مجله کنترل
ISSN (print) 2008-8345
ISSN (online) 2538-3752
جلد ۱۴، شماره ۲، تابستان ۱۳۹۹، صفحه ۶۱ -۴۷

شبیه سازی دینامیکی و کنترل واحد متان زدایی در پالایشگاه گاز طبیعی

بیژن مدی[۱]، حمید باکوئی کتریمی[۲]

[۱] استادیار، گروه مهندسی شیمی، دانشگاه صنعتی همدان، medi@hut.ac.ir

[۲] فارغ‌التحصیل کارشناسی ارشد مهندسی شیمی، گروه مهندسی شیمی، دانشگاه صنعتی همدان، bakoei.hamid@gmail.com

دریافت: ۱۳۹۶/۰۷/۰۵ ویرایش اول: ۱۳۹۷/۰۳/۱۸ ویرایش دوم: ۱۳۹۷/۱۰/۲۱ پذیرش: ۱۳۹۷/۱۰/۲۹

چکیده: پالایشگاه NGL جزیره سیری نقش مهمی در تولید محصولات با ارزش افزوده بالا دارد. یکی از مهمترین واحدها در این پالایشگاه واحد متان زدایی است که دارای شبکه پیچیده‌ای از برجهای تقطیر و مبدلهای حرارتی است. در مرحله اول توسط نرم افزار شبیه سازی اسپن هایسیس، مدل استاتیکی مناسبی برای این واحد تهیه شد که در نتیجه شبیه سازی تجهیزات اساسی از جمله برجهای تقطیر و مبدلهای حرارتی پیاده سازی شدند. نتایج این بخش از شبیه سازی همخوانی بالایی با اطلاعات جمع آوری شده از واحد حقیقی دارند. سپس شبیه سازی از حالت استاتیکی به حالت دینامیکی منتقل شد که در این مرحله اندازه سازی تجهیزات اصلی از جمله برجهای تقطیر و شیرهای کنترل انجام گرفت. سپس کنترل کننده‌های متداول که در حال حاضر در واحد حقیقی موجود هستند، به شبیه سازی اضافه شدند. توسط روش تنظیم خودکار (ATV)، عملکرد جمعی کنترل کننده‌ها با در نظر گرفتن معیارهای مطلوب یعنی پایداری، سرعت پاسخ و عدم نوسان، تحت سناریوهای مختلف بررسی شد. بر اساس نتایج مشخص شد که با انجام اصلاحاتی دقیق بر روی ضرائب فعلی تنظیم کنترل کننده‌ها می‌توان به عملکردی به مراتب بهتر دست یافت.

کلمات کلیدی: شبیه سازی دینامیکی، هایسیس، واحد متان زدایی، برج تقطیر، مبدل حرارتی LNG، روش تنظیم ATV

Dynamic Simulation and Control of the Demethanizer Unit in Natural Gas Refining Plant

Bijan Medi, Hamid Bakuei Katrimi

Abstract: The NGL refinery of the Sirri Island has a major role in the production of high-value products. One of the most important refinery units is the demethanizer unit, comprising of a complex network of distillation towers and heat exchangers. In the first step, using the Aspen Hysys software, a proper steady state model was developed for this unit in which the simulation of the main equipment that is, distillation towers and heat exchangers were carried out. The steady state simulation results are in good agreement with the data gathered from the real plant. Then, the simulation was transferred from steady state to dynamic mode in which the main equipment such as distillation towers and control valves were sized. Here, the available controllers which are currently present in the real plant, were added to the simulation. Using the auto tuning variation (ATV) method and by considering the desired behavior namely, stability, fast response, and absence of oscillation, the overall performance of the controllers were examined under different scenarios. Based on the results, it was identified that with carefully tuning the controllers parameters, much better performance can be achieved.

Keywords: Dynamic simulation, Hysys, Demathanizer unit, Distillation tower, LNG heat exchanger, ATV method

[Downloaded from joc.kntu.ac.ir on 2026-11-06]
[DOR: 20.1001.1.20088345.1399.14.2.1.1]
[DOI: 10.29252/joc.14.2.47]

۱- مقدمه

پالایشگاه NGL[1] سیری با ظرفیت تولید ۳۵۰ هزار تن بر سال نقش مهمی در تولید میعانات گازی و گاز طبیعی در کشور دارد. این پالایشگاه مشتمل بر یازده واحد تخصصی است اما واحد متان زدایی که دارای شبکه پیچیده‌ای از برجهای تقطیر، مبدلهای حرارتی، توربو اکسپندر و کمپرسور می‌باشد، یکی از مهمترین و در عین حال مدرن ترین بخشهای این واحد است. در این واحد به کمک انبساط، سرد سازی و تقطیر، میعانات گازی (پروپان، بوتان، پنتان و کندانسیت) از گاز طبیعی جداسازی می‌شوند در عین حال که انرژی حاصل از انبساط گاز تحت فشار با فشرده سازی مجدد گاز محصول، بازیافت می گردد.

با توجه به اهمیت آثار دما و فشار بر فرایندهای جداسازی، در این واحد، این دو پارامتر می‌بایست به طور دقیق تحت کنترل قرار داشته باشند. وجود امکانات کنترلی در این واحد زمینه را برای پیاده سازی دقیق یک طرح جامع کنترلی آماده ساخته است، اما نبود رویکرد علمی و سیستماتیک، بهینه سازی حلقه‌های کنترلی را محدود به آزمون و خطا نموده که در نتیجه وجود نوسانات فراوان در عملیات تولید و افت کیفیت و ظرفیت تولید از مشکلات روزمره این واحد می‌باشد. لذا لازم است با هدف افزایش بهره‌وری و بهبود کیفیت در تولید، راهکار مناسب جهت بهبود عملکرد حلقه‌های کنترلی ارائه گردد.

امروزه به نحو گسترده‌ای از نرم‌افزارهای شبیه‌سازی در طراحی فرایند استفاده می‌شود. کاربردهای این نرم‌افزارها در این حوزه از حیث گستردگی کار از محاسبات ساده خصوصیات ترموفیزیکی مواد خالص یا مخلوطها شروع شده و به طراحی کارخانجات کامل با بهینه سازی فرایند و طراحی سیستم‌های کنترل می‌رسد که در مورد اخیر باید اذعان نمود زمینه تخصصی شبیه سازی دینامیکی فرایند در ایران در مقایسه با سایر موضوعات تقریبا ناشناس باقیمانده و به ندرت پژوهشی را بر موضوعات شبیه سازی دینامیکی و کنترل جامع واحدهای فرایندی می‌توان یافت. با این وجود در اینجا به پاره‌ای از مطالعات داخلی و خارجی انجام شده اشاره می‌گردد. پولادی برج و همکاران [۱] در تحقیق خود واحد جذب دی اکسید کربن از اتان را در فازهای ۹ و ۱۰ پارس جنوبی توسط نرم افزار اسپن هایسیس دینامیک[2] به صورت دینامیکی شبیه سازی کرده و مطالعه‌ای بر روی تأثیر پارامترهای مهم بر عملکرد واحد در گذر زمان ارائه نموده‌اند، اما هیچ نوع کنترل کننده‌ای به شبیه سازی اضافه نکرده‌اند. لویین [۲] مطالعه‌ای را بر روی کنترل تبخیر کننده‌های چند مرحله‌ای جهت تغلیظ پروپان دیول توسط نرم افزار اسپن پلاس دینامیک[3] انجام داده و نشان داده است که کنترل آبشاری[4] به همراه یک جبران کننده می تواند آثار اغتشاش در شدت جریان خوراک ورودی را به نحو بهتری در مقایسه با کنترل فیدبک ساده کاهش دهد. در تحقیقی دیگر خدادوست و همکاران [۳] مطالعه‌ای را برروی تعیین توالی برجهای تقطیر در یک پالایشگاه گاز فاز دوم پارس جنوبی توسط اتصال نرم افزارهای اسپن پلاس دینامیک و متلب انجام داده‌اند و بهترین توالی برجها را با توجه به سهولت عمل کنترل پیشنهاد نموده‌اند. توکلی دستجردی و همکاران [۴] شبیه سازی دینامیکی و کنترل واحد آمونیاک پتروشیمی شیراز را پیاده سازی نموده و نشان داده‌اند که سیستم کنترلی پیشنهادی ۵٪ افزایش در میزان خوراک واحد را بخوبی می‌تواند تحمل نماید. پیمانی و همکاران [۵] شبیه سازی دینامیکی و کنترل برج تقطیر متانول و آب را بررسی نموده و نشان داده‌اند که یک کنترل کننده پیشخور نسبت جریان برگشتی به خوراک عملکرد بهتری در مقایسه با کنترل نسبت جریان برگشتی ساده دارد. انسانی و همکاران [۶] واحد تقطیر اتمسفریک پالایشگاه شیراز را به صورت دینامیکی و با لحاظ کردن سیستمهای کنترل توسط نرم افزار اسپن پلاس دینامیک پیاده سازی نموده و نشان داده‌اند که با اعمال سیستمهای کنترلی پیشنهادی ظرفیت واحد تا ۱/۵ برابر افزایش یافته و اغتشاشهای وارده به فرایند به نحو مناسبی رفع می گردند.

در یک مطالعه مشابه به تحقیق اخیر، ثابت و همکاران [۷] برج متانزدایی واحد الفین پتروشیمی جم را به صورت دینامیکی شبیه سازی نموده و به کمک آن نشان داده‌اند که با تنظیم پارامترهای عملیاتی می‌توان ظرفیت واحد و کیفیت محصول را افزایش داد، اگرچه در تحقیق آنها تجهیزات جانبی و حلقه‌های کنترلی لحاظ نشده‌اند.

لازم به ذکر است که مطالعات شبیه سازی در حالت پایای واحدهای متانزدایی سابقه‌ای طولانی‌تر داشته [۸-۱۰] و اگرچه شباهتهای بنیادی با این تحقیق دارند، اما در پیاده سازی، شرایط دینامیکی مسائل به صورتی متفاوت طرح می گردند که از جمله می‌توان به مسئله انباشت جرم و انرژی در تجهیزات و همچنین رابطه فشار-جریان اشاره کرد که در مورد مسائل پایا مطرح نمی‌شوند. از سوی دیگر موضوع کنترل فرایند نیز منحصرا در شبیه سازی دینامیکی مطرح می گردد.

کنترل فرایند از دیدگاه تئوریک یک مسئله دینامیکی غیرخطی تداخلی با چند ورودی و چند خروجی است. بدیهی است امکان تحلیل رفتار دینامیکی چنین سیستمهایی ساده نخواهد بود. از این نظر با وجود آنکه زمان قابل توجهی برای پیاده سازی مدلها در نرم افزارهای تجاری مورد نیاز است، باز هم از دیدگاه عملی استفاده از چنین نرم افزارهایی مفید می‌باشد. به کمک مدلهای دقیق امروزه می‌توان الگوریتمهای کنترلی را با دقت بالا پیاده سازی نمود. به علاوه با توجه به آنکه اجازه اعمال تغییرات در سیستمهای کنترلی واقعی به سختی داده می‌شود، توسط شبیه سازی دقیق فرایند و سیستمهای کنترلی می‌توان تا حدودی اعتماد مسئولان صنایع را بدست آورد.

در تحقیق حاضر کلیه ادوات اصلی موجود در واحد متانزدایی به صورت دینامیکی شبیه سازی شده‌اند. سپس کلیه حلقه‌های کنترلی موجود در فرایند با ضرایب عملیاتی که از منابع واحد بدست آمده‌اند، به شبیه

[1] Natural Gas Liquids
[2] Aspen Hysys Dynamics
[3] Aspen Plus Dynamics
[4] Cascade control

[Downloaded from joc.kntu.ac.ir on 2026-11-06]
[DOR: 20.1001.1.20088345.1399.14.2.1.1]
[DOI: 10.29252/joc.14.2.47]

سازی اضافه شده‌اند. بدین شکل یک مدل دینامیکی جامع از واحد مذکور تهیه شده است. اما همانطور که در بخش نتایج مشاهده خواهد شد و البته واقعیت نیز تأیید کننده آن است، راهبری فرایند در شرایط موجود با دشواری‌هایی روبرو می‌باشد که از آن جمله می‌توان به نوسان فراوان در بسیاری از حلقه‌های کنترلی و افت خلوص محصولات اشاره کرد. لذا با بررسی وضعیت کنترل کننده‌ها مشخص شد که احتمالا تنظیم پارامترهای کنترلی می‌تواند به رفع مشکلات موجود کمک نماید.

۲- شبیه سازی توسط نرم افزار اسپن هایسیس دینامیک

نرم افزار اسپن هایسیس یکی از جامعترین نرم افزارهای شبیه سازی در زمینه فرایندهای نفت، گاز و پتروشیمی است. این نرم افزار دارای کتابخانه وسیعی از اطلاعات مربوط به خواص فیزیکی و شیمیایی مواد خالص و ترکیبات شیمیایی است. از سوی دیگر در این نرم افزار تجهیزات اصلی فرایندی همچون برجهای تقطیر، راکتورهای شیمیایی و مبدلهای حرارتی موجود می‌باشد. برای محاسبه خواص فیزیکی، نرم افزار اسپن هایسیس دینامیک (اختصارا هایسیس دینامیک) از همان الگوریتم‌های موجود در حالت پایا بهره می‌گیرد و رفتارهای حرارتی، تعادلی و واکنشهای شیمیایی را نیز مشابه حالت پایا شبیه‌سازی می‌نماید [۱۱]. اما نحوه پیاده سازی مدلهای دینامیکی تجهیزات کاملا متفاوت با مدلهای حالت پایا است، بدین صورت که در مدلهای دینامیکی به معادلات موازنه جرم (کلی و جزئی) و انرژی عبارت دیگری به نام تجمع[1] نیز اضافه می‌شود که تغییرات جرم، انرژی و ترکیب اجزاء را با زمان پدید می‌آورد. این مدل به نام مدل جامع هلدآپ[2] معروف است. از آنجایی که برای محاسبه تجمع نیازمند دانستن ابعاد و موقعیت دقیق ارتفاعی تجهیزات و اجزاء آنها (نازلها، سرریزها و غیره) هستیم، برای مدلسازی دینامیکی ابتدا می‌بایست مرحله اندازه سازی[3] تجهیزات انجام گردد. همچنین در حالت دینامیکی می‌بایست نحوه تأثیر هد استاتیکی[4] را بر جریان سیال مشخص نمود.

به طور کلی یک مدل هلدآپ برای سیستمی که با محیط اطراف تبادل جرم یا انرژی دارد، به صورت زیر نوشته می‌شود:

$$\frac{dy}{dt} = f_{yi} - f_{yo} + R_y \qquad (۱)$$

که در این معادله y متغیر فرایندی، f_{yi} و f_{yo} به ترتیب نرخ ورود و خروج توده‌ای y و R_y نرخ تولید یا مصرف y می‌باشد. هر تجهیز فرایندی که انباشت ماده یا انرژی در آن صورت گیرد، شامل یک یا تعدادی بیشتری از چنین معادلات دیفرانسیلی می‌باشد. در مجموع یک مورد شبیه سازی همچون فرایند تحت بررسی شامل صدها معادله هلدآپ است. دستگاه معادلات حاصل در همه موارد به‌صورت تقریبی-عددی حل می‌شود که روش حل متداول، روش انتگرالگیری اویلر ضمنی[5] است.

۲-۱ روند حل مسأله دینامیکی

روند زیر جهت حل یک مسأله دینامیکی در هایسیس پیشنهاد می‌شود:

- حل مساله در حالت پایا
- انجام اندازه سازی کلیه تجهیزات دارای هلدآپ از جمله مخازن، برج‌ها، مبدل‌های حرارتی و جداسازها
- انجام اندازه سازی کلیه شیرها
- مشخص‌کردن استراتژی کنترل و ترکیب‌بندی اجزاء کنترلی
- افزودن حلقه‌های کنترلی مورد نیاز در فلوشیت
- انتقال از حالت پایا به حالت دینامیکی
- تعیین خصوصیات جریان-فشار جریانهای ورودی-خروجی به واحد
- راه اندازی انتگرالگیر

۲-۲ تنظیم پارامترهای کنترلی[6]

یکی از بزرگترین مزایای شبیه سازی‌های دینامیکی آن است که به طراح فرآیند این امکان را می‌دهد تا کنترل کننده‌های واحد را حتی پیش از آن‌که واحد ساخته شود، تنظیم نماید. این کار باعث صرفه جویی قابل توجهی در وقت و هزینه راه اندازی و راهبری واحد می‌شود، در عین حال که ایمنی واحد نیز به خطر نمی‌افتد. به کمک شبیه سازی دینامیکی روی نرم افزار براحتی یک سیستم کنترلی را در شرایط مشابه واقعیت می‌توان تنظیم کرد.

یک کنترل کننده PID[7] در فرم کلاسیک به صورت زیر بیان می‌شود [۱۲]:

$$u = u_s + K_p\left(e(t) + \frac{1}{T_i}\int e(t)\,dt + T_d\frac{de(t)}{dt}\right) \qquad (۲)$$

که در اینجا $e(t)$ -آنطور که در هایسیس دینامیک مورد استفاده قرار گرفته- اختلاف بین متغیر کنترل شده (PV[8]) و مقدار مقرر (SP[9]) و u متغیر کنترل کننده (OP[10]) می‌باشد که در زمان صفر در مقدار حالت پایای خود (u_s) قرار دارد. ضرایب K_p، T_i و T_d تعاریف معمول خود را دارند. اما در تنظیم کنترل کننده PID پارامترهای دیگری مورد نیاز هستند که در ادامه تعریف می‌شوند:

- K_u: این پارامتر بهره نهایی نامیده می‌شود و حداکثر مقدار K_p است که به ازای آن کنترل کننده پایدار است.

[1] Accumulation
[2] Hold up
[3] Sizing
[4] Static head
[5] Implicit Euler integration method
[6] Controller tuning
[7] Proportional-Integral-Derivative
[8] Process variable
[9] Setpoint
[10] Operating variable

[Downloaded from joc.kntu.ac.ir on 2026-11-06]
[DOR: 20.1001.1.20088345.1399.14.2.1.1]
[DOI: 10.29252/joc.14.2.47]

- P_u: این پارامتر دوره تناوب نهایی نوسانات PV است که حین نوسان مثلا از فاصله بین دو قله همانطور که در شکل ۱ نشان داده شده، تعیین می‌شود. این مقدار برای تعیین مقادیر مناسب T_i و T_d به کار می‌رود.

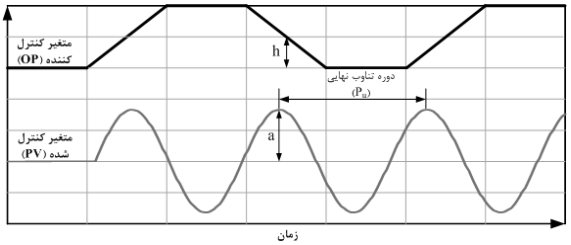
۲-۲-۱ روش زیگلر-نیکولز[1]

از این روش می‌توان برای تنظیم پارامترهای کنترل کننده PID استفاده نمود. این روش در اصل برای سیستمهای الکترومکانیکی ایجاد شده و بر اساس نسبت فروکش[2] ۱/۴ طراحی شده است [۱۳] که در نتیجه منجر به کنترل سخت گیرانه و اصطلاحا تند و تیز فرایند می‌شود. در این روش (روش مداربسته) با افزایش بهره تناسبی و بدون استفاده از حالات انتگرالی و مشتقی، فرایند به آستانه ناپایداری (نوسان یکنواخت) رانده شده و در آن شرایط مقادیر K_u و P_u همانطور که قبلا اشاره شده محاسبه می‌گردند [۱۲].

۲-۲-۲ روش تنظیم خودکار (ATV)[3]

از روش ATV نیز می‌توان برای سیستمهای دارای زمان مرده استفاده کرد. همان طور که گفته شد، در روش زیگلر-نیکولز K_u با اعمال کنترل کننده تناسبی و افزایش مقدار K_p تا رسیدن به حد پایداری، تعیین می‌شود که البته با توجه به نزدیک شدن فرایند به آستانه ناپایداری، از نظر ایمنی نامطلوب است. اما در روش ATV، K_u و P_u بدون رساندن کنترل کننده به حد پایداری، تعیین می‌شوند. در این روش بین متغیر کنترل کننده و متغیر کنترل کننده شده یک سیکل محدود[4] برقرار می‌شود [۱۱, ۱۴]. مراحل انجام این روش به شرح زیر است:

- مقداری مناسب برای تغییر متغیر کنترل کننده (OP) مثلا ٪ h+ انتخاب می‌شود.
- کنترل کننده را در حالت دستی قرار داده و OP را به مقدار انتخاب شده در مرحله قبل می‌رسانند.
- صبر می‌شود تا متغیر کنترل شده (PV) شروع به تغییر کند. سپس مقدار OP را به ٪ h×۲- تغییر می‌دهند.
- هنگامی که مقدار PV از مقدار مقرر (SP) رد شد، مقدار OP را به ٪ h×۲+ تغییر می‌دهند.
- به همین ترتیب (معمولا سه تا چهار بار) OP تغییر داده می‌شود تا یک سیکل محدود ایجاد شود.
- دامنه موج PV را اندازه گرفته و 'a' می‌نامند.
- در نهایت پارامترهای K_u و P_u با استفاده از جدول ۱ محاسبه می‌شوند. برای محاسبه ضرائب کنترلی از این پارامترها روشهای بسیار متنوعی وجود دارد که نمونه‌ای از آنها در جدول ۱ آمده است [۱۳, ۱۵].



شکل ۱: تعیین پارامترهای سیستم جهت تنظیم ATV پارامترهای کنترلی [۱۱].

جدول ۱: معادلات حاکم بر پارامترهای کنترلی [۱۱].

پارامترهای کنترلی	معادله
بهره نهایی	$K_u = \frac{4h}{\pi a}$
دوره تناوب نهایی	$P_u =$ دوره تناوب موج PV
کنترل تناسبی-انتگرالی (PI)	$K_p = \frac{K_u}{1.2}, T_i = \frac{P_u}{2.2}$
کنترل تناسبی-انتگرالی-مشتقی (PID)	$K_p = \frac{K_u}{1.7}, T_i = \frac{P_u}{2}, T_d = \frac{P_u}{8}$

۳- روش تحقیق

روش تحقیق بر اساس شبیه‌سازی با نرم‌افزار هایسیس دینامیک و هدف از آن تجزیه و تحلیل تأثیر تغییرات پارامترهای کنترلی بر عملکرد واحد در شرایط خوراک طراحی و خوراک واقعی (فعلی) کارخانه و همچنین بررسی اثر تغییر ترکیب خوراک می‌باشد که درجه خلوص و میزان محصولات اصلی و جزئیات عملکرد کنترل کننده‌های مهم جهت ارزیابی و تحلیل بیشتر مورد توجه قرار گرفته است. برای بررسی تأثیر پارامترهای کنترلی از داده‌های عملیاتی در مقابل مقادیر محاسبه شده به روش ATV توسط نرم افزار هایسیس استفاده شده است. جامعه مورد بررسی بخش بازیابی متان و اتان کارخانه NGL سیری بوده و اندازه‌گیری توسط تجهیزات ابزار دقیق واحد و داده‌های آزمایشگاهی انجام شده است. نوع داده‌ها نیز اطلاعات نمودارهای جریان فرایند (PFD[5])، نمودارهای لوله‌کشی و ابزار دقیق (P&ID[6]) و جداول جریانهای فرایندی[7] می‌باشد. این داده‌ها شامل دما، فشار، شدت جریان جرمی، ترکیب درصد اجزاء تشکیل‌دهنده و غیره می‌باشد. روش تجزیه و تحلیل داده‌ها در این تحقیق شبیه‌سازی استاتیک و دینامیکی و ابزار تجزیه و تحلیل داده‌ها نرم‌افزار شبیه‌سازی هایسیس دینامیک نسخه ۸.۴ می‌باشد. از قوائد کلی اشاره شده در راهنمای نرم افزار و مراجع مرتبط جهت افزایش دقت شبیه سازی استفاده شده است [۱۱, ۱۵, ۱۶].

۳-۱ شرح فرایند

اجزاء اصلی شبیه‌سازی واحد بازیابی متان پالایشگاه NGL سیری در جدول ۲ خلاصه شده و در شکل ۲ نمای کلی واحد شبیه‌سازی شده در

[1] Ziegler-Nichols
[2] Decay ratio
[3] Auto tuning variation
[4] Limit cycle
[5] Process flow diagram
[6] Piping & instrumentation diagram
[7] Stream tables

[Downloaded from joc.kntu.ac.ir on 2026-11-06]
[DOR: 20.1001.1.20088345.1399.14.2.1.1]
[DOI: 10.29252/joc.14.2.47]

حالت دینامیکی مشاهده می‌شود. خوراک گاز ورودی به واحد بازیابی متان (واحد ۱۳) که در واحدهای بالا دستی شیرین سازی و نم زدایی شده در مرحله اول با عبور از تجهیز Cold Exchanger (13-E-101) تا دمای ۶- درجه سانتیگراد سرد شده و سپس با عبور از مبدلهای گرم و سرد (13-E-102&103) که بطور سری قرار گرفته‌اند، تا دمای ۳۰- درجه سانتی گراد بوسیله سیال مبرد پروپان، سرد می‌گردد. در مرحله بعد جریان دو فازی وارد جدا کننده دو فازی (13-D-101) می‌شود و در آنجا دو فاز مایع و گاز از هم جدا می‌شوند. فاز گاز از بالا به سمت توربواکسپندر (13-K-101) هدایت می‌شود و در اثر انبساط ناگهانی و کاهش فشار تا دمای حدود ۶۱- درجه سانتیگراد سرد شده و به عنوان خوراک برج متان زدا (13-C-101) وارد برج می‌شود. فاز مایع نیز بعد از تبادل حرارت در Cold Exchanger گرم شده و به عنوان خوراک به سمت برج اتان زدا (14-C-101) هدایت می‌شود. محصول بالا سری برج متان زدا که دمای بسیار پایینی دارد بعد از تبادل حرارت در Cold Exchanger و افزایش دما جهت افزایش فشار وارد کمپرسور (13-K-102) می‌شود. گاز خروجی از کمپرسور (جریان R. Gas) با فشار حدود ۲۶ barg به عنوان گاز مصرفی به بخش های مورد نیاز ارسال می‌گردد و ترکیبات سنگین از پایین برج توسط پمپهای خوراک (13-P-101) به برج اتان زدا ارسال می‌شوند.

در برج اتان زدا محصولات بالا سری وارد کندانسور جزئی (14-E-102) می‌شود که بعد از جداسازی فاز مایع و گاز در جدا کننده 14-D-101 فاز مایع به عنوان جریان برگشتی وارد برج می‌شود و فاز گاز که بیشتر شامل ترکیبات متان و اتان می‌باشد، بعد از تبادل حرارت در Cold Exchanger سرد شده و به عنوان جریان ریفلاکس به سینی اول برج متان زدا بر می‌گردد. گرمای لازم در پایین برج توسط ریبویلر (14-E-101) تامین می‌شود که کمک می‌کند تا هیدروکربنهای سبک بخار شوند و به سمت بالای برج حرکت کرده و خارج شوند. مایعات باقیمانده (پروپان و اجزاء سنگین‌تر) به برج پروپان زدا فرستاده می‌شوند [۱۷].

۱-۳ مدلسازی

در شبیه سازی فرآیند از مدل‌های بسیار متنوعی استفاده می‌شود که از آن جمله می‌توان به مدلهای ترمودینامیکی برای توصیف رفتار ماده خصوصا تعادلات فازی، مدلهای انتقال جرم برای تحلیل فرایندهای جداسازی و مدلهای سیالاتی برای محاسبات فشار-جریان استفاده کرد. علی الخصوص به منظور شبیه‌سازی فرایندهای جداسازی هیدروکربنی از جمله گاز طبیعی معادله ترمودینامیکی پنگ-رابینسون (PR[1]) بوفور مورد استفاده قرار گرفته است [۹, ۱۸]. لذا در این تحقیق با توجه به اینکه ترکیبات مزاحم همچون گوگرد، آب و دی اکسید کربن در مراحل قبلی جداسازی شده‌اند، معادله پنگ-رابینسون یک گزینه مناسب برای حل معادلات ترمودینامیکی می‌باشد. این معادله در حالت کلی به فرم زیر می‌باشد [۱۹]:

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a\alpha}{V[V+b]+b[V-b]} \quad (۳)$$

$$a = 0.45724\frac{R^2T_c^2}{P_c} \quad (۴)$$

$$b = 0.07780\frac{RT_c}{P_c} \quad (۵)$$

$$\alpha a = \sum_i \sum_j x_i x_j \left(1-\delta_{ij}\right)\left(\alpha_i a_i \alpha_j a_j\right)^{1/2} \quad (۶)$$

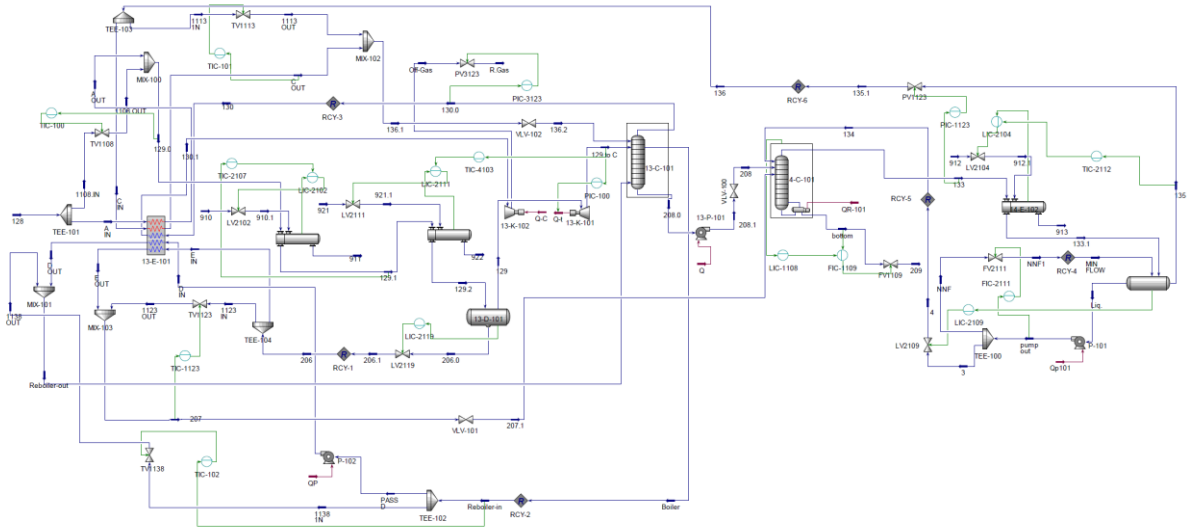
$$b = \sum_i x_i b_i \quad (۷)$$

جدول ۲: تجهیزات فرایندی واحد بازیابی متان.

علامت اختصاری	عنوان تجهیز فرایندی	توضیحات
13-C-101	Demethanizer Column	برج متان زدا شامل ۴۱ سینی از نوع دریچه‌ای و یک ورودی خوراک از سینی ۱۸
13-E-101	Cold Exchanger	مبدل LNG از نوع صفحه‌ای، شامل دو ورودی جریان گرم و سه ورودی جریان سرد
13-E-102	Warm Gas Chiller	مبدل از نوع پوسته-لوله با دو پاس
13-E-103	Cold Gas Chiller	مبدل از نوع پوسته-لوله با دو پاس
13-K-101	Turboexpander	توربو اکسپندر
13-K-102	Compressor	کمپرسور تک مرحله‌ای
13-P-101A/B	Deethanizer Feed Pump	پمپ‌های خوراک برج اتان زدا با فشار طراحی ۴۱ bar
13-D-101	Low Temperature Separator	جدا کننده دو فازی از نوع افقی و با حجم ۵۸ متر مکعب
14-C-101	Deethanizer Column	برج اتان زدا شامل ۵۲ سینی از نوع دریچه‌ای و دو ورودی خوراک از سینی‌های ۹ و ۱۷
14-E-101	Deethanizer Reboiler	ریبویلر از نوع پوسته-لوله با دو پاس
14-E-102	Deethanizer Condenser	کندانسور از نوع پوسته-لوله با دو پاس
14-D-101	Deethanizer Reflux Drum	ریفلاکس درام از نوع افقی با حجم ۲۴ متر مکعب
14-P-101A/B	Deethanizer Reflux Pump	پمپ‌های ریفلاکس با فشار طراحی ۴۰ bar

[1] Peng-Robinson

[Downloaded from joc.kntu.ac.ir on 2026-11-06]
[DOR: 20.1001.1.20088345.1399.14.2.1.1]
[DOI: 10.29252/joc.14.2.47]



شکل ۲: دیاگرام شبیه‌سازی دینامیکی واحد متان زدایی پالایشگاه NGL سیری.

که در این روابط T دما، P فشار و V حجم ویژه سیال می‌باشد. ثوابت a_i و b_i برای هر ماده با توجه به خواص بحرانی (T_c و P_c) محاسبه می‌شوند. ضرایب برهمکنش دوتایی (δ_{ij}) عموما با استفاده از آزمایش تعیین می‌گردد [۱۹].

از روش گلیچ [۲۰] به منظور تحلیل طغیان بر روی سینی‌های برجهای تقطیر استفاده شده است و خود سینی‌ها از نوع دریچه‌ای لحاظ شده‌اند که تعداد آنها در جدول ۲ گزارش شده است. پیچیده‌ترین مبدل حرارتی مورد استفاده مبدل 13-E-101 معروف به مبدل LNG می‌باشد که از نوع صفحه‌ای با پنج لایه است. برای طراحی این مبدل از روش وزن دهی شده ساده[1] استفاده شده است. برای شبیه سازی توربو اکسپندر و کمپرسور کارایی به صورت آدیاباتیک و به میزان ۷۵ درصد لحاظ شده است.

٤- روش جمع آوری داده‌های میدانی

در خصوص آنالیز گاز خوراک و به دلیل راه اندازی نشدن دستگاه GC[2] واحد آزمایشگاه کارخانه، تست‌های مربوطه توسط دستگاه GC مدل Agilent ساخت کشور آمریکا در پژوهشگاه صنعت نفت انجام شده است که اطلاع دقیقی از جزئیات آن در دسترس نیست و تنها نتایج مربوطه به واحد ارسال می‌شود. اما در خصوص آنالیز محصولات بالای برجها و قبل از ارسال به مخازن ذخیره، تست‌های مربوطه به تفکیک هر محصول (پروپان، بوتان و پنتان) بصورت آنلاین و توسط دستگاه GC مدل Yokogawa ساخت کشور ژاپن به فاصله زمانی هر ۴۵ دقیقه انجام می‌شود. همچنین مقادیر ضرایب کنترلی نیز با مراجعه به اتاق کنترل کارخانه ثبت و داده برداری شده است. اطلاعات مربوط به شدت جریان مواد، ابعاد تجهیزات، سایز شیرهای کنترلی و غیره از مدارک و مستندات طراحی کارخانه حاصل شده است.

۵- موارد مورد بررسی

در کلیه موارد مورد بررسی پارامترهای اساسی واحد یعنی ترکیب متان در جریان گاز خروجی (R. Gas) و شدت جریان جرمی محصول پایین برج اتان زدا (14-C-101)، همچنین متغیرهای تحت کنترل اصلی یعنی فشار خروجی اکسپندر (حلقه PIC-100)، فشار جریان بالای برج اتان زدا (حلقه PIC-1123) که همان جریان ریفلاکس برج متان زدا (13-C-101) است و دمای خوراک ورودی به برج متان زدا (حلقه TIC-4103) بررسی شده‌اند.

در مسئله اول شبیه سازی فرایند را از حالت پایا آغاز کرده و به حالت دینامیکی منتقل می‌کنیم و رفتار دینامیکی فرایند را با توجه به میزان خوراک طراحی و میزان خوراک واقعی با استفاده از ضرایب کنترلی عملیاتی و ضرایب حاصل از روش ATV بررسی می‌نماییم. در مورد مطالعه دوم با داشتن اطلاعات واقعی در تغییرات ترکیب خوراک ورودی، این عامل به عنوان اغتشاش در نظر گرفته شده و نحوه تغییرات متغیرهای اساسی و عملکرد کنترل کننده‌های اصلی که در بالا ذکر شد، بررسی شده‌اند. این مطالعه نیز هم با استفاده از ضرایب کنترلی عملیاتی و تنظیم ATV اما تنها در حالت خوراک واقعی انجام شده است.

٦- نتایج

در مورد اول بررسی یعنی شروع از حالت پایا، در ابتدا کنترل کننده‌ها با استفاده از ضرائب عملیاتی که از منابع واحد استخراج شده تنظیم شده‌اند. بعد از گذشت زمان ۵۰۰ دقیقه، کنترل کننده‌های مورد بررسی از حالت تنظیم دستی (ضرائب عملیاتی) به حالت تنظیم ATV منتقل شده و عملکرد آنها در یک شکل با هم مقایسه شده است. بدیهی است نتایج حاصل از تنظیم ATV در شرایط خوراک طراحی و واقعی یکسان نخواهند بود.

در مسئله دوم، با اعمال یک اغتشاش مهم در خوراک ورودی، عملکرد کنترل کننده‌ها در شرایطی که فرایند از حالت پایا فاصله قابل

[1] Simple weighted

[2] Gas chromatography

[Downloaded from joc.kntu.ac.ir on 2026-11-06]
[DOR: 20.1001.1.20088345.1399.14.2.1.1]
[DOI: 10.29252/joc.14.2.47]

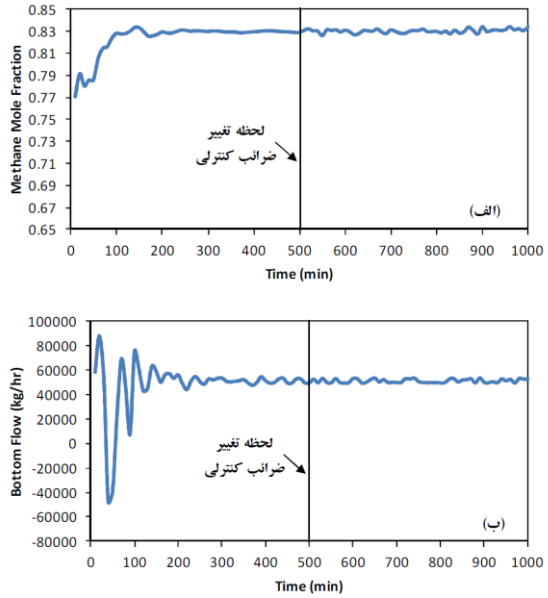
توجهی می‌گیرد، بررسی می‌شود. در مسئله اخیر که در واقع حذف اغتشاش[1] می‌باشد، برای خوراک واقعی در دو حالت با استفاده از ضرائب کنترلی عملیاتی و ضرائب حاصل از تنظیم ATV برای خوراک واقعی که در قسمت اول حاصل شده با تغییر ترکیب خوراک در دقیقه ۵۰۰، عملکرد سیستم مورد بررسی قرار می‌گیرد.

۱-۶ شروع از حالت پایا بر اساس خوراک طراحی

در این قسمت با استفاده از منابع واحد و داده‌های میدانی ضرائب کنترل کننده‌ها تعیین شده و برای میزان خوراک طراحی به میزان ۱۴۰/۴۷ میلیون فوت مکعب در روز مورد استفاده قرار گرفته است. نتایج ترکیب کسر مولی متان در جریان گاز خروجی از واحد (R. Gas) در طول مدت ۱۰۰۰ دقیقه یعنی حدود ۱۷ ساعت بعد از خروج از حالت پایای شبیه سازی و ورود به حالت شبیه سازی دینامیکی در شکل ۳-الف نشان داده شده است. انتظار آن است که تغییرات مشاهده شده در ترکیب گاز خروجی در این شرایط ناچیز باشد. با توجه به شکل ۳-الف در ابتدای شروع شبیه سازی اندکی تغییرات در متغیر مذکور مشاهده می‌شود. اما این تغییرات بسرعت در گذر زمان کاهش یافته و آنچه باقی می‌ماند در واقع تا حدودی ناشی از عملکرد تداخلی بعضی کنترل کننده‌ها است. در مقایسه نتایج حاصل از ضرائب عملیاتی و تنظیم ATV بعد از ۵۰۰ دقیقه، مشخص است که تنظیم ATV منجر به کاهش نوسانات در ترکیب گاز خروجی نشده است. اگرچه لازم به یادآوری است که این متغیر تحت عملکرد مستقیم هیچ کنترل کننده‌ای نمی‌باشد.

از سوی دیگر، با مقایسه خلوص متان در دقایق ۵۰۰ و ۱۰۰۰ که به ترتیب ۸۲/۸۹ و ۸۳/۳۷ درصد می‌باشد می‌توان به عملکرد بهتر حالت تنظیم ATV نسبت به تنظیم عملیاتی ضرائب کنترلی اشاره کرد که افزایش حدود یک درصدی در خلوص متان را به همراه داشته است، هر چند که در حالت تنظیم ATV اندکی نوسانات بیشتری را شاهد بودیم. در ضمن مقدار خلوص متان در حالت طراحی پایا ۸۲/۶۸ درصد می‌باشد که در مقایسه با حالت اجرای دینامیکی با تنظیم عملیاتی اختلاف چندانی مشاهده نمی‌شود اما نسبت به حالت تنظیم ATV این اختلاف به حدود یک درصد می‌رسد.

شدت جریان پایین برج اتان زدا (جریان Bottom) که به واحد تفکیک NGL یعنی خوراک برج پروپان زدا ارسال می‌شود یک متغیر بسیار مهم است زیرا که پایداری مقدار این جریان بر روی کیفیت محصولات و عملکرد برجهای بعدی نقش بسزایی دارد. به همین خاطر پایداری و شدت جریان را در دو حالت تنظیم عملیاتی و ATV بررسی می‌کنیم. در شکل ۳-ب تغییرات شدت جریان جرمی نشان داده شده است. همانطور که مشخص است این جریان در ابتدا و با استفاده از ضرائب کنترلی عملیاتی دارای نوسان زیاد می‌باشد به حدی که در بازه‌های زمانی کوتاه جریان معکوس اتفاق افتاده و مقدار جریان منفی می‌شود. اما بعد از این حالت گذار مقدار جریان به مقدار نامی در حدود ۵۰۰۰۰ کیلوگرم بر ساعت می‌رسد که مقداری نسبتا مطلوب است چرا که با میزان حالت طراحی پایا که ۴۶۰۰۰ کیلوگرم بر ساعت می‌باشد، اختلاف زیادی ندارد. همچنین مشاهده می‌شود که بعد از اعمال ضرائب تنظیم ATV میزان نوسانات تا حدودی کاهش می‌یابد.



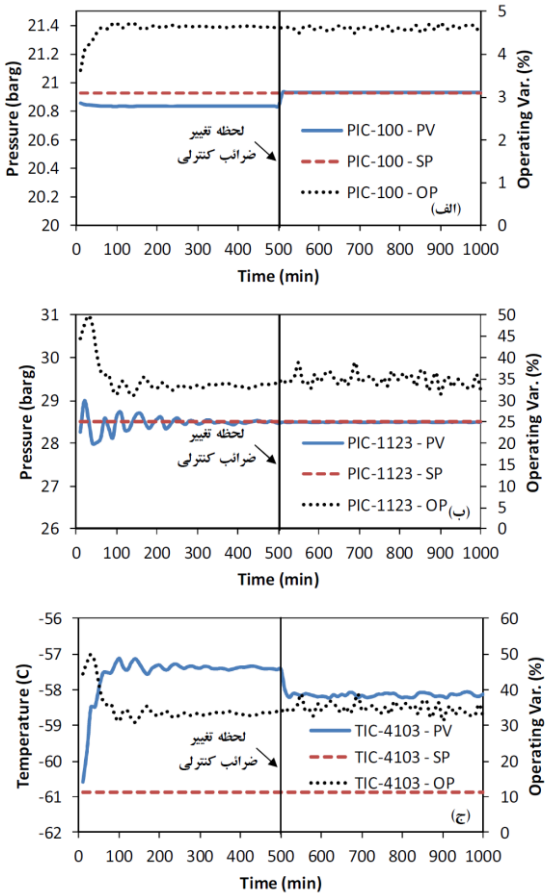
شکل ۳. متغیرهای مهم فرایندی در حالت خوراک طراحی: الف) کسر مولی متان بر حسب زمان در جریان R. Gas، ب) شدت جریان جرمی محصول پایین برج اتان زدا (14-C-101).

در شکل ۴-الف عملکرد کنترل کننده فشار خروجی اکسپندر (PIC-100) نشان داده شده است. با توجه به شکل، متغیر خروجی یعنی فشار در ابتدا یعنی در زمان استفاده از ضرائب کنترلی واقعی اختلاف اندکی با مقدار مقرر آن دارد اما با اعمال ضرائب تنظیم ATV همین اختلاف نیز حذف می‌شود. از سوی دیگر این متغیر در تمام مدت شبیه سازی بدون نوسان باقی می‌ماند که نکته‌ای مثبت است زیرا که تغییرات سریع فشار هم می‌تواند بر خلوص محصول اثر بگذارد و هم موجب آسیب دیدن تجهیزات حساس مثل کمپرسورها و پمپها شود. لازم به ذکر است که شیر کنترل مربوطه نیز تغییرات چندانی از خود نشان نمی‌دهد که از نظر کاهش استهلاک در این ابزار حائز اهمیت است. بنابراین در مجموع می‌توان گفت که این کنترل کننده عملکرد خوبی در حفظ نقطه پایا دارد.

در شکل ۴-ب عملکرد کنترل کننده فشار بالای برج اتان زدا (PIC-1123) نشان داده شده است. با توجه به شکل عملکرد این کنترل کننده از نظر نوسان نسبت به کنترل کننده PIC-100 بدتر اما از نظر افت کنترل بهتر است و بعد از زمان حدود ۴۰۰ دقیقه تقریبا هیچ اختلافی بین مقدار مقرر و متغیر تحت کنترل دیده نمی‌شود. اما آنچه که در این شکل بارزتر است، وجود اندکی نوسانات ماندگار است که نامطلوب می‌باشد. اگرچه به هر شکل، تنظیم ATV حداقل به اندازه ضرایب عملیاتی عملکرد مطلوبی دارد.

[1] Disturbance rejection

[Downloaded from joc.kntu.ac.ir on 2026-11-06]
[DOR: 20.1001.1.20088345.1399.14.2.1.1]
[DOI: 10.29252/joc.14.2.47]



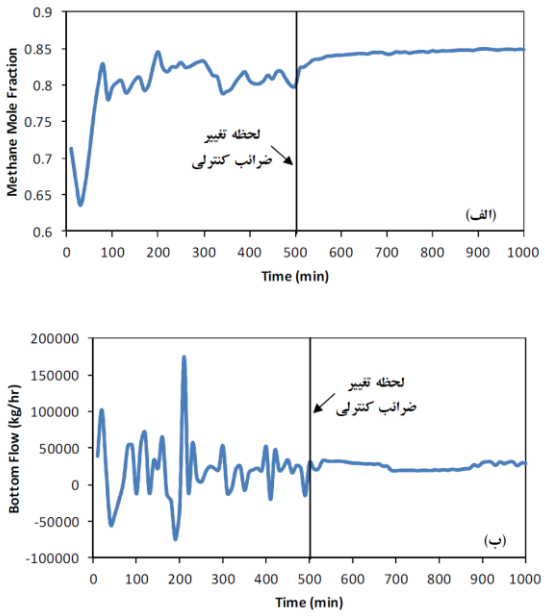
شکل ۴: تغییرات مرتبط با کنترل کننده‌های اصلی در حالت خوراک طراحی: الف) فشار خروجی اکسپندر (PIC-100)، ب) فشار بالای برج اتان زدا (PIC-1123)، ج) دمای خوراک ورودی به برج متان زدا (TIC-4103).

به طور مشابه در شکل ۴-ج عملکرد کنترل کننده دمای خوراک ورودی به برج متان زدا (TIC-4103) ارائه شده است. با توجه به شکل مشخص است که اختلاف نسبتا قابل توجهی (حدود ۳ الی ۴ درجه سانتیگراد) بین مقدار مقرر و متغیر کنترل شده یعنی دمای خوراک وجود دارد، اگرچه کنترل کننده توانسته است این اختلاف را محدود نگه دارد و از سوی دیگر نوسانات متغیر خروجی را نیز در طول زمان کاهش دهد. نکته مهم دیگر آن است که با اعمال ضرائب تنظیم ATV این اختلاف به میزان قابل توجهی یعنی در حدود ۱ درجه سانتیگراد کاهش می‌یابد که البته این به بهای افزایش نوسانی است که به شیر کنترل تحمیل شده است.

۲-۶ شروع از حالت پایا بر اساس خوراک واقعی

در این قسمت شبیه سازی دینامیکی با میزان خوراک واقعی کارخانه (۴۵/۷۷ میلیون فوت مکعب بر روز) با استفاده از ضرائب کنترل کننده‌ها که در منابع واحد گزارش شده و همچنین تنظیم ATV به مدت ۱۰۰۰ دقیقه اجرا شده است. تغییرات متغیرهای اساسی و کنترل کننده‌های اصلی به ترتیب در شکلهای ۵ و ۶ نشان داده شده است. در این حالت نوسانات اندکی بیشتر بوده و به نظر می‌آید که پارامترهای کنترلی در واقع براساس شرایط طراحی انتخاب شده‌اند و نه براساس آنچه در شرایط واقعی در واحد اتفاق می‌افتد. توجیه دیگر آن است که هرچه میزان خوراک ورودی به کارخانه کمتر باشد، نوسانات و اغتشاشات ایجاد شده در تجهیزات کنترلی بر روی خلوص محصول تاثیر بیشتری خواهند داشت. اما آنچه از همه شکلها برداشت می‌شود آن است که تنظیم ATV کنترل کننده‌ها نقش مشخصی در کاهش نوسانات و افت کنترل دارد.

در شکل ۵-الف نتایج کسر مولی متان در جریان گاز خروجی در طول مدت ۱۰۰۰ دقیقه بعد از خروج از حالت پایای شبیه سازی و ورود به حالت شبیه سازی دینامیکی مشاهده می‌شود. با توجه به این شکل در ابتدای شروع شبیه سازی تغییرات زیادی در متغیر مذکور مشاهده می‌شود. هر چند که با گذر زمان این تغییرات کاهش یافته اما نسبت به حالت خوراک طراحی (شکل ۳-الف) نوسانات بیشتری را تا دقیقه ۵۰۰ از اجرای دینامیکی فرایند شاهد هستیم که می‌تواند ناشی از انتخاب پارامترهای کنترلی باشد که بر اساس شرایط طراحی در نظر گرفته شده است. دلیل این مساله را می‌توان در حالت تنظیم ATV پارامترهای کنترلی به وضوح مشاهده کرد که بعد از گذشت زمان کوتاهی از میزان نوسانات در ترکیب کسر مولی متان کاسته شده و به سمت پایداری نسبی پیش می‌رود. در مقایسه نتایج حاصل از ضرائب عملیاتی و تنظیم ATV بعد از ۵۰۰ دقیقه، برای این متغیر، خوشبختانه تنظیم ATV نه تنها منجر به کاهش نوسانات شده است، بلکه روند افزایشی در خلوص محصول متان را نیز به همراه داشته است.



شکل ۵: متغیرهای مهم فرایندی در حالت خوراک واقعی: الف) کسر مولی متان بر حسب زمان در جریان R. Gas، ب) شدت جریان جرمی محصول پایین برج اتان زدا (14-C-101).

از سوی دیگر، با مقایسه خلوص متان در دو حالت خوراک طراحی و خوراک واقعی که در دقیقه ۱۰۰۰ از اجرای فرایند به ترتیب ۸۳/۳۷ و

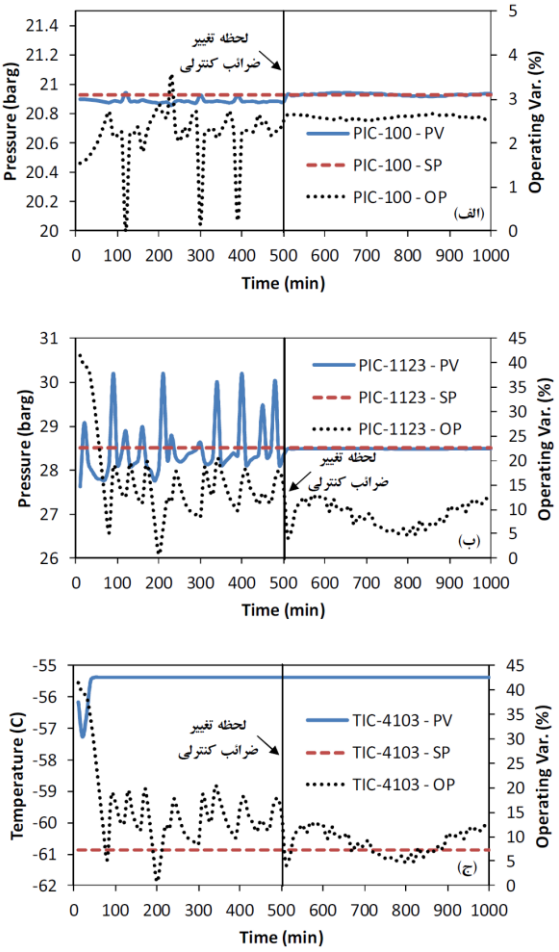
[Downloaded from joc.kntu.ac.ir on 2026-11-06]
[DOR: 20.1001.1.20088345.1399.14.2.1.1]
[DOI: 10.29252/joc.14.2.47]

۸۴/۷۸ درصد بدست آمده، شاهد افزایش بیش از یک درصدی خلوص متان و کاهش تغییرات در ترکیب متان هستیم که بیانگر عملکرد بهتر حالت تنظیم ATV برای میزان خوراک واقعی می‌باشد. لازم به ذکر است در حالت طراحی پایا با میزان خوراک واقعی، خلوص متان ۸۳/۲۳ درصد می‌باشد که تقریبا با مقدار خلوص در حالت شبیه سازی دینامیکی با ضرایب کنترلی عملیاتی برابری می کند.

همانطور که قبلا اشاره شد شدت جریان پایین برج اتان زدا (Bottom) که به واحد تفکیک NGL ارسال می‌شود بسیار مهم بوده و در این قسمت نیز پایداری شدت جریان را در دو حالت تنظیم عملیاتی و ATV با میزان خوراک واقعی بررسی می کنیم. شکل ۵-ب این تغییرات را نشان می‌دهد. شدت جریان جرمی در ۵۰۰ دقیقه اول از اجرای دینامیکی فرایند که با استفاده از ضرائب کنترلی عملیاتی شبیه سازی شده با نوسانات بسیار زیادی همراه است به حدی که در بازه‌های زمانی کوتاه جریان معکوس اتفاق افتاده و مقدار جریان منفی را شاهد هستیم. علت این امر را می‌توان ناشی از کاهش میزان خوراک ورودی به واحد دانست چرا که طی بررسی‌های میدانی از واحد NGL سیری این مشکل در بعضی از بازه‌های زمانی به علت کاهش میزان خوراک در حین بهره برداری گزارش شده است. در ادامه اجرای فرایند و از دقیقه ۵۰۰ با اعمال ضرائب تنظیم ATV میزان نوسانات به شدت کاهش یافته و شاهد شدت جریان در محدوده ۲۰۰۰۰ تا ۳۲۰۰۰ کیلوگرم بر ساعت هستیم که مقدار معقولی برای خوراک برج پروپان زدا می‌باشد. در ضمن نتایج حاصل از طراحی پایا مقدار شدت جریان را ۱۵۰۰۰ کیلوگرم بر ساعت نشان می‌دهد.

در شکل ۶-الف عملکرد کنترل کننده فشار خروجی اکسپندر (PIC-100) نشان داده شده است. با توجه به شکل متغیر کنترل شده یعنی فشار در ۵۰۰ دقیقه ابتدایی و در زمان استفاده از ضرائب کنترلی عملیاتی اختلاف کمی با مقدار مقرر دارد، هرچند که با نوسانات جزئی همراه می‌باشد. اما نکته قابل توجه در این قسمت مربوط به شیر کنترل می‌باشد که تغییرات زیادی از خود نشان می‌دهد که این امر می‌تواند باعث آسیب دیدن اجزاء شیر کنترل شود. اما در ادامه با اعمال ضرائب تنظیم ATV اختلاف بین متغیر فشار با مقدار مقرر تقریبا حذف شده و از میزان نوسانات شیر کنترل نیز کاسته می‌شود.

به طور مشابه در شکل ۶-ب عملکرد کنترل کننده فشار برج اتان زدا (PIC-1123) را با میزان خوراک واقعی و در ابتدا با ضرائب کنترلی عملیاتی نشان می‌دهد. با توجه به شکل، عملکرد این کنترل کننده از نظر نوسان نسبت به کنترل کننده PIC-100 در ۵۰۰ دقیقه ابتدایی بسیار ضعیف بوده و همچنین تغییرات زیادی در وضعیت شیر کنترلی مشاهده می‌شود. با اعمال ضرائب تنظیم ATV در دقیقه ۵۰۰ مقدار متغیر کنترل شده یعنی فشار ثابت و برابر با مقدار مقرر می‌شود و بهبود نسبی نیز در وضعیت شیر کنترل حاصل می گردد.



شکل ۶: تغییرات مرتبط با کنترل کننده‌های اصلی در حالت خوراک واقعی: الف) فشار خروجی اکسپندر (PIC-100)، ب) فشار بالای برج اتان زدا (PIC-1123)، ج) دمای خوراک ورودی به برج متان زدا (TIC-4103).

در شکل ۶-ج عملکرد کنترل کننده دمای خوراک ورودی به برج متان زدا (TIC-4103) ارائه شده است. با توجه به شکل مشخص است که بعد از حدود ۵۰ دقیقه از شروع فرایند نمودار متغیر کنترل شده یعنی دمای خوراک چه در حالت استفاده از ضرائب کنترلی عملیاتی و چه در حالت تنظیم ATV بدون تغییر بوده و این مقدار برابر با ۵۵/۳۷- درجه سانتیگراد می‌باشد که با مقدار مقرر اختلاف نسبتا قابل توجهی (حدود ۵/۵ درجه سانتیگراد) دارد. این خطای ماندگار تا دقیقه ۱۰۰۰ ادامه پیدا می کند که می‌تواند ناشی از انتخاب مقادیر پارامترهای کنترلی در حالت تنظیم ATV باشد که در بخش تحلیل ضرائب کنترلی به این مورد پرداخته می‌شود. نکته قابل توجه وضعیت بهتر متغیر کنترل کننده در حالت تنظیم ATV نسبت به حالت عملیاتی می‌باشد که نوسانات کمتری را در آن شاهد هستیم.

۳-۶ تغییر ترکیب خوراک و حذف اغتشاش

تغییر ترکیب خوراک ورودی به واحدهای فرایندی می‌تواند به عنوان یک اغتشاش بر درجه خلوص و کیفیت محصولات تاثیرگذار باشد. واحد بازیابی متان نیز از این قاعده مستثنی نمی‌باشد و مشاهده شده است که به دلیل برخی تغییرات در واحدهای بالا دستی از جمله در سرویس قرار

[Downloaded from joc.kntu.ac.ir on 2026-11-06]
[DOR: 20.1001.1.20088345.1399.14.2.1.1]
[DOI: 10.29252/joc.14.2.47]

گرفتن چاه تولیدی جدید و یا از سرویس خارج شدن برخی چاه‌های قدیمی شاهد تغییر در ترکیب خوراک ورودی باشیم. در این بخش با در اختیار داشتن اطلاعات آزمایشگاهی واحد بازیابی متان، شبیه سازی دینامیکی را برای مدت زمان ۵۰۰ دقیقه اجرا کرده و سپس با تغییر ترکیب خوراک ورودی مطابق با داده‌های آزمایشگاهی اثر این اغتشاش بر کیفیت محصول و عملکرد کنترل کننده‌های مهم را در۵۰۰ دقیقه باقیمانده از اجرای دینامیکی فرایند بررسی می‌کنیم. این بررسی یکبار با استفاده از ضرائب کنترلی عملیاتی و بار دیگر با استفاده از ضرائب حاصل از تنظیم ATV با شدت جریان خوراک واقعی انجام شده است. ترکیب خوراک اصلی در حالت طراحی (از منابع واحد) و خوراک واقعی (نتایج آزمایشگاهی) در جدول ۳ ارائه شده است.

جدول ۳: ترکیب درصد مولی خوراک طراحی و خوراک واقعی (نتایج آزمایشگاه).

اجزاء	طراحی	واقعی	اجزاء	طراحی	واقعی
C_1	۷۲/۶۶	۸۲/۲	$n\text{-}C_7$	۰/۳۲	۰/۰۹
C_2	۱۱/۷۸	۷/۷۰	$n\text{-}C_8$	۰/۱۵	۰/۰۱
C_3	۷/۳۹	۳/۹۵	$n\text{-}C_9$	۰/۰۷	۰/۰۰
$i\text{-}C_4$	۱/۲۵	۰/۸۱	$n\text{-}C_{10}$	۰/۰۲	۰/۰۰
$n\text{-}C_4$	۲/۱۶	۱/۳۰	N_2	۰/۵۹	۰/۶۰
$i\text{-}C_5$	۰/۵۸	۰/۳۹	CO_2	۲/۴۴	۲/۴۰
$n\text{-}C_5$	۰/۵۸	۰/۳۵	H_2S	۰/۰۰	۰/۰۰
$n\text{-}C_6$	۰/۰۲	۰/۲۰	H_2O	۰/۰۰	۰/۰۰

با توجه به شکل ۷-الف در دقیقه ۵۰۰ با تغییر ترکیب جریان خوراک ورودی (مطابق با نتایج آزمایشگاه) و با اعمال ضرائب کنترلی در حالت عملیاتی، کنترل کننده‌ها سریع خود را با اغتشاش ایجاد شده تطبیق داده و سیستم به سمت پایایی پیش می‌رود که اثر آن را می‌توان بر میزان خلوص محصول بالای برج متان زدا (جریان R. Gas) و همچنین کاهش نوسان در ترکیب محصول شاهد بود. درصد مولی متان در خوراک ورودی مطابق با نتایج آزمایشگاهی ۸۲/۲ درصد می‌باشد که در زمان پایان اجرای دینامیکی (۱۰۰۰ دقیقه) این مقدار در محصول به ۸۸/۷۴ درصد افزایش می‌یابد. در مقایسه با حالت طراحی پایا مطابق با جدول شماره ۴ که خلوص متان را ۸۸/۶۵ درصد گزارش می‌دهد، شاهد اختلاف جزئی بین این دو حالت هستیم.

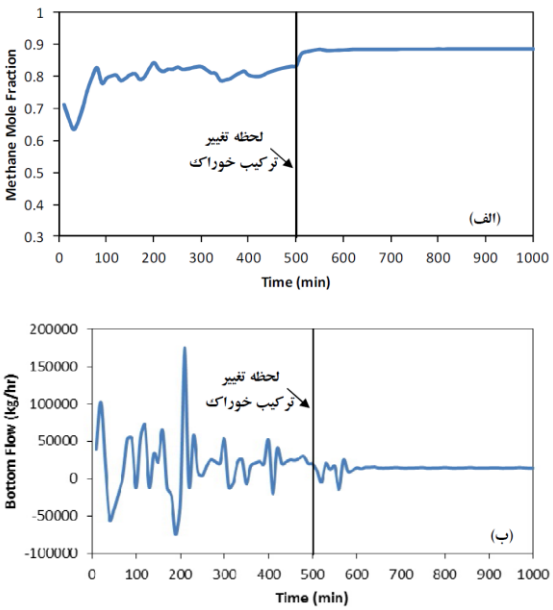
شکل ۷-ب تغییرات شدت جریان پایین برج اتان زدا (Bottom) را نشان می‌دهد. همانطور که شاهد هستیم، در ۵۰۰ دقیقه اول از اجرای دینامیکی فرایند که با استفاده از ضرائب کنترلی عملیاتی شبیه سازی شده است، شدت جریان با نوسانات بسیار زیادی روبرو است. اما در دقیقه ۵۰۰ با تغییر ترکیب خوراک شرایط بهتری را شاهد هستیم، چرا که بعد از گذشت ۱۲۰ دقیقه از تغییر خوراک فرایند، نوسان جریان به شدت کاهش یافته و به حدود ۱۵۰۰۰ هزار کیلوگرم بر ساعت می‌رسد.

جدول ۴: ترکیب درصد محصول خروجی از بالای برج متان زدا (جریان R. Gas) برای خوراک واقعی با ضرائب کنترلی عملیاتی و تنظیم ATV بعد از ۱۰۰۰ دقیقه و مقایسه با نتایج شبیه سازی پایا و نتایج آزمایشگاه.

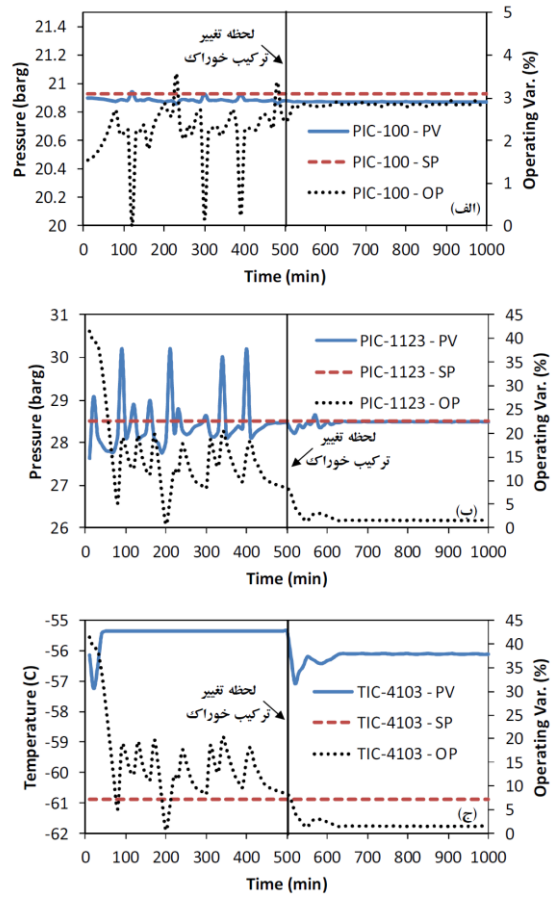
اجزاء	شبیه سازی پایا	نتایج آزمایشگاه	با ضرائب کنترلی عملیاتی	با ضرائب کنترلی تنظیم ATV
C_1	۸۸/۶۵	۸۶/۵۵	۸۸/۷۴	۸۹/۴۲
C_2	۶/۸۹	۷/۸۰	۶/۴۹	۶/۱۷
C_3	۱/۱۹	۲/۱۶	۱/۵۳	۱/۲۴
$i\text{-}C_4$	۰/۰۵	۰/۱۶	۰/۰۹	۰/۰۷
$n\text{-}C_4$	۰/۰۰	۰/۱۵	۰/۰۸	۰/۰۶
$i\text{-}C_5$	۰/۰۰	۰/۱۶	۰/۰۰	۰/۰۰
$n\text{-}C_5$	۰/۰۰	۰/۰۲	۰/۰۰	۰/۰۰
$n\text{-}C_6$	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰
$n\text{-}C_7$	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰
$n\text{-}C_8$	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰
$n\text{-}C_9$	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰
$n\text{-}C_{10}$	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰
N_2	۰/۶۳	۰/۶۰	۰/۶۷	۰/۶۷
CO_2	۲/۵۹	۲/۴۰	۲/۳۹	۲/۳۷
H_2S	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰
H_2O	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰	۰/۰۰

شکل ۸-الف عملکرد کنترل کننده فشار خروجی اکسپندر (PIC-100) در مدت زمان ۱۰۰۰ دقیقه از اجرای فرایند و با اعمال پارامترهای کنترلی از روی منابع واحد را نشان می‌دهد. در ۵۰۰ دقیقه اول شاهد نوسان جزئی در متغیر خروجی یعنی فشار هستیم، همچنین اختلاف بین مقدار مقرر و متغیر کنترل شده کم می‌باشد. نکته قابل توجه وضعیت شیر کنترل می‌باشد که در ۵۰۰ دقیقه ابتدایی تغییرات زیادی به همراه دارد اما با تغییر ترکیب خوراک وضعیت شیر کنترل نرمال و درصد باز بودن آن تقریبا ثابت می‌شود. همچنین در مورد متغیر فشار از لحظه تغییر ترکیب خوراک بجز خطای ماندگار ۰.۱ بار که تا دقیقه ۱۰۰۰ برقرار می‌باشد، هیچ مشکلی مشاهده نمی‌شود. بنابراین کنترل کننده توانسته است بخوبی با شرایط خوراک واقعی تطابق داشته باشد.

[Downloaded from joc.kntu.ac.ir on 2026-11-06]
[DOR: 20.1001.1.20088345.1399.14.2.1.1]
[DOI: 10.29252/joc.14.2.47]



شکل ۷: الف) کسر مولی متان بر حسب زمان در جریان R. Gas و ب) شدت جریان جرمی محصول پایین برج اتان زدا (14-C-101) در شدت جریان خوراک واقعی با استفاده از ضرائب عملیاتی؛ ترکیب خوراک طبق جدول ۳ و ۵۰۰ دقیقه پس از شروع شبیه سازی تغییر کرده است.



شکل ۸: تغییرات مرتبط با کنترل کننده‌های اصلی در شدت جریان خوراک واقعی با استفاده از ضرائب عملیاتی: الف) فشار خروجی اکسپندر (PIC-100)، ب) فشار برج اتان زدا (PIC-1123)، ج) دمای خوراک ورودی به برج متان زدا (TIC-4103).

به طور مشابه شکل ۸-ب عملکرد کنترل کننده فشار بالای برج اتان زدا (PIC-1123) را در دو بازه زمانی ۵۰۰ دقیقه‌ای با ضرائب کنترلی عملیاتی نشان می‌دهد. در ۵۰۰ دقیقه اول و قبل از تغییر ترکیب خوراک شاهد نوسان بسیار زیادی در متغیر کنترل شده یعنی فشار و همچنین تغییرات شیر کنترل هستیم. با تغییر ترکیب خوراک شرایط بهتر می‌شود بطوریکه بعد از گذشت ۱۴۰ دقیقه از زمان تغییر ترکیب خوراک متغیر کنترل شده برابر با مقدار مقرر شده و خطا تقریبا به صفر می‌رسد همچنین تغییرات جزئی در وضعیت شیر کنترل را شاهد هستیم.

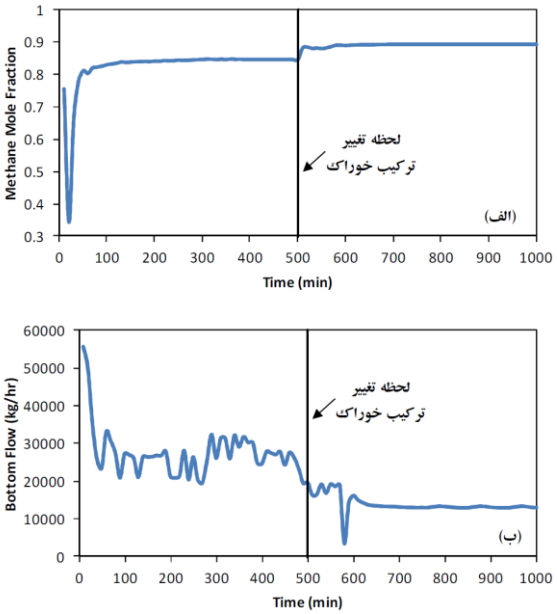
در شکل ۸-ج عملکرد کنترل کننده دمای خوراک ورودی به برج متان زدا (TIC-4103) نشان داده شده است. با توجه به شکل مشخص است که بعد از حدود ۵۰ دقیقه از شروع فرایند نمودار متغیر کنترل شده یعنی دمای خوراک تا دقیقه ۵۰۰ کاملا ثابت بوده و این مقدار برابر با ۵۵/۳۷- درجه سانتیگراد می‌باشد که با مقدار مقرر اختلاف نسبتا قابل توجهی دارد. با تغییر ترکیب خوراک دمای خوراک حدود یک درجه کاسته شده که شرایطی نزدیکتر به شرایط طراحی را برای پروفایل دمایی برج ایجاد می کند. همچنین شاهد تغییرات کمتری در وضعیت شیر کنترل در این حالت نسبت به بازه زمانی اولیه هستیم.

در ادامه با استفاده از ضرائب حاصل از تنظیم ATV که با خوراک واقعی در بخشهای قبلی به دست آمده است و اعمال این ضرائب بر روی کنترل کننده‌های مورد مطالعه شبیه سازی دینامیکی را در مدت زمان ۵۰۰ دقیقه با ترکیب خوراک اصلی شروع کرده و همانند مرحله قبل با تغییر ترکیب خوراک ورودی مطابق با جدول شماره ۳ اثر این اغتشاش را بر کیفیت محصول و عملکرد کنترل کننده‌های مهم در ۵۰۰ دقیقه باقیمانده بررسی می کنیم.

در شکل ۹-الف تغییرات درصد مولی متان در جریان R. Gas در دو بازه زمانی نشان داده شده است. در ۵۰۰ دقیقه اول بعد از اعمال ضرائب تنظیم ATV و اجرای شبیه سازی دینامیکی فرایند، بعد از گذشت ۶۰ دقیقه ابتدایی که متغیر مذکور نوسان شدیدی دارد، از میزان نوسان به شدت کاسته شده و شرایط پایداری در تغییرات درصد مولی متان شاهد هستیم. همچنین نسبت به شرایط استفاده شده از ضرائب عملیاتی برای کنترل کننده‌ها در حالت خوراک واقعی (شکل ۷-الف) که نوسان بیشتر و میانگین ۸۲ درصدی خلوص متان را مشاهده کرده بودیم، در این حالت توانستیم به میانگین خلوص ۸۴ درصدی محصول متان و پایداری بهتری دست یابیم. در دقیقه ۵۰۰ با تغییر ترکیب خوراک مطابق با داده‌های آزمایشگاهی از جدول ۳ مشاهده می‌شود که فرایند سریع خود را با اغتشاش ایجاد شده تطبیق داده و سیستم به سمت پایایی مطلوب پیش می‌رود که اثر آن را می‌توان بر حذف نوسانات درصد مولی متان در جریان خروجی از بالای برج و همچنین افزایش میانگین درصد خلوص محصول متان از ۸۸ درصد در حالت اعمال پارامترهای کنترلی عملیاتی به ۸۹ درصد درحالت اعمال پارامترهای کنترلی ATV شاهد بود. نتایج حاصل نشان از مزیت تنظیم ATV نرم افزار هایسیس در بهبود عملکرد پارامترهای کنترلی

[Downloaded from joc.kntu.ac.ir on 2026-11-06]
[DOR: 20.1001.1.20088345.1399.14.2.1.1]
[DOI: 10.29252/joc.14.2.47]

می‌باشد. جهت بررسی بهتر می‌توان در جدول ۴ نتایج حاصل از داده‌های آزمایشگاهی و داده‌های بدست آمده از شبیه سازی پایا و همچنین شبیه سازی دینامیکی فرایند در دو حالت تنظیم عملیاتی و ATV را با هم مقایسه کرد که نتایج حاصل نشان از دستیابی به خلوص بالاتر متان در جریان خروجی از بالای برج متان زدا در حالت شبیه سازی دینامیکی با اعمال ضرایب تنظیم ATV نسبت به دیگر حالت های شبیه سازی دینامیکی و پایا و همچنین داده های آزمایشگاهی می‌باشد. در ضمن می‌توان به مزیت تنظیم ATV نرم افزار هایسیس در بهبود عملکرد پارامترهای کنترلی پی برد. لازم به تأکید است که محصول در شرایط شدت جریان خوراک فعلی یعنی میزان خوراک ۴۵.۷۷ میلیون فوت مکعب بر روز و ترکیب خوراک گزارش شده در جدول ۳ بدست آمده است.



شکل ۹: کسر مولی متان بر حسب زمان در جریان R. Gas و ب) شدت جریان جرمی محصول پایین برج اتان زدا (14-C-101) در شدت جریان واقعی با استفاده از ضرائب تنظیم ATV؛ ترکیب خوراک طبق جدول ۳ و در ۵۰۰ دقیقه پس از شروع شبیه سازی تغییر کرده است.

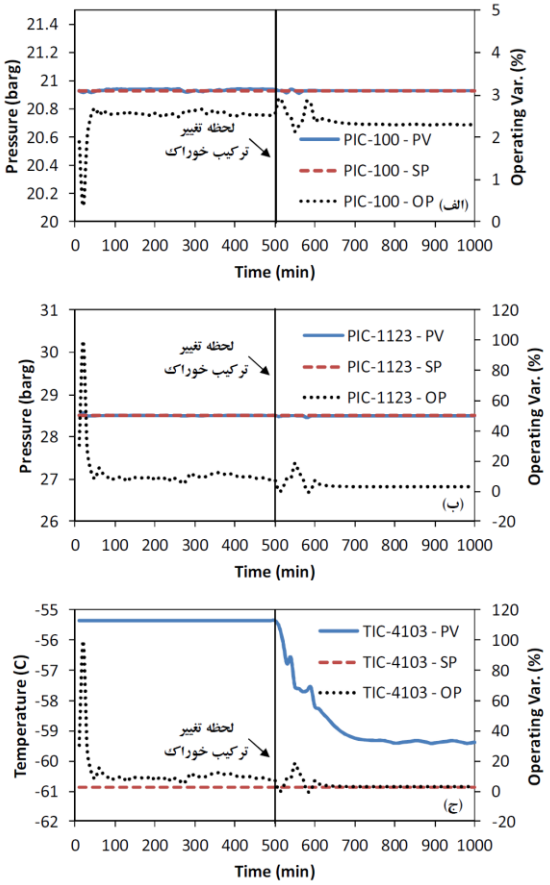
شکل ۹-ب تغییرات شدت جریان جرمی جریان پایین برج اتان زدا (Bottom) را در حالت اعمال ضرائب کنترلی تنظیم ATV همراه با اغتشاش در ترکیب خوراک نشان می‌دهد. در ۵۰۰ دقیقه اول از اجرای دینامیکی فرایند شاهد نوسان زیادی در میزان شدت جریان هستیم اما در بازه زمانی دوم با تغییر ترکیب خوراک بعد از گذشت ۱۰۰ دقیقه از میزان نوسانات جریان پایین برج کاسته شده است و به شرایط نسبتا پایداری دست می‌یابیم که یقینا بر کیفیت محصولات و عملکرد برج پروپان زدا تاثیر مطلوبی می گذارد. نکته مثبت این حالت شبیه سازی نسبت به زمانی که از ضرائب کنترلی عملیاتی استفاده شد (شکل ۷-ب)، عدم ایجاد جریان معکوس است که نشان دهنده برتری تنظیم ATV پارامترهای کنترلی می‌باشد.

شکل ۱۰-الف عملکرد کنترل کننده فشار خروجی اکسپندر (PIC-100) با اعمال پارامترهای کنترلی بدست آمده در حالت تنظیم ATV را نشان می‌دهد. در ۵۰۰ دقیقه اول مقدار متغیر کنترل شده یعنی فشار از لحظه اجرای شبیه سازی دینامیکی تقریبا به مقدار مقرر خود می‌رسد و نوسان جزئی را شاهد هستیم اما در مرحله بعدی یعنی با تغییر خوراک مقدار خطا تقریبا به صفر می‌رسد حال آنکه در حالت استفاده از ضرائب کنترلی عملیاتی (شکل ۸-الف) با خطای ماندگار در این بازه زمانی مواجه بودیم. از مزیتهای دیگر این حالت وضعیت ملایمتر تغییرات شیر کنترل در مقایسه با حالت قبلی می‌باشد که از آسیب به تجهیزات فرایندی جلوگیری کرده و باعث می‌شود تا شرایط برج پایدارتر باشد.

شکل ۱۰-ب عملکرد کنترل کننده فشار بالای برج اتان زدا (PIC-1123) را با اعمال ضرائب کنترلی در حالت تنظیم ATV نشان می‌دهد. از روی نمودار می‌توان به عملکرد دقیق کنترلی در حالت تنظیم ATV پی برد چرا که مقدار متغیر کنترل شده یعنی فشار بالای برج سریعا به مقدار مقرر خود رسیده و میزان خطا چه در بازه زمانی ۵۰۰ دقیقه ابتدایی و چه در بازه پایانی با آنکه با اغتشاش در ترکیب خوراک همراه بود به صفر رسیده است. اگر بخواهیم بین استفاده از ضرائب کنترلی عملیاتی (شکل ۸-ب) و ضرائب کنترلی تنظیم ATV (شکل ۱۰-ب) مقایسه‌ای در شرایط خوراک و بازه زمانی یکسان داشته باشیم، مشاهده می‌شود که در ۵۰۰ دقیقه ابتدایی در حالت تنظیم عملیاتی با نوسان زیادی در متغیر کنترل شده و متغیر کنترل کننده روبرو هستیم در حالیکه در حالت تنظیم ATV این نوسانات جزئی و نزدیک به صفر می‌باشد. بنابراین در مجموع می‌توان گفت که این کنترل کننده عملکرد خوبی در حفظ نقطه پایا و تطبیق سریع با شرایط در صورت اعمال اغتشاش را دارد.

شکل ۱۰-ج عملکرد کنترل کننده دمای خوراک ورودی به برج متان زدا (TIC-4103) را در حالتی که از ضرائب کنترلی در حالت تنظیم ATV استفاده شده است، نشان می‌دهد. با توجه به شکل مشخص است در ۵۰۰ دقیقه ابتدایی شبیه سازی دینامیکی نمودار متغیر کنترل شده یعنی دمای خوراک تقریبا بدون تغییر بوده و این مقدار برابر با ۵۵/۳۷-درجه سانتیگراد می‌باشد که با مقدار مقرر اختلاف نسبتا قابل توجهی دارد. با ایجاد اغتشاش در ترکیب خوراک دمای خوراک روند نزولی داشته و شاهد نوسانات جزئی می‌باشیم، اما در نهایت به میانگین دمایی ۵۹/۴۰- می‌رسد که اختلاف حدود یک درجه‌ای با مقدار مقرر خود دارد که در مقایسه با حالت تنظیم عملیاتی پارامترهای کنترلی (شکل ۸-ج) شاهد عملکرد مطلوبتری می‌باشیم که به طبع بر خلوص محصول متان و شرایط عملیاتی برج متان زدا تاثیر مثبت دارد.

[Downloaded from joc.kntu.ac.ir on 2026-11-06]
[DOR: 20.1001.1.20088345.1399.14.2.1.1]
[DOI: 10.29252/joc.14.2.47]



شکل ۱۰: تغییرات مرتبط با کنترل کننده‌های اصلی در شدت جریان خوراک واقعی با استفاده از ضرائب تنظیم ATV: الف) فشار خروجی اکسپندر (PIC-100)، ب) فشار برج اتان زدا (PIC-1123)، ج) دمای خوراک ورودی به برج متان زدا (TIC-4103).

٦-٤ مقایسه ضرائب کنترلی عملیاتی و حاصل از تنظیم ATV

در این بخش به بررسی پارامترهای کنترل کننده‌های اصلی که در بخش قبل بدانها اشاره شد، می‌پردازیم. این کاربردی‌ترین بخش این تحقیق جهت بهینه سازی عملکرد واحد است زیرا که مشخص می‌سازد کدام کنترل کننده و در چه حالت خود (تناسبی-انتگرالی-مشتقی) در حال حاضر اختلاف قابل ملاحظه‌ای با شرایط مطلوب دارد. در اینجا لازم می‌داند یادآور شود که این ضرائب می‌بایست به عنوان حدس اولیه در نظر گرفته شده و در صورت تصمیم به اعمال ضرائب در فرایند واقعی دقت و احتیاط بیشتری به عمل آورد.

٦-٤-١ کنترل کننده فشار خروجی اکسپندر (PIC-100)

ضرائب کنترلی این کنترل کننده در جدول ۵ ارائه شده‌اند. کنترل کننده اصلی از نوع P انتخاب شده بوده که برای چنین حلقه کندی انتخاب چندان مناسبی نیست و باید حداقل حالت انتگرالی لحاظ شود. از سوی دیگر تنظیم ATV مقادیر کوچکتری را برای پارامتر K_p نشان می‌دهد در عین حال که برای ثابت انتگرالی و مشتقی نیز مقادیر کوچکی پیشنهاد شده است که در مجموع می‌توان گفت این مجموعه انتخاب پارامترها می‌تواند ناشی از سریع و کم تأخیر بودن فرایند و بزرگ بودن بهره فرایند باشد. با توجه به شکلهای مرتبط با این کنترل کننده (شکلهای ۴-الف، ۶-الف، ۸-الف و ۱۰-الف) مشخص است که چنین تصمیمی باعث کاهش قابل توجه نوسانات در اغلب موارد شده است در عین حال که سرعت پاسخ نسبتا بالاست و افت کنترل هم ناچیز است. لازم به ذکر است اختلاف قابل ملاحظه‌ای بین بهره تناسبی محاسبه شده با تنظیم ATV در حالات خوراک واقعی و خوراک طراحی دیده می‌شود که می‌تواند ناشی از تغییر قابل توجه در دینامیک فرایند با تغییر میزان خوراک باشد.

جدول ۵: ضرائب کنترل کننده فشار خروجی اکسپندر (PIC-100).

ضرائب کنترلی	K_p	T_i (min)	T_d (min)
عملیاتی	۱	-	۰
ATV - خوراک واقعی	۰/۱۰۲	۱/۷۲×۱۰$^{-۲}$	۳/۸۳×۱۰$^{-۳}$
ATV - خوراک طراحی	۰/۴۲۸	۸/۰۳×۱۰$^{-۳}$	۱/۷۸×۱۰$^{-۳}$

٦-٤-٢ کنترل کننده فشار بالای برج اتان زدا (PIC-1123)

با توجه به جدول ۶ در تنظیم این کنترل کننده از ابتدا حالت انتگرالی لحاظ شده است که با توجه به شکلهای مربوطه (شکلهای ۴-ب، ۶-ب، ۸-ب و ۱۰-ب) مشخص است که تنظیم عملیاتی منجر به نوسان قابل توجه در اغلب شکلها شده است با وجود آنکه بهره تناسبی کوچک و کاملا محافظه کارانه است. اما با اعمال تنظیم ATV نوسانات به شکل قابل توجهی کاهش یافته است که یک علت مهم آن اضافه شدن حالت مشتقی است. در اینجا مشابه کنترل کننده PIC-100 به دلیل کوچک بودن تأخیر، ثوابت انتگرالی و مشتقی کوچک انتخاب شده‌اند.

یک مورد استثناء در شکل ۴-ب حائز اهمیت تذکر است و آن اینکه احتمالا به دلیل بالا بودن حاصلضرب بهره در ثابت زمانی مشتقی نوسانات کوچک تقویت شده و در شرایط نزدیک شدن به حالت پایا خود را به صورت نوسانات در شیر کنترل نشان می‌دهند که نامطلوب است.

جدول ۶: ضرائب کنترل کننده فشار بالای برج اتان زدا (PIC-1123).

ضرائب کنترلی	K_p	T_i (min)	T_d (min)
عملیاتی	۰/۲۵	۰/۷۵	۰
ATV - خوراک واقعی	۱۳/۹	۵/۴۸×۱۰$^{-۲}$	۱/۲۲×۱۰$^{-۲}$
ATV - خوراک طراحی	۱۴/۴	۰/۱۲۵	۲/۷۷×۱۰$^{-۲}$

٦-٤-٣ کنترل کننده دمای خوراک ورودی به برج متان زدا (TIC-4103)

با توجه به جدول ۷ مشخص است که طراحان اصلی، کند بودن حلقه کنترل دما را در نظر داشته و هر سه حالت تناسبی، انتگرالی و مشتقی را برای کنترل دمای خوراک برج متان زدا مورد استفاده قرار داده‌اند که البته در اغلب شکلهای ۴-ج، ۸-ج و ۱۰-ج نتایج اندکی نوسانی است. اما تنظیم ATV در اغلب موارد موفق شده است نتایج بهتری را از منظر کاهش نوسانات ارائه دهد، در عین حال که افت کنترل نیز کاهش یافته است.

نتایج جدول ۷ دارای یک ویژگی خاص نسبت به جداول ۵ و ۶ است؛ در این جدول اختلاف قابل ملاحظه‌ای بین مقادیر ثوابت انتگرالی و مشتقی بین حالت تنظیم ATV برای خوراک واقعی و برای خوراک طراحی

[Downloaded from joc.kntu.ac.ir on 2026-11-06]
[DOR: 20.1001.1.20088345.1399.14.2.1.1]
[DOI: 10.29252/joc.14.2.47]

مشاهده می‌شود که نشان دهنده اثر مهم میزان خوراک بر دینامیک این بخش از فرایند می‌باشد.

جدول ۷: ضرائب کنترل کننده دمای خوراک ورودی به برج متان زدا (TIC-4103).

ضرائب کنترلی	K_p	T_i (min)	T_d (min)
عملیاتی	۰/۸	۳	۰/۲۵
ATV - خوراک واقعی	۱	-	۰/۰۰۱
ATV - خوراک طراحی	۱/۰۸	۱۳/۵	۳/۰۱

۷-بحث و نتیجه گیری

از آنجا که تاکنون تحلیل جامعی بر رفتار دینامیکی واحد بازیابی متان انجام نشده بود و با توجه به وجود مشکلاتی در راهبری این واحد از جمله وجود نوسانات و افت کیفیت محصول، حالت دینامیکی این واحد توسط نرم افزار اسپن هایسیس شبیه سازی شد که در فاز ابتدایی واحد به صورت استاتیک در این نرم افزار پیاده سازی شد و در ادامه با ورود به حالت دینامیک و افزودن حلقه‌های کنترلی شبیه سازی دینامیکی تکمیل گردید.

بررسی عملکرد واحد به منظور حفظ حالت پایا و همچنین با تغییر در ترکیب خوراک نشان داد که کنترل کننده‌های اصلی با پارامترهای عملیاتی خصوصا در شرایط خوراک واقعی (شرایط فعلی) عملکرد چندان مناسبی ندارند که همانطور که اشاره شد نوسان و همچنین افت کنترل در بعضی کنترل کننده‌ها از مشکلات اساسی هستند. به طور کلی می‌توان گفت که برخی از کنترل کننده‌ها بسیار محافظه کارانه تنظیم شده‌اند و از سوی دیگر از حالات انتگرالی و مشتقی کنترل کننده PID به طور کارآمد استفاده نشده است.

با اجرای سناریوهای مورد نظر، نحوه تغییرات متغیرهای اصلی و اساسی واحد تحت اثر کنترل کننده‌های مهم مورد بررسی قرار گرفت و مشخص شد که نوسانات مزاحم یکی از مشکلات اصلی اغلب حلقه‌های کنترلی مورد بررسی است، در عین حال که برای پاره‌ای از آنها مسئله افت کنترل نیز مشکل ساز است. با توجه به نتایج مشخص شد که عملکرد کنترل کننده‌ها را می‌توان با تنظیم بهتر مثلا به کمک تنظیم ATV به شکل قابل توجهی بهبود بخشید که در قالب کاهش نوسانات و کاهش افت کنترل متصور خواهد بود. بدیهی است اینکار نقش مهمی در کاهش هزینه‌های تعمیرات و نگهداری خصوصا در مورد شیرهای کنترل خواهد داشت. کیفیت محصول نیز از دید میزان متان در اغلب موارد بهبود یافته و نوسانات کمتری دارد که از دیدگاه مدیریت واحد این به معنی بهبود کنترل کیفیت و از سوی دیگر افزایش بهره‌وری است زیرا افزایش میزان متان در گاز خروجی به معنای تجمع ترکیبات با ارزش در محصول جانبی یعنی میعانات گازی است. با توجه به نتایج مثبت این تحقیق پیشنهادی جهت اعمال این نتایج به مسئولان مجتمع ارائه شده است که در حال بررسی است.

اگرچه در اینجا سعی شد عملکرد کلیه حلقه‌های کنترلی بهبود یابد، نباید اهمیت کنترل محصولات نهایی مغفول واقع گردد. کیفیت و کمیت محصولات در حال حاضر طبق دستورالعملهای راهبری واحد تنظیم می‌شود و در واقع مجموعه سیستم کنترلی نظارت مستقیم در کنترل کیفیت محصول ندارد، در عین حال که در این روش تضمینی هم بر بهینه بودن عملیات وجود ندارد. روش سیستماتیک برای نیل به چنین اهدافی طراحی سیستم کنترل در قالب مسائل کنترل بهینه است که از جمله معروفترین روشها کنترل مدل پیش بین (MPC[1]) [۲۱] می‌باشد که در تحقیقات آتی مورد مطالعه قرار خواهد گرفت.

۸-تشکر و قدردانی

بدین وسیله از واحد بهره برداری و واحد آزمایشگاه کارخانه NGL سیری به خاطر در اختیار قرار دادن اسناد و مدارک پروژه و همچنین داده‌های آزمایشگاهی تشکر و قدردانی می‌شود.

۹-مراجع

[۱] پولادی برج، ب.، چهار لنگ، ش.، ثقه الاسلامی، ن.، "شبیه سازی دینامیکی و بهینه سازی برج جذب CO_2 از C_2H_6 گاز طبیعی با استفاده از شبیه ساز ASPEN-HYSYS در فاز های ۹ و ۱۰ پارس جنوبی"، نفت، گاز و پتروشیمی، ۲۰۱۰.

[2] Luyben, W. L., "Dynamic simulation of multi-effect evaporators", Chemical Engineering and Processing - Process Intensification, vol. 131, pp. 106-115, 2018.

[3] Khodadoost, M., Sadeghi, J., "Dynamic Simulation of Distillation Sequences in Dew Pointing Unit of South Pars Gas Refinery", Journal of chemical and petroleum engineering, vol. 45, no. 2, pp. 109-116, 2011.

[۴] توکلی دستجردی، ف.، صادقی، ج.، حسن پور، س.، "شبیه سازی دینامیک واحد آمونیاک پتروشیمی شیراز"، دومین کنفرانس بین المللی یافته های نوین پژوهشی در شیمی و مهندسی شیمی، ۱۳۹۵.

[۵] پیمانی، ع.، ملکی، ب.، حسین زاده، م.، صادقی، ج.، "شبیه سازی دینامیکی یک برج جداکننده‌ی آب و متانول و مقایسه‌ی دوساختار کنترلی برای خلوص محصولات"، سومین همایش ملی مدیریت انرژی و محیط زیست، ۱۳۹۲.

[۶] انسانی، س.، صادقی، ج.، حسینی، س. م.، "شبیه سازی دینامیکی و کنترل واحد تقطیر اتمسفریک پالایشگاه شیراز"، سومین کنفرانس علوم و مهندسی جداسازی، دانشگاه سیستان و بلوچستان، ۱۳۹۱.

[۷] ثابت، م. ح.، کاهکش، ع.، حیدری، ح.، کاظمی، ع.، "شبیه سازی دینامیکی و بررسی پارامترهای عملیاتی برج متان زدایی واحد الفین

[1] Model predictive control

[Downloaded from joc.kntu.ac.ir on 2026-11-06]
[DOR: 20.1001.1.20088345.1399.14.2.1.1]
[DOI: 10.29252/joc.14.2.47]

پتروشیمی جم به منظور افزایش ظرفیت"، دومین کنفرانس ملی و بین المللی نفت، گاز، پالایش و پتروشیمی، ۱۳۹۴.

[۸] جلالی، ع.، شفیعی، م.، مرادی، م.، "شبیه سازی و بهینه سازی راندمان بازیابی اتان در واحد متان زدایی با استفاده از روش SCG"، کنفرانس بین المللی افق های نو در علوم مهندسی، ۱۳۹۶.

[9] Jibril, K. L., Al-Humaizi, A. I., Idriss, A. A., Ibrahi, A. A., "Simulation of turbo-expander processes for recovering of natural gas liquids from natural gas", Saudi ARAMCO Journal of Technology, Fall, pp. 9-14, 2005.

[10] Najibi, S. H., Darabi, H., Kamali, M. J., "A Feasibility Study of the Technologies for Deep Ethane Recovery from the Gases Produced in One of the Iran Southern Fields", Iranian Journal of Oil & Gas Science and Technology, vol. 1, no. 1, pp. 13-24, 2012.

[11] Aspen Technology, "Dynamic Modeling", 2005.

[۱۲] مدی، ب.، "جزوات دروس کنترل فرایندها ۱ و ۲"، گروه مهندسی شیمی، دانشگاه صنعتی همدان، ۱۳۹۵.

[13] Stephanopoulos, G., "Chemical process control: an introduction to theory and practice", Prentice-Hall international series in the physical and chemical engineering sciences, 1984.

[14] Friman, M., Waller, K. V., "Autotuning of Multiloop Control Systems", Industrial & Engineering Chemistry Research, vol. 33, no. 7, pp. 1708-1717, 1994.

[15] Ogunnaike, B. A., Ray, W. H., "Process dynamics, modeling, and control", Topics in chemical engineering, New York, Oxford University Press, 1994.

[16] Al-Malah, K.I.M., Aspen Plus® Dynamics, in Aspen Plus®, K.I.M. Al-Malah, Editor, John Wiley & Sons, Inc., 2016.

[۱۷] "اسناد و مدارک مربوط به پروژه NGL سیری"، شرکت TDE کانادا و شرکت طراحی و مهندسی انرژی (EIED).

[18] Mehrpooya, M., Gharagheizi, F., Vatani, A., "An Optimization of Capital and Operating Alternatives in a NGL Recovery Unit ,"Chemical Engineering & Technology, vol. 29, no. 12, pp. 1469-1480, 2006.

[19] Lin, H. M., "Peng-Robinson equation of state for vapor-liquid equilibrium calculations for carbon dioxide + hydrocarbon mixtures", Fluid Phase Equilibria, vol.16, no. 2, pp. 151-169, 1984.

[20] Glitsch, "Ballast Tray Design Manual, Bulletin 4900, 3rd Ed.", Glitsch, The Separations Company, 1980.

[21] Medi, B., Monzure-Khoda, K., Amanullah, M., 2015, "Experimental Implementation of Optimal Control of an Improved Single-Column Chromatographic Process for the Separation of Enantiomers", Industrial & Engineering Chemistry Research, vol. 54, no. 25, 6527-6539.

[Downloaded from joc.kntu.ac.ir on 2026-11-06]
[DOR: 20.1001.1.20088345.1399.14.2.1.1]
[DOI: 10.29252/joc.14.2.47]