



Simulation, Energy and Exergy Analysis of Gas Condensate Stabilization Unit

M. Javadi¹, H. Pahlavanzadeh^{2*}, M. Manteghian²

1- MSc. in Chemical Engineering, Tarbiat Modares University

2- Professor of Chemical Engineering, Tarbiat Modares University

Email: pahlavzh@modares.ac.ir

Abstract

The condensate stabilization unit is one of the most important operational units in gas processes. In this unit, the raw condensate is stabilized through a distillation system. This research has investigated the energy, exergy and economic costs by simulating and analyzing the process. In this study, the effect of parameters such as feed flow rate and temperature on energy and exergy performance has been evaluated. The process simulation has been performed using Span Hysys software and the Peng-Robinson equation of state. In order to optimize, the feed preheating method has been used instead of air cooling in the lower part of the column, which has reduced the exergy destruction by 57.91 kW. Also, a heat exchanger has transferred heat by 333.2 kW between the hot and cold streams. The results show that the total process energy consumption has decreased from 1502.98 kW to 1003.94 kW and the exergy efficiency of the stabilization column has increased from 66.11% to 88.21%. In the optimized structure, the total irreversibility of the system has decreased from 257.4 kW to 165.83 kW. This reduction is equivalent to 103.4 kW of exergy destruction of the stabilization tower, which has led to energy storage and improved quality of its consumption.

Received: 7 July 2024

Accepted: 17 March 2025

Page Number: 8-21

Keywords:

Biodiesel,
Energy Analysis,
Thermal Integration,
Exergy, Irreversibility,
Simulation,
Thermal Recovery

Please Cite this Article Using:

Javadi, M., Pahlavanzadeh, H., & Manteghian, M. (2026). Simulation, Energy and Exergy Analysis of Gas Condensate Stabilization Unit. *Iranian Chemical Engineering Journal*, 24(142), 8-21, [In Persian].



شبهه سازی، آنالیز انرژی و اکسرژی واحد پایدارسازی میعانات گازی

محمد جوادی^۱، حسن پهلوانزاده^{۲*}، مهرداد منطقیان^۲

۱- کارشناس ارشد مهندسی شیمی، دانشگاه تربیت مدرس

۲- استاد مهندسی شیمی، دانشگاه تربیت مدرس

پیامنگار: pahlavzh@modares.ac.ir

چکیده

واحد پایدارسازی میعانات گازی یکی از مهم ترین واحدهای عملیاتی در فرایندهای گازی است. در این واحد، میعانات خام با یک سامانه تقطیر پایدارسازی می شود. این پژوهش، با شبهه سازی و تحلیل فرایند به بررسی انرژی، اکسرژی و هزینه های اقتصادی آن پرداخته است. در این مطالعه، تأثیر مشخصه هایی نظیر دبی و دمای خوراک بر عملکرد انرژی و اکسرژی ارزیابی شده است. شبهه سازی فرایند با استفاده از نرم افزار اسپن هایسیس و معادله حالت پنگ رابینسون انجام شده است. به منظور بهینه سازی، از روش پیش گرمایش خوراک به جای خنک کن هوایی در بخش پایینی ستون استفاده شده است که موجب کاهش ۵۷/۹۱ کیلووات تخریب اکسرژی شده است. همچنین، یک مبدل حرارتی انتقال حرارت به میزان ۳۳۲/۲ کیلووات بین جریان های گرم و سرد انجام داده است. نتایج نشان می دهد که مصرف کلی انرژی فرایند از ۱۵۰۲/۹۸ کیلووات به ۱۰۰۳/۹۴ کیلووات کاهش یافته و بازده اکسرژی ستون پایدارسازی از ۶۶/۱۱ درصد به ۸۸/۲۱ درصد افزایش یافته است. در ساختار بهینه، کل برگشت ناپذیری سامانه از ۲۵۷/۴ کیلووات به ۱۵۶/۸۳ کیلووات کاهش یافته است. این کاهش معادل ۱۰۳/۴ کیلووات تخریب اکسرژی برج پایدارسازی است که به ذخیره سازی انرژی و بهبود کیفیت مصرف آن منجر شده است.

کلیدواژه ها:

تحلیل انرژی،
یکپارچه سازی حرارتی،
اکسرژی،
برگشت ناپذیری،
شبهه سازی،
بازیابی حرارتی

تاریخ دریافت: ۱۴۰۳/۰۴/۱۷

تاریخ پذیرش: ۱۴۰۳/۱۲/۲۷

شماره صفحات: ۸ تا ۲۱

* تهران، دانشگاه تربیت مدرس، دانشکده مهندسی شیمی

استناد به مقاله:

جوادی، محمد، پهلوانزاده، حسن، و منطقیان، مهرداد. (۱۴۰۴). شبهه سازی، آنالیز انرژی و اکسرژی واحد پایدارسازی میعانات گازی، نشریه مهندسی شیمی ایران، ۲۴(۱۴۲)، ۸-۲۱.

۱. مقدمه

گاز طبیعی یکی از متداول‌ترین سوخت‌های جهان با کاربردهای متعدد است، اما حمل و نقل آن در حالت گازی چالش برانگیز است. برای حل این مشکل، تبدیل گاز طبیعی به مایعات میانی، مانند LPG (liquid petroleum gas) و NGL (natural gas liquid) توصیه شده است [۱]. گاز طبیعی استخراج شده باید قبل از تبدیل به مایع و انتقال به خطوط لوله پالوده شود تا از گازهای غیرهیدروکربنی و مایعات گاز طبیعی جدا شود. میعانات گازی یک مخلوط هیدروکربنی مایع است که در خطوط لوله جمع‌آوری می‌شود و می‌تواند به فرآورده‌های نفتی مختلف تبدیل شود [۱۰]. برای حمل و نقل و ذخیره‌سازی مناسب، میعانات خام باید از نظر محتوا کاهش یابند [۸]. فرایند پایدارسازی میعانات، شامل حذف هیدروکربن‌های سبک‌تر و اجزای اسیدی از هیدروکربن‌های مایع است تا آن‌ها را تجاری کند. میعانات گازی پس از جداسازی از گاز طبیعی حاوی هیدروکربن‌های سبک است که می‌تواند دوفازی شدن سامانه را در پی داشته باشد. بنابراین، پایدارسازی میعانات برای جلوگیری از دوفازی شدن ضروری است [۶].

پایدارسازی به روش تبخیر آبی با استفاده از تبخیر ناگهانی‌های متعدد رخ می‌دهد [۹]. این روش در فرایندهای مدرن گاز استفاده نمی‌شود، اما ممکن است در تولید و پایدارسازی نفت خام به کار رود [۵]. روش تقطیر جزء به جزء نیز با استفاده از برج پایدارسازی، اجزای سبک را بر اساس نقطه جوش از هیدروکربن‌های سنگین جدا می‌کند. در یک مطالعه موردی، شیخ و همکاران (۲۰۲۲) [۱۰] شبیه‌سازی فرایند تثبیت میعانات را با نرم‌افزار اسپن‌هایسیس و معادله حالت پنگ‌رابینسون انجام داده‌اند. نتایج آن‌ها نشان داد که بهینه‌سازی باعث افزایش دبی مایعات میعانات و کاهش بار ریبولر شده است.

مقدم و همکاران (۲۰۱۲) [۷] طراحی فرایند واحد پایدارسازی میعانات را با روشی بهینه ارائه کردند که حداقل فشار عملیاتی و هزینه سرمایه‌گذاری را داشت. علاوه بر این، در مطالعه دیگری، طاهونی و همکاران (۲۰۱۴) [۱۱] با استفاده از بهینه‌سازی شبکه تبادل حرارت، مصرف انرژی فرایندهای تثبیت را کاهش دادند.

مطالعات نشان می‌دهد که بهینه‌سازی مصرف انرژی و کاهش تخریب اکسرژی از اولویت‌های اصلی در فرایندهای تثبیت است.

۲. محاسبات شبیه‌سازی

در این تحقیق، یک بررسی جامع بر روی تحلیل انرژی و اکسرژی برج پایدارسازی میعانات گازی انجام شده است که طبق مراحل زیر دنبال می‌شود:

- مطالعه فرایند فعلی پایدارسازی و دستیابی به اسناد عملیاتی

برای شبیه‌سازی و ارائه یک مدل

- شبیه‌سازی دقیق فرایند با نرم‌افزار اسپن‌هایسیس

- تحلیل انرژی و اکسرژی فرایند

- مطالعه اقتصادی فرایند

- مطالعه اثر مشخصه‌های عملیاتی بر انرژی و اکسرژی برج پایدارسازی

نرم‌افزار اسپن‌هایسیس به عنوان یکی از قدرتمندترین ابزارهای شبیه‌سازی فرایند استفاده شده است. این نرم‌افزار، از قابلیت‌های مهمی، هم چون دقت بالا در محدوده وسیع دما و فشار، جداسازی برای اجزای کلیدی و بانک اطلاعات گسترده برای ضرایب دوتایی برخوردار است. معادله حالت پنگ‌رابینسون برای شبیه‌سازی ساختار پیشنهادی به کار گرفته شد. در جدول (۱) مقالات مرتبط با معادله حالت فرایند پایدارسازی فهرست شده است.

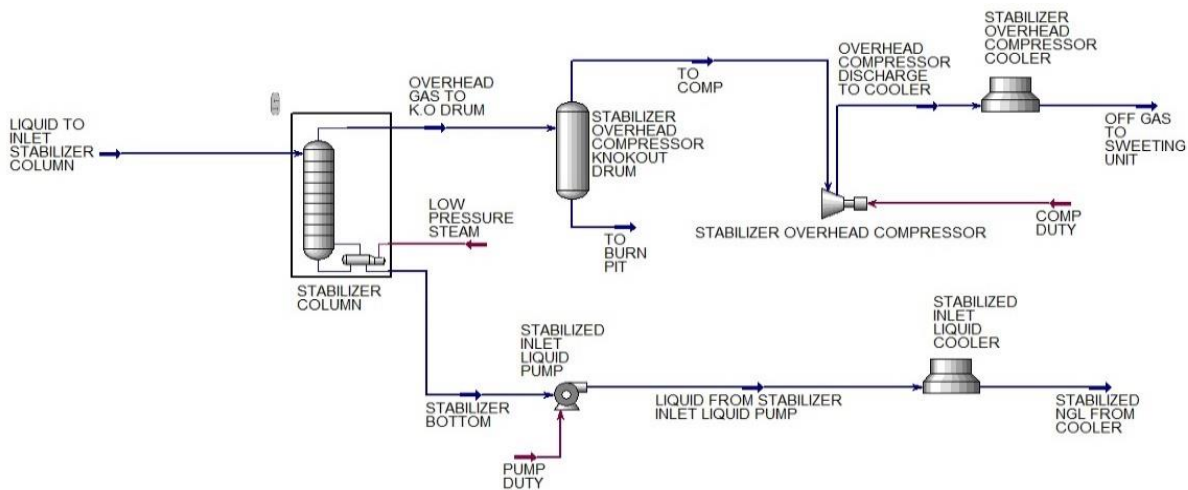
جدول ۱. مقالات منتشر شده در خصوص معادله حالت فرایند تثبیت میعانات.

Table 1. Published Articles on the Equation of State of the Condensate Stabilization Process.

Reference	Process	Equation of State
(Moghaddam et al., 2012) [7]	Stabilization of gas condensate	Peng Robinson
(Tahuni et al., 2014) [11]	Condensate stabilization	Peng Robinson
(Uwitonze et al., 2017) [12]	Stabilization of gas condensate	Peng Robinson
(Al-Ali, 2021) [2]	Crude oil stabilization	Peng Robinson
(El-Eishy et al., 2019) [4]	Condensate stabilization	Peng Robinson

اطلاعات اساسی از راه مدارک مجتمع در جدول (۲) ارائه شده است. خوراک ورودی به سامانه دارای دمای ۱۸/۱ درجه سلسیوس، فشار ۱۰۹۱ کیلوپاسکال، دبی جرمی ۳۰۱/۳ کیلومول بر ساعت و ترکیب درصد هیدروکربن‌های سبک: ۴۰٪ است. این مشخصات به‌عنوان داده‌های اولیه برای شبیه‌سازی فرایند در نرم‌افزار Aspen Hysys استفاده شده است.

معادلات ترمودینامیکی، به‌عنوان معادلات حالت، معادلات فعالیت، معادلات فشار بخار و سایر معادلات طبقه‌بندی می‌شوند. شبیه‌سازی واحد فعلی براساس مدرک نمودار جریان فرایند در محیط نرم‌افزار اسپن‌هایسیس توسعه داده شده و نمودار فرایند شبیه‌سازی پایداری میعانات گازی در حالت کنونی و بهینه در شکل‌های (۱) و (۲) نمایش داده شده است.



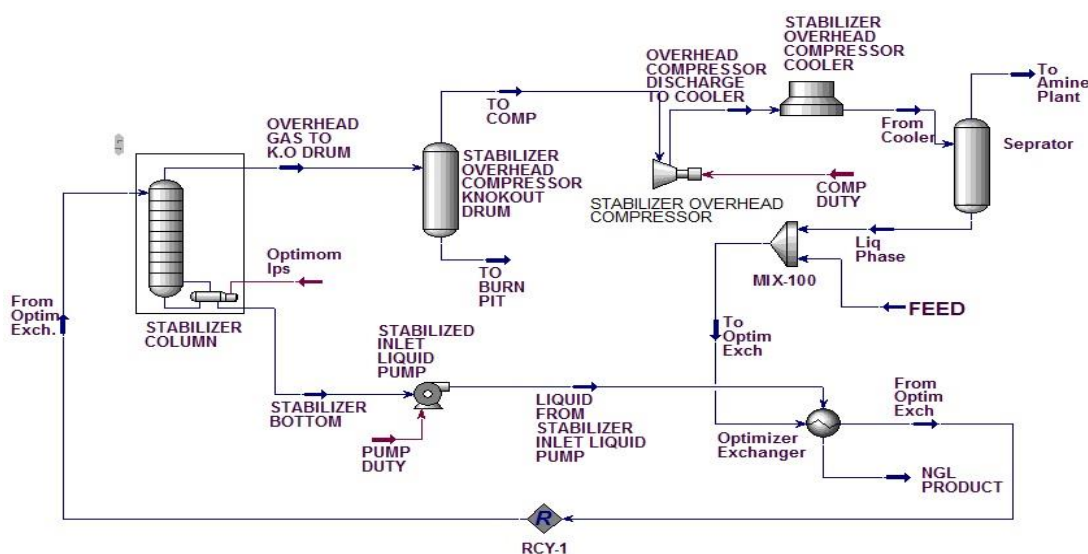
شکل ۱. نمودار شبیه‌سازی فرایند پایداری میعانات گازی (فرایند فعلی).

Figure 1. Simulation Diagram of the Gas Condensate Stabilization Process (Current Process).

جدول ۲. اطلاعات مورد نیاز فرایند و مشخصات تجهیزات.

Table 2. Required Process Information and Equipment Specifications.

Equipment	Specifications
Stabilizer tower	Includes 20 tray stages, tower top pressure 1091 kPa, reboiler pressure 1121 kPa, feed pressure and temperature 1091 kPa and 18.1°C, feed flow rate 3.301 kmol/h
Top of tower separator	Operating pressure and temperature are 1091 kPa and 27.5 °C, respectively, inlet flow rate is 127.5 kmol/h.
Bottom pump column	Adiabatic efficiency 75%, inlet and outlet pressures 1121 kPa and 4090 kPa, inlet and outlet temperatures 97.2 and 100.1 °C, inlet flow rate 173.8 kmol/h
Top of tower steam compressor	Adiabatic efficiency 75%, inlet and outlet pressures 1091 kPa and 3980 kPa, inlet flow rate 127.5 kmol/h
Air cooler at the top of the tower	Inlet and outlet temperatures are 112.2 and 67 degrees Celsius, inlet and outlet pressures are 3980 and 3860 kPa, and fluid flow rate is 127.5 kmol/h.
Bottom air cooler tower	Inlet and outlet temperatures are 100.21 and 62 degrees Celsius, inlet and outlet pressures are 4090 and 4020 kPa, and fluid flow rate is 173.8 kmol/h.



شکل ۲. نمودار شبیه‌سازی فرایند پایدارسازی میعانات گازی (فرایند بهینه).

Figure 2. Simulation Diagram of the Gas Condensate Stabilization Process (Optimized Process).

۳. تحلیل انرژی و اکسرژی

تحلیل انرژی معادلات موازنه انرژی و جرم برای تجهیزات به کاررفته در فرایند و محاسبات در نرم‌افزار اسپن‌هایسیس و اکسل انجام شده‌است. معادلات کلی جرم و انرژی برای تحلیل برج پایدارسازی در روابط (۱) و (۲) نشان داده شده‌است [۳].

$$\dot{E}_i^{PH} = e_i^{PH} \times \dot{m}_i \quad (4)$$

$$E_{x,in} - E_{x,out} - W_{shoft} = \Delta E_x$$

هدف اصلی از تحلیل اقتصادی، محاسبه هزینه سالانه کلی (TAC) برای فرایند پایدارسازی است. هزینه کلی سرمایه‌گذاری (TCI) نیز حساب شده‌است. رابطه (۵).

$$\begin{aligned} \text{total annualized cost} & \left(\frac{\$}{\text{year}} \right) \\ & = \text{annual capital cost} + \text{energy cost} \end{aligned} \quad (5)$$

هزینه کلی سرمایه‌گذاری (TCI) براساس رابطه (۶) قابل محاسبه است.

$$TCI = DC + IC + \text{Other Outlays} \quad (6)$$

در رابطه (۶)، DC هزینه‌های مستقیم، IC هزینه‌های غیرمستقیم هستند که مجموع این دو هزینه، هزینه ثابت سرمایه‌گذاری (FCI) است.

۴. نتایج و بحث

فرایند بهینه مبتنی بر استفاده از پیش‌گرمایش خوراک به جای

$$\sum \dot{m}_{in} = \sum \dot{m}_{out} \quad (1)$$

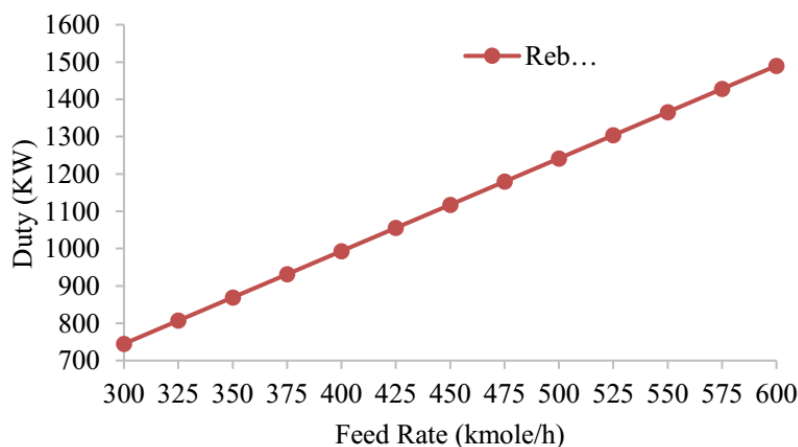
$$\sum \dot{m}_{in} h_{in} + \dot{Q}_{in} + \dot{W}_{in} = \sum \dot{m}_{out} h_{out} + \dot{Q}_{out} + \dot{W}_{out} \quad (2)$$

در این روابط m دبی جرمی در ورودی و خروجی تجهیزات، Q نرخ گرمای مورد نیاز یا آزاد شده از تجهیزات و W میزان کار مورد نیاز یا تولید شده از تجهیزات و h آنتالپی مخصوص مربوط به جریان‌های ورودی و خروجی هر تجهیز است. در این مطالعه، با توجه به این‌که هیچ واکنش شیمیایی وجود ندارد و فرایند از نوع جداسازی است؛ در نتیجه، از اکسرژی شیمیایی صرف نظر شده‌است. لذا، اکسرژی کلی جریان‌ها مطابق با رابطه (۳) حساب می‌شود. از طرفی، اکسرژی فیزیکی از حاصل ضرب اکسرژی ویژه (e_i^{PH}) در دبی جرمی آن (\dot{m}_i) جریان به دست آمده‌است (رابطه (۴)).

$$\dot{E}_{Total}^i = \dot{E}_i^{PH} + \dot{E}_i^{CH} = \dot{E}_i^{PH} \quad (3)$$

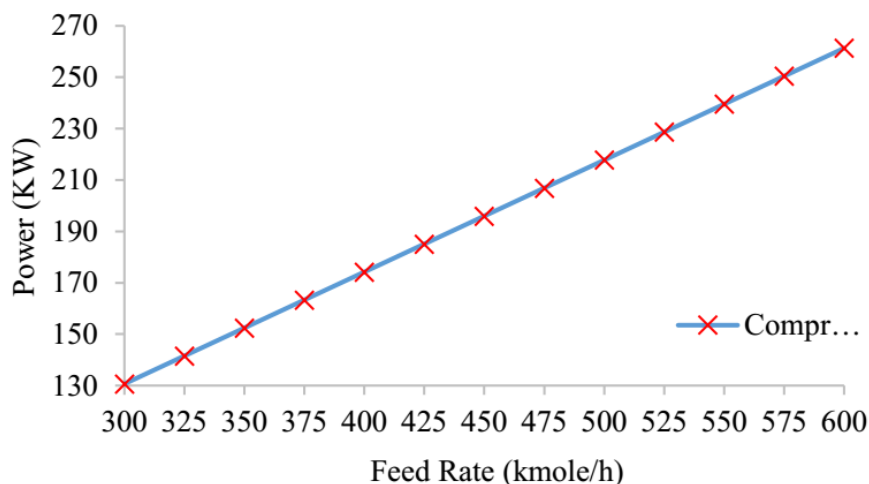
و مصرف انرژی خنک‌کن‌های هوایی می‌شود. در ادامه، به بررسی دمای خوراک پرداخته شد. باتوجه به شکل‌های (۳)، (۸)، (۹) و (۱۰) نتایج نشان داد که افزایش دمای خوراک و دبی جریان موجب کاهش و افزایش بار حرارتی ریپویلر و تخریب اکسرژی ستون می‌شود. پیش‌گرمایش خوراک از انرژی حرارتی موجود در فرایند استفاده می‌کند که نتایجی چون کاهش مصرف انرژی، کاهش تخریب اکسرژی و حذف تجهیزات اضافه دارد.

خنک‌کن هوایی در پایین ستون واحد پایدارسازی است. این تغییر به جای خنک‌کردن جریان گرم خروجی، از انرژی حرارتی آن برای پیش‌گرمایش خوراک ورودی استفاده می‌کند. این روش یکپارچه‌سازی حرارتی در فرایند باعث می‌شود که مصرف انرژی کل کاهش یابد و نیازه تجهیزاتی اضافی - مانند خنک‌کن هوایی - حذف شود. نتایج نشان داد که افزایش دبی خوراک باعث افزایش بار حرارتی برج پایدارسازی و مصرف توان کمپرسور و پمپ می‌شود. هم‌چنین، افزایش دبی خوراک باعث افزایش تخریب اکسرژی ستون



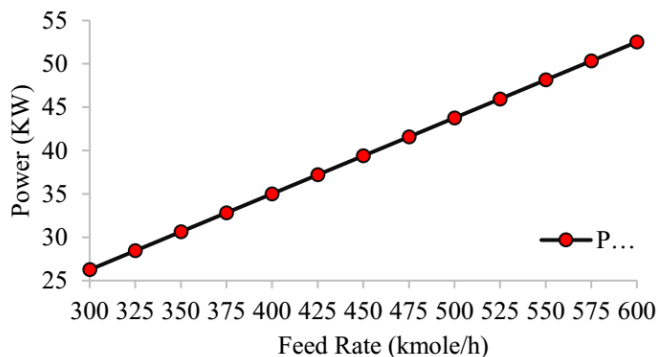
شکل ۳. تأثیر دبی جریان خوراک بر بار حرارتی ریپویلر.

Figure 3. Effect of Feed Flow Rate on the Reboiler Heat Load.



شکل ۴. تأثیر دبی جریان خوراک بر توان مصرفی کمپرسور.

Figure 4. Effect of Feed Flow Rate on Compressor Energy Consumption.

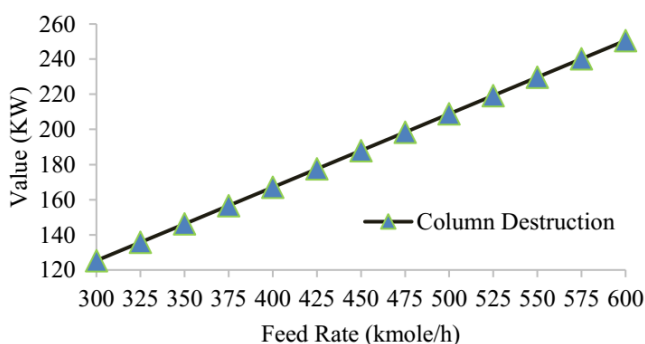


شکل ۵. تأثیر دبی جریان خوراک بر توان مصرفی پمپ.

Figure 5. Effect of Feed Flow Rate on Pump Power Consumption.

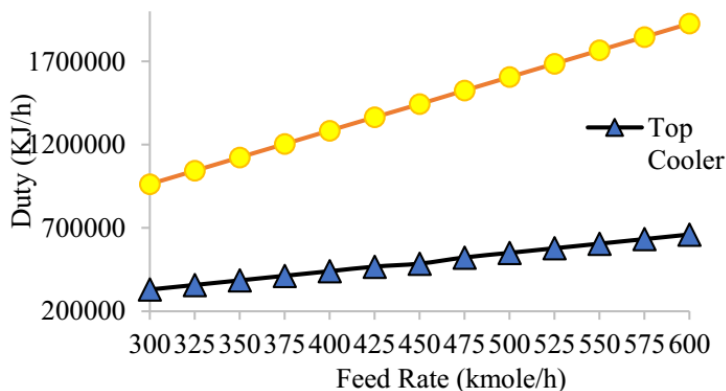
است که براساس موازنه اکسرژی حول برج پایدارسازی با تخریب رابطه مستقیم دارد. شکل (۷) روندی صعودی را برای مصرف انرژی خنک‌کن‌های هوایی در پی افزایش دبی خوراک برج پایدارسازی نشان داده‌است.

طبق شکل‌های (۴) و (۵) با افزایش دبی خوراک به مصرف توان در دو تجهیز کمپرسور و پمپ افزوده شده‌است. باتوجه به شکل (۶) همراه با افزایش دبی خوراک، تخریب اکسرژی ستون بیشتر شده‌است. دلیل اصلی این رفتار صعودی، بالارفتن انرژی ریویلر



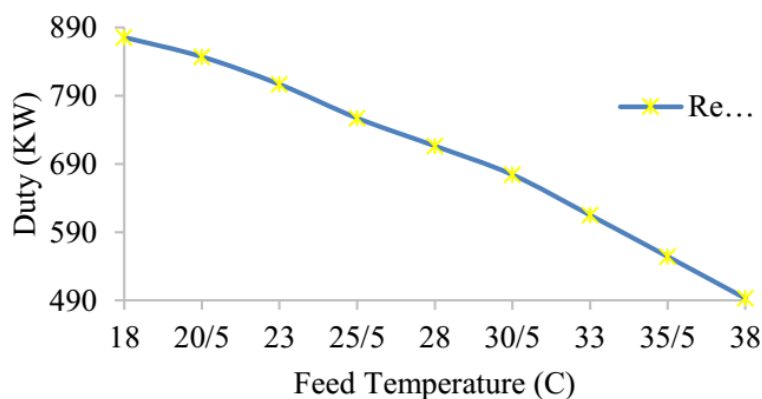
شکل ۶. تأثیر دبی جریان خوراک بر تخریب اکسرژی برج پایدارسازی.

Figure 6. Effect of Feed Flow Rate on Exergy Destruction of the Stabilization Tower.



شکل ۷. تأثیر دبی جریان خوراک بر مصرف انرژی خنک‌کن‌های هوایی.

Figure 7. Effect of Feed Flow Rate on Energy Consumption of Air Coolers.

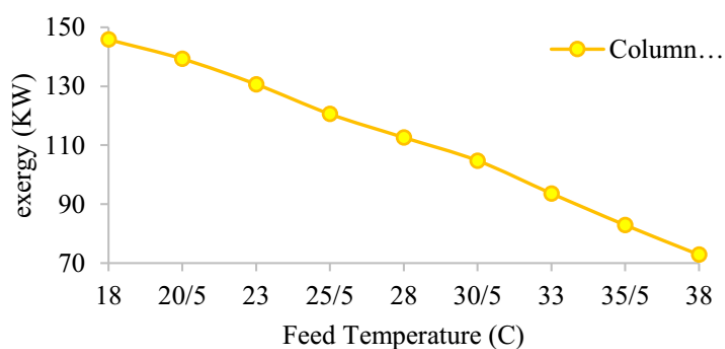


شکل ۸. تأثیر دمای جریان خوراک بر بار حرارتی ریبویلر.

Figure 8. Effect of Feed Temperature on Reboiler Heat Load.

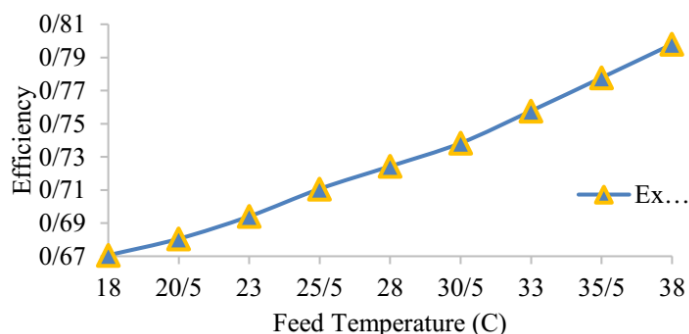
فقط یکی از این ابعاد را بررسی کرده‌اند، نوآورانه است. در این مقاله، فرایند پایدارسازی میعانات گازی از جنبه‌های مختلف بهینه‌سازی شده‌است، که شامل: کاهش مصرف انرژی، افزایش بازده اکسرژی و کاهش هزینه‌های عملیاتی است.

استفاده از پیش‌گرمایش خوراک برای کاهش مصرف انرژی و تخریب اکسرژی در فرایند پایدارسازی میعانات گازی پیشنهاد شده‌است که به‌طور گسترده در تحقیقات پیشین بررسی نشده‌است. مقاله حاضر، علاوه بر تحلیل انرژی، به تحلیل اکسرژی و ارزیابی اقتصادی فرایند نیز پرداخته‌است. این ترکیب در مقایسه با مطالعات پیشین که معمولاً



شکل ۹. تأثیر دمای جریان خوراک بر تخریب اکسرژی ستون.

Figure 9. Effect of Feed Temperature on Exergy Destruction of the Column.



شکل ۱۰. تأثیر دمای جریان خوراک بر بازده اکسرژی ستون پایدارسازی.

Figure 10. Effect of Feed Temperature on Exergy Efficiency of the Stabilization Column.

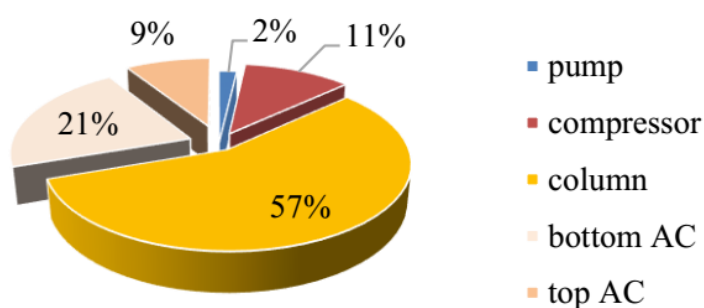
جدول ۳. نتایج ترمودینامیکی واحد پایدارسازی در فرایند کنونی.

Table 3. Thermodynamic Results of the Stabilization Unit in the Current Process.

Parameter	Unit	Amount
Reboiler energy consumption	KW	874
Energy consumption of air cooler at the top of the tower	KW	118.4
Energy consumption of bottom-tower air cooler	KW	337.5
Pump energy consumption	KW	25.28
Compressor energy consumption	KW	147.8
Stabilization column exergy destruction	KW	145.5
Top tower air cooler exergy destruction	KW	23.17
Bottom tower air cooler exergy destruction	KW	54.88
Pump exergy destruction	KW	4.7
Compressor exergy destruction	KW	29.15
Total energy consumption	KW	1502.98
Total exergy destruction	KW	257.4
Stabilization tower exergy efficiency	%	67.11

حرارتی پیش‌گرمکن استفاده کرده‌است برابر با ۱۰۰۳/۹۴ کیلووات بوده که درمقایسه با فرایند کنونی از کاهش ۳۳/۲ درصدی برخوردار شده‌است و دلیل این امر؛ نخست، کاهش بار حرارتی ری‌ویپر و دوم، حذف خنک‌کن هوایی پایین ستون است.

نتایج انرژی و اکسرژی برای دو حالت کنونی و بهینه در شکل‌های (۱۱) و (۱۲) مقایسه شده‌است. در جدول (۳) نتایج ترمودینامیکی واحد پایدارسازی در فرایند کنونی نشان داده شده‌است. براساس جدول (۴) کل انرژی مصرفی در فرایندی که از مبدل



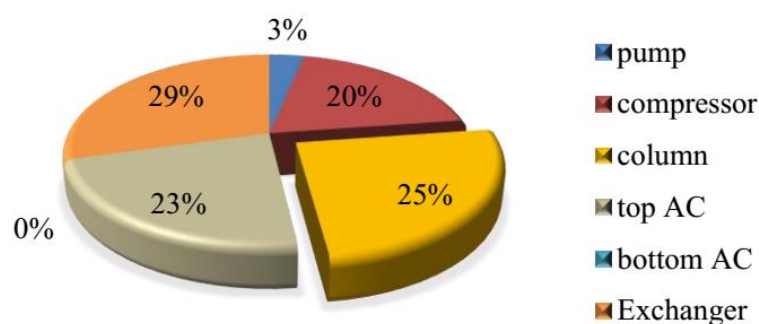
شکل ۱۱. مقایسه سهم برگشت‌ناپذیری تجهیزات (فرایند فعلی).

Figure 11. Comparison of Equipment Irreversibility Shares (Current Process).

جدول ۴. نتایج ترمودینامیکی واحد پایداری در فرایند بهینه.

Table 4. Thermodynamic Results of the Stabilization Unit in the Optimized Process.

Parameter	Unit	Amount
Reboiler energy consumption	KW	616.9
Energy consumption of air cooler at the top of the tower	KW	194.5
Energy consumption of bottom-tower air cooler	KW	0
Pump energy consumption	KW	24.54
Compressor energy consumption	KW	168
Heat transfer in preheating heat exchanger	KW	333.2
Stabilization column exergy destruction	KW	42.1
Top tower air cooler exergy destruction	KW	37.37
Bottom tower air cooler exergy destruction	KW	0
Pump exergy destruction	KW	5.47
Exergy destruction of preheating heat exchanger	KW	48.68
Compressor exergy destruction	KW	32.21
Total energy consumption	KW	1003.94
Total exergy destruction	KW	165.83
Stabilization tower exergy efficiency	%	88.21

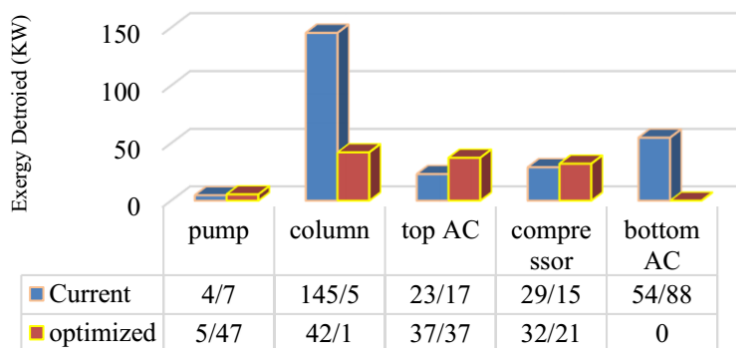


شکل ۱۲. مقایسه سهم برگشت‌ناپذیری تجهیزات (فرایند بهینه).

Figure 12. Comparison of Equipment Irreversibility Shares (Optimized Process).

کاهش یافته و نیاز به خنک‌کن هوایی حذف شده است.

جدول (۴) انرژی مصرفی فرایند بهینه را نشان می‌دهد. با انتقال حرارت در مبدل حرارتی پیش‌گرمکن، دمای جریان گرم خروجی



شکل ۱۳. مقایسه مقدار اکسرژی تخریب شده برای تجهیزات.

Figure 13. Comparison of the Amount of Exergy Destroyed for Equipment.

حساب شده است. هم‌چنین، در جدول (۸) نتایج کلی ارزیابی اقتصادی ارائه شده که شامل: هزینه‌های مستقیم و غیرمستقیم، هزینه سرمایه‌گذاری ثابت و هزینه سرمایه‌گذاری کلی و کل هزینه سالانه پروژه است.

طبق جدول (۶) هزینه تأمین انرژی فرایند بهینه ۹/۷۶ درصد کمتر از سامانه فعلی است و این در حالی است که مصرف برق در فرایند بهینه بیشتر است، زیرا طبق جدول (۳) مصرف توان در کمپرسور افزایش یافته است. البته، شایان ذکر است که براساس جدول (۶)، هزینه تأمین بخار ریبویلر به صورت محسوس از هزینه برق کمپرسور و خنک‌کن‌های هوایی بیشتر است که دلیل این امر، بالاتر بودن قیمت واحد سرویس جانبی بخار نسبت به برق است.

طبق شکل (۱۲) در فرایند فعلی از راه خنک‌کن هوایی پایین برج برابر با ۵۴/۸۸ کیلووات تخریب اکسرژی بوده است که این مقدار با استفاده از یکپارچه‌سازی حرارتی به وسیله مبدل گرمایی به صفر رسیده است. افزایش تخریب اکسرژی در کمپرسور و خنک‌کن هوایی بالای برج - به دلیل افزایش دما و دبی سیال که در این تجهیزات وارد شده است - این مقادیر سرانجام وقتی جمع می‌شوند که طبق جدول‌های (۳) و (۴)، فرایند بهینه منتج به کاهش ۹۱/۵۷ کیلووات تخریب اکسرژی شود؛ به این ترتیب، بازده اکسرژی ستون پایداری از ۶۶/۱۱ درصد به ۸۸/۲۱ درصد ارتقا یافته است.

ارزیابی اقتصادی فرایند کنونی و بهینه طی جدول (۵) و (۶) به ترتیب تخمین هزینه تمام‌شده تجهیزات و هزینه تأمین انرژی فهرست شده و در جدول (۷) هزینه سرمایه‌گذاری برای هر دو حالت

جدول ۵. تخمین هزینه تمام‌شده تجهیزات.

Table 5. Estimation of Total Equipment Cost.

Equipment Name	Cost in dollars	
	Current process cost (\$)	Optimized process cost (\$)
Pump	99800	98600
Compressor	954300	969300
Stabilization Column	303200	280600
Top Separator	90700	90700
Top Air Cooler	78400	76000
Bottom Air Cooler	90800	0
Heat Exchanger	-	73400
Second Liquid Return Separator	-	98100
Total	1617200	1686700

جدول ۶. نتایج تخمین هزینه تأمین انرژی.

Table 6. Results of Energy Supply Cost Estimation.

Utility service type	Current process cost (\$)	Optimized process cost (\$)
Power	175375.2	201480
Steam	239323.2	168892.8
Total	414698.4	370372.8

جدول ۷. نتایج تخمین هزینه سرمایه‌گذاری.

Table 7. Results of Capital Investment Cost Estimation.

Title	Optimized process cost (\$)	Current process cost (\$)
1-Fixed Cost of Investment (FCI)		
A- Direct Costs (DC)		
A-1- On-Site Costs (ONSC)		
Purchased Equipment Cost (PEC)	1617200	1686700
Equipment Installation	1455480	1518030
Plumbing	1132040	1180690
Instruments and Controls	646880	674680
Electrical Equipment	242580	253005
A-2- Off-Site Costs (OFSC)		
Land	161720	168670
Civil, Construction and Architectural Works	1455480	1518030
Service Facilities	1617200	1686700
Total Direct Costs (OFSC) + (ONSC) = (DC)	8328580	8686505
B. Indirect Costs (IC)		
B-1- Engineering and Supervision	1212900	1265025
B-2- Construction Costs	1249287	1302976
B-3- Contingencies	615547	385200
Total Indirect Costs (IC)	3077734	2953201
Total Fixed Cost Fixed Investment	11406314	11639706
2- Other Costs		
Start-up Costs	1368758	1396765
Working Capital	2281263	2327941
Allowance for Funds Used During Construction	1710947	1745956
Total Capital Investment (FCI) = (TCI) + (Other Costs)	16767282	17110368

باتوجه به جدول (۸)، هزینه سرمایه‌گذاری کلی در فرایند فعلی کاهش ۱۰/۶۹ درصدی هزینه تأمین انرژی باعث شده است تا هزینه سالانه کلی طرح بهینه ۷۰۰۳۶/۴ دلار بیشتر از روند فعلی باشد. افزوده شدن مبدل گرمایی پیش‌گرمایش خوراک دانست که باوجود

جدول ۸. نتایج ارزیابی اقتصادی.

Table 8. Economic Evaluation Results.

Economic evaluation	Optimized process cost (\$)	Current process cost (\$)
Direct costs (USD)	8328580	8686505
Indirect costs (USD)	3077734	2953201
Fixed investment cost (USD)	11406314	11639706
Total investment cost (USD)	16767282	17110368
Energy supply cost (USD/year)	414698.4	370372.8
Total annual cost (USD)	6003792.4	6073828.8

۵. نتیجه‌گیری

در فرایند فعلی، میعانات خام وارد ستون می‌شود و بدون یکپارچه‌سازی حرارتی جداسازی می‌شود. اما بررسی‌ها نشان می‌دهد که می‌توان انرژی و اکسرژی را بهینه کرد. جریانی که از ریویولر خارج می‌شود به‌طور مستقیم با خنک‌کن هوا خنک می‌شود. در فرایند جدید، خوراک ورودی با جریان گرم خروجی از ریویولر تبادل حرارتی دارد که باعث کاهش $33/2$ درصدی انرژی کل فرایند و حذف خنک‌کن هوا می‌شود. این روش جدید، مصرف انرژی را در بخش جوشاننده و خنک‌سازی کاهش می‌دهد و هزینه انرژی را پایین می‌آورد. مبدل حرارتی، انتقال حرارت را با شدت $333/2$ کیلووات انجام می‌دهد. نتایج نشان می‌دهد که مصرف کلی انرژی برای جداسازی از $1502/98$ کیلووات به $1003/94$ کیلووات کاهش یافته و بازده اکسرژی ستون پایدارسازی از $66/11$ درصد به $88/21$ درصد افزایش یافته‌است. همچنین، کل برگشت‌ناپذیری سامانه از $257/4$ کیلووات به $165/83$ کیلووات کاهش یافته‌است. استفاده از این روش بهینه باعث کاهش $103/4$ کیلووات برگشت‌ناپذیری برج پایدارسازی شده‌است.

از نتایج این مطالعه می‌توان موارد زیر را برشمرد:

- ۱- افزایش دبی خوراک مصرف انرژی و برگشت‌ناپذیری سامانه را افزایش می‌دهد.
- ۲- افزایش دمای خوراک باعث کاهش بار حرارتی ریویولر و افزایش بازده اکسرژی ستون می‌شود.
- ۳- در فرایند فعلی، بیشترین برگشت‌ناپذیری در ستون پایدارسازی با 57 درصد تخریب است، اما در ساختار جدید این مقدار به 42 درصد کاهش می‌یابد و مبدل حرارتی پیش‌گرمایش خوراک بیشترین برگشت‌ناپذیری را دارد.
- ۴- با یکپارچه‌سازی حرارتی، خنک‌کن هوا حذف و سرمایه‌ی محصول به‌صورت یکپارچه انجام شده و 499 کیلووات انرژی ذخیره شده‌است.
- ۵- هزینه انرژی فرایند فعلی بیشتر از سامانه بهینه است، اما هزینه سالانه سامانه بهینه به دلیل افزودن مبدل حرارتی و جداکننده بالاتر است.
- ۶- مصرف کلی انرژی برای جداسازی خوراک در فرایند بهینه کمتر از سامانه فعلی است.

در فرایند بهینه، مصرف انرژی از $1502/98$ کیلووات به $1003/94$ کیلووات کاهش یافته‌است که این صرفه‌جویی به کاهش انتشار گازهای گلخانه‌ای، به‌ویژه دی‌اکسید کربن (CO_2) کمک می‌کند. با در نظر گرفتن این که برای هر کیلووات ساعت انرژی صرفه‌جویی شده، حدود 0.4 کیلوگرم CO_2 کمتر تولید می‌شود، کاهش مصرف انرژی به میزان 499 کیلووات در این فرایند می‌تواند منجر به کاهش انتشار حدود 200 کیلوگرم CO_2 در ساعت شود.

علاوه‌براین، افزایش بازده اکسرژی از $66/11$ به $88/21$ نشان می‌دهد که انرژی به‌طور مؤثرتری در فرایند استفاده می‌شود و اتلاف حرارتی به محیط کاهش یافته‌است. این امر، نه تنها به کاهش مصرف منابع انرژی خارجی منجر می‌شود، بلکه اثرات زیست‌محیطی فرایند را نیز به‌طور قابل توجهی بهبود می‌بخشد.

این نتایج، تأکیدی کند که روش پیشنهادی علاوه‌بر برتری‌های اقتصادی و فنی، می‌تواند به کاهش اثرات زیست‌محیطی و انتشار گازهای گلخانه‌ای کمک کند و گزینه‌ای پایدارتر برای صنایع گاز و پتروشیمی فراهم آورد.

برای تحقیقات آینده، پیشنهاد می‌شود که تأثیر فشار عملیاتی و نوع مبدل‌های حرارتی بر کارایی سامانه با دقت بیشتری تحلیل شود. بررسی تأثیر تغییر ترکیب خوراک، ارزیابی اثرات زیست‌محیطی و اقتصادی نیز از دیگر زمینه‌های تحقیقاتی مهم است که می‌تواند به بهبود عملکرد، کاهش هزینه‌ها و آلاینده‌ها کمک کند.

مراجع

- [1] Bahmani, M., Shariati, J., & Rouzbahani, A. N. (2017). Simulation and optimization of an industrial gas condensate stabilization unit to modify LPG and NGL production with minimizing CO_2 emission to the environment. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 25(3), 338–346. <https://doi.org/10.1016/J.CJCHE.2016.07.006>
- [2] Al-Ali, H. (2021). Process simulation for crude oil stabilization by using Aspen Hysys. *Upstream Oil and Gas Technology*, 7, 100039. <https://doi.org/10.1016/J.UPSTRE.2021.100039>
- [3] Crivellari, A., Cozzani, V., & Dincer, I. (2019). Design and energy analyses of alternative methanol production processes driven by hybrid renewable power at the offshore Thebaud platform. *Energy Conversion and Management*, 187, 148–166. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2019.03.017>

- [4] El-Eishy, M., Abdelalim, G., & Aboul-Fotouh, T. (2019). Simulation Study and Optimization of the Operating Variables Affecting the Performance of an Existing Condensate Stabilization Unit. *Petroleum and Coal*, 61, 1378–1388.
- [5] He, T., & Lin, W. (2020). Design and optimization of integrated single mixed refrigerant processes for coproduction of LNG and high-purity ethane. *International Journal of Refrigeration*, 119. <https://doi.org/10.1016/j.ijrefrig.2020.06.033>
- [6] Kim, D., & Gundersen, T. (2020). Use of exergy efficiency for the optimization of LNG processes with NGL extraction. *Energy*, 197, 117232. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.117232>
- [7] Moghadam, N.K., Samadi, M., & Hosseini, Z. (2012). Simulation of Gas Condensate Stabilization Unit Aiming at Selecting the Right Technique and Assessing the Optimized Operational Parameters.
- [8] Moradi Kazerooni, N., Adib, H., Sabet, A., Adhami, M., & Adib, M. (2015). Toward an intelligent Approach for H₂S Content and Vapor Pressure of Sour Condensate of South Pars Natural Gas Processing Plant. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 28. <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2015.12.006>
- [9] Primabudi, E., & Morosuk, T. (2019). Multi-Objective Optimization of Propane Pre-Cooled Mixed Refrigerant (C3MR) LNG Process. *Energy*, 185. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2019.07.035>
- [10] Shaikh, A., Alnouss, A., & Al-Ansari, T. (2022). Optimising the performance of the condensate stabilisation unit in LNG Processes. In *Computer Aided Chemical Engineering*, 51, 379–384. <https://doi.org/10.1016/B978-0-323-95879-0.50064-3>
- [11] Tahouni, N., Khoshchereh, R., & Panjeshahi, M. H. (2014). Debottlenecking of condensate stabilization unit in a gas refinery. *Energy*, 77, 742–751. <https://doi.org/10.1016/J.ENERGY.2014.09.047>
- [12] Uwitonze, H., Hwang, K. S., & Lee, I. (2017). Modelling and improving natural gas condensate process with stripping and heat integration. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 118, 71–77. <https://doi.org/10.1016/J.CEP.2017.04.022>