمه

افزایش تقاضا برای انرژی و تأثیر منفی سوخت‌های فسیلی بر محیط زیست، جستجو برای سایر منابع انرژی را ضروری می‌کند [۱]. یک راهکار برای حل این مشکلات، استفاده از الکل‌ها به عنوان سوخت‌های زیستی حاصل از منابع تجدیدپذیر است [۲]. ۱- پروپانول نمونه‌ای از این الکل‌ها است که قابلیت تبدیل شدن به سوخت دیزل را دارد [۳]. آب‌زدایی ۱- پروپانول آسان نیست، زیرا ۱- پروپانول و آب آزوتروپ حداقل دمای جوش تشکیل می‌دهند که مانع از جداسازی این مخلوط با تقطیر ساده می‌شود [۱]. در این موارد از روش‌های دیگری مانند تقطیر استخراجی برای جداسازی اجزای مخلوط استفاده می‌شود [۴]. تقطیر استخراجی بر اساس افزودن یک جزء سوم به عنوان حلال یا جداکننده (entrainer) به مخلوط اصلی است که باعث شکستن آزوتروپ و تغییر فراریت نسبی اجزای مخلوط اصلی می‌شود و همچنین حلال با هیچ یک از اجزای مخلوط اصلی آزوتروپ تشکیل نمی‌دهد [۱] و [۴]. لادوسا^۱ و همکاران [۵]. جداسازی الکل‌های دی-*n*- پروپیل اتر و *n*- پروپیل را با استفاده از روش‌های تقطیر فشار نوسانی و تقطیر استخراجی، مورد بررسی قرار دادند. در این مطالعه ۲- اتوکسی اتانول به عنوان حلال در سیستم تقطیر استخراجی استفاده شد. در هر دو روش، جداسازی اجزای مخلوط با خلوص بالا انجام شد. نتایج حاصل از بررسی اقتصادی دو روش نشان داد که هزینه کل سالانه سیستم تقطیر فشار نوسانی کمتر از سیستم تقطیر استخراجی است و در نتیجه استفاده از سیستم تقطیر فشار نوسانی بهتر است. لی^۲ و همکاران [۶]. جداسازی اتانول و آب را با روش تقطیر استخراجی بررسی کردند. آن‌ها در این مطالعه از اتیلن گلیکول به عنوان حلال استفاده کردند و تأثیر تعداد سینی‌ها و میزان جریان برگشتی بر خلوص اتانول را مورد مطالعه قرار دادند. نتایج نشان داد که با افزایش جریان برگشتی، میزان خلوص اتانول بیشتر می‌شود. با توجه به سایر روش‌ها در تولید اتانول بدون آب، مشاهدات نشان می‌دهد که از نظر اقتصادی استفاده از سیستم تقطیر استخراجی با سه برج برای تولید اتانول بدون آب می‌تواند مصرف انرژی را بیش از ۵۰٪ کاهش دهد. کامپلیدو^۳ و همکاران [۷]. تعادل بخار-مایع در فشار ثابت برای تقطیر استخراجی مخلوط ۱- پروپانول و آب با استفاده از مایعات یونی بر پایه تیوسیانات (thiocyanate) را مورد مطالعه قرار دادند. در این مطالعه مدل‌های ترمودینامیکی^۴ ENRTL، NRTL و UNIQUAC را برای تخمین داده‌های تعادلی برای سیستم‌های سه‌جزئی استفاده و مقایسه کردند. همه مدل‌ها رضایت بخش بود و مدل NRTL تخمین بهتری از دمای تعادلی را نشان می‌داد. فرانکو^۵ و همکاران [۱]. جداسازی ۱- پروپانول و آب با روش تقطیر آزوتروپی با استفاده از حلال دی‌ایزو پروپیل اتر و ارزیابی اقتصادی این فرآیند را مورد مطالعه قرار دادند. نتایج نشان داد که می‌توان از دی‌ایزو پروپیل اتر به عنوان جداکننده برای جداسازی آب و ۱- پروپانول استفاده کرد و همچنین از ارزیابی اقتصادی هزینه‌های متغیر فرآیند به این نتیجه رسید که استفاده از یک مخزن سرریزی (Decanter) در دمای ۱۰°C و یک برج آزوتروپی با ۲۰ سینی ایده‌آل بهترین گزینه برای انجام این جداسازی است [۱]. در نقطه آزوتروپ، خلوص سازی اجزا بیش از ترکیب درصد نقطه آزوتروپ امکان‌پذیر نخواهد بود. طبق شکل ۱، برای مخلوط ۱- پروپانول و آب ترکیب درصد نقطه آزوتروپ برابر ۴۳٪ است. بنابراین با استفاده از تقطیر ساده نمی‌توان ۱- پروپانول را بیش از ۴۳٪ جداسازی کرد [۴]. روش‌های مختلفی از جمله تقطیر فشار نوسانی، تقطیر استخراجی و آزوتروپی، استخراج مایع-مایع، جذب، تراوش با استفاده از غشاء، افزودن نمک و برخی روش‌های جدید دیگر برای شکستن آزوتروپ و جداسازی مخلوط‌های آزوتروپی وجود دارد [۵]. در این مطالعه از روش تقطیر استخراجی برای جداسازی مخلوط ۱- پروپانول و آب استفاده شده است. این روش شامل افزودن یک جزء سوم (حلال) به مخلوط اصلی به منظور

¹ Lladosa

² Li

³ Cumplido

⁴ Extended NRTL

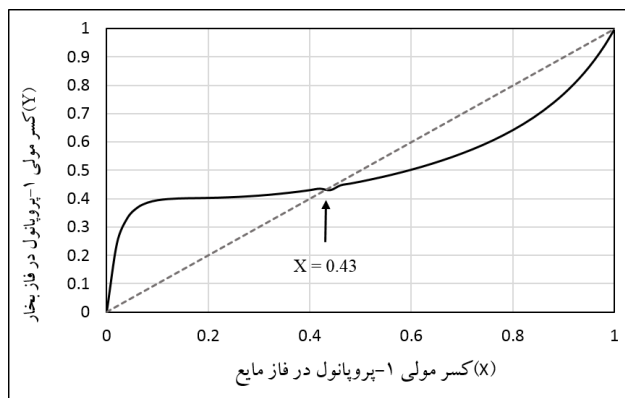
⁵ Franco

یازدهمین کنگره ملی سراسری فناوریهای نوین در حوزه توسعه پایدار ایران

11th National Congress of
the New Technologies in Sustainable Development of Iran

senaconf.ir

شکستن آزنوتروپ و امکان پذیر کردن جداسازی است. در این مطالعه از اتیلن گلیکول به عنوان حلال برای جداسازی مخلوط ۱-پروپانول شکستن آزنوتروپ و امکان پذیر کردن جداسازی است. در این مطالعه از اتیلن گلیکول به عنوان حلال برای جداسازی مخلوط ۱-پروپانول و آب استفاده شده است و ویژگی اصلی و مفید اتیلن گلیکول، سمیت کم و کاهش فشار بخار است [۴].



شکل ۱- نمودار X-Y مخلوط ۱-پروپانول و آب در فشار ۱۰۱/۳ kPa

۲. شبیه‌سازی فرآیند

فرآیند تقطیر استخراجی معمولی شامل یک برج در ابتدا است که در این برج معمولاً محصول بالای برج به عنوان محصول مورد نظر است. جریان پایین برج شامل حلال و جزء دوم مخلوط اصلی است که این جریان به برج دوم می‌رود و در برج دوم حلال جداسازی می‌شود. برخی مواقع جداسازی با دو برج انجام نمی‌شود و به برج‌های بیشتری نیاز است. این وضعیت در مواردی اتفاق می‌افتد که انحنا منحنی ته ماند به اندازه کافی مشخص نباشد. راه حل احتمالی و ممکن برای این موارد، استفاده از یک برج پیش غلظت (Pre concentration column) برای جریان خوراک قبل از ورود به برج آزنوتروپیک است. عملکرد اصلی ستون‌های پیش غلظت، تقطیر مخلوط تا حدود نقطه آزنوتروپ است. در این مطالعه، کسر مولی ۱-پروپانول در جریان خوراک ۰/۴۰ در نظر گرفته شده است و چون به نقطه آزنوتروپ نزدیک است به ستون پیش غلظت نیاز نیست.

شماتیک کلی فرآیند تقطیر استخراجی شبیه سازی شده در محیط نرم‌افزار در شکل ۲ نشان داده شده است. برای شبیه‌سازی فرآیند از نرم‌افزار Aspen HYSYS V10 و مدل ترمودینامیکی NRTL استفاده شده است. برای جداسازی از دو برج با فشار ۱۰۱/۳ kPa استفاده شده است که برج اول دارای ۳۰ سینی و برج دوم دارای ۱۰ سینی می‌باشد. بازده سینی‌ها ۱۰۰٪ (ایده‌آل) و نوع کندانسور نیز کامل فرض شده است. ضرایب برهم کنش سیستم‌های دوتایی ۱-پروپانول، آب و اتیلن گلیکول در جدول ۱ ذکر شده است [۴]. خوراک ورودی به برج اول شامل ۱-پروپانول و آب است و کسر مولی ۱-پروپانول در خوراک برابر ۰/۴۰ تنظیم شده است. دلیل انتخاب این مقدار، نزدیکی به نقطه آزنوتروپ ($x=0/43$) می‌باشد. این خوراک با دبی ۱۵۰۰ kg/h و دمای ۳۵°C ابتدا وارد مبدل حرارتی شده و دمای آن افزایش می‌یابد و سپس به سینی ۲۸ برج اول وارد می‌شود. جریان حلال شامل مقدار ۱۴/۳ kg/h اتیلن گلیکول تازه با خلوص ۹۹/۹٪ و یک جریان برگشتی ۹۹/۹٪ جرمی از برج دوم است که در ابتدا این جریان برگشتی به صورت فرضی ایجاد شده است زیرا برای شبیه سازی فرآیند مورد نیاز بود. جریان حلال با دمای ۳۹/۹۷°C به سینی ۶ برج اول وارد می‌شود. از بالای برج اول محصول خالص ۱-پروپانول (۹۹/۷٪ جرمی) گرفته می‌شود و محصول پایین برج که بیشتر شامل اتیلن گلیکول و آب است به عنوان خوراک برج دوم، به سینی ۵ برج دوم وارد می‌شود. در برج دوم اتیلن گلیکول و آب جداسازی شده و محصول بالای برج دوم، آب با خلوص ۹۷٪ جرمی و محصول پایین برج اتیلن گلیکول ۹۹/۹٪ جرمی بدست می‌آید. اتیلن گلیکول بدست آمده از پایین برج دارای دمای ۱۹۷°C می‌باشد که برای برگشت این جریان به برج اول، لازم است تا دمای آن کاهش داده شود و به دمای حلال ورودی به برج اول رسانده شود. برای این

یازدهمین کنگره ملی سراسری فناوریهای نوین در حوزه توسعه پایدار ایران

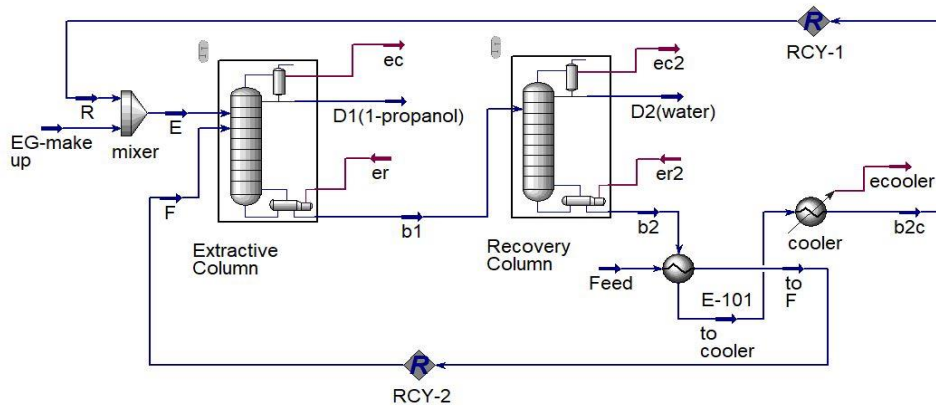
11th National Congress of
the New Technologies in Sustainable Development of Iran

senaconf.ir

منظور و همچنین جهت بازیابی مقداری از انرژی مصرف شده در جوش آور برج دوم، از یک مبدل حرارتی استفاده شده است. این جریان ابتدا وارد مبدل حرارتی می شود و بخشی از گرمای خود را به جریان خوراک برج اول داده و جریان خوراک گرم می شود که این افزایش در دمای جریان خوراک، باعث کاهش بار حرارتی جوش آور برج اول نیز می شود. در ادامه جهت کاهش دمای جریان اتیلن گلیکول خروجی از مبدل، از سردکن (cooler) استفاده شده است.

جدول ۱- ضرایب برهم کنش سیستم های دوجزئی. ۱- پروپانول (۱)، آب (۲) و اتیلن گلیکول (۳) [۴]

α_{ij}	A_{ji}	A_{ij}	ترکیب
۰.۳	۸۳۲۹/۶۵	-۴۳۵/۷۶	(۱) + (۲)
۰.۳	۳۴۳۵/۶۵۳	-۹۹/۳۶۱۰	(۱) + (۳)
۰.۳	۲۱۴۷/۳۵	-۱۸۷۸/۸۱	(۲) + (۳)



شکل ۲- شماتیک کلی فرآیند شبیه سازی شده در نرم افزار Aspen HYSYS

۳. نتایج و بحث

مشخصات جریان خوراک و محصولات سبک بالای برج ها در جدول ۲ ذکر شده است. با توجه به مشخصات محصولات بالای برج ها در جدول ۲، مشاهده می شود که هر دو محصول ۱- پروپانول و آب با خلوص بالایی بدست آمده است.

جدول ۲- مشخصات جریان خوراک و محصولات سبک بالای برج ها

خوراک	۱- پروپانول	آب	
۳۵/۰۰	۹۶/۲۴	۱۰۰/۰۳	دما (°C)
۱۰۱/۳	۱۰۱/۳	۱۰۱/۳	فشار (kPa)
۱۵۰۰	۱۰۳۸	۴۷۶/۵	دبی جرمی (kg/h)
۰/۶۸۹۸	۰/۹۹۷۰	۰/۰۳۰	کسر جرمی ۱- پروپانول

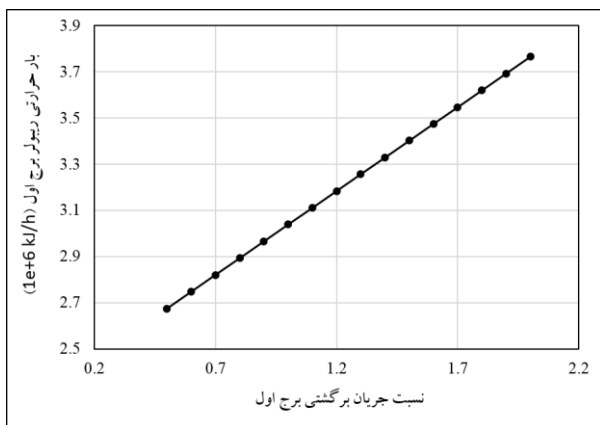
یازدهمین کنگره ملی سراسری فناوریهای نوین در حوزه توسعه پایدار ایران

11th National Congress of
the New Technologies in Sustainable Development of Iran

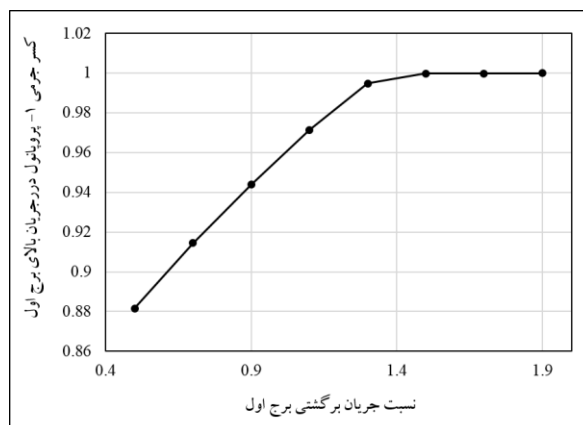
senaconf.ir

کسر جرمی آب	۰/۰۹۷	۰/۰۳۰	۰/۳۱۰۲
کسر جرمی اتیلن گلیکول	۰/۰	۰/۰	۰/۰

شکل ۳ (الف) میزان تغییرات کسر جرمی ۱-پروپانول در جریان سبک برج اول نسبت به مقدار جریان برگشتی برج اول را نشان می‌دهد. همان طور که مشاهده می‌شود با افزایش مقدار جریان برگشتی از مقدار ۰/۵ تا ۱/۹، خلوص جزء ۱-پروپانول در جریان بالای برج اول، از مقدار ۰/۸۸ تا ۰/۹۹ افزایش می‌یابد زیرا با افزایش میزان جریان برگشتی که به صورت مایع است، مقدار مایع داخل برج افزایش یافته و در نتیجه سطح تماس مایع بین بخار و مایع و سبب افزایش انتقال جرم بین بخار و مایع شده و خلوص محصول سبک بالای برج افزایش می‌یابد. افزایش نسبت جریان برگشتی از مقدار ۱/۴ به بعد، تاثیر بسیار کمی در خلوص محصولات دارد. نسبت جریان برگشتی بهینه نیز بر همین اساس ۱/۳۲ در نظر گرفته شده است. افزایش نسبت جریان برگشتی منجر به افزایش بار حرارتی جوش‌آور نیز می‌شود. شکل ۳ (ب)، میزان تغییرات بار حرارتی جوش‌آور برج اول نسبت به مقدار جریان برگشتی برج اول را نشان می‌دهد. با توجه به شکل ۳ (ب) مشاهده می‌شود که با افزایش نسبت جریان برگشتی از مقدار ۰/۵ تا ۰/۲، بار حرارتی جوش‌آور نیز به صورت خطی از مقدار $\frac{kJ}{h}$ تا $۲/۶۸ \times ۱۰^۶$ تا $۳/۷۷ \times ۱۰^۶$ افزایش می‌یابد تا اتلاف حرارتی که به واسطه افزایش نسبت جریان برگشتی ایجاد شده است، جبران شود. زیرا جریان برگشتی شامل جزء سبک به صورت مایع می‌باشد که دمای کمتری نسبت به مخلوط داخل برج دارد و با دریافت حرارت به بخار تبدیل شده و از بالای برج خارج می‌شود.



ب



الف

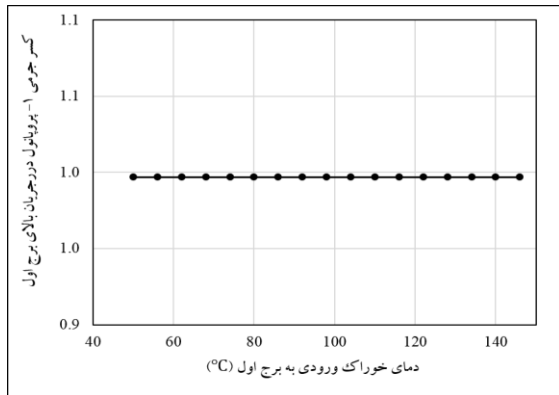
شکل ۳- (الف) میزان تغییرات کسر جرمی ۱-پروپانول در جریان سبک برج اول، نسبت به مقدار جریان برگشتی برج اول. (ب) میزان تغییرات بار حرارتی جوش‌آور برج اول نسبت به جریان برگشتی برج اول

شکل ۴ (الف)، تاثیر دمای خوراک ورودی به برج اول را بر روی بار حرارتی ریبویلر نشان می‌دهد. همانطور که از شکل مشخص است، در دمای ۹۵°C یک کاهش زیاد در بار حرارتی جوش‌آور برج اول مشاهده می‌شود که این کاهش زیاد به دلیل تغییر فاز خوراک از فاز مایع به فاز بخار می‌باشد. شکل ۴ (ب)، میزان تغییرات کسر جرمی ۱-پروپانول در جریان سبک برج اول نسبت به تغییرات دمای جریان خوراک ورودی به برج را نشان می‌دهد. با توجه به شکل ۴ (ب)، مشاهده می‌شود که تغییرات دمای خوراک ورودی به برج تاثیری بر روی کسر جرمی محصول سبک برج نداشته است و علت این امر ورود خوراک از نزدیک سینی جوش‌آور (سینی سوم) است. براین اساس دمای خوراک ورودی، بر روی بار حرارتی جوش‌آور تاثیر می‌گذارد و بر روی خلوص محصول بالای برج تأثیری ندارد.

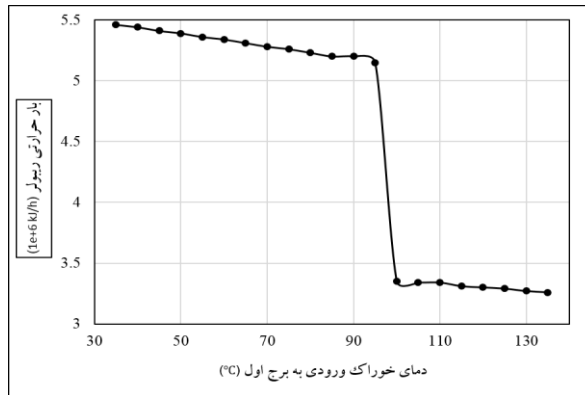
یازدهمین کنگره ملی سراسری فناوریهای نوین در حوزه توسعه پایدار ایران

11th National Congress of
the New Technologies in Sustainable Development of Iran

senaconf.ir



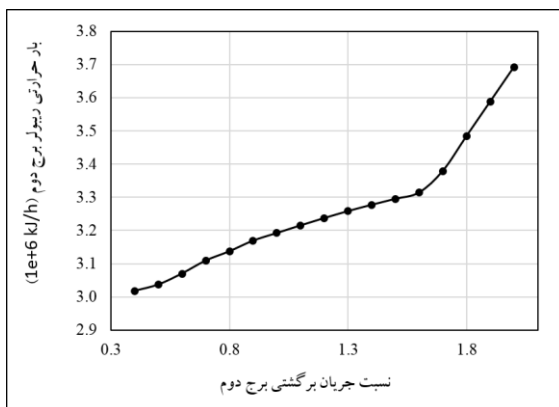
ب



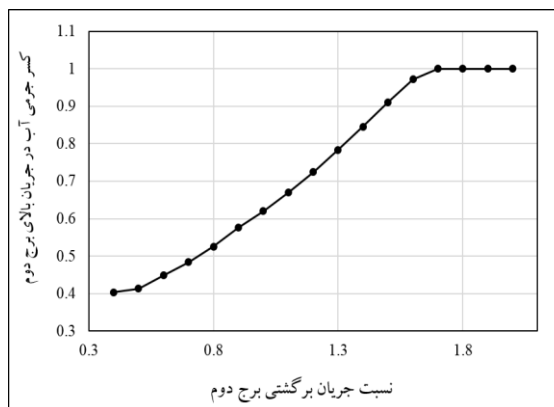
الف

شکل ۴- الف) تغییرات بار حرارتی جوش آور برج اول با تغییر دمای خوراک برج اول. ب) میزان تغییرات کسر جرمی ۱- پروپانول در جریان سبک برج اول نسبت به تغییرات دمای جریان خوراک ورودی به برج اول

شکل ۵ الف)، میزان تغییرات کسر جرمی آب در جریان سبک برج دوم نسبت به مقدار رفلاکس برج دوم را نشان می‌دهد. همان طور که مشاهده می‌شود با افزایش نسبت رفلاکس، خلوص آب در جریان بالای برج دوم افزایش می‌یابد. در رفلاکس کمتر از ۱/۶ تغییرات زیاد بوده و بعد از این نقطه تغییرات کمتر می‌شود زیرا جداسازی آب و حلال اتیلن گلیکول به بیشترین مقدار خود رسیده است. نسبت جریان برگشتی بهینه برای برج دوم بر همین اساس ۱/۵۶ در نظر گرفته شده است. دستیابی به خلوص بالاتر، به انرژی زیاد و نسبت جریان برگشتی زیاد نیاز خواهد داشت که سبب افزایش بار حرارتی جوش آور نیز می‌شود. شکل ۵ ب)، میزان تغییرات بار حرارتی جوش آور برج دوم نسبت به میزان جریان برگشتی را نشان می‌دهد. با توجه به شکل ۵ ب)، مشاهده می‌شود که با افزایش نسبت جریان برگشتی، بار حرارتی جوش آور نیز افزایش می‌یابد. تا نسبت جریان برگشتی برابر ۱/۶ تغییرات کسر جرمی محصول بالای برج دوم (آب) با نسبت جریان برگشتی زیاد بوده و همچنین در این محدوده تغییرات بار حرارتی جوش آور با نسبت رفلاکس، کم است و بعد از این نقطه تغییرات کسر جرمی محصول بالای برج دوم (آب) با نسبت جریان برگشتی، کم بوده ولی تغییرات بار حرارتی جوش آور با نسبت جریان برگشتی افزایش می‌یابد. دلیل این امر همان طور که گفته شد نیاز به انرژی زیاد برای افزایش خلوص محصول بالای برج است. مقدار جریان برگشتی در این نقطه را می‌توان به عنوان جریان برگشتی بهینه در نظر گرفت.



ب



الف

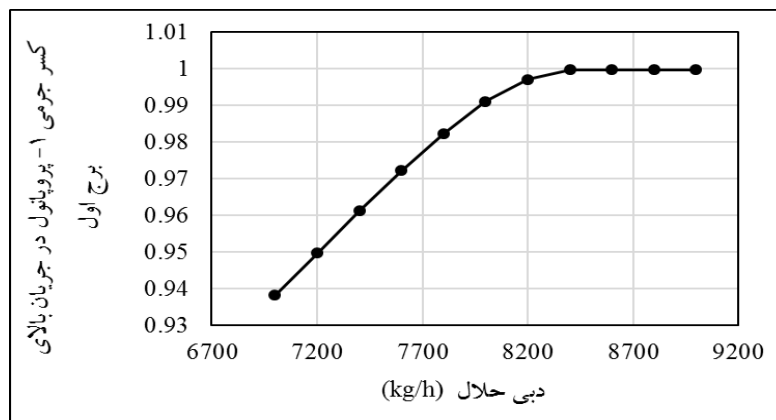
یازدهمین کنگره ملی سراسری فناوریهای نوین در حوزه توسعه پایدار ایران

11th National Congress of
the New Technologies in Sustainable Development of Iran

senaconf.ir

شکل ۵- (الف) تغییرات کسر جرمی آب در جریان سبک برج دوم نسبت به مقدار جریان برگشتی برج دوم. (ب) تغییرات بار حرارتی جوش آور برج دوم نسبت به میزان جریان برگشتی برج دوم

شکل ۶، تغییرات کسر جرمی محصول سبک برج اول نسبت به دبی حلال را نشان می‌دهد. با توجه به شکل ۶، مشاهده می‌شود که با افزایش دبی حلال، آزئوتروپ بین ۱-پروپانول و آب از بین رفته و خلوص ۱-پروپانول در محصول سبک برج اول، افزایش می‌یابد تا اینکه بعد از دبی ۸۲۰۰ کیلوگرم بر ساعت بدلیل از بین رفتن کامل آزئوتروپ بین ۱-پروپانول و آب، تغییرات در خلوص ۱-پروپانول در محصول بالای برج اول ثابت می‌ماند. مقدار بهینه دبی حلال ورودی به برج اول برابر 8179 kg/h در نظر گرفته شده است.



شکل ۶- تغییرات کسر جرمی محصول سبک برج اول نسبت به دبی حلال

۴. نتیجه گیری

جداسازی مخلوط آزئوتروپی ۱-پروپانول و آب با استفاده از حلال اتیلن گلیکول به روش تقطیر استخراجی مورد بررسی قرار گرفت. شبیه‌سازی فرآیند توسط نرم افزار Aspen HYSYS V10 با استفاده از مدل ترمودینامیکی NRTL انجام شد. نتایج نشان می‌دهد که استفاده از حلال اتیلن گلیکول برای جداسازی مخلوط آزئوتروپی ۱-پروپانول و آب امکان پذیر است. همچنین نتایج نشان می‌دهد که افزایش دمای خوراک ورودی به برج با استفاده از مبدل بر روی خلوص محصول سبک بالای برج تاثیری نداشته ولی بر روی بار حرارتی جوش آور و کاهش هزینه‌ها تاثیر قابل توجهی دارد. با توجه به اینکه افزایش مقدار جریان برگشتی باعث افزایش هزینه‌های عملیاتی می‌شود، مقدار بهینه نسبت جریان برگشتی برای برج اول $1/32$ و برای برج دوم $1/56$ در نظر گرفته شد که طبق آن جداسازی ۱-پروپانول و آب انجام شد. ۱-پروپانول به عنوان محصول بالای برج اول با دبی 1038 kg/h و کسر جرمی 0.997 و آب به عنوان محصول بالای برج دوم با دبی $476/5 \text{ kg/h}$ و کسر جرمی 0.97 حاصل شد.

منابع

- [1] J. Pla-Franco, E. Lladosa, S. Loras, and J. B. Montón, "Azeotropic distillation for 1-propanol dehydration with diisopropyl ether as entrainer: Equilibrium data and process simulation," *Sep. Purif. Technol.*, vol. 212, no. May 2018, pp. 692–698, 2019.
- [2] M. T. Holtzaple et al., "Biomass conversion to mixed alcohol fuels using the MixAlco process," *Appl. Biochem. Biotechnol. - Part A Enzym. Eng. Biotechnol.*, vol. 77–79, pp. 609–

یازدهمین کنگره ملی سراسری
فناوریهای نوین در حوزه توسعه پایدار ایران

11th National Congress of
the New Technologies in Sustainable Development of Iran

senaconf.ir

- 631, 1999.
- [3] S. Atsumi and J. C. Liao, "Directed evolution of *Methanococcus jannaschii* citramalate synthase for biosynthesis of 1-propanol and 1-butanol by *Escherichia coli*," *Appl. Environ. Microbiol.*, vol. 74, no. 24, pp. 7802–7808, 2008.
- [4] J. Pla-Franco, E. Lladosa, S. Loras, and J. B. Montón, "Approach to the 1-propanol dehydration using an extractive distillation process with ethylene glycol," *Chem. Eng. Process. Process Intensif.*, vol. 91, pp. 121–129, 2015.
- [5] E. Lladosa, J. B. Montón, and M. C. Burguet, "Separation of di-n-propyl ether and n-propyl alcohol by extractive distillation and pressure-swing distillation: Computer simulation and economic optimization," *Chem. Eng. Process. Process Intensif.*, vol. 50, no. 11–12, pp. 1266–1274, 2011.
- [6] G. Li and P. Bai, "New operation strategy for separation of ethanol-water by extractive distillation," *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 51, no. 6, pp. 2723–2729, 2012.
- [7] M. Cumplido, E. Lladosa, S. Loras, and J. Pla-Franco, "Isobaric vapor-liquid equilibria for extractive distillation of 1-propanol + water mixture using thiocyanate-based ionic liquids," *J. Chem. Thermodyn.*, vol. 113, pp. 219–228, 2017.