

Research Article



DOI: 10.22034/ijche.2025.488681.1467



This journal is an open access journal licensed under an Attribution-NonCommercial-NoDerivatives 4.0 International license (CC BY-NC-ND 4.0).

Analysis of Economic and Control Performance of Ethanol Dehydration Using Extractive Distillation

R. Jelibaghou Delazy¹, H. Ahmadian Behrooz^{2*}

1- MSc. of Chemical Engineering, Tabriz University of Technology

2- Associate Professor of Chemical Engineering, Tabriz University of Technology

Email: ahmadian@sut.ac.ir

Abstract

In this research, the ethanol dehydration process via extractive distillation is investigated using ethylene glycol and glycerol from both economic and controllability perspectives. The research method involves steady-state and dynamic simulations using Aspen Plus software; first, the steady-state simulation is employed to determine the design parameters of the extractive distillation columns, and then closed-loop dynamic simulations are conducted to evaluate the control system's performance and its sensitivity to disturbances. In addition, the controllability is assessed by calculating the condition number as an index, while the total annual cost (TAC) is estimated as an economic indicator. The results show that although using glycerol yields higher relative volatility, ethylene glycol is a more optimal solvent for ethanol dehydration due to its lower operating costs and better control performance in response to feed composition disturbances.

Received: 16 November 2024

Accepted: 23 May 2025

Page Number: 21-34

Keywords:

Extractive Distillation,
Controllability,
Condition Number,
TAC

Please Cite this Article Using:

Jelibaghou Delazy, R., & Ahmadian Behrooz, H. (2026). Analysis of Economic and Control Performance of Ethanol Dehydration Using Extractive Distillation. *Iranian Chemical Engineering Journal*, 24(143), 21-34, [In Persian].



ارزیابی عملکرد اقتصادی و کنترلی آب‌زدایی اتانول با فرایند تقطیر استخراجی

رسول جلی‌باقو دله‌زی^۱، حسام احمدیان بهروز^{۲*}

۱- کارشناسی ارشد مهندسی شیمی، دانشگاه صنعتی تبریز

۲- دانشیار مهندسی شیمی، دانشگاه صنعتی تبریز

پیام‌نگار: ahmadian@sut.ac.ir

چکیده

در این پژوهش، فرایند آب‌زدایی اتانول از راه تقطیر استخراجی با استفاده از دو حلال اتیلن‌گلیکول و گلیسرول از منظر اقتصادی و کنترلی پذیرایی بررسی شده است. روش پژوهش، شامل شبیه‌سازی حالت پایا و دینامیکی فرایند با استفاده از نرم‌افزار Aspen Plus است؛ به طوری که ابتدا با استفاده از شبیه‌سازی پایا مشخصه‌های طراحی برج‌های تقطیر استخراجی تعیین شده و سپس، با اجرای شبیه‌سازی دینامیکی حلقه بسته، عملکرد کنترلی سامانه و حساسیت آن نسبت به اغتشاشات ورودی ارزیابی شده است. به علاوه، با محاسبه عدد وضعیت به عنوان شاخص کنترلی پذیرایی و برآورد هزینه سالانه کل (TAC) به عنوان شاخص اقتصادی، اثرات انتخاب حلال بر عملکرد سامانه به طور هم‌زمان تحلیل شده است. نتایج حاصل، نشان می‌دهد که با وجود افزایش فرارپذیری نسبی حاصل از استفاده از گلیسرول، حلال اتیلن‌گلیکول به دلیل هزینه‌های عملیاتی کمتر و کنترلی پذیرایی بهتر در برابر اغتشاشات ترکیب خوراک، گزینه بهینه‌تری در فرایند آب‌زدایی اتانول محسوب می‌شود.

تاریخ دریافت: ۱۴۰۳/۰۸/۲۶

تاریخ پذیرش: ۱۴۰۴/۰۳/۰۲

شماره صفحات: ۲۱ تا ۳۴

کلیدواژه‌ها:

تقطیر استخراجی،

کنترلی پذیرایی،

عدد وضعیت،

هزینه سالانه کل

* تبریز، دانشگاه صنعتی تبریز، دانشکده مهندسی شیمی

استناد به مقاله:

جلی‌باقو دله‌زی، رسول، و احمدیان بهروز، حسام. (۱۴۰۴). ارزیابی عملکرد اقتصادی و کنترلی آب‌زدایی اتانول با فرایند تقطیر استخراجی، نشریه مهندسی شیمی ایران، ۲۴(۱۴۳)، ۲۱-۳۴.

تقطیر استخراجی^۱ به طور مکرر در صنعت به کار گرفته می شود و به یک روش جداسازی مهم در مهندسی شیمی تبدیل شده است و در جداسازی مواد دارای نقطه آزنوتروپ نقش حیاتی دارد [۱]. تلاش برای تولید محصول با کیفیت بالا با صرف کمترین انرژی، یکی از اصول اساسی در این واحدها است [۲،۳]. در بازه تاریخی و حتی در حال حاضر، طراحی فرایند شیمیایی و ارزیابی رفتار کنترلی دو مسأله ای هستند که به طور مجزا و متوالی به آن ها پرداخته شده و حل شده اند. در مرحله اول، فرایند به منظور دستیابی به اهداف فرایندی مانند مشخصات محصولی که نیازهای بازار را برآورده می کند، طراحی می شود و در مرحله دوم، جنبه های کنترلی تجزیه و تحلیل و حل می شود [۴].

اتانول خالص، یکی از سوخت های زیستی مورد استفاده است و به عنوان جایگزین مناسب برای بنزین شناخته می شود. این ماده شیمیایی به عنوان حلال، در تولید جوهر، صنایع غذایی و دارویی و لوازم آرایشی و بهداشتی نیز به کار می رود [۵]. اتانول و آب، آزنوتروپ تشکیل می دهند و جداسازی آن ها با روش های معمول تقطیر مشکل است و با روش هایی مانند تقطیر استخراجی، تقطیر آزنوتروپی و تقطیر با نوسان فشار^۲ انجام می شود. برج های تقطیر استخراجی با برتری های مصرف انرژی کم و بازیافت آسان حلال، نقش اساسی در این فرایند دارد؛ بنابراین، انتخاب حلال مناسب برای دستیابی به اهداف مذکور حائز اهمیت است [۶-۸]. تأثیر مشخصه هایی چون نوع و دبی حلال، شرایط خوراک و شرایط عملیاتی هم چون فشار برج بر کنترل پذیری فرایندهای مربوط به جداسازی سامانه های دارای آزنوتروپ از طرف محققان بررسی شده است. وانگ و همکاران [۷] تأثیر نرخ جریان حلال بر کنترل پذیری و رفتار دینامیکی جداسازی نرمال هپتان و ایزوبوتانول را بررسی کردند. نتایج نشان می دهد که افزایش دبی حلال که با افزایش اندک هزینه سالانه کل^۴ همراه است می تواند عملکرد کنترلی را بهبود بخشد. راموس و همکاران [۶] اثرات دبی حلال و انتگرالیون حرارتی را بر کنترل پذیری فرایند آب زدایی^۶ اتانول بررسی کردند و دریافتند که انتگرالیون حرارتی

تأثیر مستقیمی بر دمای جریان حلال بازیافتی دارد و نیز بر کنترل پذیری فرایند تأثیر گذار است. هم چنین، سامانه با دبی حلال بالا، بیشترین افت کنترل^۲ را از خود نشان می دهد. کائو و همکاران [۹] تأثیر دمای خوراک را بر قابلیت کنترل پذیری فرایند تقطیر با نوسان فشار برای جداسازی مخلوط آزنوتروپی متیل استات و متانول مطالعه کردند. نتایج نشان می دهد که دما در نقطه حداقل هزینه با بهترین عملکرد کنترلی ناسازگار است و فرایند طراحی شده با دمای خوراک در ۳۳۴/۱۵ کلوین (و به صورت بخار- مایع) دارای حداقل هزینه است؛ در حالی که بهترین عملکرد کنترلی برای فرایند طراحی شده با دمای خوراک ۳۲۳/۱۵ کلوین (و به صورت مایع سرد) محقق می شود. زئو و همکاران [۱۰] دو سامانه آزنوتروپیک دوتایی اتانول-بنزن و اتانول-اتیل استات را برای بررسی تأثیر فشار بر کنترل پذیری ارزیابی کردند. برای اتانول و اتیل استات، تأثیر فشار بر کنترل پذیری دینامیکی آشکار نیست و فشار بهینه را فقط می توان با معیار اقتصادی تعیین کرد. هم چنین، نتایج نشان می دهد که فشار اثرات متفاوتی بر کنترل پذیری سامانه های مختلف دارد. فرایندهای شیمیایی باید کنترل پذیر باشند تا در برابر اغتشاش ورودی، مشخصات محصول مطابق با تقاضای مصرف کنندگان حفظ شود. تأثیر نوع حلال بر کنترل پذیری و مصرف انرژی در ستون های تقطیر استخراجی تاکنون به دست محققان بسیاری از جمله: فیگوایردو و همکاران [۱۱]، پن و همکاران [۱۲]، وانگ و همکاران [۱۳]، لیو و همکاران [۱۴]، آیوسو و همکاران [۱۵]، دوان و همکاران [۱۶] مطالعه شده است. در نظر گرفتن هم زمان ارزیابی اقتصادی و عملکرد کنترلی می تواند با افزایش تولید و بازده محصول با ارزش بالا، عملیات فرایند را بهبود بخشد. هم چنین، این دیدگاه، می تواند مصرف انرژی و آلودگی را کاهش دهد و اثرات زیست محیطی را به حداقل رساند [۴]. بنابراین، دیدگاه هم زمان ارزیابی اقتصادی و کنترلی می تواند برتری های اقتصادی و عملکرد کنترلی قابل توجهی داشته باشد؛ بنابراین، هدف اصلی این پژوهش، ارائه یک رویکرد جامع برای ارزیابی هم زمان جنبه های اقتصادی و کنترلی در فرایند

7. Offset

8. Cao et al.

9. Zhu et al.

10. Figueiredo et al.

11. Pan et al.

12. Wang et al.

13. Li et al.

14. Ayuso et al.

15. Duan et al.

1. Extractive Distillation

2. Pressure Swing Distillation

3. Wang et al.

4. Total Annual Cost (TAC)

5. Ramos et al.

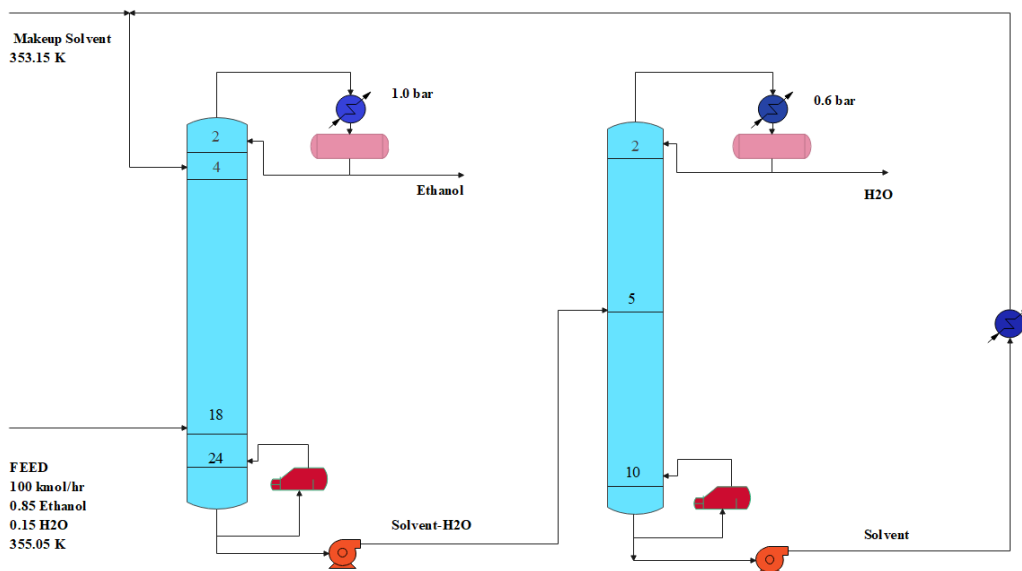
6. Dehydration

تقطیر استخراجی اتانول است. در این راستا، عملکرد دو حلال اتیلن گلیکول و گلیسرول در فرایند آبدزایی اتانول برای دستیابی به خلوص ۹۹/۵ درصد مولی بررسی و مقایسه شد. این مطالعه، شامل تحلیل جامع مشخصه‌های عملیاتی از جمله هزینه‌های فرایندی و قابلیت کنترل پذیری سامانه است و یک روش شناسی نظام‌مند برای انتخاب حلال مناسب با در نظر گرفتن هم‌زمان معیارهای اقتصادی و کنترلی ارائه می‌دهد. در این پژوهش، فراریت نسبی، عدد وضعیت و عملکرد دینامیکی سامانه برای هر دو حلال ارزیابی می‌شود. نوآوری اصلی این پژوهش در ارائه یک رویکرد دو هدفه برای ارزیابی هم‌زمان جنبه‌های اقتصادی و کنترلی است که می‌تواند به‌عنوان یک راهنمای عملی برای انتخاب حلال مناسب در فرایندهای مشابه استفاده شود. برخلاف رویکردهای سنتی که طراحی فرایند و ارزیابی کنترل پذیری را به‌صورت مجزا بررسی می‌کنند، این پژوهش به مطالعه تأثیر هم‌زمان این دو عامل می‌پردازد. در این راستا، در بخش ۲، روش شناسی پژوهش بحث خواهد شد که شامل: شبیه‌سازی فرایند، شیوه ارزیابی اقتصادی، محاسبه عدد وضعیت و شبیه‌سازی دینامیک است و در بخش ۳، مقایسه نتایج از منظر فراریت نسبی، تحلیل اقتصادی، عدد وضعیت و شبیه‌سازی دینامیک برای دو حلال مد نظر خواهد بود. در پایان و در بخش ۴، نتیجه‌گیری خواهد شد.

۲. روش شناسی پژوهش

۱-۲ شبیه‌سازی فرایند

طرحواره فرایند آبدزایی اتانول در شکل (۱) نشان داده شده است [۶]. حلال خالص با دبی ۶۰ کیلومول در ساعت و دمای ۳۵۳/۱۵ کلوین نزدیک به بالای برج استخراجی وارد مرحله ۴ می‌شود. مخلوط آزنوتروپیک با دبی ۱۰۰ کیلومول در ساعت و دمای ۳۵۵/۰۵ کلوین با خلوص ۸۵ درصد مولی اتانول وارد مرحله ۱۸ برج استخراج می‌شود. برای برج استخراج، فشار در بالای برج ۱ بار و افت فشار ۰/۲ بار است. برای برج بازیابی، فشار در بالای برج ۰/۶ بار و افت فشار ۰/۱ بار است. محصول تقطیر شده از برج استخراج تقریباً اتانول خالص است و محصول پایین نیز مخلوط دوتایی آب و حلال است که در یک برج بازیابی با ۱۰ مرحله جداسازی می‌شود. آب تقریباً خالص به‌عنوان محصول بالای برج از برج بازیافت و حلال خالص با مقادیر ناچیزی از اتانول و آب در پایین برج به‌دست می‌آید که با یک جریان برگشتی به برج استخراج برگشت داده می‌شود. با توجه به این که مقدار کمی از حلال در بالای دو برج در طول فرایند از بین می‌رود، یک جریان جبرانی حلال باید در فرایند لحاظ شود. از ابزار Calculator موجود در Aspen Plus به‌عنوان وسیله‌ای برای برقراری موازنه جرم حلال با استفاده از کد فرترن^۱ با هدف تعیین نرخ مجموع مقدار حلال



شکل ۱. طرحواره فرایند آبدزایی اتانول.

Figure 1. Schematic of ethanol dehydration process.

1. Fortran

شیمیایی مطلوب، از نظر اقتصادی مقرون به صرفه بوده، قابلیت بازیافت دارند. همچنین، سمیت پایین و ایمنی بالای آن‌ها در کنار سازگاری با تجهیزات فرایندی، باتوجه به اصل انتخاب حلال مطالعه می‌شود [۱۷-۱۹].

نیز، به منظور اطمینان از کیفیت محصولات نهایی، چهار قید در مورد خلوص محصولات با استفاده از ابزار Design Spec از نرم افزار اسپن پلاس برای دو سامانه به منظور بررسی دو حلال به شرح زیر در نظر گرفته می‌شود. ترکیب بالای برج تقطیر ۹۹/۵٪ مولی اتانول و با کسر بازیابی ۹۹/۹۹٪ اتانول و ترکیب جریان بالای برج بازیافت ۹۹/۸٪ مولی آب و ترکیب پایین برج بازیافت ۹۹/۹۹٪ مولی حلال (اتیلن گلیکول یا گلیسرول) در نظر گرفته می‌شود. برای ارزیابی اعتبار نتایج به دست آمده، مقایسه‌ای بین مشخصه‌های طراحی این پژوهش و مقاله مرجع انجام شده است. نتایج این اعتبارسنجی برای حلال اتیلن گلیکول در جدول (۲) ارائه شده است.

از دست رفته در برج‌های استخراج و بازیابی استفاده می‌شود. همچنین، تعادل فازی از راه رویکرد γ - ϕ با مدل NRTL برای محاسبه ضریب فعالیت (γ) و معادله حالت Redlich-Kwong برای محاسبه مقادیر فوگاسیته استفاده می‌شود [۶].

ابزار Design Spec از Aspen Plus برای تنظیم مشخصات محصول بالا و پایین برای هر دو برج استفاده می‌شود. داده‌های لازم برای هر دو برج و همچنین، مقادیر متغیرهای کنترل کننده تعیین شده با ابزار Design Spec برای تنظیم مشخصات اجزای مورد نظر، در جدول (۱) نشان داده شده است.

تعیین حلال برای تقطیر استخراجی بسیار مهم است. فراریت نسبی معیاری است که برای انتخاب حلال استفاده می‌شود. فراریت نسبی بالاتر منجر به جداسازی آسان تر می‌شود [۷]. پس از بررسی‌های اولیه، اتیلن گلیکول و گلیسرول به دلیل خواص فیزیکی و شیمیایی بی‌همتا، از جمله: نقطه جوش بالا، گرانروی مناسب و حلالیت انتخابی عالی، گزینه‌های مطلوبی هستند. این حلال‌ها علاوه بر پایداری حرارتی و

جدول ۱. داده‌های مشخصات برج‌های استخراج و بازیابی [۶].

Table 1. Extractive and recovery columns specification data [6].

Solvent	Ethylene glycol		Glycerol	
	Extractive	Recovery	Extractive	Recovery
Number of stages	24	10	24	10
Solvent flow rate, kmol/h	60	-	60	-
Reflux flow rate, kmol/h	66.85	21.02	9.60	1.58
Azeotrope feed stage	18	-	18	-
Solvent feed stage	4	-	4	-
Feed stage	-	5	-	5
Reboiler duty, KW	2022.97	550.99	1471.3	510.2

جدول ۲. مقایسه مشخصه‌های طراحی این پژوهش با مقاله مرجع.

Table 2. Comparison of design parameters between this research and reference article.

Comparison Criteria	Reference Article [6]	Present Study	Validation Result
Number of stages (extractive)	24 stages	24 stages	✓ Complete match
Number of stages (recovery)	10 stages	10 stages	✓ Complete match
Solvent flow rate	59.88 kmol/h	60 kmol/h	✓ Very close
Reflux rate (extractive)	67.19 kmol/h	66.85 kmol/h	✓ Very close
Reflux rate (recovery)	22.76 kmol/h	21.02 kmol/h	✓ Very close
Column diameter (extractive)	0.91 m	0.82 m	✓ Very close
Column diameter (recovery)	0.53 m	0.44 m	✓ Very close
Reboiler duty (extractive)	1713.07 kW	2022.97 kW	✓ Close
Reboiler duty (recovery)	507.41 kW	550.99 kW	✓ Close

۲-۲ مدل اقتصادی

و مبدل‌های حرارتی است. علاوه بر این، از هزینه تجهیزات کوچک (پمپ، جداکننده، همزن) به علت ناچیز بودن صرف نظر شده است. هزینه سالانه کل، یک فرایند تقطیر استخراجی به تعداد مرحله‌ها، قطر برج‌ها، سطح کندانسورها، سطح ریویلرها، تجهیزات گرمایشی و تجهیزات سرمایشی بستگی دارد. سه سال به عنوان دوره بازگشت سرمایه در نظر گرفته می‌شود [۲۱]. فرایند محاسبه دقیق هزینه سالانه کل در جدول (۳) نشان داده شده است.

هزینه سالانه کل به عنوان معیار ارزیابی برای تحلیل اقتصادی باتوجه به معادله (۱) و براساس کار لوین [۲۰] محاسبه می‌شود:

$$(1) \quad \text{هزینه سرمایه کل} + \frac{\text{هزینه عملیاتی کل}}{\text{دوره بازگشت}} = \text{هزینه سالانه کل}$$

هزینه عملیاتی کل^۱ (TOC) شامل هزینه آب خنک کننده، بخار و روغن داغ است و نیز هزینه سرمایه کل^۲ (TCC) شامل هزینه برج‌ها

جدول ۳. روابط و مشخصه‌های مورد استفاده در محاسبه هزینه‌های اقتصادی [۲۲].

Table 3. Formula and parameters used in calculating economic costs [22].

Parameters	Economic calculation								
Heat Exchanger	$Cost = \left(\frac{M\&S}{280}\right) \times 474.668 \times A^{0.65} (2.29 + F_c)$ $F_c = (F_d + F_p) F_m$ $F_m = 3.75, F_d = 1.35 (\text{kettle reboiler})$ $F_d = 0.8 (\text{for the fixed tubesheet heat exchangers})$ Pressure correction term: F_p								
	<table border="1"> <tr> <td>P/atm</td> <td>≤ 10.2</td> <td>20.4</td> <td>27.2</td> </tr> <tr> <td>F_p</td> <td>0.00</td> <td>0.10</td> <td>0.25</td> </tr> </table>	P/atm	≤ 10.2	20.4	27.2	F_p	0.00	0.10	0.25
	P/atm	≤ 10.2	20.4	27.2					
F_p	0.00	0.10	0.25						
A is heat exchange area (m^2); Q is the duty of heat exchanger (kW); Δt is temperature difference (K); k is heat transfer coefficients ($\frac{kW}{K \cdot m^2}$).									
Column vessel	$Cost = \left(\frac{M\&S}{280}\right) \times 937.636 \times (D)^{1.066} \times (H)^{0.802} \times (2.18 + F_c)$ $H = 0.61 \times \left(\frac{N_T}{0.75} - 3\right) + 6$ $F_c = F_m F_p, F_m = 3.67, \text{ Pressure correction term: } F_p$								
	<table border="1"> <tr> <td>P/atm</td> <td>≤ 3.4</td> <td>6.8</td> <td>13.6</td> </tr> <tr> <td>F_p</td> <td>1.00</td> <td>1.05</td> <td>1.15</td> </tr> </table>	P/atm	≤ 3.4	6.8	13.6	F_p	1.00	1.05	1.15
	P/atm	≤ 3.4	6.8	13.6					
F_p	1.00	1.05	1.15						
D is column diameter (m); H is column height (m); N_T is number of column stage.									
Plate	$Cost = \left(\frac{M\&S}{280}\right) \times 97.243 \times (D)^{1.55} \times H \times F_c$ $F_c = F_s + F_t + F_m$ $F_s = 1.0, F_t = 0, F_m = 1.7$								
Annual steam	$Cost = C_S \times Q_R$ Q_R is reboiler duty (GJ); C_S is steam price (\$/GJ)								
Annual cooling water	$Cost = C_W \times Q_C$ Q_C is condenser duty (GJ); C_W is price of cooling water								
Energy cost	LP stream (433 K): 7.78 \$/GJ								
	MP stream (457 K): 8.22 \$/GJ								
	HP stream (527 K): 9.88 \$/GJ								
	Hot oil (600K): 14.15\$/GJ								
	Cooling water (310 K): 0.354 \$/GJ								
	Refrigerated water (278 K): 4.43 \$/GJ								
Here, M&S is Marshall & Swift index, M&S=1431.7 (data from CEPCI IN 2024)									

1. Total Operating Cost

2. Total Capital Cost

۳-۲ معیار کنترل پذیری

در این کار، عدد وضعیت به عنوان یک معیار ارزیابی خواص کنترلی یک طراحی استفاده شده است [۴،۲۳]. محاسبه عدد وضعیت از راه تجزیه ماتریس بهره حالت پایا K (معادله (۲)) انجام می شود. معادله (۲) تجزیه مقادیر منفرد^۲ (SVD) ماتریس بهره حالت پایای یک سامانه خطی را نشان می دهد [۲۳]:

$$K = U\delta V^T \quad (۲)$$

که در آن U و V ماتریس های واحد هستند و δ ماتریسی است که عناصر قطری آن مقادیر منفرد^۳ (θ) هستند. با فرض این که K غیر منفرد باشد، آن گاه عدد وضعیت (CN) یک عدد مثبت است که به کمترین مقدار منفرد (θ^{min}) و بیشترین مقدار منفرد (θ^{max}) از راه معادله (۳) مرتبط است و هیچ کدام از این دو مقدار صفر نیستند.

$$CN = \frac{\theta^{max}}{\theta^{min}} \quad (۳)$$

عدد وضعیت بزرگ یا کمترین مقدار منفرد کوچک بیانگر سامانه با کنترل دشوار است [۲۳،۲۴]. در این مطالعه، عدد وضعیت از ماتریس بهره نسبی به دست آمده در یک راه برد کنترل حلقه باز برای هر طراحی با ایجاد ماتریس بهره نسبی در یک حالت اسمی از هر طراحی فرایند تقطیر استخراجی تخمین زده می شود. عناصر این ماتریس از راه معرفی اغتشاش در متغیرهای کنترل کننده^۴ شامل نسبت جریان برگشتی و بار حرارتی جوش آور برای برج تقطیر و برج بازیافت حساب می شوند. بزرگی اغتشاش به عنوان یک تغییر مثبت ۰/۵ درصدی در مقادیر متغیرهای کنترل کننده در حالت اسمی تعریف می شود. اندازه این اغتشاش به اندازه کافی کوچک است که می توان پاسخ سامانه را به عنوان یک پاسخ مرتبه اول در نظر گرفت. برای ارائه نتایج قابل اطمینان و معنادار، باید از روش های مقیاس بندی استفاده کرد. برخی نویسندگان روش هایی برای مقیاس بندی متغیرهای کنترل کننده و متغیرهای کنترل شونده پیشنهاد داده اند [۲۷-۲۵]. در این مطالعه، سه متغیر کنترل شونده

1. Condition Number
2. Singular Value Decomposition
3. Singular Value
4. Vontrol Variables

شامل خلوص مولی اجزاء و خلوص حلال مربوطه وجود دارد که بین ۰/۹۵ و ۱ محدود شده اند. معادله (۴)، ماتریس بهره نسبی را برای یک فرایند تقطیر استخراجی نشان می دهد.

$$K = \begin{bmatrix} K_{11} & K_{12} & K_{13} & K_{14} \\ K_{21} & K_{22} & K_{23} & K_{24} \\ K_{31} & K_{32} & K_{33} & K_{34} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{X_{ETOH}^{RR1} - X_{ETOH}^{SP}}{0.01} & \frac{X_{ETOH}^{QR1} - X_{ETOH}^{SP}}{0.01} & \frac{X_{ETOH}^{RR2} - X_{ETOH}^{SP}}{0.01} & \frac{X_{ETOH}^{QR2} - X_{ETOH}^{SP}}{0.01} \\ \frac{X_{H2O}^{RR1} - X_{H2O}^{SP}}{0.01} & \frac{X_{H2O}^{QR1} - X_{H2O}^{SP}}{0.01} & \frac{X_{H2O}^{RR2} - X_{H2O}^{SP}}{0.01} & \frac{X_{H2O}^{QR2} - X_{H2O}^{SP}}{0.01} \\ \frac{X_{Solvent}^{RR1} - X_{Solvent}^{SP}}{0.01} & \frac{X_{Solvent}^{QR1} - X_{Solvent}^{SP}}{0.01} & \frac{X_{Solvent}^{RR2} - X_{Solvent}^{SP}}{0.01} & \frac{X_{Solvent}^{QR2} - X_{Solvent}^{SP}}{0.01} \end{bmatrix} \quad (۴)$$

عناصر سمت چپ معادله (۴)، K_{ij} ، درایه های ماتریس بهره نسبی هستند. علاوه بر این، عناصر سطر اول در سمت راست مربوط به تفاوت خلوص مولی جزء اتانول در حالت اسمی (X_{ETOH}^{SP}) و خلوص های مولی پس از اعمال اغتشاش ۰/۵ درصدی در متغیرهای کنترل کننده هستند. (X_{ETOH}^{RR1}) خلوص مولی جزء اتانول پس از اعمال اغتشاش در نسبت جریان برگشتی در برج تقطیر، (X_{ETOH}^{QR1}) خلوص مولی جزء اتانول پس از اعمال اغتشاش در بار حرارتی جوش آور در برج تقطیر، (X_{ETOH}^{RR2}) خلوص مولی جزء اتانول پس از اعمال اغتشاش در نسبت جریان برگشتی در برج بازیافت حلال، (X_{ETOH}^{QR2}) خلوص مولی جزء اتانول پس از اعمال اغتشاش در بار حرارتی جوش آور در برج بازیافت حلال است. دو اغتشاش آخر بر خلوص مولی جزء اتانول تأثیری ندارد؛ بنابراین، عناصر ستون های دوم و سوم در سطر اول صفر است. برای داشتن دیدگاه دو جانبه شامل ارزیابی اقتصادی و کنترلی در سامانه مورد مطالعه، ارزیابی اقتصادی با محاسبه هزینه سالانه کل انجام می شود و همچنین، عدد وضعیت کیفیت کنترل پذیری فرایند را بیان می کند.

۴-۲ شبیه سازی دینامیکی و طراحی سامانه کنترل

قطر برج ها با استفاده از ابزار Tray Sizing از Aspen Plus حساب می شود، در حالی که طول و قطر مخازن جریان برگشتی و ارتفاع سامپ^۵ با استفاده از روش پیشنهادی لوبین [۲۴] برای جلوگیری از سرریز شدن مخازن با در نظر گرفتن زمان ماند ۲۰ دقیقه محاسبه می شود. جدول (۴) این نتایج را نشان می دهد.

5. Sump Level

جدول ۴. ابعاد برج، مخازن جریان برگشتی و سامپ.

Table 4. Columns and reflux vessels' physical dimensions.

Solvent	Ethylene glycol		Glycerol	
	Extractive	Recovery	Extractive	Recovery
Column diameter (m)	0.82	0.44	0.72	0.52
Reflux vessel length (m)	2.36	0.93	2.16	0.81
Reflux vessel diameter (m)	1.18	0.46	1.08	0.40
Sump height (m)	2.28	2.08	2.27	2.34
Sump vessel diameter (m)	1.14	1.04	1.13	1.17

برای کنترل دما سینی در قسمت بالای برج انجام می‌شود. (۹) یک کنترل‌کننده نرخ جریان در جریان خوراک آزنوتروپیک برای ایجاد اغتشاش اضافه شده است. از معیار تجزیه مقدار منفرد (SVD) برای تعیین بهترین موقعیت کنترل‌کننده‌های دما در برج‌های استخراج و بازیابی استفاده شد. در این روش، تغییرات ۱/۱ درصدی در دو متغیر بار حرارتی جوش آور و نرخ جریان برگشتی اعمال شد تا حساس‌ترین سینی‌ها به این تغییرات شناسایی شوند [۳۲]. چنین تحلیلی در شرایط ثابت انجام شد و بقیه متغیرها ثابت نگه داشته شد. با توجه به نتایج به دست آمده برای برج استخراج، کنترل دمای مرحله ۲۲ با حرارت ورودی جوش آور برای سامانه اتانول، آب و اتیلن‌گلیکول و کنترل دمای مرحله ۲۱ با حرارت ورودی جوش آور برای سامانه اتانول، آب و گلیسرول انتخاب شد. نتایج برای برج بازیابی نیز کنترل دمای مرحله ۶ با حرارت ورودی جوش آور هر دو سامانه و کنترل دمای مرحله ۳ با جریان برگشتی برای سامانه اتانول، آب و اتیلن‌گلیکول و کنترل دمای مرحله ۲ با جریان برگشتی برای سامانه اتانول، آب و گلیسرول را پیشنهاد می‌کند. به دلیل بهره بالای جریان برگشتی در برج بازیابی نسبت به جوش آور و پایین بودن عدد وضعیت برای دو سامانه، استفاده از طرح کنترل دو دمایی پیشنهاد می‌شود. نسبت بار حرارتی جوش آور برج بازیافت بر دبی خوراک ورودی به برج بازیافت (QR2/F2) به دلیل توانایی در کاهش نوسانات گذرا در خلوص محصول پایین برج، به عنوان متغیر دستکاری شده برای کنترل دمای مرحله ۶ به جای فقط بار حرارتی جوش آور ترجیح داده می‌شود [۳۳-۳۵].

برای هر دو سامانه، سه بلوک زمان مرده با زمان مرده ۱ دقیقه در نظر گرفته شده و سپس، آزمون‌های بازخورد رله^۲ بر روی سه

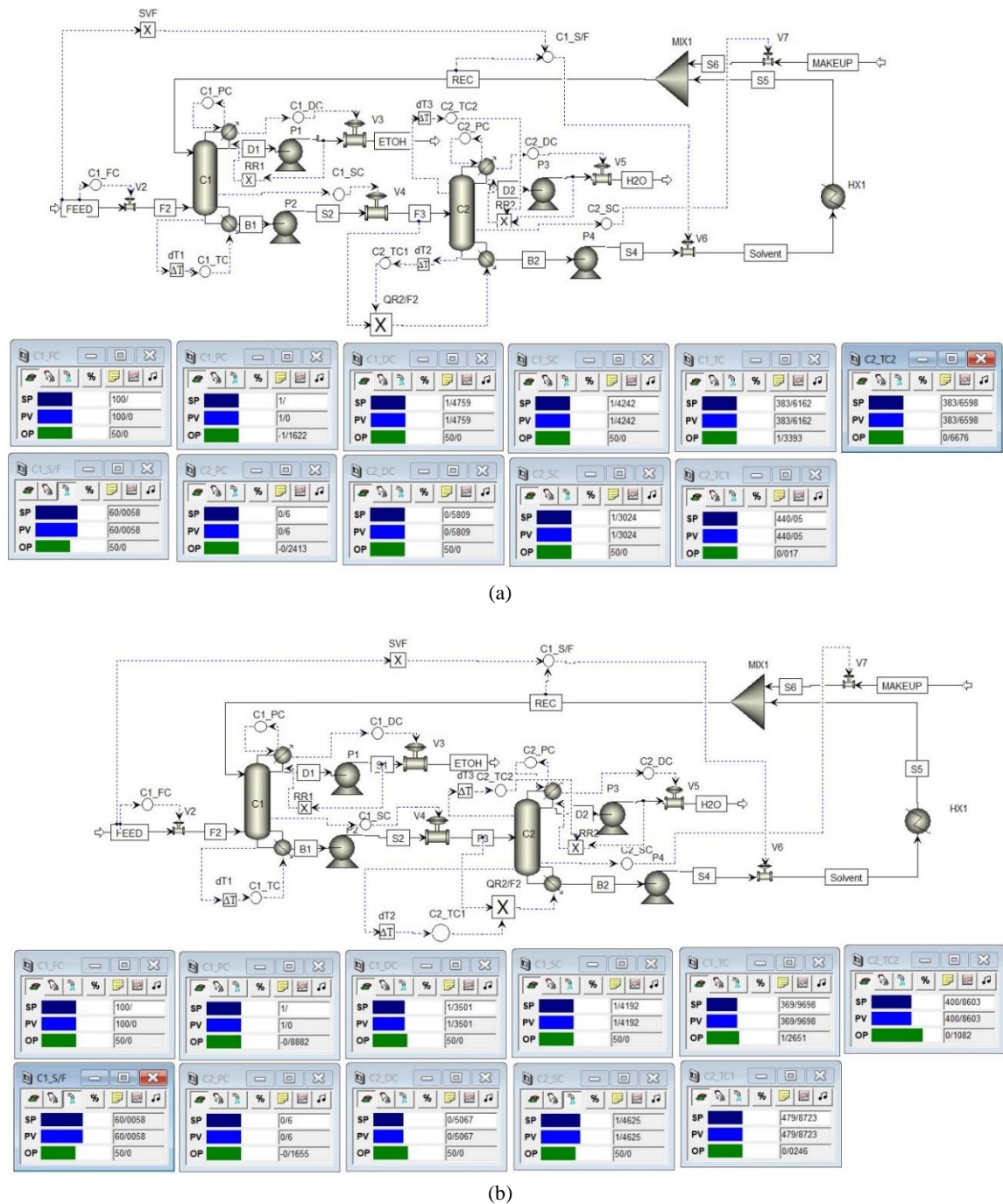
شبه‌سازی‌های حالت پایا با ابعاد تجهیزات مشخص شده در جدول (۳) و با استفاده از حالت فشار محور^۱ به محیط Aspen Plus Dynamics انتقال می‌یابد. افت فشار مناسب برای شیرها و پمپ‌ها در نظر گرفته شده است. شکل (۲) ساختار کنترل پایه مورد استفاده برای فرایند آبردایی اتانول با حلال‌های اتیلن‌گلیکول و گلیسرول را نشان می‌دهد. راه‌برد کنترل پیاده‌سازی شده به دنبال روش‌های پیشنهادی ارائه شده در مطالعات گذشته به شرح زیر ایجاد شده است [۳۱-۲۸، ۵].

- (۱) سطح مایع مخزن پایین برج استخراج با تغییر نرخ جریان محصول پایین کنترل می‌شود.
- (۲) فشار بالا با تغییر نرخ بار حرارتی کندانسور برای هر دو برج کنترل می‌شود.
- (۳) سطح مایع مخزن پایین برج بازیابی با تغییر نرخ جریان جیرانی حلال کنترل می‌شود.
- (۴) سطح مایع مخزن جریان برگشتی با تغییر نرخ جریان محصول بالا برای هر دو برج کنترل می‌شود.
- (۵) نسبت جریان برگشتی برای هر دو برج ثابت نگه داشته می‌شود.
- (۶) نسبت بین نرخ جریان خوراک حلال و خوراک آزنوتروپیک (S/F) با استفاده از یک بلوک ضرب و یک کنترلر آبخاری ثابت نگه داشته می‌شود.
- (۷) کنترل دما در برج استخراج با تغییر نرخ جریان بخار در جوش آور انجام می‌شود.
- (۸) کنترل دما در برج بازیابی با تغییر نسبت جریان بخار جوش آور به نرخ جریان خوراک (QR2/F2)، برای کنترل دما سینی نزدیک به پایین برج، و تغییر نسبت جریان برگشتی

2. Relay-Feedback Tests

1. Pressure Driven

کنترل کننده‌دما برای تعیین بهره و زمان انتگرال انجام شد. مشخصه‌های سه کنترل کننده دما به منظور ساده‌سازی محاسبات و با هدف مقایسه دو فرایند، با استفاده از روش زیگلر- نیکولز^۱ در جدول (۵) نشان داده شده است [۳۶]. برای کنترل کننده‌های سطح مخازن جریان برگشتی، $K_c=2$ و برای کنترل کننده‌های سطح مخازن پایین برج، $K_c=10$ لحاظ شد [۵،۳۷]. کنترل کننده‌های نرخ جریان با $K_c=0.5$ و $\tau_i=0.3$ دقیقه با ثابت زمانی فیلتر 0.1 دقیقه در نظر گرفته شد [۳۷].



شکل ۲. ساختار کنترل پایه تقطیر استخراجی برای فرایند آبزدایی اتانول به وسیله دو حلال: (a) اتیلن گلیکول، (b) گلیسرول.

Figure 2. Basic Control structure for the extractive distillation system for anhydrous ethanol production: (a) Ethylenglycol, (b) Glycerol.

1. Ziegler-Nichols

جدول ۵. مشخصه‌های کنترل‌کننده دما.

Table 5. Temperature controller parameters.

		Controller	Controlled variable (K)	Manipulated variable	Kc	τ_1 (min)
EthyleneGlycol	Extractive column	C1_TC	$T_{22} = 383.61$	QR1 (kg/hr)	2.188	3.65
	Recovery column	C2_TC1	$T_6 = 440.05$	QR2/F2	2.230	3.45
	Recovery column	C2_TC2	$T_3 = 383.66$	R2	2.689	3.50
Glycerol	Extractive column	C1_TC	$T_{21} = 369.97$	QR1 (kg/hr)	2.002	4.00
	Recovery column	C2_TC1	$T_6 = 479.87$	QR2/F2	0.589	5.65
	Recovery column	C2_TC2	$T_2 = 400.86$	R2	10.491	2.80

سالانه کل فرایند آبدیابی اتانول با حلال اتیلن‌گلیکول درمقایسه با حلال گلیسرول کمتر است. هزینه عملیاتی آبدیابی اتانول با حلال گلیسرول به دلیل دمای بالای برج بازیافت حلال و استفاده از روغن داغ برای تأمین انرژی برج بازیافت درمقایسه با حلال اتیلن‌گلیکول افزایش یافته است. هزینه سرمایه کل آبدیابی اتانول با حلال گلیسرول به دلیل بزرگ‌تر بودن برج اتیلن‌گلیکول نسبت به برج گلیسرول منطقی است. با وجود این که گلیسرول فراریت نسبی بالاتری نسبت به اتیلن‌گلیکول ایجاد می‌کند، اما حلال اتیلن‌گلیکول درمقایسه با حلال گلیسرول جذابیت اقتصادی بهتری دارد.

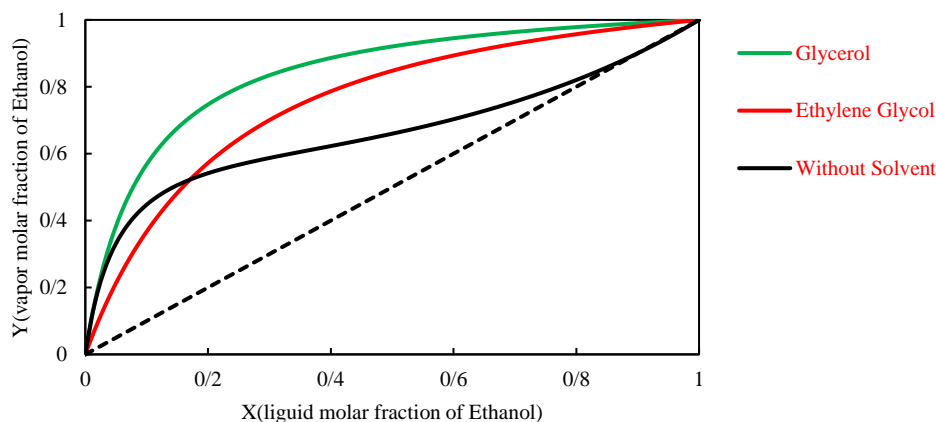
۳. نتایج و بحث

۳-۱ فراریت نسبی

فراریت نسبی، معیار مهمی برای انتخاب حلال در تقطیر استخراجی است [۲۲]. با توجه به شکل (۳) نتایج نشان می‌دهد که گلیسرول فراریت نسبی بالاتری نسبت به اتیلن‌گلیکول ایجاد می‌کند. این به معنای جداسازی آسان‌تر اتانول از آب با استفاده از حلال گلیسرول است.

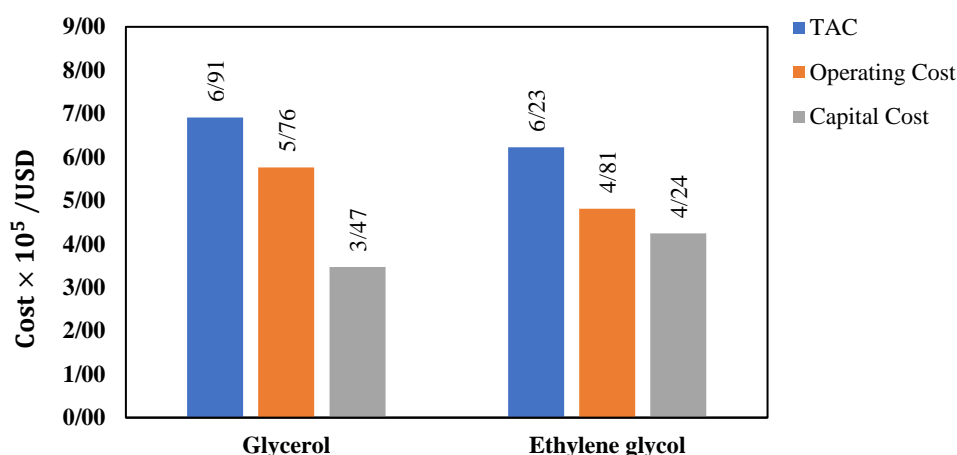
۳-۲ ارزیابی اقتصادی

مقایسه اقتصادی دو فرایند در شکل (۴) نشان داده شده است. هزینه



شکل ۳. تأثیر حلال‌های مختلف بر داده‌های تعادلی.

Figure 3. The effect of different solvents on equilibrium data.



شکل ۴. ارزیابی اقتصادی استفاده از اتیلن گلیکول و گلیسرول به‌عنوان حلال.

Figure 4. Economic evaluation of using ethylene glycol and glycerol as the solvent.

آزوتروپیک نیز اعمال شد و کسر مولی اتانول به‌صورت مجزا از ۰/۸۵ به ۰/۹۰ و نیز ۰/۸۰ تغییر یافت. این آزمایش‌ها با کنترل‌کننده‌های دمایی حلقه‌بسته انجام شد.

شکل (۵) مقایسه‌ای بین پاسخ‌های دینامیکی کسر مولی اتانول و آب را در بالای دو برج در هنگام اعمال اغتشاش در دبی جریان خوراک مخلوط آزوتروپیک نشان می‌دهد. مشاهده می‌شود که طرح کنترل پیشنهادی قادر به حفظ خلوص اتانول و آب برای هر دو سامانه است، اما فرایند تقطیر با حلال گلیسرول عملکرد کنترلی نسبتاً بهتری را نشان می‌دهد.

شکل (۶) نیز مقایسه‌ای را بین پاسخ‌های دینامیکی کسر مولی اتانول و آب در بالای دو برج در هنگام اعمال اغتشاش در ترکیب خوراک مخلوط آزوتروپیک نشان می‌دهد. نتایج نشان می‌دهد که ساختار کنترلی مورد استفاده زمانی که سامانه با حلال اتیلن گلیکول کار می‌کند و اغتشاش در ترکیب خوراک رخ می‌دهد، بهترین عملکرد را دارد، اما در زمان استفاده از حلال گلیسرول قادر به حفظ خلوص محصولات در مقادیر مطلوب نیست و افت کنترل قابل ملاحظه‌ای را نشان می‌دهد. فرایند مبتنی بر حلال اتیلن گلیکول با توجه به نتایج حاصل از عدد وضعیت و نیز نتایج شبیه‌سازی دینامیکی حلقه‌بسته در برابر اغتشاش ترکیب خوراک بهترین عملکرد را دارد و حلال گلیسرول قادر به حفظ خلوص محصولات در مقادیر مطلوب، نیست. در فرایند جداسازی اتانول و آب تحت شرایط یکسان، اتیلن گلیکول به دلیل قطبیت متعادل‌تر و تشکیل پیوند هیدروژنی متوازن‌تر با آب

۳-۳ تحلیل عدد وضعیت

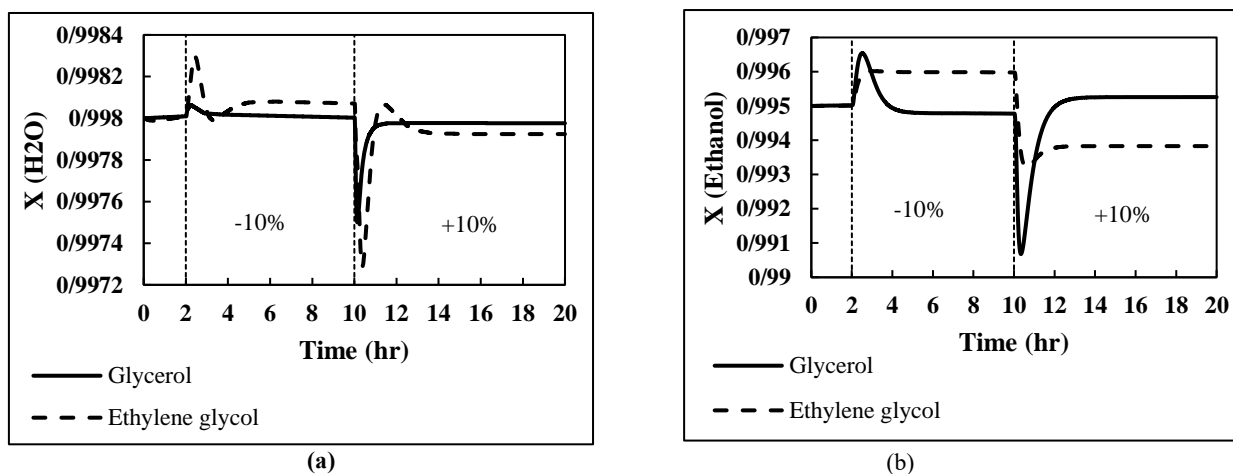
عدد وضعیت به‌عنوان شاخصی برای ارزیابی کنترل‌پذیری استفاده شده است. مقادیر پایین‌تر عدد وضعیت نشان‌دهنده کنترل‌پذیری بهتر است. مقادیر دقیق عدد وضعیت برای سامانه اتانول و آب و اتیلن گلیکول برابر ۴۲/۳۵ و برای سامانه اتانول و آب و گلیسرول برابر ۴۰۸/۸۲ به‌دست می‌آید. این اختلاف قابل توجه، نشان می‌دهد که سامانه گلیسرول به‌طور قابل ملاحظه‌ای به تغییرات ورودی و نویز حساس‌تر است و کنترل آن دشوارتر خواهد بود. این اختلاف ۱۰ برابری در عدد وضعیت، به این معنی است که سامانه اتیلن گلیکول از پایداری و کنترل‌پذیری به‌مراتب بهتری نسبت به سامانه گلیسرول برخوردار است که این امر در نتایج بخش بعد نیز پیدا است. به عبارت دیگر، نوسانات و خطاهای مشابه در سامانه گلیسرول تأثیر به‌مراتب بزرگ‌تری بر خروجی سامانه خواهد داشت. از آنجایی که عدد وضعیت سامانه گلیسرول بیش از ۱۰ برابر بزرگ‌تر از سامانه اتیلن گلیکول است، می‌توان نتیجه گرفت که کنترل سامانه گلیسرول نیازمند دقت و پیچیدگی بیشتری در طراحی کنترل‌کننده است تا بتوان به عملکرد مطلوب دست یافت.

۴-۳ ارزیابی عملکرد سامانه کنترل

تأثیر نوع حلال بر کنترل‌پذیری فرایند از راه اعمال اغتشاش $\pm 10\%$ در نرخ جریان خوراک آزوتروپیک، با تغییر نقطه تنظیم کنترل‌کننده C1_FC ارزیابی شد. اغتشاش در ترکیب خوراک

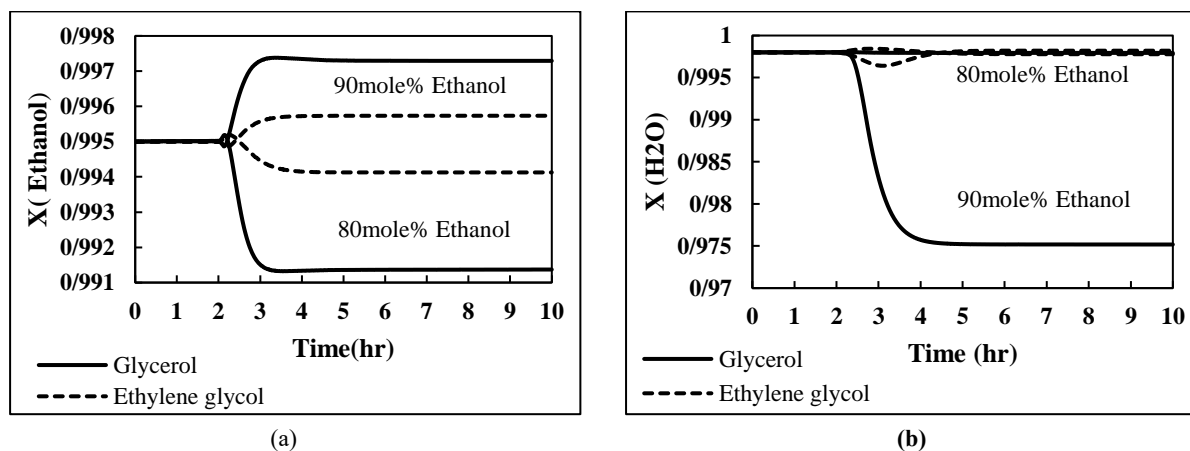
دارد؛ زیرا گلیسرول نیاز به دمای بالاتر در برج بازیافت و استفاده از روغن داغ دارد که هزینه‌های عملیاتی را افزایش می‌دهد. در بحث کنترل پذیری، عدد وضعیت پایین‌تر اتیلن گلیکول (۴۲/۳۵) نسبت به گلیسرول (۴۰۸/۸۲) نشان‌دهنده کنترل پذیری بهتر آن است. در آزمایش‌های دینامیکی، گلیسرول در مقابل اغتشاش دبی عملکرد بهتری دارد، اما در مقابل تغییرات ترکیب خوراک، اتیلن گلیکول برتری قابل توجهی نشان می‌دهد و قادر به حفظ خلوص محصولات در مقادیر مطلوب است. بنابراین، با در نظر گرفتن مجموع عوامل اقتصادی و کنترلی، با وجود فرارایت نسبی کمتر، اتیلن گلیکول انتخاب مناسب‌تری برای این فرایند است.

و اتانول، پاسخ خطی‌تری به تغییرات فرایند نشان می‌دهد. هم‌چنین، گرانروی کمتر آن باعث توزیع بهتر در برج و انتقال جرم و حرارت مؤثرتر می‌شود. فشار بخار پایین‌تر اتیلن گلیکول نیز به پایداری بیشتر شرایط عملیاتی و کاهش نوسانات در ترکیب محصول کمک می‌کند. مجموع این عوامل منجر به عدد وضعیت پایین‌تر (۴۲/۳۵) و در نتیجه، کنترل پذیری بهتر سامانه می‌شود. در بررسی دو حلال اتیلن گلیکول و گلیسرول برای آبدزدایی از اتانول، گلیسرول فرارایت نسبی بالاتری نشان می‌دهد که به معنای جداسازی راحت‌تر اتانول از آب است. این برتری به دلیل برهم‌کنش‌های قوی‌تر گلیسرول با آب است. با این حال، اتیلن گلیکول از نظر اقتصادی برتری



شکل ۵. پاسخ‌های دینامیکی برای اغتشاشات نرخ جریان خوراک آزنوتروپیک: (a) کسر مولی آب در محصول بالای برج استخراج (b) کسر مولی اتانول در محصول بالای برج بازیافت.

Figure 5. Dynamic responses for azeotropic feed flow rate disturbances: (a) Water mole fraction in the distillate of extractive column (b) Ethanol mole fraction in the distillate of recovery column.



شکل ۶. پاسخ‌های دینامیکی به اغتشاش در ترکیب خوراک: (a) کسر مولی اتانول در محصول بالای برج استخراجی (b) کسر مولی آب در محصول بالای برج بازیافت.

Figure 6. Dynamic responses for feed composition disturbances: (a) Ethanol mole fraction in the distillate of extractive column (b) Water mole fraction in the distillate of recovery column.

- [5] Gil, I. D., Gómez, J. M., & Rodríguez, G. (2012). Control of an extractive distillation process to dehydrate ethanol using glycerol as entrainer. *Computers & Chemical Engineering*, 39, 129-142.
- [6] Ramos, W. B., Figueirêdo, M. F., Brito, K. D., Ciannella, S., Vasconcelos, L. G. S., & Brito, R. P. (2016). Effect of Solvent Content and Heat Integration on the Controllability of Extractive Distillation Process for Anhydrous Ethanol Production. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 55(43), 11315-11328. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.6b03515>
- [7] Wang, Y., Liang, S., Bu, G., Liu, W., Zhang, Z., & Zhu, Z. (2015). Effect of solvent flow rates on controllability of extractive distillation for separating binary azeotropic mixture. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 54(51), 12908-12919.
- [8] Kasiri, N., Zatkahi, M., Eyvazpour, J., & Khan Af, M. (2015). Investigation of turbulence model effect on sieve tray hydraulics. *Modeling in Engineering*, 13(42), 79-86, [In Persian].
- [9] Cao, Y., Li, M., Wang, Y., Zhao, T., Li, X., Zhu, Z., & Wang, Y. (2016). Effect of feed temperature on economics and controllability of pressure-swing distillation for separating binary azeotrope. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 110, 160-171.
- [10] Zhu, Z., Yu, M., Zhang, W., Liu, Y., Cui, P., Yang, J., Wang, Y., & Gao, J. (2019). Exploration of the effects of pressure on the controllability of extractive distillation for separating pressure-sensitive azeotropes. *Separation and Purification Technology*, 227, 115681.
- [11] De Figueiredo, M. F., Brito, K. D., Ramos, W. B., Sales Vasconcelos, L. G., & Brito, R. P. (2015). Effect of Solvent Content on the Separation and the Energy Consumption of Extractive Distillation Columns. *Chemical Engineering Communications*, 202(9), 1191-1199. <https://doi.org/10.1080/00986445.2014.900053>
- [12] Pan, Q., Shang, X., Li, J., Shoutao, Li, L., & Sun, L. (2019). Energy-efficient separation process and control scheme for extractive distillation of ethanol-water using deep eutectic solvent. *Separation and Purification Technology*, 219, 113-126.
- [13] Wang, C., Zhuang, Y., Liu, L., Zhang, L., & Du, J. (2020). Control of energy-efficient extractive distillation configurations for separating the methanol/toluene azeotrope with intermediate-boiling entrainer. *Chemical Engineering and Processing*, 149, 107862. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2020.107862>

۴. نتیجه گیری

این مطالعه به بررسی جامع فرایند آبزدایی اتانول با استفاده از تقطیر استخراجی، با تمرکز بر مقایسه دو حلال اتیلن گلیکول و گلیسرول پرداخته و جنبه‌های اقتصادی و کنترل‌پذیری هر دو سامانه را ارزیابی کرده است. نتایج نشان می‌دهد که انتخاب حلال، تأثیر قابل توجهی بر عملکرد اقتصادی و کنترلی فرایند دارد. استفاده از حلال اتیلن گلیکول از نظر اقتصادی هزینه سالانه کل کمتری نشان می‌دهد که آن را به گزینه جذاب‌تری از نظر اقتصادی تبدیل می‌کند؛ هرچند اتیلن گلیکول از منظر فرارایت نسبی حلال مناسب‌تری به نظر می‌رسد. گلیسرول فرارایت نسبی بالاتری ایجاد می‌کند، اما این برتری با هزینه‌های عملیاتی بالاتری همراه است. از نظر کنترل‌پذیری، هرچند که گلیسرول در مواجهه با اغتشاش نرخ جریان خوراک عملکرد کنترلی تقریباً بهتری را نشان داد، اما حلال اتیلن گلیکول در برابر اغتشاش ترکیب خوراک بهترین عملکرد را داشت و حلال گلیسرول قادر به حفظ خلوص محصولات در مقادیر اولیه نبوده است. در مجموع، اتیلن گلیکول به دلیل برتری‌های اقتصادی و عملکرد کنترلی بهتر به عنوان حلال مناسب پیشنهاد می‌شود.

مراجع

- [1] Lei, Z., Dai, C., & Chen, B. (2022). Chapter 2- Extractive distillation. In Z. Lei, C. Dai, B. Chen, & Z. Ding (Eds.), *Special Distillation Processes, Second Edition*, 65-154. Elsevier. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/B978-0-12-820507-5.00003-8>
- [2] Kianinia, M., & Abdoli, S. M. (2021). The design and optimization of extractive distillation for separating the acetone/n-heptane binary azeotrope mixture. *ACS omega*, 6(34), 22447-22453.
- [3] Rahimi, R., Alborzi, A., Sudmand, M. H., & Zivdar, M. (2012). Cognition of dividing wall columns and their effect on reducing the required energy in distillation processes. *Nashriyeh-e Elmi-e Farayand-e Now*, 7(38), 69-79, [In Persian].
- [4] Vázquez-Castillo, J. A., Segovia-Hernández, J. G., & Ponce-Ortega, J. M. (2015). Multiobjective optimization approach for integrating design and control in multicomponent distillation sequences. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 54(49), 12320-12330.

- [14] Li, G., Liu, S., Yu, G., Dai, C., & Lei, Z. (2021). Extractive distillation using ionic liquids-based mixed solvents combined with dividing wall column. *Separation and Purification Technology*, 269, 118713. <https://doi.org/10.1016/J.SEPPUR.2021.118713>
- [15] Ayuso, M., Navarro, P., Moya, C., Moreno, D., Palomar, J., García, J., & Rodríguez, F. (2022). Extractive Distillation with Ionic Liquids To Separate Benzene, Toluene, and Xylene from Pyrolysis Gasoline: Process Design and Techno-Economic Comparison with the Morphylane Process. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.1c04363.s001>
- [16] Duan, C., & Li, C. (2021). Novel energy-saving methods to improve the three-column extractive distillation process for separating ethyl acetate and ethanol using furfural. *Separation and Purification Technology*, 272, 118887.
- [17] Gu, Y., & Jérôme, F. (2010). Glycerol as a sustainable solvent for green chemistry. *Green Chemistry*, 12(7), 1127-1138.
- [18] Pagliaro, M., Ciriminna, R., Kimura, H., Rossi, M., & Della Pina, C. (2007). From glycerol to value-added products. *Angewandte Chemie International Edition*, 46(24), 4434-4440.
- [19] Wang, S., Dai, Y., Ma, Z., Qi, H., Chen, Z., Shen, Y., Yang, J., Cui, P., Wang, Y., & Zhu, Z. (2021). Application of energy-saving hybrid distillation-pervaporation process for recycling organics from wastewater based on thermoeconomic and environmental analysis. *Journal of Cleaner Production*, 294, 126297.
- [20] Luyben, W. L. (2011). Design and control of the ethyl benzene process. *AIChE journal*, 57(3), 655-670.
- [21] Abdollahpour, S., Ahmadian Behrouz, H., & Fazeli, A. (2020). Optimal design of dividing wall columns - A case study of benzene, toluene, and xylene system. *Iranian Chemical Engineering Journal*, 19(110), 66-80, [In Persian].
- [22] Cui, P., Xing, J., Li, C., Zhou, M., Zhang, J., Dai, Y., Zhong, L., & Wang, Y. (2024). Environmental, economic and exergy analysis of separation of ternary azeotrope by variable pressure extractive distillation based on multi-objective optimization. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 65, 145-157.
- [23] Dimian, A. C., Bildea, C. S., & Kiss, A. A. (2014). *Integrated design and simulation of chemical processes*. Elsevier.
- [24] Luyben, W. L. (2013). *Distillation design and control using Aspen simulation*. John Wiley & Sons.
- [25] Morari, M., Grimm, W., Oglesby, M., & Prosser, I. (1985). Design of resilient processing plants—VII. Design of energy management system for unstable reactors—new insights. *Chemical Engineering Science*, 40(2), 187-198.
- [26] Lau, H., & Jensen, K. (1985). Evaluation of changeover control policies by singular value analysis—Effects of scaling. *AIChE journal*, 31(1), 135-146.
- [27] Johnston, R. D., & Bartpm, G. W. (1985). Structural interaction analysis. *International Journal of Control*, 41(4), 1005-1013.
- [28] Fan, Z., Zhang, X., Cai, W., & Wang, F. (2013). Design and control of extraction distillation for dehydration of tetrahydrofuran. *Chemical Engineering & Technology*, 36(5), 829-839.
- [29] Luyben, W. L. (2008). Comparison of extractive distillation and pressure-swing distillation for acetone– methanol separation. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 47(8), 2696-2707.
- [30] Tututi-Avila, S., Jiménez-Gutiérrez, A., & Hahn, J. (2014). Control analysis of an extractive dividing-wall column used for ethanol dehydration. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 82, 88-100.
- [31] Sahraei, H. (2016). Modeling and control of a multi-input multi-output nonlinear system using soft computing. *Iranian Chemical Engineering Journal*, 14(83), 38-47, [In Persian].
- [32] Luyben, W. L. (2012). *Practical distillation control*. Springer Science & Business Media.
- [33] Arifin, S., & Chien, I.-L. (2008). Design and control of an isopropyl alcohol dehydration process via extractive distillation using dimethyl sulfoxide as an entrainer. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 47(3), 790-803.
- [34] Luyben, W. L. (2006). Evaluation of criteria for selecting temperature control trays in distillation columns. *Journal of Process Control*, 16(2), 115-134.
- [35] Ling, H., & Luyben, W. L. (2009). New control structure for divided-wall columns. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 48(13), 6034-6049.
- [36] Ziegler, J. G., & Nichols, N. B. (1942). Optimum settings for automatic controllers. *Transactions of the American society of mechanical engineers*, 64(8), 759-765.
- [37] Luyben, W. (2002). *Plantwide dynamic simulators in chemical processing and control*. CRC Press.