

کنترل چند متغیره فرآیند جداسازی نفت خام و بهینه‌سازی مصرف انرژی

بهناز مرادی^۱، فرهاد شهرکی^۲، میرمحمد خلیلی‌پور لنگرودی^{۳*}، جعفر صادقی^۴

^۱ دانشجوی کارشناسی ارشد، گروه مهندسی شیمی، دانشگاه سیستان و بلوچستان، زاهدان، ایران

^۲ استاد، گروه مهندسی شیمی، دانشگاه سیستان و بلوچستان، زاهدان، ایران

^۳ استادیار، گروه مهندسی شیمی، دانشگاه سیستان و بلوچستان، زاهدان، ایران

^۴ دانشیار، گروه مهندسی شیمی، دانشگاه سیستان و بلوچستان، زاهدان، ایران

نوع مقاله: ترویجی

دریافت: ۱۳۹۹/۱۲/۰۳ پذیرش: ۱۴۰۰/۰۴/۲۳

چکیده

این پژوهش، به طراحی ساختار کنترلی با استفاده از کنترل‌کننده تناسبی انتگرالی همراه با پارامتر جبران‌ساز در فضای حالت غیرکمینه ($^{1}NMSS$) می‌پردازد. شناسایی سیستم به روش $^{2}RIVID$ از طریق Simulink نرم‌افزار متلب و با استفاده از جعبه‌ابزار $^{3}Captain$ جهت به دست آوردن مدل سیستم صورت گرفته است. سپس ساختار کنترلی چند ورودی-چند خروجی ($^{4}MIMO$) در حالت مربعی برای یک سیستم 8×8 توسعه داده شد تا کیفیت محصولات جانبی حفظ گردد. در ادامه بهینه‌سازی مصرف انرژی فرآیند، با تعریف تابع هدفی بر مبنای کمینه نمودن میزان هزینه انرژی انجام شد. بر مبنای نتایج به دست آمده ضمن حفظ کیفیت محصولات، بخار ورودی به برج اصلی $19/8$ درصد، بخار ورودی به عریان‌ساز گازوئیل $10/255$ درصد، بار حرارتی ورودی به عریان‌ساز نفتا $3/83$ درصد، بار حرارتی ورودی به عریان‌ساز نفت سفید $3/41$ درصد کاهش یافتند و تنها بار حرارتی کوره به میزان $0/135$ درصد افزایش یافت و در نهایت میزان هزینه انرژی مصرفی $8/5$ درصد کاهش یافت.

کلمات کلیدی: برج جداسازی نفت خام، کنترل چند متغیره، بهینه‌سازی، $RIVID$

* a.khalilipour@Eng.usb.ac.ir

¹ Non Minimal State Space

² Refined Instrumental variable identification for discrete-time

³ Computer-Aided Program for Time series Analysis and Identification of Noisy systems

⁴ Multi Input Multi Output

مقدمه

تقطیر مهم‌ترین و پرکاربردترین فرآیند جداسازی است که برای جداسازی ۹۵٪ انواع سیالات در صنایع شیمیایی استفاده می‌شود [۱]. امروزه حدود ۴۰۰۰۰ برج تقطیر جهت جداسازی و پالایش در سرتاسر جهان به کار گرفته شده است [۲]. با توجه به تحقیقات انجام شده در زمینه برج‌های تقطیر، می‌توان برج تقطیر را به عنوان یک بخش صنعتی مهم در زمینه صنعت نفت و پتروشیمی دانست که اهداف خاصی را در فرآیند عملیاتی خود دنبال می‌کند، از مهم‌ترین این اهداف می‌توان به دستیابی سریع به ترکیب مطلوب محصولات، کاهش مصرف انرژی و دستیابی به عملکرد مقرون به صرفه اشاره کرد. مدل‌های کنترلی بسیاری برای کنترل فرآیند پالایش و همچنین بهبود عملکرد کنترل‌کننده‌های برج تقطیر، کنترل پارامترهای عملیاتی و یا کیفیت محصولات خروجی برج ارائه شده است. یکی از مشکلات مهمی که در کنترل برج‌های تقطیر مشاهده می‌شود، انتخاب نامناسب جفت متغیر کنترل‌کننده و کنترل‌شونده است. به علت وجود تعداد زیاد ساختارهای کنترلی موجود در یک برج تقطیر، نیاز به ابزاری برای انتخاب بهترین ساختار کنترلی حس می‌شود. کنترل برج جداسازی نفت خام به دلیل اثر مستقیم بر کیفیت محصولات یک واحد پالایشگاهی همواره مورد توجه محققین بوده است. هاود و همکاران [۳] برای یک برج خلأ، کنترل مدل پیش‌بین را ارائه نمودند. نویسندگان این پژوهش گزارش کردند که پس از پیاده‌سازی مدل کنترلی بر روی واحد تقطیر خلأ پالایشگاه نیاناشام، نتایج به دست آمده حاکی از افزایش بازدهی و کاهش مصرف انرژی در این واحد بوده است. پانوکچیا و همکاران [۴] یک کنترل‌کننده پیش‌بین چندمتغیره جهت کنترل فرآیند تقطیر نفت خام را شبیه‌سازی نمودند. در این مطالعه نحوه اتحاد دو محیط شبیه‌سازی و کنترلی نشان داده شده است. هدف اصلی این تحقیق نمایش اثر شبیه‌سازی دینامیکی بر کاهش هزینه‌های پروژه‌های پیشرفته کنترلی بود که نویسندگان توانستند با کوتاه کردن مدل کنترلی طراحی شده و مراحل راه‌اندازی به این هدف تحقق بخشند. الیویرا و آدلواک [۵] کنترل چندمتغیره‌ای جهت کنترل برج تقطیر جزء به جزء نفت خام با محصولات اصلی دیزل و سوخت جت را توصیف کردند. کنترل‌کننده با در نظر گرفتن وضعیت عملیاتی برج به عنوان هدف اصلی، شامل ۱۴ متغیر کنترل‌شونده، ۶ متغیر کنترل‌کننده و ۲ اغتشاش بود. الگوریتم پیاده شده یک الگوریتم خطی برای کنترل متغیرها در محدوده مشخص بود. این مدل در پالایشگاه‌های پائولینیا و پتروبراس پیاده‌سازی شد و نتایج عملی با موفقیت ارائه شد. طراحی کنترل‌کننده ^۵(PID) با استفاده از الگوریتم ژنتیک توسط والچس [۶] برای کنترل برج تقطیر کمپانی شل معرفی شد. الگوریتم ژنتیک توانست به طور موفقیت‌آمیز برای تنظیم خودکار کنترل‌کننده‌های PID با توجه به مشخصات داده شده و با استفاده از یک تابع هدف فرمول‌بندی شده که عملکرد کنترل‌کننده را از نظر محدوده‌های دامنه زمانی بر روی پاسخ سیستم حلقه بسته مورد استفاده قرار می‌دهند، به کار گرفته شود. حیدری و پاولیک [۷] به شبیه‌سازی پایا و پویای واحد تقطیر نفت خام در نرم‌افزار Aspen پرداختند. آن‌ها شرایط عملکرد کنترل‌کننده‌های PID موجود در سیستم را با توجه به تأثیر نرخ جریان بخار در جریان‌سازها و جریان‌گرما در چگالنده‌های میانی مورد بررسی قرار دادند. نتایج به دست آمده نشان داد که این روش کنترلی نیازمند زمان کوتاه‌تر برای ایجاد یک حالت پایدار جدید است و انحراف کمتری را نشان می‌دهد. ریموند و همکاران [۸] جزئیات طراحی یک کنترل پیش‌بین برای فرآیند تقطیر اتمسفری را ارائه دادند. استراتژی کنترل پیش‌بین با استفاده از نرم‌افزارهای متلب و Adex و فرآیند تقطیر با استفاده از مدل دینامیک نرم‌افزار Aspen شبیه‌سازی شد. نتایج نشان داد

^۵ Proportional-Integral-Derivative

که این کنترل کننده نسبت به استراتژی کنترلی PID بهبود بهتری در پایداری عملیات داشت. گونکالوز و همکاران [۹] به شبیه سازی پویا و کنترل برج تقطیر نفت خام با استفاده از نرم افزار Aspen Hysys پرداختند. در این مطالعه شرایط عملیاتی یک واحد تقطیر نفت خام تحت اغتشاشات ممکن مورد بررسی قرار گرفت. مدل دینامیکی توسعه یافته با یک پیکربندی کنترلی مناسب ترکیب شد. کنترل کننده های مورد استفاده در این مطالعه از نوع کنترل کننده های سنتی PID است. با توجه به نتایج به دست آمده به این روش اجازه بررسی جزئیات رفتار گذرا زمانی که در شرایط عملیاتی تغییرات جدیدی اعمال می شود داده شد. کاملگو و همکاران [۱۰] یک مدل کنترلی پیش بین برای کنترل برج تقطیر نفت خام یک واحد صنعتی را (پالایشگاه ازمیر در ترکیه) طراحی کردند. کنترل کننده ها برای کنترل گرمای نفت خام با استفاده از کنترل گرمای کوره و محصولات عریان ساز برج تقطیر طراحی شد. مدل های کنترلی با استفاده از نرم افزار SMOCpro شبیه سازی شد. مدل به دست آمده برای یک دوره ۳ هفته ای مورد آزمایش قرار گرفت و مشاهده شد که میزان تولید و سود حاصله به مقدار قابل توجهی افزایش یافت. ولک و همکاران [۱۱] مدل پیش بین چند متغیره را برای یک برج صنعتی تقطیر نفت خام ارائه نمودند. ضرایب وزنی تابع اقتصادی مدل ارائه شده در خلال انجام شبیه سازی به نحوی محاسبه شد که هم رفتار برج و هم عملکرد کوره برج بهبود یافت. هم چنین در این مطالعه فشار عملیاتی سیستم کمینه گردید که نتیجه آن کاهش مصرف انرژی در واحد بود. طراحی کنترل کننده به معنای ایجاد رابطه ریاضی یا استراتژی مناسب برای حفظ خروجی به مقدار مطلوب است. با بررسی مسائل پیچیده تر، محدودیت های نمایش تابع تبدیلی کاملاً نمایان می شود. برای سیستم های پیچیده با چندین ورودی و خروجی، ماتریس های توابع شکل مناسبی نخواهند داشت. در انتهای دهه ۵۰ و ۶۰ میلادی نگرش مدرن به مدل سازی سیستم های دینامیکی به صورت فضای حالت^۶ و استفاده از روش های عددی و کامپیوتری جای خود را در میان تئوری های کنترل باز نمود [۱۲]. بر اساس این تعاریف و روابط، کنترل کننده جدیدی به نام کنترل کننده تناسبی انتگرالی همراه با پارامتر جبران ساز^۷ (PIP) که شناسایی اولیه و تخمین مدل های تابع انتقال (TF) بر مبنای شکل غیر کمینه فضای حالت است، ارائه گردید. این کنترل کننده در خود خواص مربوط به کنترل کننده پیش گو بر مبنای مدل^۸ (MPC) را نیز دارد. از کاربردهای محدود کنترل PIP در مهندسی شیمی می توان به کنترل فضای حالت PIP برج تقطیر اتمسفریک نفت خام اشاره کرد که توسط خلیلی پور و همکاران [۱۳] صورت گرفت. در این تحقیق به طراحی ساختار کنترلی و مدل سازی یک برج جداسازی نفت خام بر مبنای آرایه بهره نسبی^۹ (RGA) و آرایه بهره نسبی نرمال شده^{۱۰} (RNGA) پرداخته شده است. برج جداسازی در دو ظرفیت ۴۰۰۰ و ۶۰۰۰ بشکه در روز مدل سازی شد تا عملکرد کنترلی ساختارهای پیشنهادی بررسی شود. بر مبنای نتایج به دست آمده، پاسخ خروجی سیستم کنترلی برای هر دو روش به خوبی تغییرات خوراک را در ظرفیت ۶۰۰۰ بشکه در روز را کنترل می کند، این در حالی است که نتیجه آزمون خروجی در ظرفیت ۴۰۰۰ بشکه در روز، تغییر ساختار کنترلی در هر دو روش آرایه بهره نسبی و آرایه بهره نسبی نرمال شده را نشان می دهد. با توجه به مصرف بالای انرژی فرآیند جداسازی نفت خام، یکی از واحدهایی که می توان روش های جدیدی برای بهینه سازی مصرف انرژی در آن پیاده کرد واحد تقطیر پالایشگاهی است. پالایشگاه ها از جمله بزرگ ترین

^۶ State Space

^۷ Proportional-Integral Plus

^۸ Model Predictive Control

^۹ Relative Gain Array

^{۱۰} Relative Normal Gain Array

مصرف‌کننده‌های انرژی در صنایع شیمیایی هستند. ارزیابی‌ها نشان می‌دهد که ۴۰-۳۵ درصد از انرژی مصرفی پالایشگاه مربوط به واحد تقطیر اتمسفریک نفت خام است [۱۴]. المیاهی و همکاران [۱۵] شیوه‌ای جدید به منظور افزایش بازده انرژی و به طبع آن کاهش انتشار دی‌اکسید کربن را برای برج تقطیر نفت خام پیشنهاد کردند. طراحی با در نظر گرفتن پیش جداساز تک مرحله و چند مرحله‌ای انجام شد و با استفاده از بهینه‌سازی چند متغیره، مقادیر بهینه برای کاهش صدور دی‌اکسید کربن و افزایش بازده محصول ته‌ماند معرفی شدند. لو و همکاران [۱۶] با در نظر گرفتن ارزش محصول خروجی و مصرف انرژی در یک واحد تقطیر نفت خام موجود، شیوه بهینه‌سازی سامان‌مند را برای به حداکثر رساندن سود پالایشگاه پیشنهاد کردند. برای این کار از مدل (SCfrac) در نرم‌افزار Aspen plus برای شبیه‌سازی واحد تقطیر نفت خام استفاده شد و از آنالیز پینچ برای مشخص کردن بهره‌وری انرژی استفاده گردید. نتایج نشان دادند که توزیع محصولات فرآوری شده نسبت به بهره‌وری انرژی تأثیر بیشتری بر سود سالیانه خواهد داشت و همچنین نوع نفت خام مورد استفاده نیز می‌تواند بر سود و هزینه انرژی مؤثر باشد. ونگ و همکاران [۱۷] یک واحد تقطیر نفت خام متداول با دو کوره و سه برج و شبکه مبدل‌های گرمایی مرتبط با آن را شبیه‌سازی کردند و تأثیرات ویژگی‌های مختلف نفت خام بر روی محصول، چگالنده‌های میانی برای انتقال گرما، طراحی شبکه مبدل‌های گرمایی و انتشار دی‌اکسید کربن در یک واحد تقطیر نفت خام را مورد بررسی قرار دادند. نتایج شبیه‌سازی با نتایج واقعی واحد مقایسه و تصدیق شدند. علاوه بر این مدلی برای بهبود مصرف انرژی با در نظر گرفتن دو نوع نفت خام سبک و سنگین را پیشنهاد کردند. بر پایه تحقیقات انجام شده بر روی واحدهای تقطیر نفت خام موجود، شرایط عملیاتی بهینه برای واحدی با سه برج و شبکه مبدل‌های گرمایی مرتبط با آن حاصل شد. نتایج خوبی برای کاهش مصرف انرژی و انتشار دی‌اکسید کربن حاصل گردید و در نهایت محاسبات اقتصادی برای دو نوع نفت خام سبک و سنگین ارائه گردیدند. مارتینز و همکاران [۱۸] برای افزایش تولید و کاهش مصرف انرژی شیوه‌ای سامان‌مند برای در نظر گرفتن تداخل بین واحدهای جداگانه و سیستم بهره‌وری گرمایی درحالی که کیفیت تغییری نکند را پیشنهاد کردند. نتایج اضافه کردن یک پیش جداساز به سیستم تقطیر نشان داد که شیوه شبیه‌سازی-بهینه‌سازی ارائه شده در این کار توانایی کاهش مصرف انرژی را در مقایسه با حالت بدون پیش جداساز دارا است درحالی که مشخصه‌های کیفی خوراک بدون تغییر باقی می‌ماند. یان و همکاران [۱۹] کل فرآیند تقطیر نفت خام را به وسیله مدل تئوری پیشنهادی بر پایه تحلیل افت اکسرژی اصلاح و بهینه‌سازی کردند. هدف از این تحلیل افزایش بیشتر بازده انرژی هم به صورت کیفی و هم به صورت کمی بوده است. تحلیل ارائه شده بر مبنای افت اکسرژی ناشی از اجزای اصلی سیستم تقطیر نفت خام شامل کندانسورها، کوره‌ها و برج‌ها است. سرانجام مقایسه انجام شده با فرآیند اصلی نشان داد که بازده اکسرژی فرآیند اصلاح شده ۱۲/۵ درصد افزایش یافته، همچنین مصرف کلی انرژی سالیانه به میزان ۲۸/۷ درصد کاهش داشته درحالی که شدت جریان‌ها و کیفیت همه محصولات ثابت هستند و تغییری نداشته‌اند.

در پژوهش حاضر، با رویکرد رفع مشکلات موجود در حوزه کنترل برج‌های تقطیر و با توجه به مزیت‌های کنترل‌کننده تناسبی انتگرالی با پارامتر جبران‌ساز (PIP) طراحی روش کنترل PIP مبتنی بر فضای حالت غیرکمیته برای برج تقطیر نفت خام پالایشگاه تبریز در حالت مربعی طراحی شد. این کنترل‌کننده در خود خواص مربوط به کنترل‌کننده پیش‌گو بر مبنای مدل (MPC) را دارد. از جمله مزایای دیگر استفاده از کنترل‌کننده PIP نسبت به کنترل‌کننده‌های دیگر می‌توان به عدم نیاز به گسسته‌سازی سیستم‌های پیوسته، کارایی مناسب برای سیستم‌های چند ورودی-چند خروجی و سیستم‌های تصادفی، کارایی مناسب برای سیستم‌های غیرخطی به علت تعریف فضای حالت اشاره نمود. با توجه به

اینکه برج جداسازی نفت خام یک فرآیند پیچیده با چندین ورودی و خروجی است و از آنجا که انتخاب جفت‌های کنترل‌کننده و کنترل‌شونده مناسب کار دشواری است، استفاده از کنترل‌کننده PIP با توجه به مزیت‌های ذکر شده آن، روش مناسبی خواهد بود.

مدل فرآیند

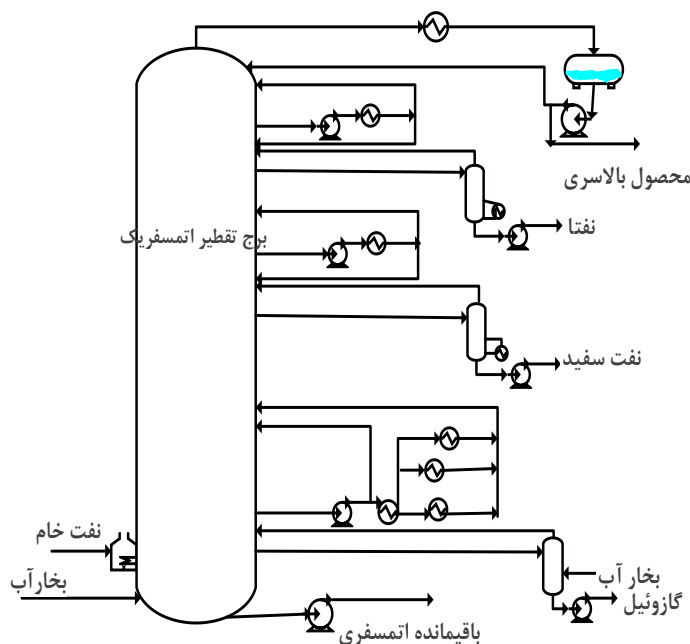
مدل‌های برج تقطیر توسط بسیاری از نویسندگان ارائه شده است. این مدل‌ها عموماً شامل موازنه جرم و آنتالپی است. نفت خام از گستره وسیعی از هیدروکربن‌ها در قالب برش‌های نفتی مختلف تشکیل شده است. از این رو برای محاسبه خواص و روابط ترمودینامیکی از روش استاندارد تبدیل نفت به مواد فرضی سبک‌تر که توسط هالند ارائه شده، بهره گرفته شده است [۲۰]. خواص نفتی را می‌توان با استفاده از یک روش محاسباتی صحیح و با در دسترس داشتن نمودار نقطه‌جوش واقعی^{۱۱} (TBP) و مشخص بودن چگالی تمام برش‌ها (مواد فرضی) محاسبه کرد [۲۱]. در واحدهای صنعتی کیفیت محصولات توسط یک روش مرسوم به نام نقطه برش نفتی، کنترل می‌شود. این روش اندازه‌گیری توسط وان هورن معرفی شد و مشخص‌کننده نحوه جداسازی نفت خام به برش‌های در خلال فرآیند تقطیر، است [۲۲]. در فرآیند تقطیر نفت خام کیفیت محصولات توسط دمای استاندارد ASTM بیان می‌گردد [۲۳]. آنالیز دمای ASTM رابطه بین میزان بخار خروجی از ظرف تقطیر را نسبت به محصولات مقطر طی فرآیند تقطیر ناپیوسته نشان می‌دهد. با توجه به اینکه در تعریف نفت خام، اطلاعات مربوط به برش مواد سبک، ترکیبات سبک موجود در نفت خام را معلوم می‌کند و برای بقیه نفت خام اطلاعات به صورت منحنی نقطه‌جوش حقیقی در اختیار است، لذا در تعریف خوراک ورودی باید ترکیبات موجود در مواد سبک مشخص گردند و هم خواص نفت خام به صورت یک برش نفتی در نرم‌افزار تعریف شود. جهت انجام محاسبات بر روی مخلوطی مانند نفت خام که ماهیت پیوسته و غیرمنقطع دارد، مخلوط پیوسته را به تعدادی جزء فرضی باید تقسیم کرد و بدین ترتیب عملیات شبیه‌سازی و محاسبات برج تقطیر را مشابه با یک الگوریتم تقطیر چند جزئی انجام داد. در نرم‌افزار Aspen Plus نیز ابتدا منحنی نقطه‌جوش حقیقی و دانسیته به صورت یک معادله فراگیر که از صفر تا صد در صد نفت خام را در بر می‌گیرد، تعمیم یافته و بعداً این ترکیبات فرضی به وجود آمدند، منحنی به اجزای فرضی تقسیم‌بندی می‌گردد. همچنین برای شبیه‌سازی و مدل‌سازی فرآیند باید مدل ترمودینامیکی مناسبی را انتخاب نمود. در این مطالعه به منظور شبیه‌سازی پایای برج جداسازی نفت خام پالایشگاه ۳۸ ماده فرضی با مشخص نمودن چگالی و TBP تعریف گردید و از مدل ترمودینامیکی براون کی ۱۰ (BK10) برای تخمین خواص فیزیکی مواد حقیقی و فرضی استفاده شده است.

برج جداسازی مورد مطالعه

جهت طراحی ساختار کنترلی چند متغیره بر روی یک واحد صنعتی، برج تقطیر اتمسفریک پالایشگاه تبریز به عنوان واحد مورد مطالعه در نظر گرفته شده است. واحد تقطیر پالایشگاه تبریز از بخش‌های نمک‌زدایی و پیش‌گرمایش، واحد تقطیر اتمسفریک، واحد تقطیر خلأ تشکیل شده است. خوراک این پالایشگاه از میدان‌های مادون، شادگان، اهواز آسماری و نفت خام کشورهای همسایه تأمین می‌گردد. تجهیزات به کار رفته در واحد تقطیر اتمسفریک پالایشگاه تبریز شامل برج تقطیر اتمسفریک، کوره‌ها برای افزایش دمای خوراک، مجموعه‌ای از پمپ‌ها و مبدل‌ها که برای انتقال جریان‌ها و تبادل حرارتی بین آن‌ها مورد استفاده قرار می‌گیرند و برج‌های عریان‌کننده که برای جداسازی مواد سبکی

¹¹ True Boiling Point

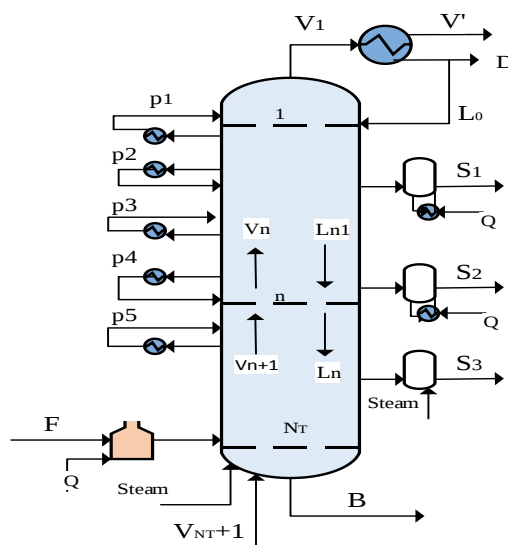
که همراه با برش‌های نفتی از برج بیرون کشیده شده‌اند، به کار می‌روند. نفت خام پس از نمک‌زدایی و عبور از شبکه پیش‌گرمایش وارد کوره می‌شود و دمای آن افزایش می‌یابد. در پالایشگاه، نفت خام برای افزایش دما از مجموعه مبدل‌های پیش‌گرمایش می‌گذرد که این دما برای رسیدن به تبخیر نفت به گونه‌ای که در برج تقطیر اتمسفریک لازم است، پایین است، بنابراین برای تأمین گرمایش مورد نیاز از کوره‌ها استفاده می‌شود. اختلاف دمای بالای میان ورودی و خروجی کوره و نرخ بالای جریان فرآیند نفت خام، کوره را به عنوان یک مصرف‌کننده بالای انرژی در کل پالایشگاه تبدیل کرده است. نفت خام خروجی از کوره بعد از اختلاط با ترکیبات سبک خروجی از مخزن تبخیر ناگهانی، به ناحیه تبخیر ناگهانی برج که بین سینی‌های ۴۸ و ۴۹ است، فرستاده می‌شود. برج تقطیر اتمسفریک این واحد متشکل از ۵۱ سینی و یک بستر پر شده معادل دو سینی است. فشار در بالای برج در حدود $1/9 \text{ kg/cm}^2$ و افزایش فشار در طول برج در حدود $0/4 \text{ kg/cm}^2$ است. در زیر پایین‌ترین سینی، جریان بخار آب به برج تزریق می‌شود تا علاوه بر افزایش دما، سبب دفع سریع‌تر هیدروکربن‌های سبک موجود در جریان خوراک ورودی به برج و حذف ترکیبات سبک موجود در ته‌مانده برج شود. در شکل ۱ نمایی از برج تقطیر اتمسفریک پالایشگاه تبریز آورده شده است.



شکل ۱- برج تقطیر اتمسفریک مورد مطالعه

ساختار کنترلی چند متغیره

تجزیه و تحلیل درجه آزادی، قبل از طراحی ساختار کنترلی از ضرورت طرح‌های کنترلی است. با عنوان نمودن درجه آزادی درواقع به متغیرهای ورودی تأثیرگذار اشاره می‌گردد. نمودار جریانی برج تقطیر نفت خام مورد مطالعه را در شکل ۲ در نظر بگیرید، درجه آزادی از تفاضل بین تعداد متغیرها و تعداد معادلات مستقل به دست می‌آید.



شکل ۲- برج جداسازی نفت خام

با بررسی متغیرهای موجود در برج جداسازی نفت خام و معادلات مربوط به آن، درنهایت ۱۴ درجه آزادی برای سیستم محاسبه گردید. در جدول ۱ متغیرهای به دست آمده از تحلیل درجه آزادی آورده شده است. از بین متغیرهای به دست آمده ۸ متغیر جهت کنترل کیفیت محصولات جانبی به کار می‌رود. در جدول ۲ متغیرهای مورد استفاده جهت کنترل کیفیت محصولات و کیفیت‌های مورد نظر آورده شده است. از آنجاکه کنترل کیفیت محصولات جانبی برج تقطیر نفت خام اهمیت بالایی دارد و از بین بردن درجات آزادی، سیستم را به نقطه بهینه عملیاتی نزدیک می‌کند در تمام جریان‌های خروجی از برج کیفیت محصولات در نظر گرفته شده است.

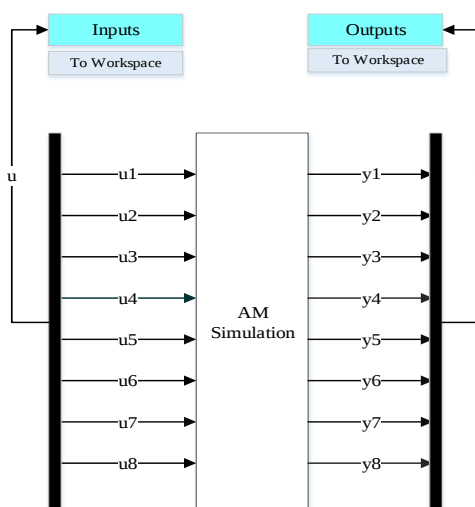
جدول ۱- متغیرهای به دست آمده از تحلیل درجه آزادی

واحد	نام متغیر
kg/h	دبی جریان خروجی نفتا
kg/h	دبی جریان خروجی نفت سفید
kg/h	دبی جریان خروجی گازوئیل
GJ/h	بار حرارتی کوره
kmol/h	دبی پمپ گردش ۱ به ۳
kmol/h	دبی پمپ گردش ۳ به ۴
kmol/h	دبی پمپ گردش ۳۰ به ۲۸
GJ/h	بار حرارتی پمپ گردش ۳۰ به ۳۱
GJ/h	بار حرارتی پمپ گردش ۴۵ به ۴۳
kg/h	دبی محصول بالای برج
kg/h	بخار ورودی به برج اصلی
kg/h	بخار ورودی به عریان‌ساز گازوئیل
GJ/h	بار حرارتی ری‌بویلر عریان‌ساز نفتا
GJ/h	بار حرارتی ری‌بویلر عریان‌ساز نفت سفید

جدول ۲- کیفیت محصولات و متغیرهای تأثیرگذار بر روی آن‌ها

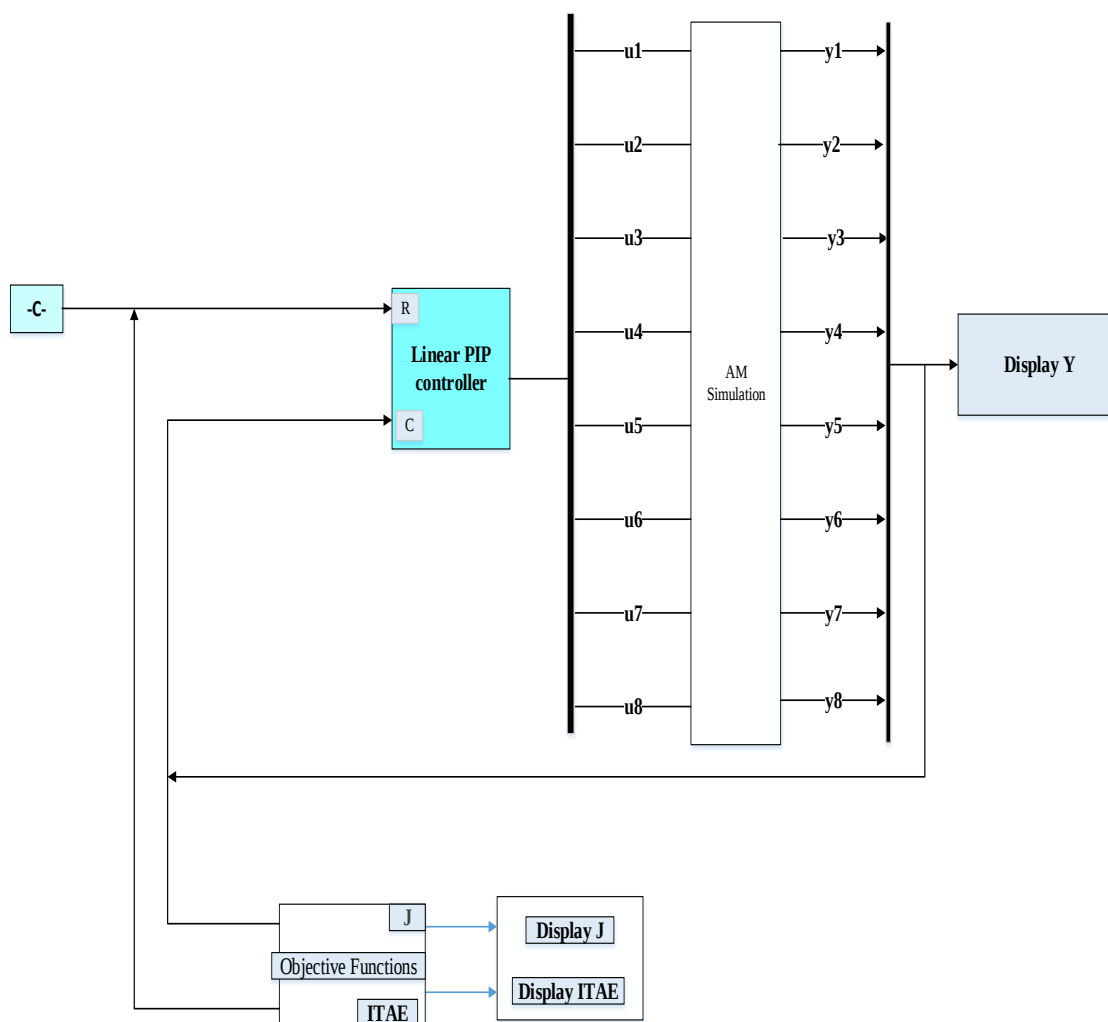
کیفیت (درجه سانتی گراد)	متغیر ورودی تأثیرگذار
ASTM D86 95% محصول بالا (y_1)	دبی محصول بالای برج (u_1)
ASTM 86 5% نفتا (y_2)	بار حرارتی ری‌بویلر عریان‌ساز نفتا (u_2)
ASTM D86 95% نفتا (y_3)	دبی جریان خروجی نفتا (u_3)
ASTM 86 5% نفت سفید (y_4)	بار حرارتی ری‌بویلر عریان‌ساز نفت سفید (u_4)
ASTM D86 95% نفت سفید (y_5)	دبی جریان خروجی نفت سفید (u_5)
ASTM 86 5% گازوئیل (y_6)	بخار ورودی به عریان‌ساز گازوئیل (u_6)
ASTM D86 95% گازوئیل (y_7)	دبی جریان خروجی گازوئیل (u_7)
ASTM 86 5% محصول پایین (y_8)	بخار ورودی به برج اصلی (u_8)

برای این‌که بتوان کنترل‌کننده مناسبی برای سیستم طراحی کرد باید توصیف دقیق و مشخصی از سیستم پویا به صورت ریاضی در دست باشد. علم شناسایی یکی از روش‌های مدل‌سازی محسوب می‌شود که در آن سعی می‌شود که از روی پاسخ سیستم به ورودی مشخص بتوان رفتار دینامیکی سیستم را با معادلات ریاضی و به صورت مکتوب توصیف کرد [۲۴]. روش‌های شناسایی زیادی تحقیق و پیشنهاد شده است. ساده‌ترین روش برای فرآیندهای پایدار آزمون پله‌ای است، یعنی یک تغییر پله را وارد کرده و در نهایت پارامترهای آن به دست می‌آید. از جمله روش‌های دیگر شناسایی می‌توان به الگوریتم RIV و RIVC اشاره کرد. این دو الگوریتم از دسته روش‌های متغیرهای ابزاری IV هستند که پیشینه غنی در شناسایی سیستم‌ها دارد [۲۵]. در این پژوهش از الگوریتم RIV در جعبه‌ابزار Captian نرم‌افزار متلب استفاده شده است. از تابع RIV جهت شناسایی مدل تابع انتقال و پارامترهای مرتبط با آن استفاده می‌شود. به این ترتیب که به پارامترهای ورودی به صورت تصادفی در محدوده مدنظر تغییراتی در بازه نمونه‌برداری برابر ۰/۰۱ اعمال می‌گردد و هم‌زمان تغییرات خروجی‌ها نیز مشاهده می‌گردد. حال با داشتن این داده‌ها بهترین مدل توسط الگوریتم RIV با ارزیابی معیارهای BIC، YIC و RT2 به دست می‌آید و سپس مقادیر پارامترهای مذکور را می‌دهد. شناسایی به روش RIV در شکل ۳ نمایش داده شده است.



شکل ۳- شناسایی سیستم در Simulink نرم‌افزار متلب

در گام بعد برای پیاده‌سازی کنترل‌کننده PIP بر روی برج تقطیر اتمسفریک با استفاده از روابط موجود در بخش Simulink در نرم‌افزار متلب مدل پویای برج تقطیر در نرم‌افزار Aspen Dynamics به ساختار طراحی شده PIP که در یک جعبه‌ابزار به همین نام در کتابخانه متلب اضافه شده است، متصل می‌گردد. در این ساختار، خروجی از جعبه کنترل PIP وارد جعبه شبیه‌سازی (AMSimulation) می‌گردد. این فرآیند دارای ۸ متغیر ورودی است که دستورات کنترل‌کننده PIP را دریافت می‌نماید و تغییرات را بر روی فرآیند اعمال نموده و تأثیرات بر روی خروجی، توسط سیگنال‌های خروجی نشان داده می‌شود. مقادیر خروجی توسط دستور خطا در جعبه $ITAE^{12}$ و J با مقادیر مطلوب مقایسه می‌گردند و خطای سیستم کنترلی محاسبه می‌گردد. در این حالت بسته به تغییرات میزان مقرر و بار ناخواسته و همچنین ورودی‌های سیستم، با توجه به توابع وزن اقتصادی یک کنترل مربعی جهت کنترل کیفیت محصولات انجام می‌شود. سپس با استفاده از متغیرهایی که برای بهینه‌سازی میزان هزینه انرژی مصرفی واحد در نظر گرفته شده‌اند، بهینه‌سازی اقتصادی واحد تقطیر اتمسفریک انجام می‌گیرد. در شکل ۴ ساختار کنترلی PIP پیاده شده بر روی سیستم نشان داده شده است.



شکل ۴- ساختار کنترلی PIP بر روی سیستم

¹² Integral of Time multiplied by Absolute Error

تئوری و فرمول بندی فضای حالت

طراحی سیستم های کنترل در فضای حالت، دستیابی به موقعیت مطلوب قطب ها (معادله مشخصه) را امکان پذیر می سازد و به سادگی می توان سیستم هایی را طراحی کرد که نسبت به یک شاخص عملکرد تعیین شده بهینه باشند. در این طراحی ها عامل سعی و خطا به حداقل می رسد و طراحی سیستم های چند متغیره نیز، به همین ترتیب انجام می پذیرد. لازم به ذکر است که روش های فضای حالت حوزه زمانی هستند و انجام محاسبات را می توان به سادگی با یک رایانه دیجیتال انجام داد. مبنای طراحی سیستم های کنترلی تابع حالت است. این تابع را می توان هم به صورت زمان گسسته و هم به صورت زمان پیوسته تعریف کرد. پایه طراحی سیستم کنترلی PIP مدل زمان گسسته است. در واقع می توان گفت فضای حالت، شکل ماتریس-برداري تابع حالت است. معادلات حالت و خروجی یک سیستم با چند ورودی و چند خروجی در حالت زمان گسسته عبارت اند از:

$$x(k+1) = Ax(k) + Bu(k) \quad (1)$$

$$y(k) = Cx(k) \quad (2)$$

در این معادلات x (بردار حالت)، y (بردار خروجی)، u (بردار ورودی) به ترتیب عبارت اند از:

$$x = [x_1 \ x_2 \ x_3 \ \dots \ x_n]^T \quad n \times 1 \quad (3)$$

$$y = [y_1 \ y_2 \ y_3 \ \dots \ y_p]^T \quad p \times 1 \quad p \leq n \quad (4)$$

$$u = [u_1 \ u_2 \ u_3 \ \dots \ u_q]^T \quad q \times 1 \quad (5)$$

A, B, C و ماتریس ضرایب هستند که ابعادی متناسب با بردار x, u, y دارند. k نیز شمارنده بازه نمونه گیری است. طراحی سیستم کنترلی بر مبنای قانون SVF است. به عبارتی:

$$u = -Vx \quad (6)$$

V ماتریس بهره کنترلی^{۱۳} (CGM) با ابعاد $q \times n$ است. در اصل مدل TF، یک مدل ریاضی است که سیگنال ورودی را به خروجی تبدیل می کند. عمل گر z برای سیستم زمان گسسته به صورت جابه جایی پیش رو تعریف می گردد. عکس این عمل گر در کنترل مدرن بسیار مهم است و مبنای بسیاری از روابط است.

$$zy(k) = y(k+1) \quad (7)$$

$$z^{-i}y(k) = y(k-i) \quad (8)$$

z^{-i} نشان گر تأخیر زمانی نمونه های i ام است.

مدل عمومی TF برای زمان گسسته با رابطه زیر به دست می آید:

$$y(k) = \frac{B(z^{-1})}{A(z^{-1})}u(k) \quad (9)$$

$$A(z^{-1}) = 1 + a_1z^{-1} + a_2z^{-2} + \dots + a_nz^{-n} \quad a_n \neq 0 \quad (10)$$

$$B(z^{-1}) = b_1z^{-1} + b_2z^{-2} + \dots + b_mz^{-m} \quad b_m \neq 0 \quad (11)$$

¹³ Control Gain Matrix

این معادلات را می‌توان به صورت زیر بازنویسی نمود:

$$A(z^{-1}) = 1 + \sum_{i=1}^n a_i z^{-i} \quad (۱۲)$$

$$B(z^{-1}) = 1 + \sum_{j=1}^m b_j z^{-j} \quad (۱۳)$$

این مدل را برای فضای حالت NMSS می‌توان به شکل رابطه زیر بازنویسی کرد:

$$x(k) = Fx(k-1) + Gu(k-1) + Dy_t^d \quad (۱۴)$$

$$y(k) = Hx(k) \quad (۱۵)$$

F ماتریس گذرا^{۱۴}، G بردار ورودی و H بردار خروجی بوده که به فرم زیر هستند:

$$F = \begin{bmatrix} -A_1 & -A_2 & & -A_{n-1} & -A_n & B_2 & B_3 & & B_{m-1} & B_m & 0 \\ I_p & 0 & & 0 & 0 & 0 & 0 & & 0 & 0 & 0 \\ 0 & I_p & \dots & 0 & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & 0 & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots & \vdots & \vdots \\ 0 & 0 & & I_p & 0 & 0 & 0 & \ddots & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & \dots & 0 & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & & 0 & 0 & I_r & 0 & & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & \ddots & 0 & 0 & 0 & I_r & \ddots & 0 & 0 & 0 \\ \vdots & \vdots & \dots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots & \vdots & \vdots \\ 0 & 0 & & 0 & 0 & 0 & 0 & \dots & I_r & 0 & 0 \\ A_1 & A_2 & & A_{n-1} & A_n & -B_2 & -B_3 & & -B_{m-1} & -B_m & I_r \end{bmatrix} \quad (۱۶)$$

$$G = [B_1 \ 0 \ 0 \ \dots \ 0 \ I_r \ 0 \ 0 \ \dots \ 0 \ -B_1]^T \quad (۱۷)$$

$$H = [I_p \ 0 \ 0 \ \dots \ 0 \ 0 \ 0 \ \dots \ 0 \ 0] \quad (۱۸)$$

$$D = [0 \ 0 \ 0 \ \dots \ 0 \ 0 \ 0 \ \dots \ 0 \ I_p]^T \quad (۱۹)$$

که در آن I_p و I_r ماتریس‌های واحد به ابعاد $p \times p$ و $p \times r$ هستند [۱۳].

قانون پس‌خور حالت

یکی از روش‌های شناخته شده کنترل مدرن روش فیدبک متغیر حالت نامیده می‌شود. همان‌طور که در مبحث قبل ذکر شد قانون کنترل در پس‌خور حالت به صورت رابطه (۶) تعریف می‌گردد. ماتریس بهره کنترل به شکل زیر محاسبه می‌گردد:

$$V = [L_0 \ L_1 \ \dots \ L_{n-1} \ M_1 \ M_2 \ \dots \ M_{m-1} \ -K_1] \quad (۲۰)$$

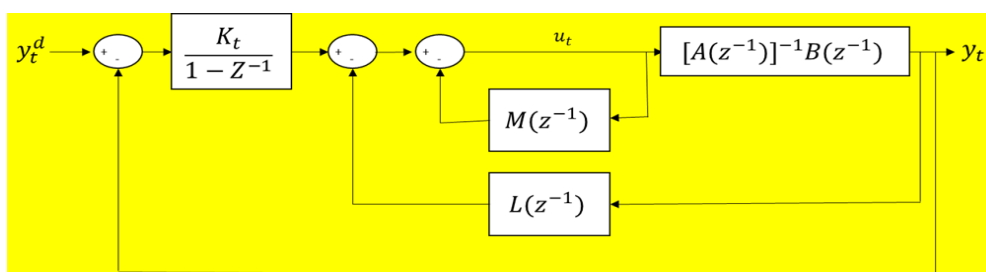
^{۱۴} Transition matrix

در این رویکرد کنترلی طراح موظف است که ماتریس بهره کنترلی را به گونه‌ای بیابد که ورودی سیستم کنترلی خروجی مطلوب را حاصل نماید. چندجمله‌ای‌های ماتریسی $M(z^{-1})$ و $L(z^{-1})$ به صورت رابطه‌های (۲۱) و (۲۲) محاسبه می‌شوند:

$$L(z^{-1}) = L_0 + L_1 z^{-1} + L_2 z^{-2} + \dots + L_{n-1} \quad (21)$$

$$M(z^{-1}) = M_0 + M_1 z^{-1} + M_2 z^{-2} + \dots + M_{m-1} z^{-(m-1)} \quad (22)$$

ساختار کنترلی PIP به صورت نمایش جعبه‌ای در شکل ۵ نشان می‌دهد که این ساختار کنترلی شکل توسعه یافته ساختار کنترلی کلاسیک PI است، با این تفاوت که دارای افزایش مسیر در پیش‌خور و جبران‌کننده در مسیر پس‌خور است.



شکل ۵- نمایش جعبه‌ای ساختار کنترلی PIP

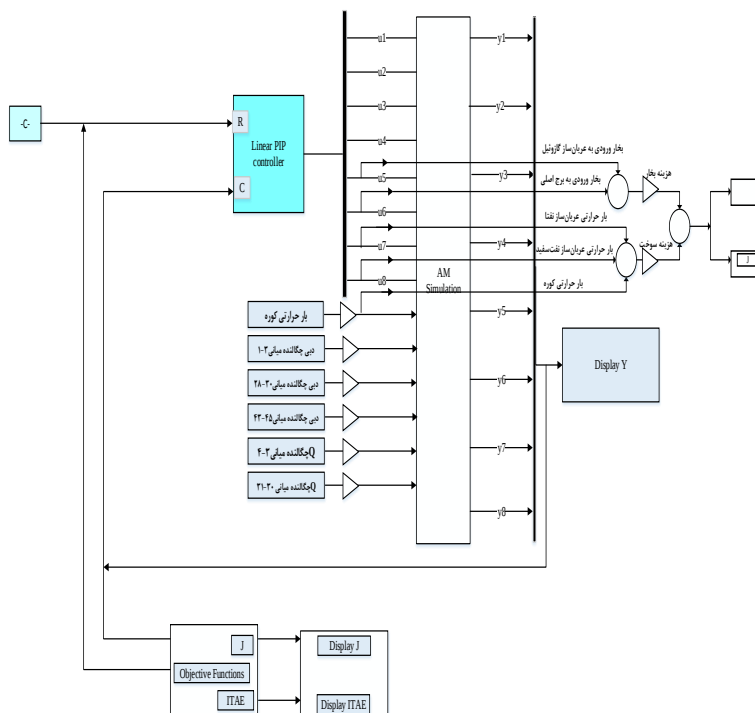
حالت عملکرد مدار بسته سیستم با جای‌گذاری معادله ۶ در رابطه‌های ۱۴ و ۱۵ به دست می‌آید:

$$X_t = (F - GV)X_{t-1} + DY_t^d \quad (23)$$

برای تابع تبدیل‌های ساده کنترل‌کننده PIP عملکردی شبیه کنترل‌کننده PI دارد. اما یک مزیت مهم این کنترل‌کننده این است که ساختار الگوریتمی مبتنی بر پس‌خور حالت سبب شده تا روش‌های طراحی متغیر حالت به وسیله روش‌هایی همچون طراحی بهینه جایگزین طراحی کنترل‌کننده‌های کلاسیک شود. عموماً در طراحی کنترل‌کننده بهینه هدف اکس‌ترمم یک تابع هدف مشخص با شرایط و قیود مربوطه است.

بهینه‌سازی برج جداسازی نفت خام

از آنجایی که هدف این پژوهش، کنترل و حفظ کیفیت محصولات جانبی فرآیند جداسازی نفت خام و بهینه‌سازی مصرف انرژی است. به همین منظور بعد از انجام شبیه‌سازی پایا و پویای واحد و کنترل کیفیت محصولات با استفاده از برخی متغیرهای به دست‌آمده از تحلیل درجه آزادی، بهینه‌سازی انجام می‌شود. بعد از نصب کنترل‌کننده PIP که جهت کنترل کیفیت محصولات بر روی سیستم نصب گردیده بود، سایر متغیرهایی که از محاسبه درجه آزادی به دست‌آمده بودند و بر روی مصرف انرژی و منحنی دمایی برج تأثیر دارند انتخاب شدند و با تعریف یک تابع هدف به نام (J) ، باهدف کمینه کردن میزان هزینه انرژی مصرفی برج جداسازی نفت خام، بهینه‌سازی انجام شد. نتایج به دست‌آمده از بهینه‌سازی نشان دادند که هزینه مصرف انرژی کاهش ۸/۵ درصدی داشته، ضمن اینکه کیفیت محصولات نیز حفظ گردیده است. در شکل ۶ نمایی از بهینه‌سازی در محیط Simulink نرم‌افزار متلب نشان داده شده است.



شکل ۶- نمایی از بهینه‌سازی در Simulink نرم‌افزار متلب

در جدول ۳ مقدار تابع هدف قبل و بعد از بهینه‌سازی آورده شده است.

جدول ۳- مقادیر تابع هدف قبل و بعد بهینه‌سازی

قبل از بهینه‌سازی	بعد از بهینه‌سازی	تابع هدف (ساعت/ریال)
۳۱۴۷۱۷۲	۲۸۸۷۵۴۳/۱	

$J =$ تابع هدف

(بار حرارتی ورودی به عریان‌ساز نفتا (GJ/h) + بار حرارتی ورودی به عریان‌ساز نفت سفید (GJ/h) + بار حرارتی کوره (GJ/h)) (قیمت (ساعت/ریال)) + (قیمت (ساعت/ریال)) $\times$ (بخار ورودی به برج اصلی (kg/h) + بخار ورودی به عریان‌ساز گازوئیل (kg/h))

نتایج و بحث

جهت شبیه‌سازی پایا و پویای واحد از نرم‌افزار Aspen استفاده شد و به‌منظور کنترل کیفیت محصولات از کنترل‌کننده PIP استفاده گردید. برای پیاده‌سازی ساختار این کنترل‌کننده بعد از انجام شبیه‌سازی پایا و پویا ابتدا شناسایی سیستم به روش RIVID از طریق اتصال نرم‌افزار Aspen و متلب و با استفاده از جعبه‌ابزار Captain در محیط Simulink نرم‌افزار متلب انجام شد و پارامترهای مدل گسسته تابع انتقال سیستم مورد مطالعه، محاسبه گردید. سپس با ایجاد اتصال بین ساختار کنترلی طراحی شده و شبیه‌سازی پویا در محیط Simulink، ساختار کنترلی PIP در محیط متلب جهت کنترل کیفیت محصولات برای یک سیستم 8×8 و در حالت مربعی اعمال گردید. در ادامه بهینه‌سازی مصرف انرژی با تغییر در متغیرهایی که از تحلیل درجه آزادی به‌دست‌آمده بودند، انجام شد. در جدول ۴ مقادیر واقعی کیفیت محصولات جهت مقایسه با نتایج به‌دست‌آمده آورده شده است.



جدول ۴- مقادیر واقعی کیفیت محصولات

مقدار (°C)	کیفیت
۱۴۶	ASTM D86 95% محصول بالا
۱۵۸	ASTM D86 5% نفتا
۱۸۸	ASTM D86 95% نفتا
۱۹۲	ASTM D86 5% نفت سفید
۲۵۶	ASTM D86 95% نفت سفید
۲۵۸	ASTM D86 5% گازوئیل
۳۴۷	ASTM D86 95% گازوئیل
۳۲۴	ASTM D86 5% محصول پایین

در جدول ۵ میزان تغییرات متغیرهای تأثیرگذار بر روی کیفیت محصولات و همچنین کیفیت محصولات قبل و بعد از بهینه‌سازی نشان داده شده است. نتایج بیانگر این است که استفاده از کنترل کننده PIP هم از لحاظ کنترل کیفیت محصولات و هم از لحاظ کاهش مصرف انرژی نتایج مطلوبی را ارائه داده است. این کنترل کننده می‌تواند اغتشاشات و تغییرات اعمال شده را به خوبی کنترل کند در نتیجه اجازه اعمال تغییرات بیشتری خواهد داد؛ بنابراین اگرچه بار حرارتی کوره افزایش یافته، اما در نقاط دیگری که مصرف انرژی وجود دارد و جهت کنترل کیفیت محصولات به کار رفته‌اند میزان مصرف انرژی، کاهش هنگفتی داشته، درحالی که کیفیت محصولات به خوبی حفظ شده است.

جدول ۵- کیفیت‌ها و متغیرهای کنترل کننده کیفیت قبل و بعد بهینه‌سازی

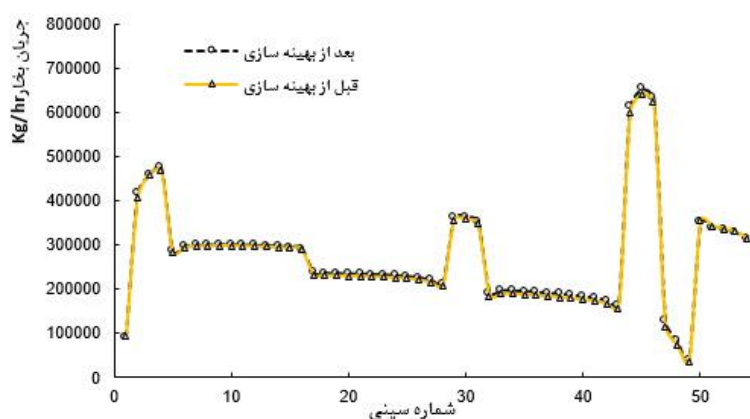
متغیرها	قبل	بعد
دبی جریان خروجی نفتا (kg/h)	۲۴۶۳۰	۲۴۳۹۰
دبی جریان خروجی نفت سفید (kg/h)	۹۰۴۰۰	۹۰۷۲۰
دبی جریان خروجی گازوئیل (kg/h)	۱۱۱۰۰۰	۱۱۱۲۰۰
دبی خروجی محصول بالا (kg/h)	۸۵۳۰۰	۸۶۸۰۰
دبی بخار ورودی به برج اصلی (kg/h)	۴۹۹۹	۴۰۰۹
دبی بخار جریان ساز گازوئیل (kg/h)	۲۷۵۰	۲۴۶۸
بار حرارتی جریان ساز نفتا (GJ/h)	۱۰/۴۴	۱۰/۰۴
بار حرارتی جریان ساز نفت سفید (GJ/h)	۱۲/۶	۱۲/۱۷
ASTM D86 95% محصول بالا (°C)	۱۴۵/۳۹۹	۱۴۵/۶
ASTM D86 5% نفتا (°C)	۱۵۷/۶	۱۵۷/۸
ASTM D86 95% نفتا (°C)	۱۸۶/۷	۱۸۶/۹
ASTM D86 5% نفت سفید (°C)	۱۹۱/۵	۱۹۱/۴
ASTM D86 95% نفت سفید (°C)	۲۵۵/۸	۲۵۵/۹
ASTM D86 5% گازوئیل (°C)	۲۵۸/۱	۲۵۸
ASTM D86 95% گازوئیل (°C)	۳۴۷/۱	۳۴۷
ASTM D86 5% محصول پایین (°C)	۳۲۴/۱	۳۲۴/۳

باتوجه به جدول ۶ در بهینه‌سازی انجام شده بار حرارتی کوره نسبت به سایر متغیرهایی که جهت بهینه‌سازی به کار رفته‌اند تغییر بیش‌تری داشته است؛ اما از آنجاکه در کوره هدف تأمین گرمای موردنیاز برج تقطیر در شبکه پیش‌گرمایش است و فقط برای جبران دمای ورودی به برج است، دمای خروجی کوره تا جایی که جهت ورود به برج تقطیر مجاز باشد، می‌تواند افزایش یابد. برای به دست آوردن میزان تغییرات انجام شده بر روی متغیرها، میزان تغییرات (x) باید در رابطه $\ln(1-x)$ قرار گیرد. افزایش بیش‌ازاندازه دما در کوره منجر به افزایش جریان بخار و درنهایت ایجاد پدیده طغیان می‌گردد. این افزایش دما همچنین باعث شکست خوراک نیز می‌شود.

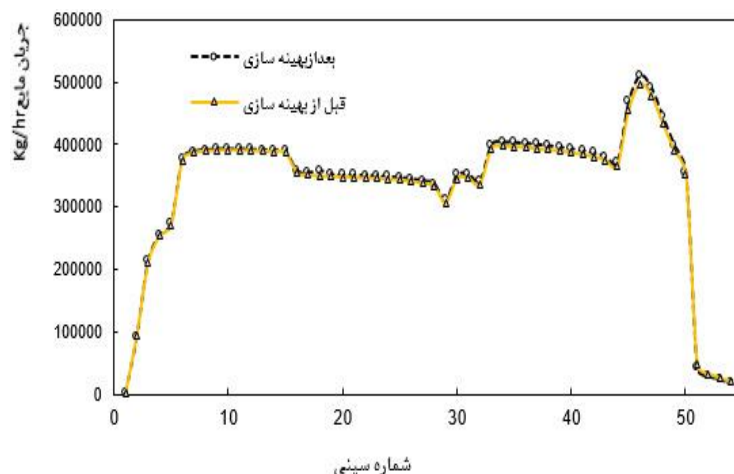
جدول ۶- تغییرات متغیرهای بهینه‌ساز قبل و بعد بهینه‌سازی

متغیر	میزان تغییرات (x)
دبی پمپ گردش ۱ به ۳	۰/۰۱۵۹
دبی پمپ گردش ۳۰ به ۲۸	-۰/۰۰۰۰۳۰
دبی پمپ گردش ۴۵ به ۴۳	-۰/۰۰۰۰۱۸
بار حرارتی پمپ گردش ۳ به ۴	-۰/۰۰۰۰۱۹
بار حرارتی پمپ گردش ۳۰ به ۳۱	۰/۰۰۰۰۶۵۳۳
بار حرارتی کوره	۰/۰۲۹۲

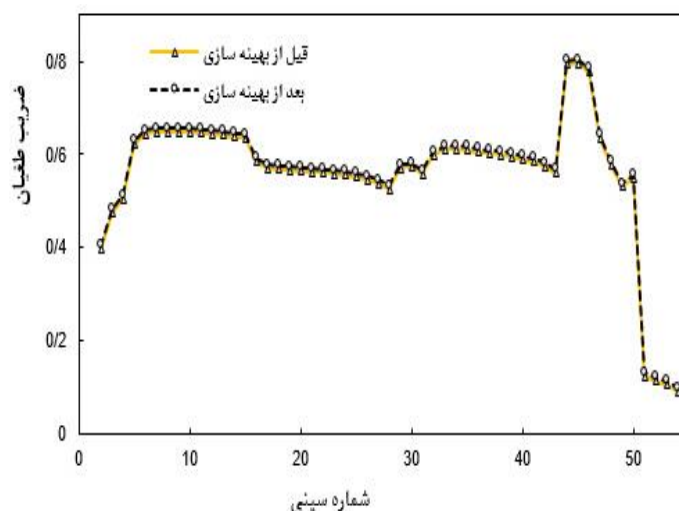
در شکل‌های ۷ و ۸ نمودار جریان بخار و مایع داخل برج قبل و بعد از بهینه‌سازی و همچنین در شکل ۹ نمودار طغیان قبل و بعد از بهینه‌سازی آورده شده است که نشان دهنده این است که این مقدار افزایش دمای کوره، در بهینه‌سازی انجام شده مشکلات ذکر شده را ایجاد نکرده است.



شکل ۷- جریان بخار داخل برج قبل و بعد از بهینه‌سازی



شکل ۸- جریان مایع در داخل برج قبل و بعد از بهینه‌سازی



شکل ۹- نمودار طغیان داخل برج قبل و بعد از بهینه‌سازی

در جدول ۷ میزان افزایش و کاهش نقاط مصرف انرژی به صورت درصدی بیان شده است. همان گونه که اشاره شده در تمام موارد به جز بار حرارتی کوره کاهش میزان مصرف انرژی مشاهده می‌شود. علت افزایش بار حرارتی کوره این است از بین متغیرهایی که از درجه آزادی باقیمانده است و برای بهینه‌سازی به کار می‌روند، تنها بار حرارتی کوره از بیرون قابل کنترل است و هزینه آن در نظر گرفته شده است و سایر متغیرها که شامل دبی و بار حرارتی چگالنده‌های میانی‌اند، تحت اختیار برج است؛ بنابراین می‌توان گفت که افزایش بار حرارتی کوره برای جبران کاهش مصرف انرژی در نقاطی از برج که کاهش مصرف انرژی صورت گرفته بود و جهت کنترل کیفیت محصولات به کار رفته بودند است.

جدول ۷- میزان کاهش انرژی‌های مصرفی بعد از بهینه‌سازی

عنوان	میزان کاهش یا افزایش
بار حرارتی کوره	۰/۱۳۵ درصد افزایش
بار حرارتی عریان‌ساز نفتا	۳/۸۳ درصد کاهش
بار حرارتی عریان‌ساز نفت سفید	۳/۴۱ درصد کاهش
دبی بخار ورودی به عریان‌ساز گازوئیل	۱۹/۸ درصد کاهش
دبی بخار ورودی به برج اصلی	۱۰/۲۵۵ درصد کاهش

نتیجه گیری

در این مطالعه، کنترل کیفیت محصولات جانبی برج تقطیر اتمسفریک نفت خام و سپس بهینه سازی مصرف انرژی جهت کاهش میزان هزینه انرژی مصرفی واحد انجام شده است. ابتدا شبیه سازی پایا و پویای برج تقطیر در نرم افزار Aspen Plus و Aspen Dynamics صورت گرفت. کنترل کیفیت محصولات با استفاده از کنترل کننده تناسبی انتگرالی همراه با پارامتر جبران ساز در فضای حالت غیر کمینه (NMSS-PIP) با استفاده از اتصال نرم افزار متلب و ASPEN انجام شد. برای پیاده سازی ساختار کنترلی که بتوان تابع هدف بهینه را برای آن تعریف نمود ابتدا شناسایی سیستم به روش RIVID از طریق اتصال شبیه سازی پویای واحد با Simulink نرم افزار متلب و با استفاده از جعبه ابزار Captain با ایجاد تغییرات تصادفی پارامترهای ورودی در محدوده قابل قبول و منطقی برای هر کدام و نمایش پارامترهای خروجی انجام شد و پارامترهای مدل گسسته تابع انتقال سیستم مورد مطالعه، محاسبه گردید. سپس با ایجاد اتصال بین ساختار کنترلی طراحی شده موجود در کتابخانه نرم افزار متلب و شبیه سازی پویا در محیط Simulink، ساختار کنترلی جهت کنترل کیفیت محصولات برای یک سیستم 8×8 اعمال گردید. ساختار کنترلی برای کنترل چند ورودی-چند خروجی (MIMO) در حالت مربعی توسعه داده شد و کیفیت محصولات کنترل گردید. در ادامه بهینه سازی مصرف انرژی با تعریف تابع هدفی بر مبنای کمینه نمودن هزینه مصرف انرژی انجام شد. بعد از انجام بهینه سازی، تنها بار حرارتی کوره افزایش یافت که با توجه به نمودارهای بخار، مایع و طغیان در داخل برج این مقدار افزایش بار حرارتی کوره مجاز است. میزان هزینه انرژی مصرفی $8/5$ درصد کاهش یافت، درحالی که کیفیت محصولات نیز به خوبی حفظ گردید. بیشترین درصد اختلاف با مقادیر واقعی $0/005$ درصد برای ASTM D86 %95 جریان نفتا است که خطای بسیار ناچیزی است.

تشکر و قدردانی

نویسندگان مقاله مراتب تشکر و قدردانی خود را از واحد پژوهش پالایشگاه تبریز به سبب در اختیار گذاشتن داده های صنعتی دارند.

منابع

- [1] J. L. Humphrey and A. F. Siebert (1992) "Separation technologies", Chemical engineering progress. 88, pp. 32-42.
- [2] T. R. Biyanto, J. A. Rahman, H. N. Laila, A. Abdurrahman, and P. A. Darwito (2017) "Techno economic optimization of petlyuk distillation column design using duelist algorithm", Procedia engineering. 170, pp. 520-527.
- [3] M. Hovd, R. Michaelsen, and T. Montin (1997) "Model predictive control of a crude oil distillation column", Computers & chemical engineering. 21, S893-S897.
- [4] G. Pannocchia, L. Gallinelli, A. Brambilla, G. Marchetti, and F. Trivella (2006) "Rigorous simulation and model predictive control of a crude distillation unit", IFAC Proceedings Volumes. 39, pp. 635-640.
- [5] M. de Oliveira Magalhães and D. Odloak, "Multivariable quality control of a crude oil fractionator," in Dynamics and Control of Chemical Reactors, Distillation Columns and Batch Processes (Dycord'95): Elsevier, pp. 469-474.
- [6] C. Vlachos, D. Williams, and J. Gomm (2002) "Solution to the Shell standard control problem using genetically tuned PID controllers", Control Engineering Practice. 10, pp. 151-163.



- [7] J. Haydary and T. Pavlík (2009) "Steady-state and dynamic simulation of crude oil distillation using Aspen Plus and Aspen Dynamics", Petroleum and coal. 51, 100.
- [8] A. Raimondi, A. Favela-Contreras, F. Beltrán-Carbajal, A. Piñón-Rubio, and J. L. De La Peña-Elizondo (2015) "Design of an adaptive predictive control strategy for crude oil atmospheric distillation process", Control Engineering Practice. 34, pp. 39-48.
- [9] D. D. Gonçalves, F. G. Martins, and S. F. De Azevedo (2010) "Dynamic simulation and control: application to atmospheric distillation unit of crude oil refinery", Computer Aided Chemical Engineering. 28.
- [10] S. Kemaloğlu, E. özgen Kuzu, and D. Gökçe (2009) "Model predictive control of a crude distillation unit an industrial application", IFAC Proceedings Volumes. 42, pp. 880-885.
- [11] U. Volk, D.W. Kniese, R. Hahn, R. Haber, and U. Schmitz (2005) "Optimized multivariable predictive control of an industrial distillation column considering hard and soft constraints", Control Engineering Practice. 13, pp. 913-927.
- [12] C. J. Taylor, A. Chotai, and P. C. Young (2001) "Design and application of PIP controllers: robust control of the IFAC93 benchmark", Transactions of the Institute of Measurement and Control. 23, pp. 183-200.
- [13] M. M. Khalilipour, J. Sadeghi, F. Shahraki, and K. Razzaghi (2016) "Nonsquare multivariable non-minimal state space-proportional integral plus (NMSS-PIP) control for atmospheric crude oil distillation column", Chemical Engineering Research and Design. 113, pp. 140-150.
- [14] M. Waheed and A. Oni (2015) "Performance improvement of a crude oil distillation unit", Applied Thermal Engineering. 75, pp. 315-324.
- [15] M. A. Al-Mayyahi, A. F. Hoadley, and G. Rangaiah (2014) "Energy optimization of crude oil distillation using different designs of pre-flash drums", Applied Thermal Engineering. 73, pp. 1204-1210.
- [16] Y. Luo, L. Wang, H. Wang, and X. Yuan (2015) "Simultaneous optimization of heat-integrated crude oil distillation systems", Chinese Journal of Chemical Engineering. 23, pp. 1518-1522.
- [17] K. Wang, B. Zhang, and Q. Chen, "Optimization of a crude oil distillation unit based on total-process simulation", in Computer Aided Chemical Engineering, vol. 38: Elsevier, pp. 2163-2168.
- [18] M. Ledezma-Martínez, M. Jobson, and R. Smith, "Simulation-optimisation-based Design of Crude Oil Distillation Systems with Preflash Units", in Computer Aided Chemical Engineering, vol. 40: Elsevier, pp. 823-828.
- [19] C. Yan, L. Lv, A. Eslamimanesh, and W. Shen (2019) "Application of retrofitted design and optimization framework based on the exergy analysis to a crude oil distillation plant", Applied Thermal Engineering. 154, pp. 637-649.
- [20] C. D. Holland (1981) Fundamentals of multicomponent distillation, McGraw-Hill.
- [21] J. Miquel and F. Castells (1993) "Easy characterization of petroleum fractions: Part 1", Hydrocarbon Processing;(United States). 72.
- [22] L. VANHORN (1980) "Crude unit computer control... how good is it", Hydrocarbon Processing. 60, pp. 145-148.
- [23] A. W. Drews (1998) Manual on hydrocarbon analysis, ASTM International.
- [24] P. C. Young (2011) Recursive estimation and time-series analysis: An introduction for the student and practitioner, Springer Science & Business Media.
- [25] P. C. Young (2008) "The refined instrumental variable method", Journal Européen des Systemes Automatisés. 42, pp. 149-179.