

# طراحی برج‌های تقطیر خلوص بالا و مقاوم در برابر اغتشاش‌های کیفیت خوراک

حسام احمدیان بهروز\*

دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه صنعتی سهند تبریز، تبریز، ایران

**چکیده:** هدف اصلی در این کار، ارایه یک سامانه کنترل مقاوم در برابر اغتشاش‌های ناشی از ترکیب درصد خوراک برای برج تقطیر خلوص بالای سامانه دوجزئی آب و متانول (۴۰٪ مولی) است. با وجود عملکرد بهتر ساختار کنترل تک دمایی مبتنی بر نسبت برگشت به خوراک ثابت در مقایسه با ساختار مبتنی بر نسبت برگشت ثابت برای این سامانه، ولی این عملکرد قابل پذیرش نیست. بنابراین، برای بهبود عملکرد سامانه تک دمایی، غلظت متانول خوراک به صورت یک متغیر تصادفی گاوسی با میانگین و انحراف استاندارد مشخص فرض می‌شود. مجموعه متغیرهای تصمیم‌گیری با در نظر گرفتن پارامترهای طراحی همراه با نقطه‌های مقرر کنترل‌رهای تناسبی - انتگرالی به دست می‌آید. ممان اول و دوم قیدها و تابع هدف با استفاده از تبدیل غیرملموس به دست آمده و مسئله بهینه‌سازی تصادفی برآمده به کمک نگرش شانس محدود حل می‌شود. پاسخ دینامیکی ساختار کنترل تک دمایی اصلاح‌شده در برابر اغتشاش‌های اندازه‌گیری نشده‌ی ناشی از ترکیب درصد خوراک، عملکرد دلخواه الگوریتم ارایه شده را با توجه به حفظ کیفیت فرآورده‌های بالای مقدار مد نظر نشان می‌دهد.

**واژگان کلیدی:** برج تقطیر، بهینه‌سازی تصادفی، اغتشاش خوراک، کنترل استنتاجی

**KEYWORDS:** Distillation column, Stochastic optimization, Feed disturbance, Inferential control.

## مقدمه

درصد خوراک افزون بر تأثیری که می‌تواند در انتخاب ساختار کنترل بهینه داشته باشد به عنوان یکی از اغتشاش‌های متداول در صنعت است که نیاز به ارزیابی عملکرد سامانه کنترل در رورو شدن با این خانواده از اغتشاش‌ها را دوچندان می‌کند [۴]. هدف اصلی در این کار نشان دادن این نکته است که چگونه می‌توان با در نظر گرفتن ترکیب درصد اجزای تشکیل‌دهنده خوراک یک برج تقطیر از جنس پارامترهای تصادفی گاوسی، عملکرد سامانه کنترل برج تقطیر را در روبرویی با اغتشاش‌های ناشی از ترکیب درصد خوراک بهبود داد.

از آنجایی که استفاده از روش تقطیر، اصلی‌ترین روش جداسازی در صنایع شیمیایی و پتروشیمی است، کارهای پژوهشی انجام‌شده در زمینه کنترل برج تقطیر بسیار گسترده است [۱،۲]. انواع گوناگونی از برج‌های تقطیر و نیز ساختارهای کنترل [۳] برای این واحد عملیاتی وجود دارد که پارامترهایی مانند نوع و فراریت مواد، درجه خلوص فرآورده‌ها، نسبت برگشتی، فشار عملیاتی برج، هزینه‌های مرتبط با انرژی مصرفی، اندازه برج و ترکیب درصد خوراک در انتخاب بهترین ساختار کنترل تأثیرگذار می‌باشند. ترکیب

\*E-mail: ahmadian@sut.ac.ir

\*عهده‌دار مکاتب

به راه حل جایگزین است. بر این اساس، غلظت متانول به عنوان یک متغیر گاوسی با میانگین و انحراف استاندارد مشخصی فرض می‌شود که منجر به بازنویسی مسئله بهینه‌سازی اولیه در قالب یک مسئله بهینه‌سازی تصادفی شده که به کمک نگرش برنامه‌ریزی شانس محدود<sup>۸</sup> و استفاده از غیرملموس<sup>۹</sup> و با در نظر گرفتن نقطه‌های مقرر کنترل‌کننده‌ها در مجموعه متغیرهای تصمیم‌گیری، ساختار کنترل با ویژگی‌های مدنظر را نتیجه می‌دهد.

## بخش نظری

### طرح مسئله

تقطیر دوجزئی مخلوط ۴۰٪ مولی متانول و ۶۰٪ مولی آب به‌عنوان شرایط اسمی خوراک برای مطالعه موردی در این کار مورد بررسی قرار می‌گیرد، ولی شایان ذکر است که الگوریتم ارائه‌شده را می‌توان در مسائل دیگر تقطیر دوجزئی نیز به کار برد. شبیه‌سازی‌ها با استفاده از مدل‌های غیرخطی و دقیق در نرم‌افزار شبیه‌ساز Aspen Plus و نیز Aspen Dynamic انجام شد که مدل RadFrac برای شبیه‌سازی برج تقطیر استفاده شده و شماره‌گذاری پیش‌فرض نرم‌افزار، به‌صورت مخزن جریان بازگشتی معادل مرحله ۱ و جوش آور معادل مرحله نهایی رعایت شده است. از بسته ویژگی‌های فیزیکی<sup>۱۰</sup> ون لا<sup>۱۱</sup> به خاطر توانایی آن در پیش‌بینی داده‌های تعادلی مخلوط آب و متانول استفاده شده است. فشار عملیاتی برج برابر با یک اتمسفر بوده و شدت جریان خوراک ۳۳۶۳ کیلوگرم بر ثانیه (معادل با ۱ کیلو مول بر ثانیه) است که به دو فرآورده با درجه خلوص ۹۹/۹٪ مولی به‌صورت متانول در بالای برج و آب در پایین برج تبدیل می‌شود.

برای طراحی بهینه برج تقطیر، یک مسئله بهینه‌سازی قطعی<sup>۱۲</sup> تعریف می‌شود که متغیرهای تصمیم‌گیری آن (شامل متغیرهای تصمیم‌گیری طراحی و عملیاتی) عبارت‌اند از تعداد سینی‌های بالای سینی ورود خوراک، تعداد سینی‌های پایین سینی ورود خوراک، نسبت برگشت، شدت جریان فرآورده بالای برج و نیز قطر برج تقطیر.

باوجودی که می‌توان قطر برج تقطیر را با فرض درصد نزدیکی سرعت بخار به سرعت طغیان (به‌عنوان نمونه ۸۰٪ سرعت طغیان) محاسبه کرد ولی در این حالت باید افت فشار هر سینی را مقداری ثابت

بهینه‌سازی فرایندهای شیمیایی که عدم قطعیت را به صورت صریح مورد توجه قرار می‌دهند از جنبه‌های گوناگون مورد بررسی قرار گرفته است. به عنوان نمونه، تن<sup>۱</sup> و همکاران [۵] چارچوب بهینه‌سازی چند هدفه MINSOOP [۶] را برای سنتز پیل سوختی غشای تبادل پروتون با در نظر گرفتن عدم قطعیت برخی از پارامترهای استفاده کردند. مروری کاملی بر بهینه‌سازی همراه با عدم قطعیت و کاربرد آن در مهندسی فرایند توسط چن و همکاران [۷] انجام شده است. همچنین یک مسئله بهینه‌سازی تصادفی برای تقسیم اجزای کلیدی در یک توالی از ستون‌های تقطیر که در آن روش الگوریتم تبرید شبیه‌سازی شده<sup>۲</sup> استفاده شده، توسط وانگ و همکاران [۸] فرموله شده است. برنامه‌ریزی هم‌زمان شبکه‌های برق و گاز با توجه به تعاملات بین این دو سامانه توسط سالدارریاگا<sup>۳</sup> و همکاران [۹] و با استفاده از رویکرد بهینه‌سازی تصادفی چند مرحله‌ای مورد مطالعه قرار گرفته است. روش‌های گوناگون در نظر گرفتن نبود قطعیت در سنتز شبکه مبدل‌های گرمایی توسط کانگ و لیو [۱۰] بیان شده است. روش‌های گوناگون نمونه برداری برای بهینه‌سازی مسئله‌های مقیاس بزرگ همراه با نبود قطعیت در کار دیگه<sup>۴</sup> و دی وی کار<sup>۵</sup> [۱۱] مورد بررسی قرار گرفته است. چارچوب بهینه‌سازی چندهدفه با در نظر گرفتن هدف‌های اقتصادی و زیست محیطی همراه با نبود قطعیت برای طراحی سیستماتیک فرایندهای شیمیایی، توسط لی و لو [۱۲] پیشنهاد و بحث شده است. امینیکه<sup>۶</sup> و همکاران [۱۳] از رویکرد بک‌آف<sup>۷</sup> برای بهینه‌سازی پویا در فرایندهای آنزیمی استفاده کرده‌اند.

جداسازی یک سامانه دوجزئی غیر ایده آل شامل مخلوط آب و متانول [۱۴] با ۴۰٪ مولی متانول (به‌عنوان شرایط اسمی) به اجزای تشکیل‌دهنده آن با درجه خلوص بالا به روش تقطیر به‌عنوان مطالعه موردی انتخاب شده است. هدف نهایی نیز رسیدن به یک سامانه کنترل برای این سامانه است که عملکرد آن در برای اغتشاش‌های خوراک در بازه ۳۰ الی ۵۰ درصد مولی متانول چنان باشد که خلوص فرآورده‌های بالا و پایین برج زیر ۹۹/۹٪ مولی افت نکند. نخست مسئله طراحی در قالب یک مسئله بهینه‌سازی قطعی [۱۵] حل می‌شود که بر اساس آن در مورد ساختار کنترل تصمیم‌گیری می‌شود. ولی همان‌گونه که نشان داده خواهد شد این سامانه عملکرد دلخواهی نداشته و نیاز

(۱) Tan  
(۳) Saldarriaga  
(۵) Diwekar  
(۷) Back-off  
(۹) Unscented  
(۱۱) van Laar

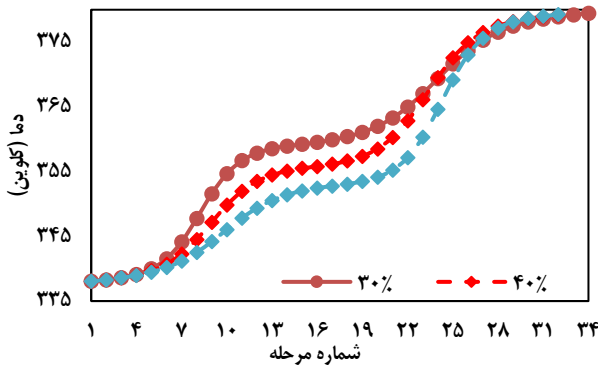
(۲) Simulated annealing  
(۴) Dige  
(۶) Emenike  
(۸) Chance-constrained programming  
(۱۰) Physical property package  
(۱۲) Deterministic

جدول ۱ - پارامترهای اقتصادی [۱]

$c_1(\$) = 17640(ID_c)^{1.066}(L)^{0.802} \quad L = N \times 0.61 \times 1.2$	پوسته برج
$c_2(\$) = 7296(A_c)^{0.65} \quad U_c = 0.852 \frac{kW}{K.m^2}$	چگالنده
$c_3(\$) = 7296(A_R)^{0.65} \quad U_R = 0.852 \frac{kW}{K.m^2}$	جوش آور

جدول ۲ - نتیجه‌های بهینه‌سازی غیر تصادفی برای ترکیب درصدی مولی گوناگون متانول در خوراک

۳۰	۴۰	۵۰	% مولی متانول در خوراک
۳۴	۳۲	۳۲	تعداد کل مراحل (به همراه جوش آور و چگالنده)
۱۵	۱۶	۱۷	محل سینی خوراک
۹۹/۹	۹۹/۹	۹۹/۹	% مولی متانول در محصول بالا
۹۹/۹	۹۹/۹	۹۹/۹	% مولی آب در محصول پایین
۱/۳۳۰	۰/۹۹۸	۰/۷۷۶	نسبت برگشت
۳/۵۴	۳/۷۴	۳/۹۱	قطر (متر)
-۲۴/۷	-۲۸/۱	-۳۱/۴	بار گرمایی چگالنده (مگاوات)
۲۸/۲	۳۱/۴	۳۴/۴	بار گرمایی جوش آور (مگاوات)
۲/۲۱۹	۲/۳۳۱	۲/۴۴۷	هزینه سرمایه‌گذاری (۱۰۶ دلار بر سال)
۳/۸۲۳	۴/۲۴۴	۴/۶۵۴	هزینه عملیاتی (۱۰۶ دلار بر سال)
۴/۵۶۲	۵/۰۲۱	۵/۴۷۹	هزینه سالانه کل (۱۰۶ دلار بر سال)



شکل ۱ - پروفیل دمای داخل برج (به ازای درصد مولی‌های گوناگون متانول خوراک)

این سه حالت نیز در شکل ۱ رسم شده است. بررسی نتیجه‌های به‌دست‌آمده از بهینه‌سازی پایای این فرایند می‌تواند در طراحی ساختار کنترل آن نیز راه گشا باشد که در بخش بعد مورد بحث قرار خواهد گرفت.

فرض کرد که چنین فرضی می‌تواند باعث به وجود آمدن اختلاف بین نتیجه‌های حالت پایا و پویا شود. به همین علت، قطر برج به‌عنوان یک متغیر تصمیم‌گیری در نظر گرفته‌شده و با استفاده از امکان به‌Tray rating در نرم‌افزار، پس از وارد کردن قطر، افت فشار سینی‌ها محاسبه و پروفایل فشار برج به‌روزرسانی می‌شود. بر این اساس، برای دور ماندن از شرایط طغیان باید یک قید به‌صورت  $(\leq 80\%)$  درصد نزدیکی به‌سرعت طغیان) در نظر گرفته شود. هم‌چنین به‌منظور مطمئن شدن از این‌که فرآورده‌های پایانی قابل استفاده دوباره هستند، دو قید در مورد کم‌ترین خلوص فرآورده‌ها در نظر گرفته می‌شود. بنابراین، خلوص متانول در فرآورده بالای برج و نیز آب در فرآورده پایین باید بیش‌تر از  $99/9\%$  مولی باشد. برای جلوگیری از جوشش فیلمی، جوش آورها نیز طوری طراحی می‌شوند که شار گرمایی آن‌ها کم‌تر از شار گرمایی بحرانی (۳۲ کیلووات بر مترمربع) باشد.

تابع هدف اقتصادی، کمینه‌سازی هزینه‌های سالانه کل<sup>۱</sup> است که برای مبنای هزینه‌های عملیاتی سالانه (انرژی مصرفی در جوش آور) و هزینه‌های سرمایه‌گذاری سالانه (مجموع هزینه‌های مبدل‌ها و پوسته برج) با ۳ سال دوره بازگشت سرمایه و ۸۰۰۰ ساعت عملیاتی در طول سال محاسبه می‌شود. جدول ۱ پارامترهای اقتصادی را نشان می‌دهد که در آن ارتفاع برج با در نظر گرفتن  $0/61$  متر فاصله بین هر دو سینی و  $20\%$  طول پوسته اضافی محاسبه می‌شود. هزینه بخار مصرفی نیز  $7/78$  دلار به ازای هر گیگا ژول است.

هدف اصلی این کار پیدا کردن یک ساختار کنترل [۲] است که بتواند خلوص مدنظر برای هر دو جریان فرآورده را زمانی که اغتشاشی در ترکیب خوراک در بازه  $30\%$  الی  $50\%$  مولی متانول رخ می‌دهد حفظ نماید. در اولین قدم، دما، فشار و نرخ جریان خوراک ثابت فرض شده و از طریق یک مسئله بهینه‌سازی قطعی، پارامترهای طراحی برج تقطیر برای خوراک با غلظت‌های  $30\%$ ،  $40\%$  و  $50\%$  درصد مولی متانول در جدول ۲ ارایه‌شده است. فشار عملیاتی برج منجر به دمای تقریبی  $338$  کلوین در بالای برج می‌شود که استفاده از آب خنک کن را ممکن می‌سازد.

بهینه‌سازی این فرایند به‌منظور طراحی پایای برج تقطیر با معیار اقتصادی هزینه‌های سالانه کل برای ترکیب درصد خوراک  $30\%$ ،  $40\%$  و  $50\%$  درصد مولی، منجر به ستون‌هایی با تعداد سینی‌های متفاوت، سینی خوراک متفاوت، نسبت برگشت متفاوت و نیز بار گرمایی جوش آور/ چگالنده متفاوتی می‌شود. هم‌چنین پروفیل دمای برج به ازای

(۱) Total Annual Cost (TAC)

## ساختار کنترل

هنگامی که تنها یک دما در برج تقطیر کنترل شود دو ساختار کنترل رایج وجود دارد که شامل:

نسبت برگشت ثابت<sup>۱</sup>

نسبت جریان برگشتی به خوراک ثابت<sup>۲</sup> است

جدول ۳ - نتیجه‌های آنالیز حساسیت خوراک

% تغییر	نسبت جریان برگشتی به خوراک	% تغییر	نسبت برگشت	% مولی متانول خوراک
۷/۳۱	۰/۵۷۴	۳۴/۷۰	۱/۳۳۰	۳۰
-	۰/۳۵۳	-	۰/۹۹۸	۴۰ (شرایط اسمی)
-۷/۲۱	۰/۴۹۷	-۲۱/۴۰	۰/۷۷۶	۵۰

در یک برج تقطیر استاندارد با دو فرآورده، پس از کنترل فشار و نیز سطح مخزن جریان برگشتی<sup>۴</sup> و سطح سیال پایین برج، دو درجه آزادی کنترل باقی خواهند ماند که می‌تواند برای کنترل دو متغیر دیگر به کار روند. باوجودی که به صورت نظری و در حالت ایده آل، استفاده از ساختار کنترل دو ترکیبی<sup>۵</sup> برای کمینه کردن مصرف انرژی در برابر اغتشاش‌های ناشی از ترکیب درصد خوراک و نیز شدت جریان خوراک مناسب است ولی بنا بر دلایل‌هایی چون گران بودن دستگاه‌های مربوط به آنالیز ترکیب درصد، زمان مرده چشمگیری که این دستگاه‌ها در حلقه کنترل باعث می‌شوند، دشواری تنظیم حلقه‌ها به سبب تداخل بین دو حلقه و این که سایر ساختارهای ساده‌تر کنترل اغلب می‌تواند تنها با اندکی مصرف انرژی بیشتر، عملکرد دینامیکی بهتری را نتیجه دهند درحالی که خلوص جریان فرآورده‌ها بسیار نزدیک به مشخصات مدنظر هستند، به‌طور معمول استفاده نمی‌شود [۱۶].

نگرش‌های جایگزین، کنترل یک یا دو دما در درون برج است. در صورت اتخاذ نگرش کنترل تک دمایی، انتخاب درجه آزادی باقی‌مانده از بین دو ساختار نسبت برگشت ثابت و نسبت جریان برگشتی به خوراک ثابت می‌تواند عملکرد مؤثر و مناسبی را فراهم سازد. هرچند که عملکرد این دو ساختار در برابر اغتشاش‌های ناشی از شدت جریان خوراک ورودی به برج تفاوت چندانی باهم ندارند ولی عملکرد آن‌ها در رویارویی با اغتشاش‌های ناشی از ترکیب درصد خوراک می‌تواند تفاوت‌های محسوس داشته باشد به‌طوری که در صورت انتخاب ساختار نامناسب، غلظت پایای فرآورده‌ها پس از وارد شدن اغتشاش در ترکیب درصد خوراک می‌تواند اختلاف بسیاری با غلظت دلخواه فرآورده‌ها داشته باشد. شایان ذکر است که در صورتی که ساختار کنترل تک دمایی پاسخ‌گوی نیاز ما نباشد مجبور به کنترل دو دما هستیم که ساختار کنترل دودمایی<sup>۶</sup> نامیده می‌شود. هرچند که تداخل بین این دو حلقه کنترل دما می‌تواند تنظیم کنترلرها را دشوارتر سازد ولی این ساختار این برتری را دارد که بالقوه می‌تواند هم‌زمان خلوص فرآورده بالا و پایین برج را در مقدارهای نزدیک به مقدار دلخواه کنترل نماید.

که هر دو ساختار می‌توانند اغتشاش‌های ناشی از تغییر جریان خوراک را به‌طور مؤثری کنترل کنند زیرا که تمامی جریان‌ها به نسبت شدت جریان خوراک، افزایش و یا کاهش پیدا می‌کنند. با این وجود، عملکرد آن‌ها در رویارویی با اغتشاش‌های ناشی از ترکیب درصد خوراک تفاوت‌های محسوس می‌تواند داشته باشد و برای یک سامانه خاص باید مورد بررسی قرار گیرد.

تفاوت بین این دو ساختار را می‌توان به صورت کمی و در قالب "تجزیه و تحلیل حساسیت خوراک"<sup>۳</sup> با شبیه‌سازی پایا مورد ارزیابی قرارداد. به این صورت که در شبیه‌سازی انجام شده به ازای ترکیب درصد مشخصی از اجزای خوراک، با استفاده از قابلیت "Design-Spec/Vary" در نرم‌افزار، درجه خلوص فرآورده بالا و پایین برج به وسیله تنظیم نسبت برگشت و نسبت جریان برگشتی به خوراک در مقدار دلخواه (به عبارتی شرایط طراحی) تنظیم می‌شوند. سپس به ازای مقدارهای گوناگونی از ترکیب درصد خوراک، شبیه‌سازی پایا اجرا می‌شود. سرانجام با بررسی تغییرهای نسبت برگشت و نسبت جریان برگشتی به خوراک که در ازای تغییرات ترکیب درصد خوراک برای حفظ درجه خلوص فرآورده‌ها نیاز است، می‌توان بر اساس متغیری که حداقل تغییرات را دارد ساختار مناسب‌تر را انتخاب کرد. نتیجه‌های کاربرد این روش برای سامانه متانول و آب برای خوراک با درصدهای مولی گوناگون در جدول ۳ نشان داده شده است که در آن، ترکیب اجزای خوراک بین ۳۰٪ تا ۵۰٪ متغیر است و نسبت برگشت و نیز نسبت جریان برگشتی به خوراک مورد نیاز محاسبه شده و درصد تغییرهای آن‌ها نسبت به شرایط اسمی مربوطه نیز آورده شده است. همان‌گونه که در جدول ۳ دیده می‌شود تغییر در نسبت جریان برگشتی به خوراک به تقریب ۷٪ بوده و کم‌تر از تغییر مربوط به نسبت برگشت (حدود ۳۴٪) است. این نتیجه‌ها بیانگر آن است که راهبرد جریان برگشتی به خوراک ثابت می‌تواند انحرافی که در درجه خلوص فرآورده‌ها به سبب اغتشاش در غلظت اجزای خوراک رخ دهد را کمینه کند و به همین سبب، این ساختار ترجیح داده می‌شود.

(۱) Fixed reflux ratio structure

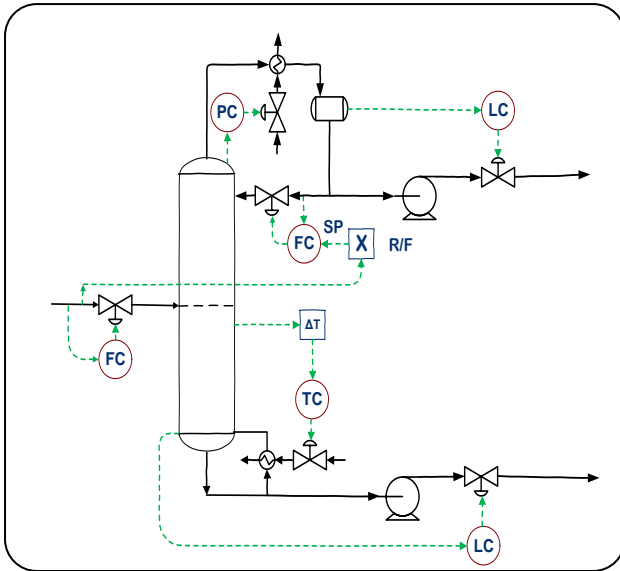
(۳) Feed sensitivity analysis

(۵) Dual-composition control

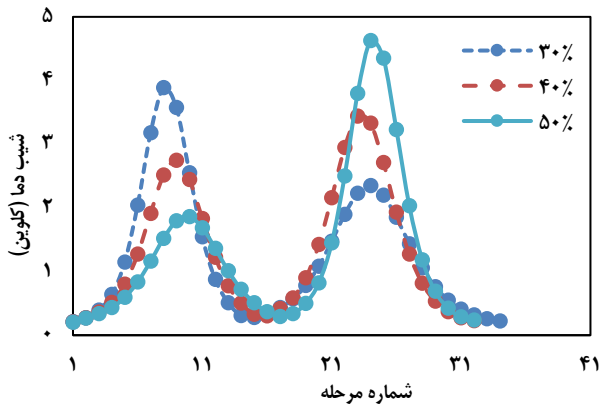
(۲) Fixed reflux-to-feed structure

(۴) Reflux drum

(۶) Dual-temperature control



شکل ۲ - ساختار کنترل تک دمایی



شکل ۳ - پروفیل شیب دمای درون برج (به ازای % مولی گوناگون متانول در جریان خوراک)

در خوراک، به ترتیب مراحل ۸، ۹ و ۱۰ دارای بیش‌ترین شیب دمایی می‌باشند و با توجه به این‌که سینی خوراک این برج‌ها به ترتیب مرحله‌های ۱۵، ۱۶ و ۱۷ است می‌توان نتیجه گرفت که هفتمین سینی بالای سینی خوراک، دارای بیش‌ترین شیب دمایی بوده و برای بستن حلقه کنترل دما مناسب است. بدین ترتیب، نقطه مقرر کنترل‌کننده دمایی هفتمین سینی بالای سینی خوراک، به‌عنوان یک متغیر بهینه‌سازی در ساختار کنترل تک دمایی اصلاح‌شده در نظر گرفته خواهد شد.

برای مسئله مورد بررسی با توجه به کم بودن میزان نسبت برگشت (در محدوده ۰/۷۸ الی ۱/۳۳) و نیز در نظر گرفتن نتیجه‌های "تجزیه و تحلیل حساسیت خوراک"، ساختار مناسب [۱۷] به صورت شمایی در شکل ۲ نشان داده شده است و به شرح زیر است:

کنترل شدت جریان خوراک ورودی به برج (RA<sup>۱</sup>) کنترل نسبت جریان برگشتی به خوراک، با اندازه‌گیری شدت جریان خوراک و ضرب این سیگنال در نسبت جریان برگشتی به خوراک دلخواه و تنظیم نقطه مقرر کنترل‌کننده شدت جریان برگشتی به صورت آبشاری

کنترل سطح سیال پایین برج با جریان فرآورده پایین (DA)<sup>۲</sup>

کنترل سطح مخزن جریان برگشتی با جریان فرآورده تقطیر (DA)<sup>۴</sup>

کنترل دمای سینی مناسب با میزان گرمای ورودی توسط جوش‌آور (RA)

کنترل فشار بالای برج با بار گرمایی چگالنده (RA). پارامترهای

کنترلر تناسبی - انتگرالی به صورت  $K_C$  برابر ۲۰ و  $\tau_I$  برابر ۱۲ دقیقه می‌باشد.

برای همه کنترلرهای شدت جریان، فشار و دما، کنترلر تناسبی -

انتگرالی و برای تمامی کنترلرهای سطح، کنترلر تناسبی با  $K_C$  برابر ۲

استفاده می‌شود. کنترلر نرخ جریان از نوع تناسبی - انتگرالی با  $K_C$

برابر ۰/۵ و  $\tau_I$  برابر ۰/۳ دقیقه است. اندازه مخزن جریان برگشتی و

چاهک<sup>۵</sup> برج، با فرض نسبت ارتفاع به قطر برابر با ۲ و زمان اقامت

۵ دقیقه برای مخزن نیمه‌پر محاسبه شده است. یک امان تأخیر

با زمان ۱ دقیقه به حلقه کنترل دما افزوده شده و با انجام آزمون

رله - فیدبک<sup>۶</sup> برای تعیین بهره و دوره نهایی، کنترلر با استفاده از

تنظیم‌های پیشنهادشده توسط تیروس و لویین [۱۸] تنظیم می‌شود.

بر اساس معیار شیب<sup>۷</sup> [۱]، سینی‌ای که بیش‌ترین تغییر دمایی

در آن رخ می‌دهد به‌عنوان سینی مناسب برای بستن حلقه کنترل

دما انتخاب می‌شود. پروفیل شیب دمای درون برج در شکل ۳ برای

غلظت‌های گوناگون خوراک رسم شده است. برای غلظت خوراک

۴۰٪ مولی متانول و بر مبنای معیار شیب، مرحله‌های ۹ و ۲۳ بیش‌ترین

تغییرهای دمایی را نشان می‌دهند. در نتیجه و بر اساس استدلال معیار

شیب، مراحل ۹ و ۲۳ به‌عنوان سینی مناسب برای بستن حلقه کنترل

دما می‌باشند که به ترتیب بالا و پایین سینی خوراک می‌باشند.

هم‌چنین برای غلظت‌های ۳۰، ۴۰ و ۵۰ در صد مولی متانول

(۱) Reverse acting

(۳) Distillate

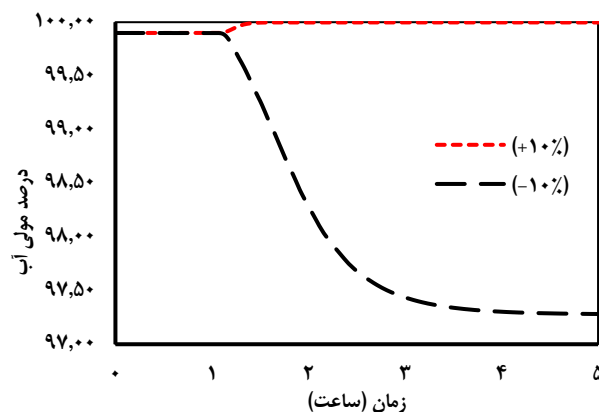
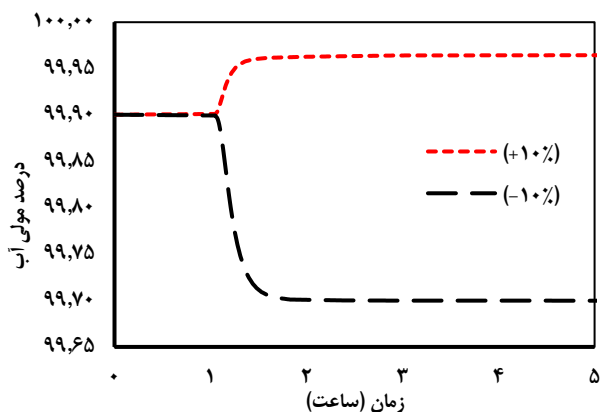
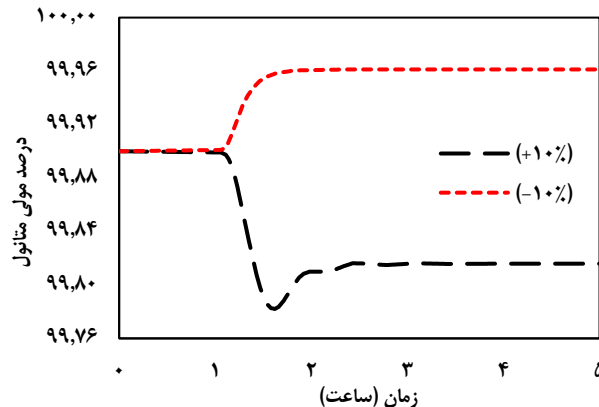
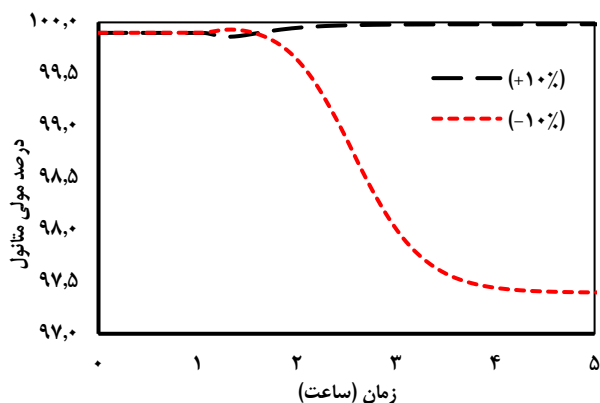
(۵) Sump

(۷) Slope criterion

(۲) Dottoms

(۴) Direct acting

(۶) Relay-feedback



شکل ۵ - رفتار سامانه کنترل تک دمایی بسته شده روی سینی ۲۳ در برابر اغتشاش غلظت خوراک

شکل ۴ - رفتار سامانه کنترل تک دمایی بسته شده روی سینی ۹ در برابر اغتشاش غلظت خوراک

که فرق اصلی آن با مسئله بهینه‌سازی غیر تصادفی، حضور نقطه مقرر کنترل کننده دما و نیز نسبت جریان برگشتی به خوراک در مجموعه متغیرهای تصمیم‌گیری به‌عنوان پارامترهای عملیاتی است، بهبود بخشیم.

#### ساختار کنترل تک دمایی اصلاح شده

در بخش پیشین نتیجه‌گیری شد که کنترل استنتاجی برج تقطیر به کمک ساختار تک دمایی با نسبت برگشت به خوراک ثابت نمی‌تواند تضمین‌کننده خلوص فرآورده‌ها در برابر اغتشاش‌های ناشی از غلظت خوراک ورودی به برج تقطیر باشد. برای بهبود عملکرد این ساختار و داشتن ساختاری مقاوم در برابر اغتشاش‌های ناشی از تغییر غلظت خوراک، غلظت متانول در خوراک به‌عنوان یک اغتشاش عمده و به‌صورت صریح در مرحله طراحی با فرض آن به‌صورت یک عدد تصادفی نرمال [۱۹] با متوسط و انحراف استاندارد مشخص، لحاظ می‌شود. وجود این پارامتر باعث می‌شود که مسئله بهینه‌سازی تعریف شده به یک مسئله بهینه‌سازی

هرچند انتظار می‌رود که این ساختار نسبت به ساختار نسبت برگشت ثابت، رفتار دینامیکی بهتری را در مواجهه با اغتشاشات غلظت خوراک از خود نشان دهد ولی از بررسی عملکرد دینامیکی این ساختار نسبت به اغتشاش  $\pm 10\%$  در غلظت متانول خوراک که در شکل‌های ۴ و ۵ نشان داده شده است نتیجه‌های رضایت بخشی به‌دست نمی‌آید. در صورتی که حلقه کنترل دما، روی سینی ۹ بسته شود غلظت فرآورده پایین برج در اثر اغتشاش  $10\%$  - انحراف زیادی نسبت به مقدار دلخواه  $99/9\%$  دارد. برعکس وقتی که حلقه کنترل دما، روی سینی ۲۳ بسته شود غلظت فرآورده بالای برج در اثر اغتشاش  $10\%$  - افت محسوسی خواهد داشت. بنابراین می‌توان نتیجه گرفت که ساختار کنترل تک دمایی برای این سامانه نمی‌تواند جواب گوی نیاز ما باشد.

لویین [۱۷] برای رفع این مشکل، یک ساختار کنترل دودمایی را پیشنهاد داده است که در آن دمای سینی ۹ و ۲۳ به ترتیب با شدت جریان برگشتی و بار گرمایی جوش آور کنترل می‌شود. به‌عنوان راه‌حل جایگزین، در این کار ما قصد داریم که عملکرد ساختار کنترل تک دمایی را با تعریف یک مسئله بهینه‌سازی تصادفی

کنترل در مدل پایا از طریق ابزار "Design spec/Vary" پیاده‌سازی می‌شود. بنابراین، اثر دینامیکی کنترل‌کننده‌ها در بهینه‌سازی لحاظ نمی‌شود و باید رفتار دینامیکی آن‌ها بعداً مورد ارزیابی قرار گیرد.

با فرض ثابت بودن فشار عملیاتی برج و نقطه مقرر شدت جریان خوراک ورودی به برج و نیز در نظر نگرفتن حلقه‌های کنترل بدون اثر پایا (که منظور حلقه‌های کنترل سطح است)، نقطه مقرر کنترل‌کننده دما و نسبت جریان برگشتی به خوراک در کنار پارامترهای تعداد سینی بالا و پایین خوراک، قطر داخلی برج، سطح انتقال گرما در چگالنده و جوش آور، مجموعه متغیرهای تصمیم‌گیری مسئله بهینه‌سازی تصادفی را تشکیل خواهند داد. در مجموعه قیدهای مربوط به مسئله بهینه‌سازی تصادفی، افزون بر قیدهای مربوط به خلوص فراورده‌ها و شرایط طغیان داخل برج، قیدهای زیر نیز باید لحاظ شود: بار گرمایی جوش آور باید کم‌تر از مقدار بیشینه یعنی  $Q_R^{max} = U_R A_R \Delta T_R$  باشد.

بار گرمایی چگالنده باید کم‌تر از مقدار بیشینه یعنی  $Q_C^{max} = U_C A_C \Delta T_C$  باشد.

#### الگوریتم پیشنهادی

همان‌گونه که در رابطه‌های (۴) و (۶) دیده می‌شود در فرمولاسیون مسئله بهینه‌سازی تصادفی با استفاده از روش شناس محدود، نیازمند میانگین و واریانس تابع هدف و قیدها هستیم. تبدیل غیرملموس [۲۲، ۲۳] یک روش از خانواده مونت کارلو برای به دست آوردن میانگین و واریانس یک تابع غیرخطی از یک متغیر تصادفی از طریق انتشار یک سری نقطه‌های نمونه<sup>۳</sup> است که به علت نیاز به تعداد کمی از این نقطه‌های نمونه، کارایی بالایی دارد. اگر  $x$  بردار ورودی از جنس متغیر تصادفی گوسی با میانگین و ماتریس کوواریانس مشخص باشد (به عبارتی  $(x = \mathcal{N}(\mu_x \in R^{n_x}, \sigma_x^2 \in R^{n_x \times n_x}))$  و  $\gamma$  خروجی تابع غیرخطی  $\phi$  باشد ( $\gamma = \phi(x)$ ))، در این صورت میانگین و ماتریس کوواریانس  $\gamma$  با استفاده از تبدیل غیرملموس به صورت زیر محاسبه می‌شود. نخست  $2n_\omega + 1$  نقطه نمونه محاسبه می‌شوند:

$$\omega_{(i)} \equiv \begin{cases} \mu_x, & i = 0 \\ \mu_x + \gamma S_i, & i = 1, \dots, n_x \\ \mu_x - \gamma S_i, & i = n_\omega + 1, \dots, 2n_x \end{cases} \quad (7)$$

$$\gamma = \sqrt{n_x + \lambda}, \quad \lambda = \alpha^2 (n_x + \kappa) - n_x \quad (8)$$

تصادفی<sup>۱</sup> [۱۹، ۲۰] تبدیل شود که به کمک نگرش برنامه‌ریزی شناس محدود [۱۹] و در نظر گرفتن میزان احتمال تعریف‌شده توسط کاربر برای ارضای قیدهای نامساوی، می‌توان آن را به مسئله بهینه‌سازی برنامه‌ریزی غیرخطی غیر تصادفی معادل تبدیل کرد. در انتخاب متغیرهای تصمیم‌گیری بهینه‌سازی برای فرمولاسیون بهینه‌سازی تصادفی می‌توان متغیرهای کنترل‌کننده<sup>۲</sup> (نگرش مدارباز) و یا نقطه‌های مقرر کنترلرها (نگرش مداربسته) را به‌عنوان متغیر تصمیم‌گیری لحاظ کرد [۲۱] که در کار حاضر از نگرش مداربسته به علت برتری‌های آن استفاده خواهد شد [۴].

با فرض  $\xi$  به‌عنوان پارامتر تصادفی مربوط به درصد مولی متانول در خوراک، مسئله بهینه‌سازی تصادفی برای دستیابی به ساختار کنترل تک دمای اصلاح‌شده را می‌توان به صورت رابطه‌های (۱) الی (۳) بیان کرد که در آن  $f$  تابع هدف و نیز  $h$  و  $g$  به ترتیب قیدهای مساوی و نامساوی می‌باشند:

$$\begin{aligned} & \min f(\underline{x}, \xi) & (1) \\ & \text{s.t. } \mathbf{h}(\underline{x}, \xi) = 0 & (2) \\ & \mathbf{g}(\underline{x}, \xi) \leq 0 & (3) \end{aligned}$$

با استفاده از فناوری برنامه‌نویسی شناس محدود می‌توان این مسئله بهینه‌سازی تصادفی را به یک مسئله بهینه‌سازی غیرتصادفی معادل تبدیل کرد که در آن، تابع هدف به صورت یک مجموع وزنی از میانگین و انحراف استاندارد تابع هدف تصادفی (۱) به صورت:

$$\min f(\underline{x}, \xi) = \min(E[f] + (1 - \mu)\sqrt{\text{Var}[f]}) \quad (4)$$

تعریف می‌شود. بر مبنای روش برنامه‌نویسی شناس محدود، هر قید نامساوی  $g_i$  باید با حداقل احتمال  $p$  ارضا شود. به عبارتی:

$$\text{Pr}[g_i \leq 0] \geq p \quad (5)$$

که می‌توان قید نامساوی تصادفی را به صورت رابطه (۶) بیان کرد:

$$E[g_i] + \phi(p)\sqrt{\text{Var}[g_i]} \leq 0 \quad (6)$$

که در آن  $\phi$  تابع توزیع متغیر نرمال استاندارد است. ساختار کنترل انتخابی با استفاده از نگرش مداربسته، همان ساختار تک دمایی شکل ۲ است. با این تفاوت که نقاط مقرر کنترل‌کننده‌ها نیز در مجموعه متغیرهای تصمیم‌گیری لحاظ می‌شود و از آنجایی که بهینه‌سازی بر اساس مدل پایا صورت می‌پذیرد، اثر معادل حلقه‌های

(۱) Stochastic programming

(۳) Sigma point

(۲) Control (or manipulated) variables

جدول ۴ - نتیجه‌های بهینه‌سازی غیر تصادفی برای ترکیب درصدهای مولی گوناگون متانول در خوراک

۴۰		% مولی متانول خوراک
نوع بهینه‌سازی	تصادفی	قطعی
تعداد کل مراحل (به همراه جوش آور و چگالنده)	۳۴	۳۲
محل سینی خوراک	۱۶	۱۶
نقطه مقرر کنترلر دما (کلوین)	۳۴۵/۵۳	۳۴۷/۱۹
% مولی متانول در محصول بالا	۹۹/۹۵	۹۹/۹
% مولی آب در محصول پایین	~۱۰۰	۹۹/۹
نسبت برگشت	۱/۰۵۶	۰/۹۸۸
نسبت برگشت به جریان خوراک	۰/۵۷۳	۰/۵۳۵
قطر (متر)	۴/۰۱	۳/۷۴
بار گرمایی چگالنده (مگاوات)	-۲۹/۱	-۲۸/۱
بار گرمایی جوش آور (مگاوات)	۳۲/۳	۳۱/۴
سطح چگالنده (مترمربع)	۱۶۴۳/۲	۱۴۱۱/۹
سطح جوش آور (مترمربع)	۱۱۵۸/۸	۱۰۲۵/۳
هزینه سرمایه‌گذاری (۱۰۶ دلار بر سال)	۲/۵۸۵	۲/۳۳۱
هزینه عملیاتی (۱۰۶ دلار بر سال)	۴/۳۷۶	۴/۲۴۴
هزینه سالانه کل (۱۰۶ دلار بر سال)	۵/۲۳۸	۵/۰۲۱

برای حالتی که ترکیب درصد خوراک به صورت تصادفی است به منظور افزایش مقاومت برج در برابر عدم قطعیت تحمیل شده توسط تغییرهای ترکیب درصد خوراک، فرآورده‌ها با خلوص بالاتری تولید می‌شوند. این حاشیه امن<sup>۱</sup> به وجود آمده ما را قادر به حفظ کم‌ترین کیفیت لازم در برخورد با تغییرهای ترکیب خوراک می‌سازد. این حاشیه امن را می‌توان با افزایش نسبت برگشت یا تعداد مرحله‌ها به دست آورد که نتیجه بهینه‌سازی تصادفی، بهترین انتخاب را مشخص خواهد کرد که با توجه به کمینه‌سازی TAC، به طور هم‌زمان افزایش نسبت برگشت و همچنین تعداد مرحله‌ها پیشنهاد شده است. بر این اساس، دو سینی اضافی در برج مورد نیاز است.

قطر برج نیز افزایشی حدود ۷٪ را نشان می‌دهد که می‌تواند حاشیه امن لازم برای جلوگیری از طغیان برج را فراهم سازد زیرا که حلقه کنترل دما جهت حفظ دما در اثر اغتشاش‌های خوراک، میزان شدت جریان مایع و بخار داخل برج را به واسطه تغییر بار گرمایی جوش آور تغییر خواهد داد و این امر می‌تواند در صورت مناسب نبودن قطر منجر به طغیان داخل برج شود. سطح مورد نیاز در جوش آور و چگالنده نیز به ترتیب افزایشی حدود ۱۳٪ و ۱۶٪ را نشان می‌دهد. همچنین مقایسه هزینه‌های مربوط به شرایط اسمی با نتیجه‌های به دست آمده از بهینه‌سازی تصادفی

که در آن  $S_i$  ستون  $i$  ام مجذور ماتریسی  $\sigma_{ii}^2$  و  $\gamma$  پارامتر مقیاس است که مقدار پخش‌شدگی نقطه‌های نمونه را پیرامون میانگین متغیر تصادفی تعیین می‌کند [۲۴]. سپس هر یک از نقطه‌های نمونه از تابع  $\phi$  انتشار داده می‌شوند تا  $\gamma(i)$  ها محاسبه شوند و یک متوسط وزنی از آن‌ها برای پیش‌بینی میانگین و متوسط وزنی از ضرب درونی نقطه‌های انتشار یافته برای پیش‌بینی ماتریس کوواریانس استفاده می‌شود که جزئیات آن در مرجع [۲۲] آمده است.  $\alpha$ ،  $\beta$  و  $\kappa$  پارامترهای طراحی تبدیل غیرملموس هستند که انتخاب  $\kappa \geq 0$  می‌تواند ضامن مثبت نیمه معین بودن ماتریس کوواریانس [۲۵] بوده و  $\alpha$  میزان پراکندگی نقاط نمونه در اطراف  $\mu_x$  را مشخص کرده و انتخاب  $\beta = 2$  برای یک توزیع گاوسی، یک انتخاب بهینه است [۲۴]. بنابراین با توجه به این که درصد مولی متانول در خوراک به عنوان یک متغیر تصادفی گاوسی با میانگین و انحراف میانگین مشخص فرض شده است، الگوریتم پیشنهادی به شرح زیر است. نخست مقدارهای متغیرهای تصمیم‌گیری توسط بهینه‌ساز مشخص می‌شود. سپس با فرمولاسیون تبدیل غیرملموس، نقطه‌های نمونه‌گیری  $(\xi_{(i)})$  تعیین شده و به ازای هر نقطه، شبیه‌سازی اجرا می‌شود. مقدار عددی تابع هدف  $(f_{(i)})$  و قیود  $(g_{(i)})$  به ازای هر نقطه نمونه محاسبه شده و با استفاده از روابط (۷) الی (۸) میانگین و کوواریانس تابع هدف  $(E[f], Var[f])$  و قیود  $(E[g], Var[g])$  حساب شده و مجموع وزنی میانگین و انحراف استاندارد تابع هدف (معادله (۴)) و همچنین سمت چپ معادله (۶) به بهینه‌ساز منتقل می‌شود. معیار همگرایی روش بهینه‌سازی به منظور پایان بهینه‌سازی و یا شروع یک تکرار جدید توسط بهینه‌ساز بررسی شده و در صورت همگرایی متوقف شده و در غیر این صورت، یک مرحله جدید با مقدارهای به روز شده برای متغیرهای تصمیم‌گیری آغاز می‌شود.

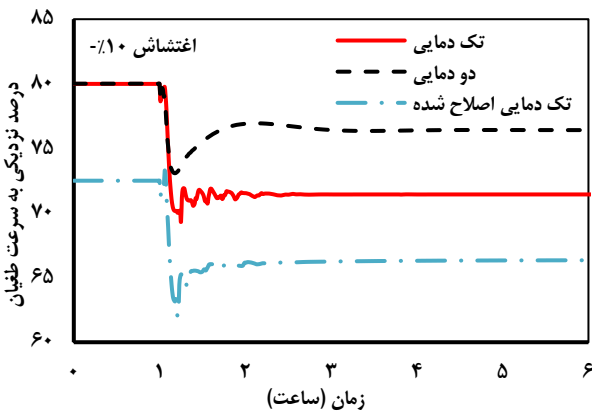
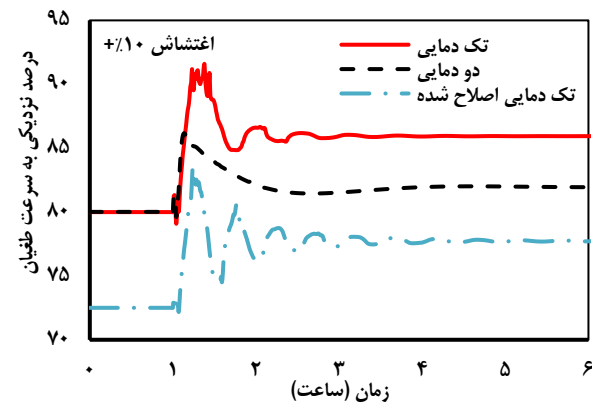
## نتیجه‌ها و بحث

با توجه به عملکرد غیرقابل قبول کنترل تک دمایی در برابر اغتشاش‌های ناشی از غلظت خوراک ورودی به برج، با در نظر گرفتن غلظت متانول در خوراک به عنوان یک متغیر تصادفی گاوسی با میانگین ۴۰٪ مولی و انحراف استاندارد ۵/۸٪ مول و با فرض پارامترهای تبدیل غیرملموس به صورت  $\alpha = 1$ ،  $\beta = 2$  و  $\kappa = 1$  و نیز فرض  $p$  برابر ۰/۹۹۹، یک ساختار کنترل تک دمایی اصلاح شده به دست می‌آید که مشخصات آن با ساختار تک دمایی در جدول ۴ مقایسه شده است.

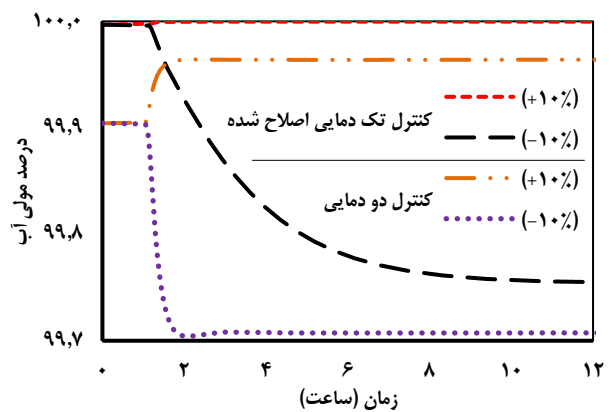
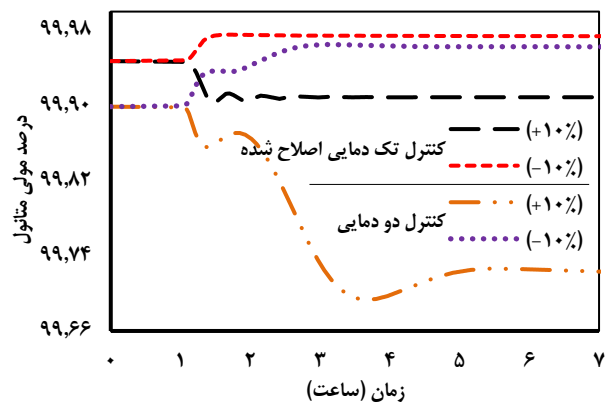
خلوص فرآورده‌ها شامل متانول در بالای برج و آب در پایین برج همان گونه که در جدول ۲ نشان داده شده، برای همه حالت‌های غیر تصادفی ۳۰٪، ۴۰٪ و نیز ۵۰٪، در کمینه مقدار ۹۹/۹٪ مولی می‌باشند. ولی

(۱) Safety margin





شکل ۷ - درصد نزدیکی به طغیان در سینی ۱



شکل ۶ - مقایسه رفتار دینامیکی سامانه کنترل تک دمایی اصلاح شده و کنترل دودمایی در برابر اغتشاش غلظت خوراک

بهبود عملکرد ساختار کنترل تک دمایی در مواجهه با اغتشاشات غلظت خوراک است. همچنین این ساختار نسبت به ساختار دودمایی در مورد غلظت متانول از نظر سرعت پاسخ و غلظت پایای ثانویه بهتر عمل می‌کند ولی در مورد غلظت آب دیرتر به مقدار پایا می‌رسد.

اثر طراحی صورت گرفته بر مبنای مسئله بهینه‌سازی تصادفی در عملکرد برج از منظر وقوع طغیان نیز قابل بررسی است. بدین منظور، رفتار درصد نزدیکی به طغیان در سینی ۱ که بیش‌تر میزان نزدیکی طغیان را دارد برای ساختارهای گوناگون در شکل ۷ باهم مقایسه شده‌اند. هرچند که در ساختار کنترل تک دمایی و در اثر اغتشاش مثبت در غلظت متانول خوراک و تغییر میزان بخار و مایع داخل برج که به‌منظور کنترل دمای سینی مدنظر توسط کنترلر دما و تغییر بار گرمایی جوش آور روی می‌دهد، درصد نزدیکی به بالای ۸۰٪ می‌رسد ولی در ساختار تک دمایی اصلاح‌شده چنین رفتاری دیده نمی‌شود.

### نتیجه‌گیری

هدف از این کار، طراحی برج تقطیر جداسازی مخلوط متانول و آب به روشی بود که در اثر اغتشاش‌های اندازه‌گیری نشده در ترکیب

برای سامانه کنترل تک دمایی اصلاح‌شده، نشان از افزایش ۴/۲٪ هزینه سالانه کل دارد به‌نحوی که افزایش هزینه‌های عملیاتی سالانه حدود ۳/۱٪ است. بنابراین، ساختار پیشنهادی از لحاظ اقتصادی قابل توجیه است.

نتیجه‌های به‌دست‌آمده از بهینه‌سازی تصادفی برتری نسبی این نگرش را نسبت به رویکرد غیر تصادفی از منظر عملکرد پایا نشان می‌دهد. با این حال، ارزیابی عملکرد دینامیکی نگرش تصادفی ضروری است. به همین دلیل، عملکرد ساختار کنترل تک دمایی اصلاح‌شده در برابر اغتشاش  $\pm 10\%$  در خلوص متانول ورودی به برج در ساعت ۱ ارزیابی شده و با نتیجه‌های ساختار کنترل دودمایی [۱۷] نیز مقایسه شده‌اند. پاسخ دینامیکی غلظت متانول و آب به ترتیب در بالا و پایین برج به اغتشاش اعمال شده برای ساختار تک دمایی اصلاح‌شده و نیز دودمایی در شکل ۶ نشان داده شده است که نشان‌دهنده رفتار متفاوت سامانه نسبت به اغتشاش مثبت و منفی اعمال شده است.

همان‌طوری که مشاهده می‌شود بعد از اعمال اغتشاش خوراک و رسیدن به شرایط عملیاتی پایای ثانویه، خلوص متانول و آب فرآورده‌ها در فرآورده‌ها با دقت خوبی کیفیت مدنظر را حفظ می‌کنند که نشان‌دهنده

## فهرست نمادها

N :	تعداد مرحله‌های برج
$ID_C$ :	قطر داخلی برج (متر)
L :	ارتفاع برج (متر)
$U_C, U_R$ :	ضریب انتقال حرارت جوش آور و چگالنده [kW.K-1.m-2]
$A_C, A_R$ :	سطح جوش آور و چگالنده (مترمربع)
$P[\cdot]$ :	عملگر احتمال

خوراک، کیفیت فراورده‌ها حفظ شود. بدین منظور، با فرض یک ساختار کنترل استنتاجی تک دمای با نسبت جریان برگشت به خوراک ثابت و در نظر گرفتن غلظت مولی متانول خوراک به‌عنوان یک پارامتر تصادفی گاوسی، یک مسئله بهینه‌سازی تصادفی تعریف شد که افزون بر پارامترهای طراحی مانند سینی، نقاط مقرر کنترلرها نیز به‌عنوان متغیر تصمیم‌گیری لحاظ شد که اثر کنترلرها در مدل پایا به کمک ابزار "Design Spec/Vary" در Aspen Plus پیاده‌سازی شده و تبدیل غیرملموس به‌عنوان ابزار انتشار نبود قطعیت انتخاب شد. مقایسه هزینه‌ها نسبت به شرایط اسمی، نشان از افزایش ۴/۲٪ هزینه سالانه کل دارد به‌نحوی که افزایش هزینه‌های عملیاتی سالانه حدود ۳/۱٪ است. بنابراین، ساختار پیشنهادی از لحاظ اقتصادی قابل توجیه است. عملکرد سامانه کنترل پیشنهادی در برابر اغتشاش ۱۰٪± در غلظت متانول خوراک موردبررسی قرار گرفت که نتیجه‌ها نشان از حفظ کیفیت فراورده‌های بالا و پایین برج در محدود مطلوب ۹۹/۹٪ مولی دارند.

تاریخ دریافت: ۱۳۹۸/۰۵/۱۸؛ تاریخ پذیرش: ۱۳۹۸/۰۸/۲۷

## مراجع

- [1] Luyben, W.L., "Distillation Design and Control Using Aspen Simulation", John Wiley & Sons, Inc., (2013).
- [2] Valadkhani A., Shahrokhi M., Simulation and Control of an Aromatic Distillation Column, Iran. J. Chem. Chem. Eng. (IJCCE), 26(2): 97-108 (2007).
- [3] Luyben, W.L., "Practical Distillation Control", Springer Science & Business Media (2012).
- [4] Ahmadian Behrooz H., Robust Design and Control of Extractive Distillation Processes under Feed Disturbances, Ind. Eng. Chem. Res., 56: 4446-4462 (2017).
- [5] Tan L., Yang C., Zhou N., Synthesis/Design Optimization of SOFC-PEM hybrid System under Uncertainty, Chin. J. Chem. Eng., 23: 128-137 (2015).
- [6] Fu Y., Diwekar U.M., Young D., Cabezas H., Process Design for the Environment: A Multi-Objective Framework Under Uncertainty, Clean Prod. Process., 2: 92-107 (2000).
- [7] Chen Y., Yuan Z., Chen B., Process Optimization with Consideration of Uncertainties-An Overview, Chin. J. Chem. Eng., 26: 1700-1706 (2018).
- [8] Wang F., Luo Y., Yuan X., A Formulation Methodology for Multicomponent Distillation Sequences Based on Stochastic Optimization, Chin. J. Chem. Eng., 24: 1229-1235 (2016).
- [9] Saldarriaga-Cortés C., Salazar H., Moreno R., Jiménez-Estévez G., Stochastic Planning of Electricity and Gas Networks: An Asynchronous Column Generation Approach, Appl. Energy, 233: 1065-1077 (2019).
- [10] Kang L., Liu Y., Synthesis of Flexible Heat Exchanger Networks: A Review, Chin. J. Chem. Eng., (2018).

- [11] Dige N., Diwekar U., [Efficient Sampling Algorithm for Large-Scale Optimization under Uncertainty Problems](#), *Comput. Chem. Eng.*, **115**: 431-454 (2018).
- [12] Li S., Lou H.H., [A Strategy for Multi-Objective Optimization Under Uncertainty in Chemical Process Design](#), *Chin. J. Chem. Eng.*, **16**: 39-42 (2008).
- [13] Emenike V.N., Xiangzhong X., Schenkendorf R., Spiess A., Krewer U., [Robust Dynamic Optimization of Enzyme-Catalyzed Carboligation: A Point Estimate-Based Back-Off Approach](#), *Comput. Chem. Eng.*, **121**: 232-247 (2018).
- [۱۴] صادقپور، پریسا؛ حقیقی، محمد؛ بررسی تأثیر غلظت منگنز و نیکل در سنتز کاتالیست نانوساختار MnNiAPSO-34 برای تبدیل متانول به الفین‌های سبک، *نشریه شیمی و مهندسی شیمی ایران*، **۳۴(۱)**: ۱۱ تا ۲۷ (۱۳۹۴).
- [۱۵] سید علیزاده گنجی، سیدمحمد؛ حیاتی، محمد، بهینه‌سازی فرایند جدایش تفریقی دیسپروسیم و گادولینیم تحت شرایط عدم قطعیت، *نشریه شیمی و مهندسی شیمی ایران*، **۳۷(۳)**: ۱۵۷ تا ۱۷۲ (۱۳۹۸).
- [16] Luyben W.L., [Use of Mass or Molar Reflux-to-Feed Ratios in Distillation Single-End Control Structures](#), *Ind. Eng. Chem. Res.*, **52**: 15883-15895 (2013b).
- [17] Luyben W.L., [Effect of Feed Composition on the Selection of Control Structures for High-Purity Binary Distillation](#), *Ind. Eng. Chem. Res.*, **44**: 7800-7813 (2005).
- [18] Tyreus B.D., Luyben W.L., [Tuning PI Controllers for Integrator/Dead Time Processes](#), *Ind. Eng. Chem. Res.*, **31**: 2625-2628 (1992).
- [19] Li P., Arellano-Garcia H., Wozny G., [Chance Constrained Programming Approach to Process Optimization under Uncertainty](#), *Comput. Chem. Eng.*, **32**: 25-45 (2008).
- [20] Sahinidis N.V., [Optimization Under Uncertainty: State-of-the-Art and Opportunities](#), *Comput. Chem. Eng.*, **28**: 971-983 (2004).
- [21] Flemming T., Bartl M., Li P., [Set-point Optimization for Closed-Loop Control Systems under Uncertainty](#), *Ind. Eng. Chem. Res.*, **46**: 4930-4942 (2007).
- [22] Ahmadian Behrooz H., [Managing Demand Uncertainty in Natural Gas Transmission Networks](#), *J. Nat. Gas Sci. Eng.*, **34**: 100-111 (2016).
- [23] Julier S.J., Uhlmann J.K., [Unscented Filtering and Nonlinear Estimation](#), *Proc. IEEE.*, **92**: 401-422 (2004).
- [24] Van Der Merwe, R., "Sigma-Point Kalman Filters for Probabilistic Inference in Dynamic State-Space Models", Oregon Health & Science University, (2004).
- [25] Kandepe R., Imsland L., Foss B.A., "Constrained State Estimation Using the Unscented Kalman Filter", *Control and Automation, 16th Mediterranean Conference on .... Citeseer*, 1453-1458 (2008).