



ملی مهندسی شیمی ایران  
دانشگاه فردوسی مشهد - آبان ۱۴۰۰

کنگره  
همین

## کواهی ارائه مقاله

بدین وسیله کواهی می شود که مقاله با عنوان

بهینه سازی توان ویژه مصرفی فرآیند جمع مایع سازی گاز طبیعی و بازیابی اتان

با نویسنده: امید صباغ، محمد علی فنائی و علیرضا ارجمندزاده

در هفدهمین کنگره ملی مهندسی شیمی ایران که در تاریخ ۱۸ تا ۲۰ آبان در گروه مهندسی شیمی دانشگاه فردوسی مشهد برگزار گردید، مورد پذیرش قرار گرفته و ارائه شده است.

مهدی پور افشاری  
دبیر کنگره

وحید تقی خانی  
دبیر انجمن مهندسی شیمی ایران

اکبر شاهسوند  
دبیر علمی کنگره

## بهینه‌سازی توان ویژه مصرفی فرآیند تجمیع مایع‌سازی گاز طبیعی و بازیابی اتان

امید صباغ<sup>\*</sup>، محمد علی فنائی شیخ الاسلامی<sup>\*\*</sup>، علیرضا ارجمندزاده<sup>۳</sup>

دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه فردوسی مشهد، ایران

\*omidsabbagh@yahoo.com

\*\*fanaei@um.ac.ir

### چکیده

امروزه افزایش بازدهی فرآیندهای مایع‌سازی در صنعت گاز طبیعی یک اولویت محسوب می‌شود. در این راستا مطالعه پیشرو با استفاده از نرم‌افزار Aspen Plus یک فرآیند تولید همزمان NGL/LNG را بصورت یکپارچه شبیه‌سازی می‌کند. در ادامه شرایط بهینه عملیاتی این طرح با در نظر گرفتن توان ویژه مصرفی به عنوان تابع هدف، مشخص می‌گردد. بهینه‌سازی انجام شده در این پژوهش از مدل جایگزین بدست آمده بر پایه روش فاکتوریل کامل سه سطحی استفاده می‌نماید. بر اساس نتایج، مدل جایگزین تولیدی با دقت بالایی رفتار فرآیند را تخمین زده و بهینه‌سازی آن با الگوریتم ژنتیک، توان مصرفی واحد را تا  $0.3463 \text{ kWh kg}^{-1} \text{ LNG}$  کاهش می‌دهد. این مقدار حاکی از کاهش ۱/۱۰٪ توان ویژه مصرفی در مقایسه با شرایط اولیه می‌باشد.

واژه‌های کلیدی: فرآیند تجمیع، NGL/LNG، مدل جایگزین، توان ویژه مصرفی

### ۱- مقدمه

انرژی یکی از عوامل اساسی دستیابی کشورها به توسعه پایدار می‌باشد که بر اساس پیش‌بینی‌های انجام شده تقاضای جهانی آن در سال ۲۰۵۰ نسبت به ۲۰۱۸ حدود ۵۰٪ بیشتر خواهد بود [۱]. در این میان، گاز طبیعی تنها سوخت فسیلی است که سهم آن در سبد انرژی مصرفی رو به افزایش است. زمانی که فاصله بین منابع گازی با

۱- دانشجوی دکتری مهندسی شیمی دانشگاه فردوسی مشهد، شبیه‌سازی، طراحی و کنترل فرآیند

۲- دانشیار دانشگاه فردوسی مشهد، مهندسی شیمی، شبیه‌سازی، طراحی و کنترل فرآیند

۳- استادیار دانشگاه صنعتی شاهرود، مهندسی شیمی، شبیه‌سازی، طراحی و کنترل فرآیند

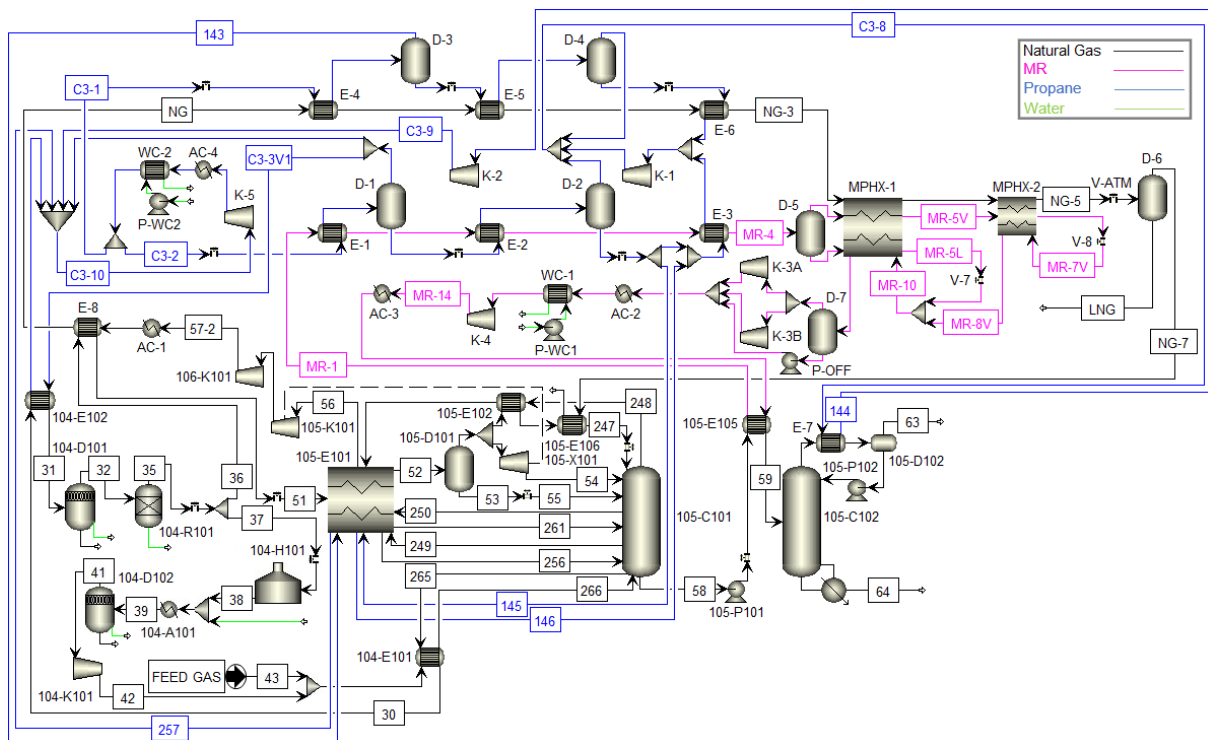
بازارهای آن زیاد (بیش از ۳۵۰۰ km [۲]) باشد، مایع نمودن گاز به عنوان راه حل عملی برای حمل و نقل اجرا می‌شود. فرآیند C3MR به عنوان پرکاربردترین روش مایع‌سازی گاز طبیعی همانند سایر فرآیندهای مشابه، بسیار انرژی‌بر بوده و لذا بهبود شرایط عملیاتی آن هر چند اندک می‌تواند ارزش بالایی داشته باشد. بر این اساس در سال‌های اخیر تلاش‌های زیادی برای آنالیز و بهینه‌سازی فرآیند مذکور صورت گرفته است. وانگ و همکارانش در سال ۲۰۱۱ [۳] با استفاده از روش SQP موجب صرفه‌جویی ۱۳ درصدی توان مصرفی فرآیند C3MR شدند. کاستیلو و دورائو در سال ۲۰۱۳ [۴] نشان دادند که پروپان خالص نسبت به اتان/پروپان دارای عملکرد بهتری در پیش‌سرمایش گاز می‌باشد. فهمی و همکارانش در سال ۲۰۱۶ [۵ و ۶] با بررسی اثر تغییرات پارامترهای عملیاتی بر توان مصرفی و همچنین ارزیابی تاثیر نوسانات دمای محیط و بار حرارتی کولر هوایی بر عملکرد آن سعی در بهبود رفتار سیکل پیش‌سرمایش C3MR داشتند. حاجی و همکارانش در سال ۲۰۱۹ [۷] آنالیز حساسیت توان و توان ویژه مصرفی (SPC) را در فرآیند C3MR انجام داده و موجب کاهش این پارامترها به ترتیب تا حدود ۱۲ و ۳۰٪ شدند. قیوم و همکارانش در سال ۲۰۲۰ [۸] با استفاده از جستجوی ورتکس (Vortex Search) توان ویژه مصرفی فرآیندهای SMR و C3MR را حدود ۱۶ و ۲۸٪ کم کردند. در همین سال زوسن وانگ و همکارانش [۹] سیکل پیش‌سرمایش پروپان/ ایزو بوتان را جایگزین پروپان خالص نموده و با بهینه‌سازی آن کاهش ۱۸ درصدی SPC را رقم زدند. فرآیندهای بازیابی اتان و تولید LNG در زمره فرآیندهای کرایجنیک قرار داشته که در آن‌ها سیستم سردسازی بخش اصلی محسوب می‌شود. دمای عملیاتی فرآیندهای بازیابی اتان در بالای برج دی‌متانایزر به حدود  $100^{\circ}\text{C}$  - و در فرآیندهای LNG به  $162^{\circ}\text{C}$  - می‌رسد. به همین دلیل تجمیع این فرآیندها که طرح‌هایی از آن در مطالعات صباغ و همکارانش ارائه شده [۱۰ و ۱۱] موجب کاهش هزینه‌های مصرفی می‌گردد. مقاله پیشرو با بهره‌گیری از یک مدل جایگزین درجه شش که بر پایه روش فاکتوریل کامل سه سطحی می‌باشد، با دقت بسیار بالایی SPC فرآیند را در شرایط مختلف پیش‌بینی می‌نماید. در انتها نیز شرایط اپتیمال متغیرهای طراحی این فرآیند با بهینه‌سازی مدل تولیدی بوسیله الگوریتم ژنتیک تعیین می‌شود.

## ۲- تشریح و شبیه‌سازی فرآیند

شکل ۱ نمودار جریان فرآیندی ساختار تجمیع را نشان داده که در آن خوراک پس از اختلاط با جریان ۴۲، گرمایش مورد نیاز در پایین برج دی‌متانایزر را تامین می‌نماید. در ادامه این جریان در  $102^{\circ}\text{C}$  - تا  $22^{\circ}\text{C}$  سرد و پس از حذف رطوبت به دو قسمت تقسیم می‌گردد. حدود ۷٪ آن جهت احیای بسترهای اشباع از آب استفاده شده و مابقی از طریق تبادل حرارتی با متان کمپرس شده با دمای  $28^{\circ}\text{C}$  به واحد بازیابی اتان راه می‌یابد. جریان مورد بررسی در مبدل  $101^{\circ}\text{C}$  -  $105^{\circ}\text{C}$  مورد سرمایش قرار گرفته و در درام  $101^{\circ}\text{C}$  -  $105^{\circ}\text{C}$  بخار و مایع آن تفکیک می‌شوند. ۷۰٪ از گاز خروجی درام به سمت اکسپندر رفته و ۳۰٪ باقی در مبدل‌های  $102^{\circ}\text{C}$  -  $105^{\circ}\text{C}$  و  $106^{\circ}\text{C}$  -  $105^{\circ}\text{C}$

سرد و با عبور از شیر وارد بالای برج دی‌متانایزر می‌گردد. مایع جدا شده نیز پس از کاهش فشار به نیمه بالایی دی‌متانایزر می‌رود. در ادامه محصول تحتانی برج مذکور پیش از ورود به دی‌اتانایزر، MR را در ۱۰۵-۱۰۵E سرد می‌نماید. متان خروجی از بالای برج دی‌متانایزر سردسازی مورد نیاز در مبدل ۱۰۵E-۱۰۱ و ۱۰۵E-۱۰۲ (بخشی از آن) را تامین نموده و سپس متراکم و به بخش تولید LNG هدایت می‌شود. پروپان موجود در این بخش در سه مرحله فشرده و بعد از آن با فشار ۱۲/۲ bar به دو جریان C۳-۱ و C۳-۲ تقسیم می‌گردد. این جریان‌ها به ترتیب جهت پیش‌سرمایش گاز طبیعی و MR تا دمایی حدود  $38^{\circ}\text{C}$  - بکار می‌روند. لازم به ذکر است که با توجه به در نظر گرفتن دمای  $37^{\circ}\text{C}$  برای هوای محیط و  $25^{\circ}\text{C}$  برای آب دریا، حداقل دمای خروجی از کولرهای هوایی و آبی در این فرآیند ۴۲ و  $35^{\circ}\text{C}$  می‌باشد. در بخش مایع‌سازی واحد تولید LNG نیز MR با ترکیب ۹/۰٪ نیتروژن، ۴۳/۲٪ متان، ۳۱/۶٪ اتان و ۱۶/۲٪ پروپان در دو مرحله متراکم و موجب سردسازی گاز طبیعی در مبدل‌های ۱ و ۲-MPHX به ترتیب تا دمای  $130^{\circ}\text{C}$  - و  $162^{\circ}\text{C}$  می‌گردد. شرایط طراحی فرآیند مورد بررسی در جدول ۱ مشخص می‌باشد. اطلاعات بیشتر در ارتباط با خوراک و برج‌های تقطیر این فرآیند نیز در مقاله [۱۰] ارائه شده است.

در این مطالعه به منظور شبیه‌سازی فرآیند تجمیع از نرم‌افزار Aspen plus (V. 10) با بسته ترمودینامیکی پنک-رابینسون استفاده می‌شود. پیش‌تر صحت نتایج مستخرج از این شبیه‌ساز و بسته ترمودینامیکی مربوطه در مدل‌سازی فرآیندهای کرایجنیک به اثبات رسیده است [۱۰].



شکل ۱- شماتیکی از فرآیند تجمیع مایع‌سازی گاز طبیعی و بازیابی اتان

### جدول ۱- شرایط طراحی فرآیند تجمیع مایع سازی گاز طبیعی و بازیابی اتان

مقدار	پارامتر	مقدار	پارامتر	مقدار	پارامتر
۱۰۶۸۲	توان ۱۰۱K-۱۰۶ (kW)	۵۵/۰۰	فشار جریان ۲-۵۷ (bar)	-۵۱/۹۵	دمای جریان ۵۲ (°C)
۲۳۸۱۴	دبی جریان ۵۱ (kmol hr <sup>-1</sup> )	۵/۴۷	فشار جریان ۹-۳C (bar)	۱۹/۴۳	دمای جریان ۵۶ (°C)
۴۰۹۷	دبی جریان ۲۴۹ (kmol hr <sup>-1</sup> )	۴/۰۰	فشار جریان ۱۰-MR (bar)	۲۵/۸۲	دمای جریان ۵۸ (°C)
۵۷۲۶	دبی جریان ۲۵۰ (kmol hr <sup>-1</sup> )	۴۵/۰۰	فشار جریان ۱۴-MR (bar)	۵/۴۵	دمای جریان ۶۳ (°C)
۲۵۰۰	دبی جریان ۲۶۵ (kmol hr <sup>-1</sup> )	۴۸۴۲	توان کمپرسور ۱-K (kW)	-۹۶/۶۸	دمای جریان ۲۴۷ (°C)
۶۰۰۸	دبی جریان ۱-C۳ (kmol hr <sup>-1</sup> )	۱۴۰۵۰	توان کمپرسور ۲-K (kW)	-۱۶۶/۲۶	دمای جریان ۷-MR (°C)
۳۲۸۶۵	دبی جریان ۲-C۳ (kmol hr <sup>-1</sup> )	۴۴۸۰۷	توان کمپرسور ۳-K (kW)	-۱۳۴/۲۸	دمای جریان ۱۰-MR (°C)
۳۹۳۵۶	دبی جریان ۱-MR (kmol hr <sup>-1</sup> )	۲۸۴۵۶	توان کمپرسور ۴-K (kW)	-۱۶۶/۸۱	دمای جریان LNG (°C)
۲۰۵۲۶	دبی جریان LNG (kmol hr <sup>-1</sup> )	۲۶۵۱۸	توان کمپرسور ۵-K (kW)	۶۱/۰۰	فشار جریان ۵۲ (bar)
مقدار SPC: ۰/۳۸۴۸ kWh kg <sup>-1</sup> LNG					

### ۳- تعیین مدل جایگزین و بهینه سازی فرآیند

مطابق مقالات منتشر شده در زمینه فرآیندهای مایع سازی گاز طبیعی، بررسی SPC به عنوان شاخص عملکرد سیستم سردسازی از اهمیت بالایی برخوردار می باشد. بر این اساس پارامتر مذکور در مطالعه پیش رو به عنوان تابع هدف در نظر گرفته شده و بصورت رابطه ۱ تعریف می شود. جایی که  $W_i$  بیانگر توان الکتریکی مصرفی کمپرسورها، پمپ ها و کولرهای هوایی موجود در بخش تولید LNG بوده و  $m_{LNG}$  نیز بر دبی جرمی گاز مایع شده دلالت دارد. از دیگر مباحث اصلی در مسائل بهینه سازی تعیین متغیرهای مستقلی است که تاثیر زیادی بر عملکرد تابع هدف داشته باشند. در این راستا فشار برج دی متانایزر ( $x_1$ : ۲۵ تا ۳۰ bar)، فشار گاز ورودی به بخش تولید LNG ( $x_2$ : ۵۵ تا ۷۵ bar) و فشار بالا ( $x_3$ : ۴۵ تا ۵۵ bar) و پایین MR ( $x_4$ : ۲/۵ تا ۴ bar) متغیرهای انتخابی مسئله بهینه سازی فرآیند تجمیع خواهند بود.

$$SPC = \sum W_i / m_{LNG} \quad (1)$$

به منظور بهینه سازی فرآیند تجمیع ابتدا مدل جایگزین آن با بهره گیری از طراحی فاکتوریل کامل سه سطحی با ۸۱ اجرای شبیه سازی بدست می آید. آنالیز نتایج حاصل از این شبیه سازی ها با توجه به تعداد نقاط موجود امکان بهره گیری از مدل های جایگزین با درجات بالا را فراهم می آورد. بر این اساس مدل درجه ۶ ارائه شده در رابطه ۲ با ضریب دقت کافی (Adequate Precision) ۲۲۸۵ و ضرایب همبستگی ( $R^2$ )، همبستگی تنظیم یافته ( $Adj-R^2$ ) و پیش بینی کننده ( $Pred-R^2$ ) برابر ۰/۹۹۹۹ بیشترین تطابق را با عملکرد فرآیند داشته و SPC مجموعه را در شرایط مختلف به خوبی پیش بینی می نماید. ضرایب این معادله در جدول ۲ گزارش شده اند.

$$SPC = 298.8 + \sum a_{ij} f_{ij}(X) \quad (2)$$

جدول ۲- مقادیر ضریب  $a_i$  در رابطه ۲

$a_i$	$f_i(x)$	$j$	$a_i$	$f_i(x)$	$j$	$a_i$	$f_i(x)$	$j$
$7/0 \times 10^{-7}$	$x_1 x_2^2 x_3$	۳۷	$7/3 \times 10^{-6}$	$x_1^2 x_2$	۱۹	$2/1 \times 10^{-2}$	$x_1$	۱
$7/4 \times 10^{-7}$	$x_1 x_2 x_3^2$	۳۸	$2/5 \times 10^{-5}$	$x_1^2 x_3$	۲۰	$-9/1$	$x_2$	۲
$-3/1 \times 10^{-6}$	$x_1 x_2 x_4^2$	۳۹	$2/3 \times 10^{-5}$	$x_1^2 x_4$	۲۱	$-12/8$	$x_3$	۳
$-4/2 \times 10^{-6}$	$x_1 x_3^2 x_4$	۴۰	$-1/4 \times 10^{-5}$	$x_1 x_2^2$	۲۲	$-198/7$	$x_4$	۴
$3/1 \times 10^{-5}$	$x_2^2 x_3^2$	۴۱	$-7/3 \times 10^{-6}$	$x_1 x_3^2$	۲۳	$1/3 \times 10^{-2}$	$x_1 x_2$	۵
$1/9 \times 10^{-3}$	$x_2^2 x_3 x_4$	۴۲	$8/1 \times 10^{-4}$	$x_1 x_4^2$	۲۴	$4/3 \times 10^{-4}$	$x_1 x_3$	۶
$7/3 \times 10^{-2}$	$x_2^2 x_4^2$	۴۳	$-2/9 \times 10^{-3}$	$x_2^2 x_3$	۲۵	$-1/3 \times 10^{-2}$	$x_1 x_4$	۷
$2/7 \times 10^{-3}$	$x_2 x_3^2 x_4$	۴۴	$-4/5 \times 10^{-2}$	$x_2^2 x_4$	۲۶	$0/4$	$x_2 x_3$	۸
$4/2 \times 10^{-2}$	$x_2 x_3 x_4^2$	۴۵	$-4/1 \times 10^{-3}$	$x_2 x_3^2$	۲۷	$6/1$	$x_2 x_4$	۹
$1/4 \times 10^{-2}$	$x_3^2 x_4^2$	۴۶	$-1/0$	$x_2 x_4^2$	۲۸	$8/5$	$x_3 x_4$	۱۰
$-7/2 \times 10^{-9}$	$x_1 x_2^2 x_3^2$	۴۷	$-0/1$	$x_3^2 x_4$	۲۹	$-1/1 \times 10^{-3}$	$x_1^2$	۱۱
$7/2 \times 10^{-8}$	$x_1 x_2 x_3^2 x_4$	۴۸	$-1/4$	$x_3 x_4^2$	۳۰	$0/1$	$x_2^2$	۱۲
$-2/0 \times 10^{-5}$	$x_2^2 x_3^2 x_4$	۴۹	$-7/1 \times 10^{-6}$	$x_1 x_2 x_3 x_4$	۳۱	$0/1$	$x_3^2$	۱۳
$-3/1 \times 10^{-4}$	$x_2^2 x_3 x_4^2$	۵۰	$-4/4 \times 10^{-8}$	$x_1^2 x_2^2$	۳۲	$31/8$	$x_4^2$	۱۴
$-4/4 \times 10^{-4}$	$x_2 x_3^2 x_4^2$	۵۱	$-7/6 \times 10^{-8}$	$x_1^2 x_2 x_3$	۳۳	$-6/7 \times 10^{-5}$	$x_1 x_2 x_3$	۱۵
$3/3 \times 10^{-6}$	$x_2^2 x_3^2 x_4^2$	۵۲	$7/4 \times 10^{-7}$	$x_1^2 x_2 x_4$	۳۴	$1/5 \times 10^{-4}$	$x_1 x_2 x_4$	۱۶
			$-2/0 \times 10^{-7}$	$x_1^2 x_3^2$	۳۵	$4/1 \times 10^{-4}$	$x_1 x_3 x_4$	۱۷
			$-1/0 \times 10^{-5}$	$x_1^2 x_4^2$	۳۶	$-0/3$	$x_2 x_3 x_4$	۱۸

بهینه‌سازی مدل جایگزین فرآیند تجمیع با استفاده از الگوریتم ژنتیک صورت می‌پذیرد. جدول ۳ مقادیر بهینه متغیرهای این فرآیند را به همراه تابع هدف آن لیست کرده است. مقایسه نتایج پیش‌بینی شده از مدل و حاصل از شبیه‌سازی نشان می‌دهد که مدل جایگزین تولیدی با دقت بسیار بالایی (خطای کمتر از ۱٪) میزان توان ویژه مصرفی را تخمین می‌زند. بر اساس این نتایج، SPC فرآیند بهینه شده در مقایسه با حالت اولیه حدود ۱۰٪ بهبود یافته که این امر علاوه بر کاهش هزینه‌های عملیاتی در کاهش هزینه‌های سرمایه‌گذاری نیز موثر می‌باشد.

جدول ۳- شرایط بهینه فرآیند تجمیع

تابع هدف			متغیرهای بهینه‌سازی			
خطا	مقدار حاصل از شبیه‌سازی	مقدار پیش‌بینی شده از مدل	$x_4$	$x_3$	$x_2$	$x_1$
(%)	(kWh kg <sup>-1</sup> LNG)		(bar)			
۰/۸۳	۰/۳۴۶۳	۰/۳۴۳۴	۳/۵۴	۴۷/۹۷	۷۱/۴۳	۳۰/۰۰

#### ۴- نتیجه گیری

در این پژوهش بهینه‌سازی توان ویژه مصرفی یک فرآیند تجمیع مایع‌سازی گاز طبیعی و بازیابی اتان با استفاده از مدل جایگزین تولیدی بر پایه روش فاکتوریل کامل سه سطحی انجام شده است. فشار برج دی‌متانایزر (۱۰۱-۱۰۵C)، فشار گاز ورودی به بخش تولید LNG (۱۰۱-۱۰۶K) و فشارهای بالا (۴-K) و پایین (۷-۷) MR (۷-۸) متغیرهای بهینه‌سازی فرآیند مورد بررسی می‌باشند. بر این اساس یک مدل درجه شش کاهش یافته با ضرایب تعیین ۰/۹۹۹۹ با دقت بالا، SPC فرآیند را در شرایط مختلف پیش‌بینی می‌کند. شرایط اپتیمال عملیاتی فرآیند تجمیع با بهینه‌سازی مدل مذکور توسط الگوریتم ژنتیک تعیین شده که مطابق نتایج حاصله میزان توان ویژه مصرفی فرآیند ۱۰/۰۱٪ کاهش یافته است.

#### تقدیر و تشکر

این مقاله مستخرج از رساله دکترای آقای امید صباغ با عنوان "تجمیع واحد مایع‌سازی گاز طبیعی با واحدهای بازیابی اتان و تفکیک میعانات گازی" بوده و با حمایت مالی و اطلاعاتی شرکت پارس جنوبی تحت قرارداد به شماره ۳۰۶۸۲۳ انجام شده است. در این راستا نویسندگان از پشتیبانی‌های این شرکت تشکر و قدردانی می‌کنند.

## مراجع

- [1] U.S. Energy Information Agency. "International energy outlook 2019 with projections to 2050", 2019.
- [2] Lim, W., Lee, I., Tak, K., Cho, J. H., Ko, D., Moon, I. "Efficient configuration of a natural gas liquefaction process for energy recovery", *Industrial & Engineering Chemistry Research*, Vol. 53, pp. 1973-1985, 2014.
- [3] Wang, M., Zhang, J., Xu, Q., Li, K. "Thermodynamic-analysis-based energy consumption minimization for natural gas liquefaction", *Industrial & engineering chemistry research*, Vol. 50, pp. 12630-12640, 2011.
- [4] Castillo, L., Dorao, C. A. "On the conceptual design of pre-cooling stage of LNG plants using propane or an ethane/propane mixture", *Energy Conversion and Management*, Vol. 65, pp. 140-146, 2013.
- [5] Fahmy, M. F. M., Nabih, H. I., El-Aziz, M. A. "Investigation and performance improvement of the propane precooling cycle in the propane precooled mixed refrigerant cycle liquefaction process", *Industrial & Engineering Chemistry Research*, Vol. 55, pp. 2769-2783, 2016.
- [6] Fahmy, M. F. M., Nabih, H. I. "Impact of ambient air temperature and heat load variation on the performance of air-cooled heat exchangers in propane cycles in LNG plants—Analytical approach", *Energy Conversion and Management*, Vol. 121, pp. 22-35, 2016.
- [7] Hajji, A., Chahartaghi, M., Kahani, M. "Thermodynamic analysis of natural gas liquefaction process with propane pre-cooled mixed refrigerant process (C3MR)", *Cryogenics*, Vol. 103, 102978, 2019.
- [8] Qyyum, M.A., Yasin, M., Nawaz, A., He, T., Ali, W., Haider, J., Qadeer, K., Nizami, A.S., Moustakas, K., Lee, M. "Single-solution-based vortex search strategy for optimal design of offshore and onshore natural gas liquefaction processes" *Energies*, Vol. 13, 1732, 2020.
- [9] Wang, X., Li, M., Cai, L., Li, Y. "Propane and iso-butane pre-cooled mixed refrigerant liquefaction process for small-scale skid-mounted natural gas liquefaction", *Applied Energy*, Vol. 275, 2020.
- [10] Sabbagh, O., Fanaei, M. A., Arjomand, A. "Techno-economic evolution of an existing operational NGL plant with adding LNG production part", *Oil & Gas Science and Technology—Revue d'IFP Energies nouvelles*, Vol. 75, 2020.
- [11] Sabbagh, O., Fanaei, M. A., Arjomand, A. "Optimal design of a novel NGL/LNG integrated scheme: economic and exergetic evaluation", *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry*, pp. 1-16, 2020.





## Specific power consumption optimization of an integrated liquefied natural gas and ethane recovery process

Omid Sabbagh\*, Mohammad Ali Fanaei Shykholeslami\*\*, and Alireza Arjomandzadeh

\**omidsabbagh@yahoo.com*

\*\**fanaei@um.ac.ir*

### Abstract

It is a priority today for the natural gas industry to improve the efficiency of the liquefaction processes. In this regard, the present study with using Aspen Plus® simulates an integrated NGL/LNG process, completely. In the next, the optimal operating conditions of this scheme are determined by considering the specific power consumption as the objective function. The performed optimization in this article utilizes the surrogate model based on the three-level full factorial design. According to the results, the surrogate model accurately estimates the process behavior and its optimization by genetic algorithm reduces the specific power consumption to 0.3463 kWh kg<sup>-1</sup> LNG. This amount reveals a reduction of 10.01% of specific power consumption compared to the initial conditions.

**Keywords:** Integrated process, NGL/LNG, Surrogate model, Specific power consumption