



آنالیز حساسیت چرخه‌های مایع‌سازی گاز طبیعی با کاربری قله‌سایبی نسبت به متغیرهای محیطی و عملیاتی

امیرحسین مرادی¹، مصطفی مافی²، منصور خانکی^{2*}

1- دانشجوی کارشناسی ارشد، مهندسی مکانیک، دانشگاه بین‌المللی امام خمینی، قزوین

2- استادیار، مهندسی مکانیک، دانشگاه بین‌المللی امام خمینی، قزوین

* قزوین، صندوق پستی 3414916818، khanaki@eng.ikiu.ac.ir

اطلاعات مقاله

مقاله پژوهشی کامل

دریافت: 22 اسفند 1393

پذیرش: 26 فروردین 1394

ارائه در سایت: 09 اردیبهشت 1394

کلید واژگان:

چرخه مایع‌سازی مبرد چندجزئی

چرخه مایع‌سازی اکسپاندری - نیتروژنی

فرایند دم‌پایین

آنالیز حساسیت

چکیده

وجود منابع عظیم گاز طبیعی در کشور و گستردگی خطوط توزیع آن سبب شده است که استفاده از گاز بعنوان یکی از حامل‌های اصلی انرژی، مدنظر دولتمردان قرار گیرد. نوسانات شدید فصلی مصرف گاز در بخش خانگی و اولویت‌دهی به این بخش سبب شده است که تأمین گاز سایر بخش‌ها نظیر نیروگاه‌ها در فصول سرد سال، با مشکلات عدیده‌ای مواجه گردد. ذخیره‌سازی گاز طبیعی بصورت مایع در فصول گرم سال و استفاده از آن در فصول سرد به جهت تأمین سوخت موردنیاز نیروگاه‌ها، یکی از راهکارهای مطرح در این حوزه می‌باشد. در این تحقیق دو فرایند اکسپاندری-نیتروژنی و مبرد چندجزئی ساده که از جمله فرایندهای مطرح مایع‌سازی گاز طبیعی در حوزه قله‌سایبی می‌باشند، مورد ارزیابی قرار گرفته‌اند. تغییرات شرایط محیطی و عملیاتی (نظیر تغییرات دبی، فشار، دما و درصد ترکیب اجزاء گاز خوراک و مبرد چرخه) از جمله مشکلاتی است که واحدهای قله‌سایبی بطور دائم با آن مواجه خواهند شد؛ در نتیجه، حساسیت کم به تغییرات شرایط، یکی از ملاک‌های مهم در انتخاب فرایند مناسب می‌باشد. در این تحقیق، از روش آنالیز حساسیت بی‌بعد جهت مطالعه رفتار چرخه‌های مایع‌ساز استفاده شده است. نتایج تحقیق بیانگر این موضوع است که چرخه مبرد چند جزئی علی‌رغم توان مصرفی کم‌تر، در اغلب موارد نسبت به تغییرات محیطی و عملیاتی حساس‌تر بوده و حتی در برخی موارد، اغتشاش اعمالی در محدوده مجاز خطای احتمالی وسایل اندازه‌گیری (نظیر 20 کیلو پاسکال عدم قطعیت یا نوسان در فشار مکش کمپرسور) سبب اختلال در عملکرد کل فرایند مایع‌سازی (ورود مایع به کمپرسور) می‌شود.

Sensitivity analysis of peak-shaving natural gas liquefaction cycles to environmental and operational parameters

Amirhossein Moradi, Mostafa Mafi, Mansour Khanaki*

Department of Mechanical Engineering, Imam Khomeini International University, Qazvin, Iran

* P.O.B. 3414916818 Qazvin, Iran, khanaki@eng.ikiu.ac.ir

ARTICLE INFORMATION

Original Research Paper
Received 13 March 2015
Accepted 15 April 2015
Available Online 29 April 2015

Keywords:

Mixed refrigerant liquefaction cycle
N₂-Expander liquefaction cycle
Low temperature process
Sensitivity analysis

ABSTRACT

Existence of huge reserves of natural gas in the country and also the extent of its distribution lines has caused the use of natural gas to become the main energy carrier. Seasonal fluctuations in gas consumption in domestic sector and giving priority to this sector has led to many problems in the gas supply to other sectors in the cold season such as thermal power plants. One way to deal with this issue (shortage of natural gas) is the liquefaction and storage of surplus natural gas in the summer, using peak-shaving gas liquefaction plants. In this study, SMR and N₂-expander processes have been evaluated. Changes in operational and environmental parameters (such as changes in flow rate, pressure, temperature and composition of the feed gas and working fluid of the cycle) are the main problems that peak-shaving plants permanently encounter, thus low sensitivity to changing conditions is one of the important criteria in the selection of suitable process for peak-shaving. In this study, the sensitivity of liquefaction processes has been investigated using normalized sensitivity analysis. The results indicate that SMR process, despite lower power consumption is more sensitive to changes of the environmental and operational parameters and even, in some cases, the applied perturbation in the probable error range of measurement devices (such as 20 kPa uncertainty or fluctuation in compressor suction pressure) causes malfunction of the liquefaction process (wet entering the compressor).

1- مقدمه

رتبه دوم ایران در دنیا به لحاظ دارا بودن منابع گاز طبیعی، دولتمردان کشور همواره در پی آن بوده‌اند که گاز طبیعی را بعنوان سوخت اصلی در تمامی بخش‌های خانگی، صنعتی و نیروگاهی در دسترس مصرف‌کنندگان قرار دهند.

گاز طبیعی یکی از پاک‌ترین سوخت‌های فسیلی است که تقاضا برای جایگزینی آن به‌جای سایر سوخت‌های فسیلی، رو به افزایش است. با توجه به

Please cite this article using:

A. Moradi, M. Mafi, M. Khanaki, Sensitivity analysis of peak-shaving natural gas liquefaction cycles to environmental and operational parameters, *Modares Mechanical Engineering*, Vol. 15, No. 6, pp. 287-298, 2015 (In Persian)

برای ارجاع به این مقاله از عبارت ذیل استفاده نمایید:

A. Moradi, M. Mafi, M. Khanaki, Sensitivity analysis of peak-shaving natural gas liquefaction cycles to environmental and operational parameters, *Modares Mechanical Engineering*, Vol. 15, No. 6, pp. 287-298, 2015 (In Persian)

استخراج و فرآوری گاز احداث می‌گردند، این واحدها در مجاورت محل مصرف، مورد بهره‌برداری قرار می‌گیرند. ظرفیت تولید این واحدها معمولاً کمتر از 0/2 میلیون تن در سال می‌باشد [1-3].

به لحاظ سرمایه‌گذاری، فرایندهای مایع‌سازی گاز طبیعی را می‌توان به سه گروه اصلی فرآیند مایع‌سازی آبشاری⁴، چرخه مایع‌سازی مبرد چندجزئی⁵ و چرخه مایع‌سازی اکسپاندری⁶ تقسیم نمود [1،2]. هر یک از این فرایندها دارای نقاط قوت و ضعف خاص خود می‌باشند. فرایندهایی که در واحدهای قله‌سای بکار گرفته می‌شوند باید از ویژگی‌های خاصی مانند سادگی در ساختار و عملکرد، کم‌حجم بودن تأسیسات و عدم حساسیت به تغییرات محیطی و شرایط گاز خوراک برخوردار باشند [4]. لذا فرایندهای آبشاری و فرایندهای مبرد چندجزئی پیشرفته (مبرد چندجزئی با پیش‌سردکن پروپان⁷) علی‌رغم برخورداری از توان مصرفی پایین نسبت به سایر فرایندها، به دلیل نیاز به تجهیزات بیشتر (به ویژه کمپرسورهای چندمرحله‌ای) و پیچیدگی‌های عملکردی، عملاً در حوزه قله‌سای مورد استفاده قرار نمی‌گیرند [5]. در مقابل فرایندهای اکسپاندری و مبرد چندجزئی ساده به دلیل سادگی عملکرد نسبت به سایر چرخه‌ها، در کاربری‌های مختص به قله‌سای، بیشتر مورد توجه قرار گرفته‌اند [4-7]. رمیلج و هودلی [8] چهار چرخه متفاوت را برای مایع‌سازی گاز طبیعی در مقیاس کوچک⁸ انتخاب کرده و با انجام آنالیز اگزرژی به این نتیجه رسیدند که فرآیند مایع‌سازی با مبرد چندجزئی یک طبقه‌ای⁹ یا همان فرآیند مبرد چندجزئی ساده، به علت دارا بودن کار ویژه پایین‌تر (نسبت کار مصرفی به میزان مایع تولیدی)، بهترین عملکرد را در میان چهار فرآیند پیشنهادی دارد. چانگ و همکارانش [6] چهار نوع چرخه اکسپاندری را برای مایع‌سازی گاز طبیعی مطالعه نموده و شاخص‌های عملکردی آن‌ها را نظیر عدد شایستگی¹⁰، نرخ جریان مبرد و سطح انتقال حرارت با هم مقایسه کردند. یوان و همکارانش [9] چرخه مایع‌سازی اکسپاندری با سیال عامل نیتروژن و چرخه پیش‌سردکن دی‌اکسید کربنی¹¹ را پیشنهاد و مورد مطالعه قرار داده‌اند. در این تحقیق، کار ویژه چرخه به عنوان تابع هدف در نظر گرفته و فشارهای میانی در هر دو چرخه اصلی (نیتروژن) و پیش‌سردکن (دی‌اکسید کربن)، دمای گاز خوراک بعد از مبدل حرارتی، دمای ورودی به اکسپاندر در چرخه اصلی و دمای گاز سرد برگشتی به‌عنوان پارامترهای بهینه‌سازی در نظر گرفته شده است. ژو و همکارانش [10] چهار چرخه پیش‌سردکن متفاوت (با مبردهای پروپان، متان، نیتروژن و مبرد چندجزئی) را برای بهبود عملکرد فرآیند اکسپاندری با سیال عامل نیتروژن¹² پیشنهاد کرده و به این نتیجه رسیدند که پروپان بهترین عملکرد را از خود نشان می‌دهد و در ادامه، حساسیت فرآیند اکسپاندری با پیش‌سردکن پروپان را نسبت به تغییرات دما و فشار گاز خوراک بررسی کردند. شیرازی و مولا [7] با استفاده از الگوریتم ژنتیک، فرآیند مایع‌سازی مبرد چندجزئی را برای واحدهای قله‌سای بهینه‌سازی نمودند. آن‌ها توان مصرفی فرآیند را تابع هدف گرفته و علاوه بر فشارهای مکش و تخلیه کمپرسور، فشار میانی را نیز به‌عنوان پارامتر بهینه‌سازی در کنار دبی جریان و درصد ترکیب مبرد در بهینه‌سازی مدنظر قرار داده‌اند. خان و همکارانش [11] با در نظر گرفتن توان

یکی از راه‌های انتقال گاز طبیعی از محل استخراج و فرآوری آن، به محل مصرف، استفاده از خطوط انتقال گاز است. با توجه به اینکه انتقال گاز از طریق خطوط لوله در فاصله‌های کمتر از 3000 کیلومتر، نسبت به سایر روش‌های انتقال (نظیر مایع کردن گاز طبیعی و انتقال به‌صورت مایع) هزینه‌های سرمایه‌گذاری و عملیاتی پایین‌تری را طلب می‌کند و از پیچیدگی و دانش فنی کمتری برخوردار است، استفاده از این روش در بیشتر کشورهای دنیا از جمله ایران، مرسوم شده است [1].

به جهت در دسترس بودن منابع گاز طبیعی فراوان در ایران و همچنین پاک‌تر بودن محصولات احتراق آن نسبت به سایر سوخت‌های فسیلی (تولید گازهای گلخانه‌ای کمتر)، استفاده از گاز بعنوان سوخت اصلی نیروگاه‌های تولید برق کشور، همواره مورد تأکید بوده است. علی‌رغم سادگی و کم‌هزینه بودن انتقال گاز از طریق خطوط لوله، افزایش مصرف گاز در بخش خانگی در فصول سرد سال سبب می‌شود که تأمین سوخت مصرفی موردنیاز نیروگاه‌ها از خطوط انتقال و توزیع گاز در زمان اوج مصرف بخش خانگی، دچار اختلال شود. این امر موجب می‌شود که برای تأمین سوخت موردنیاز نیروگاه‌های کشور در فصول سرد سال از سوخت‌های جایگزینی مانند مازوت و گازوئیل استفاده شود که آلاینده‌های زیست‌محیطی بیشتری دارند و جبران خسارت‌های ناشی از آن، هزینه‌های زیادی را بر دولت تحمیل می‌نماید. برای اجتناب از بروز این مشکل یک راهکار عملیاتی این است که گاز طبیعی مازاد بر مصرف، در دوره‌های کاهش تقاضا (در فصول گرم سال)، در مجاورت نیروگاه‌ها ذخیره گردند. نسبت انرژی به حجم گاز طبیعی در فشار و دمای محیط بسیار پایین است، از این رو ذخیره‌سازی گاز طبیعی بصورت عادی و گازی شکل، حجم زیادی را اشغال می‌کند. در نتیجه نیاز است تا به طریقی حجم آن کاهش یابد. روش اقتصادی و رایج در دنیا این است که دمای گاز طبیعی را تا مایع شدن آن (حدود 161- درجه سلسیوس) کاهش می‌دهند که در نتیجه حجم آن تقریباً به یک شش‌صدم حجم اولیه در فشار یک اتمسفر می‌رسد [1،2]. یکی از کشورهای مطرح در حوزه ذخیره‌سازی گاز به‌صورت مایع¹ (الان‌جی)، کشور آمریکا است. در این کشور حدود 80% از واحدهای مایع‌سازی گاز طبیعی، به ذخیره‌سازی استراتژیک گاز اختصاص یافته است [3].

واحدهای مایع‌سازی گاز طبیعی را می‌توان از نظر نوع کاربری به دو گروه کلی بار-پایه² و قله‌سای³ تقسیم کرد. واحدهای بار-پایه از ظرفیت تولید بالایی برخوردار هستند و بیشتر در کنار سواحل دریا جهت تولید گاز طبیعی مایع برای امر صادرات احداث می‌گردند که موضوع مورد بحث تحقیق حاضر نمی‌باشند. ظرفیت تولید گاز طبیعی مایع این واحدها حدود یک تا پنج میلیون تن در سال می‌باشد [1،2]. این واحدها به جز در مواقع تعمیرات اساسی، همواره در حال کار می‌باشند.

واحدهای مایع‌سازی قله‌سای برای تأمین کمبود گاز و جلوگیری از افت فشار شبکه انتقال گاز طبیعی در دوره اوج مصرف مورد استفاده قرار می‌گیرند. کارکرد این واحدها بدین گونه است که در طول دوره‌ای از سال (معمولاً 150 تا 200 روز) که مصرف گاز پایین است (فصول گرم سال)، گاز مازاد در خطوط توزیع با استفاده از این واحدها، مایع و ذخیره می‌گردد و در طول دوره اوج مصرف (فصول سرد سال)، بخشی از گاز مصرفی مورد نیاز، از این محل تأمین می‌گردد. ظرفیت تولید مایع در این واحدها به نسبت واحدهای بار-پایه کم‌تر بوده و برخلاف واحدهای بار-پایه که در نزدیکی محل

4- Cascade

5- Mixed Refrigerant Cycle (MRC)

6- Expander Cycle

7- Propane precooled mixed refrigerant (C3/MR)

8- Small Scale Liquefaction plant

9- Single Mixed Refrigerant (SMR)

10- Figure Of Merit (FOM)

11- N2-Co2 Cycle

12- N2-Expander

1- Liquefied natural gas (LNG)

2- Base-Load

3- Peak shaving

برایتون معکوس² است. مبرد استفاده شده در این چرخه، نیتروژن می‌باشد. سرمایش مورد نیاز جهت مایع‌سازی گاز طبیعی در طی یک فرایند انبساطی در اکسپاندر تأمین می‌شود. این فرایند با تولید کار نیز همراه است. سادگی در عملکرد، زمان آغاز به کار³ کوتاه، ایمنی بالا و تعداد کم تجهیزات، از ویژگی‌های این فرایند می‌باشد [13، 2، 1]. بالا بودن توان مصرفی و در نتیجه کارایی پایین، مهم‌ترین نقطه ضعف این فرایند می‌باشد و این امر موجب شده است که این فرایند بیشتر برای واحدهای مقیاس کوچک و واحدهای قله‌سای⁴ مورد استفاده قرار گیرد [13، 2، 1]. عدم حساسیت به حرکت شناورها و کشتی‌هایی که واحد مایع‌سازی بر روی آن‌ها قرار می‌گیرد باعث گردیده است که از این فرایند و فرایندهای مشتق شده از آن برای مایع‌سازی گاز در خارج از ساحل نیز استفاده شود [14، 2]. شکل 1، شمای کلی فرایند اکسپاندری-نیتروژنی ساده را نشان می‌دهد. در این فرایند کاهش دما و در نتیجه تولید سرمایش به سبب انبساط نزدیک به آنتروپی ثابت مبرد در اکسپاندر صورت می‌پذیرد.

2-2- فرایند مبرد چندجزئی یک طبقه‌ای

فرایند مبرد چندجزئی یک طبقه‌ای یا رانکین معکوس⁵، ساده‌ترین نوع فرایندهای مبرد چندجزئی می‌باشد. در این فرایند گاز طبیعی در یک مبدل حرارتی توسط مبرد چندجزئی (که مخلوطی از نیتروژن به همراه هیدروکربن‌های با نقطه جوشش پایین می‌باشد) خنک شده و مایع می‌شود. ترکیب مبردها به عواملی نظیر فشار و ترکیب گاز خوراک و دمای محیط وابسته است [7، 2، 1]. شکل 2، شمای کلی فرایند مبرد چندجزئی یک طبقه‌ای را نشان می‌دهد. توان مصرفی و کارایی این چرخه در مقایسه با فرایند اکسپاندری-نیتروژنی مقبول‌تر است. بالا بودن ضریب انتقال حرارت مربوط به مبرد چندجزئی موجب کاهش دبی مبرد نسبت به فرایند اکسپاندری و کاهش توان مصرفی چرخه می‌گردد. استفاده از مبردهای هیدروکربنی و مخازن حاوی هیدروکربن (برای تأمین نشت مبرد احتمالی)، از معایب اصلی این فرایندها می‌باشد و کاهش ایمنی را در پی دارد. استفاده از مبرد دوفازی موجب افزایش پیچیدگی فرایند و تجهیزات شده و زمان آغاز به کار این فرایند را افزایش می‌دهد [7، 2، 1]. در این فرایند، کاهش دما و در نتیجه تولید سرمایش به سبب انبساط آنتالپی ثابت مبرد خروجی از مبدل حرارتی چندجریانی در شیر اختناق صورت می‌پذیرد.

2-3- تعیین ظرفیت واحدهای مایع‌سازی مورد مطالعه

چرخه‌های مورد مطالعه در این تحقیق فرایندهای اکسپاندری-نیتروژنی ساده و فرایند مبرد چندجزئی یک طبقه‌ای می‌باشند. ظرفیت مایع‌سازی این فرایندها برای یک نیروگاه 332 مگاواتی سیکل ترکیبی رایج کشور محاسبه شده است. جزئیات تعیین ظرفیت در جدول 1 آورده شده است.

2-4- مشخصات گاز خوراک ورودی

فشار و دمای گاز خوراک ورودی به بخش مایع‌سازی به ترتیب 60 بار و 32 درجه سلسیوس در نظر گرفته شده است [16]. در مورد درصد ترکیب گاز خوراک ورودی به واحد مایع‌سازی ذکر این نکته حائز اهمیت است که تاکنون واحد مایع‌سازی در ایران احداث و راه‌اندازی نشده است، در نتیجه، دسترسی مستقیم به اطلاعات دقیق در رابطه با ترکیب گاز طبیعی بعد از عملیات

مصرفی به‌عنوان تابع هدف و همچنین درصد ترکیب اجزاء مبرد، دبی جریان مبرد و فشار مکش و تخلیه کمپرسور بعنوان پارامترهای طراحی، بهینه‌سازی فرایند مبرد چندجزئی ساده را مورد مطالعه قرار دادند.

پژوهش‌های پیشین صورت گرفته در حوزه فرایندهای مایع‌سازی گاز طبیعی را با توجه به اهداف آنان می‌توان بصورت ذیل تقسیم‌بندی نمود:

- بهینه‌سازی یک فرایند نسبت به پارامترهایی عملکردی نظیر میزان مایع‌سازی و توان مصرفی
- مقایسه فرایندهای مختلف از نظر شاخص‌های ترمودینامیکی و عملیاتی نظیر کارایی اگزرژی، عدد شایستگی، سادگی چرخه و حساسیت آن به مبرد پیش سردکن.

یکی از پارامترهای مهم در انتخاب مناسب فرایند مایع‌سازی گاز طبیعی، مطالعه حساسیت فرایند نسبت به تغییرات شرایط محیطی و عملیاتی آن است که تقریباً در پژوهش‌های پیشین در دسترس در این حوزه، مغفول مانده است. با توجه به تغییرات مکرر در شرایط محیطی (نظیر دمای محیط) و عملیاتی (نظیر اغتشاشات فشار خطوط توزیع و درصد ترکیب گاز خوراک و همچنین عدم قطعیت‌های احتمالی ناشی از خطای تجهیزات اندازه‌گیری)، لزوم مطالعه‌ای جامع به‌منظور انتخاب مناسب چرخه مایع‌سازی گاز طبیعی به جهت ذخیره‌سازی گاز در مجاورت نیروگاه‌ها، بیش از پیش نمایان می‌گردد. لازم به ذکر است که در هنگام بررسی و مطالعه فرایندهای مایع‌سازی باید به این موضوع توجه داشت که انتخاب مناسب و صحیح چرخه، مشروط به شناسایی پارامترهای کلیدی چرخه مایع‌ساز و شناخت صحیح از رفتار این پارامترها نسبت به تغییرات محیطی و عملیاتی پیش‌روی آنان خواهد بود. لذا در این تحقیق، مطالعه رفتار چرخه‌های مایع‌سازی گاز طبیعی با کاربری قله‌سای به‌منظور ذخیره‌سازی گاز در مجاورت نیروگاه‌های برق، با توجه به شرایط محیطی و عملیاتی خطوط توزیع گاز کشور، مدنظر قرار گرفته است. آنالیز حساسیت¹، ابزاری مناسب جهت شناسایی پارامترهای کلیدی یک سیستم و بررسی رفتار آنان نسبت به تغییرات شرایط محیطی و عملیاتی است [12] که در این تحقیق مدنظر قرار گرفته است.

در ادامه، ابتدا به معرفی چرخه‌های مطرح در حوزه ذخیره‌سازی گاز طبیعی در مجاورت نیروگاه‌ها پرداخته و سپس ضمن تعیین ظرفیت موردنیاز این چرخه‌ها با توجه به مشخصات نیروگاه‌های رایج تولید برق کشور، با استفاده از روش آنالیز اغتشاشات، رفتار پارامترهای عملکردی آنان نسبت به تغییرات محیطی و عملیاتی خطوط توزیع گاز کشور، مورد بررسی و مطالعه قرار می‌گیرند.

2- توصیف فرایندهای مایع‌سازی مورد مطالعه

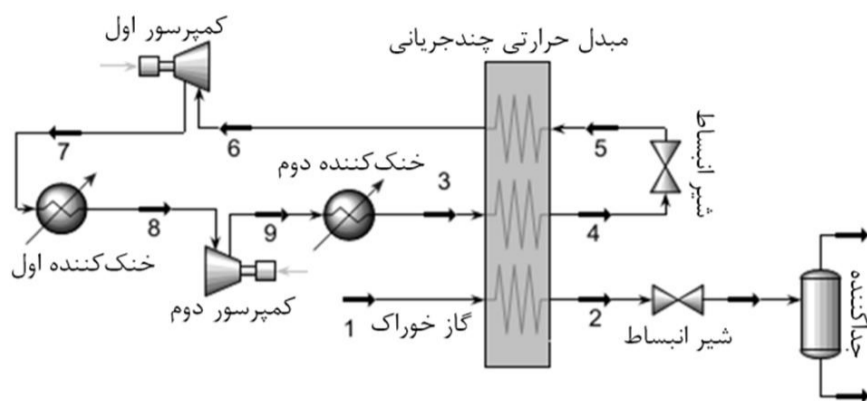
در این تحقیق فرایندهای اکسپاندری با سیال عامل نیتروژن (فرایند اکسپاندری-نیتروژنی ساده) و مبرد چندجزئی یک طبقه‌ای (ساده)، انتخاب و تحلیل‌های لازم به جهت شناخت رفتار پارامترهای عملکردی، بر روی آن‌ها صورت گرفته است. دلایل اصلی انتخاب این دو فرایند، ساده بودن ساختار چرخه‌های آنان، شباهت ساختاری آن‌ها به یکدیگر (برای مقایسه نهایی) و همچنین عملیاتی شدن استفاده از آنان در کشورهای مختلف به‌منظور ذخیره‌سازی گاز طبیعی است [10، 5، 1].

2-1- فرایند اکسپاندری-نیتروژنی ساده

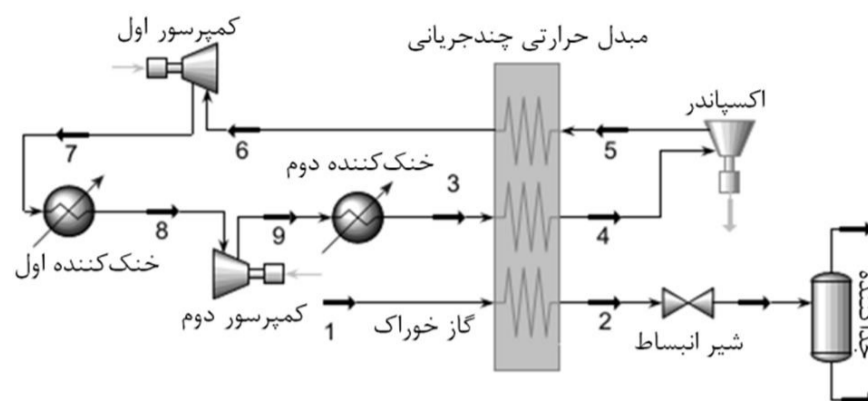
این فرایند، ساده‌ترین نوع فرایند اکسپاندری است. نام دیگر آن، چرخه

2- Reverse Braytone
3- Start Up
4- Peak shaving Plant
5- Reverse Rankine

1- Sensitive Analysis



شکل 2 فرایند مایع‌سازی مبرد چندجزئی یک‌طبقه‌ای



شکل 1 فرایند مایع‌سازی اکسیاندی-نیتروژنی ساده

جدول 1 جزییات محاسبات تعیین ظرفیت سوخت مایع (ال ان جی) موردنیاز برای یک نیروگاه 332 مگاواتی (یک واحد سیکل ترکیبی) رایج کشور

توضیحات	مقدار	
یک واحد سیکل ترکیبی نیروگاه منتظر قائم کرج	332 مگاوات	توان الکتریسیته نیروگاه
استخراج‌شده از آمار تفصیلی صنعت برق ایران در سال 92 [15]	45/4%	راندمان حرارتی
با توجه به توان تولیدی نیروگاه و راندمان آن محاسبه می‌گردد	732 مگاوات	توان حرارتی موردنیاز
طول دوره اوج مصرف (دوره سرد) 60 روز فرض شده است	2 ماه (60 روز)	تعداد روزهای کارکرد نیروگاه
استخراج‌شده از آمار تفصیلی صنعت برق ایران در سال 92 [15]	36664 کیلوژول/مترمکعب	ارزش حرارتی گاز
میزان کاهش حجم گاز در هنگام مایع شدن [3-1]	103 میلیون مترمکعب	مقدار گاز موردنیاز برای دوره قله
بین 410 تا 470 کیلوگرم/مترمکعب متغیر است [1].	600	ضریب تغییر حجم ال ان جی
این مقدار ال ان جی باید ذخیره گردد	172000 مترمکعب	مقدار ال ان جی موردنیاز برای دوره قله (حجم)
تعداد روزهای مایع‌سازی معمولاً بین 150 تا 200 روز است [2]	470 کیلوگرم/مترمکعب	چگالی ال ان جی
واحد باید دارای این ظرفیت باشد تا در 200 روز، مقدار مدنظر را تولید کند	81000 تن	مقدار ال ان جی موردنیاز برای دوره قله (جرم)
	200 روز	تعداد روزهای پیش‌بینی‌شده برای تولید ال ان جی
	405 تن در روز	مقدار تولید ال ان جی در هرروز
	147000 تن در سال	ظرفیت واحد مایع‌سازی

جدول 2 آنالیزهای مختلف از درصد ترکیب خط سراسری توزیع گاز تهران [17]

آنالیز 3	آنالیز 2	آنالیز 1	اجزای گاز طبیعی
88-89	90-92	86/8-93/1	متان (%mol)
4-4/4	2/5-3/5	1/1-5/3	اتان (%mol)
1/1-1/6	0/2-0/8	0/3-1/7	پروپان (%mol)
0/6-0/8	0/1-0/5	0/2-0/6	بوتان (%mol)
0/4-0/5	0/2-0/4	0/1-0/5	هیدروکربن‌های سنگین* (%mol)
3/3-3/7	2/7-5/8	2/7-5/8	نیتروژن (%mol)
1/3-1/5	1-1/3	0/1-1/4	دی‌اکسید کربن (%mol)
ناچیز	0/4-1	0/1-3	هیدروژن سولفید (mg/Sm ³)
ناچیز	1/6-15	0/3-13/3	مرکپتان (mg/Sm ³)
-----	5-25	5/4-20/5	سولفور (mg/Sm ³)
-----	-----	0/5-23	آب (mg/Sm ³)

(*) شامل پنتان و هیدروکربن‌های سنگین تر از آن

جدول 3 درصد ترکیب گاز خوراک ورودی به واحد مایع‌سازی [2]

درصد ترکیب مولی	اجزای گاز خوراک ورودی
4%	نیتروژن
87%	متان
5/5%	اتان
2%	پروپان
0/5%	n-بوتان
0/5%	i-بوتان
0/5%	i-پنتان

پالایش اولیه¹ (ترکیب گاز خوراک ورودی به واحد مایع‌سازی)، مقدور نمی‌باشد. منظور از مرحله پالایش اولیه گاز، عملیاتی است که می‌بایست قبل از ورود گاز طبیعی به واحد مایع‌سازی صورت پذیرد که در طی آن، ناخالصی‌ها موجود در گاز نظیر آب، دی‌اکسید کربن، هیدروژن سولفید و عناصر هیدروکربنی سنگین، حذف و یا زیر حد مجاز قرار می‌گیرند تا از خوردگی تجهیزات و گرفتگی خطوط لوله در واحد مایع‌سازی جلوگیری شود [3، 1]. لازم به ذکر است که حد مجاز ناخالصی‌ها، به تکنولوژی واحد مایع‌سازی وابسته است [17، 13، 1]. جدول 2 نتایج آنالیزهای مختلف بر روی درصد ترکیب گاز طبیعی در خط لوله توزیع گاز سراسری تهران را ارائه می‌دهد [17]. همانگونه که مشاهده می‌شود، درصد ترکیب گاز طبیعی در آنالیزهای مختلف، با هم متفاوت بوده و یک درصد ترکیب ثابتی را نمی‌توان برای گاز طبیعی موجود در خطوط توزیع، در نظر گرفت.

تغییرات مکرر درصد ترکیب اجزاء گاز در خطوط سراسری توزیع گاز کشور یکی از مهم‌ترین پارامترهایی است که باید در انتخاب واحدهای مایع‌سازی قله‌سا مدنظر قرار گیرد. در این تحقیق با دسته‌بندی اطلاعات ارائه شده در منابع داخلی موجود در خصوص درصد ترکیب گاز طبیعی قبل از عملیات پالایش اولیه [17-19] و همچنین جمع‌آوری اطلاعات ارائه شده در مراجع خارجی در خصوص درصد ترکیب گاز طبیعی بعد از عملیات پالایش اولیه [1-3] و با توجه به هم‌خوانی نسبتاً مناسب بین نتایج آنالیز 1 و اطلاعات ارائه شده در مرجع 2، درصد ترکیب گاز خوراک در ورود به واحد مایع‌سازی به صورت جدول 3 فرض شده است.

1- Pretreatment

3- مدل‌سازی و شبیه‌سازی

در این تحقیق جهت شبیه‌سازی چرخه‌های مایع‌ساز مورد مطالعه از نرم‌افزار اسپن‌هایسیس¹ نسخه 7.2 استفاده شده است. نرم‌افزار اسپن‌هایسیس به دلیل داشتن معادله حالت‌های مناسب برای کاربردهای گوناگون، تعریف اغلب المان‌های مورد نیاز شبیه‌سازی، وجود واحدهای کنترلی برای کنترل قسمت‌های مختلف، افزایش سرعت عملیات مدل‌سازی و بهینه‌سازی به دلیل انجام محاسبات مربوط به قانون اول ترمودینامیک، از نرم‌افزارهای مطرح در حوزه شبیه‌سازی و بهینه‌سازی پروسه‌های صنعتی و شیمیایی می‌باشد [20].

3-1- معادله حالت

در این تحقیق برای پیش‌بینی خواص ترموفیزیکی مخلوط هیدروکربن‌ها و نیتروژن و همچنین محاسبات تعادل فازهای بخار-مایع از معادله حالت پینگ-رابینسون² استفاده شده است [2, 7, 8, 14]. معادله حالت پینگ-رابینسون یک معادله حالت نیمه تجربی³ بوده و از نوع معادله‌های حالت مشتق شده از فرم واندروالس⁴ می‌باشد [21]. فرم جبری این معادله حالت به صورت رابطه (1) است [22]:

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a\alpha}{v(v+b) + b(v-b)} \quad (1)$$

در رابطه (1)، a و b ثابت‌های معادله حالت بوده و α ضریب بدون بعد وابسته به دمای کاهیده می‌باشد. مقدار α با توجه به فرمول (2) بدست می‌آید:

$$\alpha = [1 + m(1 - \sqrt{T_r})]^2 \quad (2)$$

در رابطه (2)، T_r دمای کاهیده است. در این رابطه، ضریب m بصورت (3) تعریف می‌گردد:

$$m = 0.3796 + 1.5422\omega - 0.2699\omega^2 \quad (3)$$

در رابطه (3)، ω فاکتور خروج از مرکز⁵ نامیده می‌شود که مقادیر آن برای مواد مختلف در مرجع [23] ذکر شده است. در این تحقیق از بانک اطلاعاتی نرم‌افزار هایسیس جهت محاسبه این فاکتور استفاده شده است.

ضرایب a و b در رابطه (1) با استفاده از قیده‌های نقطه بحرانی که به قیود واندروالس مشهور هستند، بدست می‌آیند [22]. این قیود در نقطه بحرانی عبارتند از:

$$\left(\frac{\partial P}{\partial v}\right)_{T=T_c} = 0 \quad (4)$$

$$\left(\frac{\partial^2 P}{\partial v^2}\right)_{T=T_c} = 0 \quad (5)$$

اگر این قیود را در رابطه (1) اعمال کنیم، ضرایب a و b به صورت (6) و (7) بدست خواهد آمد [22]:

$$a = \Omega_a \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \quad \Omega_a = 0.45724 \quad (6)$$

$$b = \Omega_b \frac{R T_c}{P_c} \quad \Omega_b = 0.07780 \quad (7)$$

توضیحاتی که تا اینجا در رابطه با معادله حالت ارائه شد، مربوط به پیش‌بینی خواص مواد خالص بود. در مورد مخلوط‌ها می‌توان از معادله حالت مذکور همراه با یک قانون اختلاط⁶ استفاده کرد. قوانین اختلاط بسیاری پیشنهاد شده‌اند که در این تحقیق از قانون اختلاط تصادفی (قانون اختلاط واندروالس)

استفاده شده است [21, 22, 24]. بر اساس این قانون، ضرایب $a\alpha$ و b معادله حالت پنگ - رابینسون که در مورد مخلوط‌ها با $(a\alpha)_m$ و b_m نشان داده می‌شوند، از روابط (8) تا (10) بدست می‌آید:

$$P = \frac{RT}{v-b_m} - \frac{(a\alpha)_m}{v(v+b_m) + b_m(v-b_m)} \quad (8)$$

$$(a\alpha)_m = \sum_i \sum_j [z_i z_j \sqrt{a_i a_j \alpha_i \alpha_j} (1 - k_{ij})] \quad (9)$$

$$b_m = \sum_i [z_i b_i] \quad (10)$$

در رابطه (9) پارامتر k_{ij} ، ضریب اثر متقابل مواد⁷ است که مقادیر مربوط به آن برای مواد مختلف در بانک اطلاعاتی نرم‌افزار هایسیس موجود می‌باشد. در این رابطه، z_i درصد ترکیب مولی جزء i -ام است [25].

3-2- قیده‌های مدل‌سازی

قیده‌ها و ساده‌سازی در نظر گرفته‌شده در مدل‌های توسعه داده شده برای فرایندهای اکسپاندری نیتروژنی ساده و میرد چندجزئی یک طبقه‌ای مورد مطالعه در این تحقیق عبارتند از:

1. از افت فشار در تمامی مبدل‌های حرارتی، صرف نظر شده است [2].
2. کارایی آیزنتروپیک کمپرسورها و اکسپاندرها 80% در نظر گرفته شده است [7, 14, 25].
3. مایع وارد کمپرسور نمی‌شود.
4. تقاطع دمایی در مبدل حرارتی رخ نمی‌دهد [2, 14, 25].
5. تلفات حرارتی در مبدل‌های حرارتی ناچیز است [2, 8, 25].

3-3- مدل‌سازی ترمودینامیکی

جهت مدل‌سازی ترمودینامیکی فرایندهای مایع‌ساز، از مدل‌های پایای نرم‌افزار اسپن‌هایسیس بهره برده شده است. مدل‌سازی ترمودینامیکی فرایندها، منوط به آنالیز ترمودینامیکی تک تک اجزای آن شامل کمپرسورها، مبدل‌های حرارتی و منبسط‌کننده‌ها می‌باشد که در ادامه روابط ترمودینامیکی حاکم بر هر یک ارائه می‌گردد.

کمپرسورها: در چرخه‌های مورد مطالعه در این تحقیق، از کمپرسورهای دومرحله‌ای جهت متراکم نمودن بخار خروجی از مبدل چندجریانی (اوپراتور) تا فشار چگالنده استفاده شده است. توان مصرفی کمپرسور در هر یک از مراحل تراکم، با توجه به راندمان ایزونتروپیک آن، بصورت (11) و (12) محاسبه می‌گردد:

$$W_1 = \dot{m}_{\text{ref}}(h_7 - h_6) = \frac{W_{\text{min},1}}{\eta_{\text{Comp}}} \quad (11)$$

$$W_2 = \dot{m}_{\text{ref}}(h_9 - h_8) = \frac{W_{\text{min},2}}{\eta_{\text{Comp}}} \quad (12)$$

مبدل حرارتی چند جریانی و خنک‌کننده‌ها: هر یک از چرخه‌ها دارای دو خنک‌کننده و یک مبدل حرارتی چند جریانی می‌باشند. خنک‌کننده‌ها وظیفه کاهش دمای گاز داغ خروجی از کمپرسورها را برعهده دارند. با توجه به ناچیز بودن اتلافات حرارتی، میزان تبادل حرارت در خنک‌کننده‌ها را می‌توان به صورت (13) و (14) بیان نمود:

$$Q_1 = \dot{m}_{\text{ref}}(h_8 - h_7) \quad (13)$$

7- Interaction Parameter or Binary Coefficient

1- Aspen Hysys
2- Peng-Robinson
3- Semi-Empirical EOS
4- Van der Waals EOS
5- Acentric factor
6- Mixing Rule

درصد ترکیب بهینه چرخه مبرد چندجزئی ساده، تطابق کامل دارد.

4- آنالیز حساسیت

همان‌طور که در مقدمه ذکر گردید، هدف تحقیق حاضر بررسی حساسیت فرایندهای اکسپاندی-نیترونی و مبرد چندجزئی نسبت به تغییرات شرایط محیطی و عملیاتی می‌باشد. با آنالیز حساسیت شرایط عملیاتی می‌توان این تغییرات را مطالعه نمود [26,27]. هدف از آنالیز حساسیت، مقایسه پارامترهای مختلف تأثیرگذار بر مدل، بر یک‌پایه یکسان است [12]. از آنجایی که پارامترهای مختلف یک مدل از جنس‌های مختلفی هستند، عموماً ضرایب حساسیت را بی‌بعد نموده تا پارامترهایی از جنس‌های مختلف را به‌طور مستقیم باهم مقایسه کنند. در ادامه به چگونگی استخراج ضرایب بی‌بعد حساسیت¹ برای پارامترهای مختلف یک مدل می‌پردازیم.

4-1- تئوری آنالیز حساسیت

در یک مدل ریاضی توسعه داده‌شده برای یک سیستم ترمودینامیکی، هر متغیر ورودی مستقل X را می‌توان بصورت (24) نمایش داد:

$$X = \bar{X} \pm U_X \quad (24)$$

در رابطه (24)، \bar{X} مقدار نامی متغیر و U_X عدم قطعیت² مربوط به آن است. $\pm U_X$ یک بازه مشخصی است که در آن، مقدار متغیر X با اطمینان مشخصی (معمولاً 95%) صحیح است. لازم به ذکر است که هر داده یا متغیر

جدول 4 پارامترهای پایه فرایندهای مایع‌سازی

مشخصات فرایند	اکسپاندی-نیترونی	مبرد چندجزئی
دمای مبرد خروجی از مبدل حرارتی (4)	-40°C	-160°C
دمای مبرد بعد از خنک‌کننده اول (8)	36°C	36°C
دمای مبرد بعد از خنک‌کننده دوم (3)	27 C	27 C
دبی خوراک ورودی	20454 kg/h	20454 kg/h
دمای گاز خوراک ورودی	32°C	32°C
فشار گاز خوراک ورودی	60 bar	60 bar

(*) اعداد داخل پرانتز بیانگر شماره نقاط در شکل‌های 1 و 2 می‌باشند.

جدول 5 درصد ترکیب مولی بهینه شده مبرد در فرایندهای مایع‌سازی مورد مطالعه

اجزا مبرد	اکسپاندی-نیترونی	مبرد چندجزئی
نیترون	100%	11/5%
متان	0	28/5%
اتان	0	30/5%
پروپان	0	14%
n-بوتان	0	6%
i-پنتان	0	9/5%

جدول 6 پارامترهای بهینه شده دو فرایند مایع‌سازی مورد مطالعه

مشخصات فرایند	اکسپاندی-نیترونی	مبرد چندجزئی
فشار تخلیه (9)	100 bar	24 bar
فشار مکش (6)	6/3 bar	4 bar
توان مصرفی فرایند	11/9 MW	6/96 MW
نسبت توان واحد مایع‌سازی به نیروگاه	3/5%	2%

(*) اعداد داخل پرانتز بیانگر شماره نقاط در شکل‌های 1 و 2 می‌باشند.

1- Dimensionless coefficients of sensitivity

2- Uncertainty

$$Q_2 = \dot{m}_{ref}(h_3 - h_9) \quad (14)$$

وظیفه مبدل حرارتی چندجریانی، انتقال حرارت بین جریان‌های سرد و گرم فرایندی می‌باشد. در این تحقیق، مبدل استفاده شده در هر دو چرخه مایع-ساز از نوع سه جریانی است. جریان‌های فرایندی آن شامل دو جریان گرم (1) به (2) و (3) به (4) و یک جریان سرد (5) به (6) می‌باشد. در این مبدل، سرمایش مورد نیاز برای کاهش دمای دو جریان گرم توسط جریان سرد مبرد تأمین می‌گردد. بعبارت دیگر داریم:

$$Q_{5-6} = Q_{1-2} + Q_{3-4} \quad (15)$$

رابطه (15) را بر اساس دبی جرمی جریان‌ها و اختلاف آنتالپی ورود و خروج می‌توان بصورت (16) تا (18) بسط داد:

$$Q_{1-2} = \dot{m}_{feed}(h_2 - h_1) \quad (16)$$

$$Q_{3-4} = \dot{m}_{ref}(h_4 - h_3) \quad (17)$$

$$Q_{5-6} = \dot{m}_{ref}(h_6 - h_5) \quad (18)$$

در نتیجه با جایگذاری روابط (16) تا (18) در رابطه (15) رابطه کلی بقای انرژی در مبدل حرارتی بصورت رابطه (19) بدست می‌آید:

$$\dot{m}_{ref}(h_6 - h_5) = \dot{m}_{feed}(h_2 - h_1) + \dot{m}_{ref}(h_4 - h_3) \quad (19)$$

منبسط‌کننده‌ها: تفاوت عمده دو فرایند مبرد چندجزئی و اکسپاندی-نیترونی، بعد از نوع مبرد، در چگونگی انبساط جریان سرد خروجی از مبدل حرارتی چندجریانی است. در فرایند مبرد چندجزئی، انبساط طی یک فرایند آنتالپی ثابت در شیر اختناق صورت می‌پذیرد. در نتیجه می‌توان رابطه (20) را برای دو طرف شیر انبساط نوشت:

$$h_4 = h_5 \quad (20)$$

در فرایند اکسپاندی-نیترونی، انبساط گاز طی یک فرایند نزدیک به آنتروپی ثابت، در توربین یا همان اکسپاندر صورت می‌پذیرد که طی آن، مقداری توان نیز تولید می‌گردد. میزان توان تولیدی در اکسپاندر عبارتست از:

$$W_{Exp} = \dot{m}(h_4 - h_5) = W_{Max,Exp} \times \eta_{Exp} \quad (21)$$

4-3- بهینه‌سازی فرایندهای مایع‌سازی و محاسبه توان مصرفی

با توجه به ظرفیت موردنیاز مایع‌سازی (جدول 1)، مشخصات گاز خوراک ورودی به واحد مایع‌ساز (جدول 3) و همچنین بررسی تحقیقات پیشین انجام شده بر روی طراحی چرخه‌های مایع‌ساز قله‌سا [2,8,14]، شرایط پایه عملیاتی چرخه‌های نیترونی-اکسپاندی و مبرد چندجزئی مورد مطالعه در تحقیق حاضر، به شرح مشخصات مندرج در جدول 4 در نظر گرفته شده‌اند. با استفاده از ماژول بهینه‌ساز نرم‌افزار اسپن‌هایسیس و در نظر گرفتن قیود ارائه شده در بخش 2-3، سایر پارامترهای چرخه اعم درصد ترکیب اجزاء مبرد، فشار تخلیه و مکش کمپرسور بهینه شده و در پایان با به کارگیری روابط (22) و (23) توان مصرفی فرایندهای مبرد چند جزئی و اکسپاندی-نیترونی محاسبه می‌شوند.

$$W_{net} = W_1 + W_2 \quad (22)$$

$$W_{net} = W_1 + W_2 - W_{Exp} \quad (23)$$

جداول 5 و 6 نتایج بهینه‌سازی پارامترهای فرایندهای مورد مطالعه در تحقیق حاضر را ارائه می‌دهند. نتایج بهینه‌سازی درصد ترکیب اجزاء مبرد چندجزئی در تحقیق حاضر (جدول 5)، با اطلاعات ارائه شده در مرجع [2] در خصوص

قطعیت‌ها باید با درجه اطمینان یکسان بیان شوند [28].

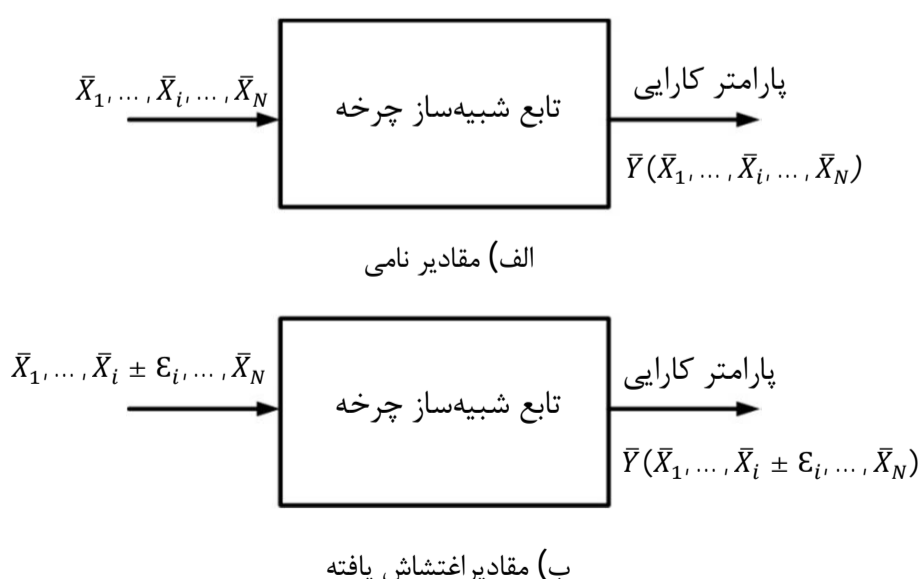
4-2- روش انجام آنالیز حساسیت

آنالیز حساسیت را می‌توان با استفاده از روش آنالیز اغتشاشات که جزئیات آن در شکل 3 ارائه شده است، انجام داد. همان‌طور که در این شکل مشخص است، روش انجام آنالیز به شرح زیر می‌باشد:

1. خروجی مدل را با استفاده از مقادیر نامی متغیرهای مستقل ورودی محاسبه کرده و آن را Y می‌نامیم.
2. مقدار متغیر ورودی X_i را به اندازه U_{X_i} افزایش داده و پاسخ مدل را با توجه به این مقدار جدید ($X_{i+} = \bar{X}_i + U_{X_i}$) و با فرض ثابت نگه‌داشتن مقدار سایر متغیرهای ورودی محاسبه کرده و آن را Y_{i+} می‌نامیم.
3. مقدار Y_{i-} را نیز با کاهش مقدار متغیر ورودی X_i به اندازه مقدار اغتشاش در نظر گرفته شده ($X_{i-} = \bar{X}_i - U_{X_i}$) و ثابت نگه‌داشتن مقدار سایر متغیرهای ورودی، محاسبه می‌کنیم.
4. مقادیر $\Delta X_i = |X_{i+} - X_{i-}|$ و $\Delta Y_i = |Y_{i+} - Y_{i-}|$ را محاسبه می‌کنیم.
5. مقادیر ضرایب بی‌بعد حساسیت و بی‌بعد عدم قطعیت هر متغیر را با توجه به رابطه (29) و (30) محاسبه می‌شود.
6. پس از محاسبه ضرایب بی‌بعد حساسیت و عدم قطعیت هر متغیر، عدم قطعیت در پاسخ با توجه به اغتشاشات در نظر گرفته شده برای تمامی متغیرها، از رابطه (28) به دست می‌آید.

4-3- بسط آنالیز حساسیت بر روی فرایندهای مایع‌سازی مورد مطالعه

در این بخش، به بسط آنالیز حساسیت بر روی فرایندهای مایع‌سازی اکسپاندری-نیترورژنی و مبرد چندجزئی یک طبقه‌ای که در بخش‌های پیشین توضیح داده شده است، می‌پردازیم. اولین گام در آنالیز حساسیت، مشخص نمودن عدم قطعیت و یا همان مقدار اغتشاش مورد انتظار در پارامترهای مختلف مدل است. جدول 7 مقادیر اغتشاشات در نظر گرفته شده برای پارامترهای مختلف فرایندهای مایع‌سازی در تحقیق حاضر را نشان می‌دهد. این مقادیر با توجه به استانداردهای گاز ایران (آی جی اس - سی - این - 105) [29] و همچنین تحقیقات پیشین انجام شده در این حوزه تعیین گردیده است [30,31].



شکل 3 روش انجام آنالیز حساسیت [12]

ورودی به یک مدل با یک عدم قطعیتی همراه است که می‌تواند ناشی از خطای اندازه‌گیری، نبود اطلاعات دقیق (وجود اغتشاش یا نوسان در متغیر مورد مطالعه) و یا عدم درک صحیح از رفتار سیستم مورد مطالعه باشد [28]. وجود عدم قطعیت‌ها در داده‌های ورودی، اطمینان¹ نسبت به پاسخ و یا خروجی مدل را تحت‌الشعاع قرار می‌دهد. فرض کنید که تابع $Y(X)$ ، یک تابع تک متغیره باشد، در این صورت، عدم قطعیت پاسخ Y ناشی از عدم قطعیت متغیر X ، عبارت است از:

$$U_Y = \frac{dY}{dX} U_X \quad (25)$$

حال اگر $Y=Y(X_1, X_2, \dots, X_N)$ یک تابع چند متغیره باشد، در این صورت عدم قطعیت در Y ، ناشی از تمامی عدم قطعیت‌های مربوط به متغیرهای مستقل ورودی را می‌توان بصورت جذر مجذور مجموع مربعات عدم قطعیت‌های ناشی از هر یک از متغیر ورودی مستقل بر روی Y محاسبه نمود [12,28]:

$$U_Y = \left(\sum_{i=1}^N \left(\frac{\partial Y}{\partial X_i} U_{X_i} \right)^2 \right)^{0.5} \quad (26)$$

هر مشتق جزئی در رابطه فوق، حساسیت پارامتر Y را نسبت به تغییرات جزئی متغیر X_i بیان می‌کند. با استفاده از مقادیر نامی می‌توان عدم قطعیت‌های پاسخ Y و متغیرهای ورودی را بی‌بعد نموده و رابطه (26) به صورت زیر بیان نمود:

$$\frac{U_Y}{\bar{Y}} = \left\{ \sum_{i=1}^N \left[\left(\frac{\partial Y}{\partial X_i} \frac{\bar{X}_i}{\bar{Y}} \right) \left(\frac{U_{X_i}}{\bar{X}_i} \right) \right]^2 \right\}^{0.5} \quad (27)$$

عبارت‌های بی‌بعد سمت راست معادله (27)، به ترتیب ضرایب بی‌بعد حساسیت² و بی‌بعد عدم قطعیت³ را نشان می‌دهند. بنابراین رابطه (27) را می‌توان بصورت زیر نیز بیان نمود:

$$\frac{U_Y}{\bar{Y}} = \left\{ \sum_{i=1}^N (NSC_{X_i} NU_{X_i})^2 \right\}^{0.5} \quad (28)$$

مقدار مشتق جزئی در رابطه (27) می‌تواند با عبارت گسسته شده آن، جایگزین شود. لذا، ضرایب بی‌بعد حساسیت و عدم قطعیت هر متغیر ورودی را می‌توان به صورت (29) و (30) محاسبه نمود:

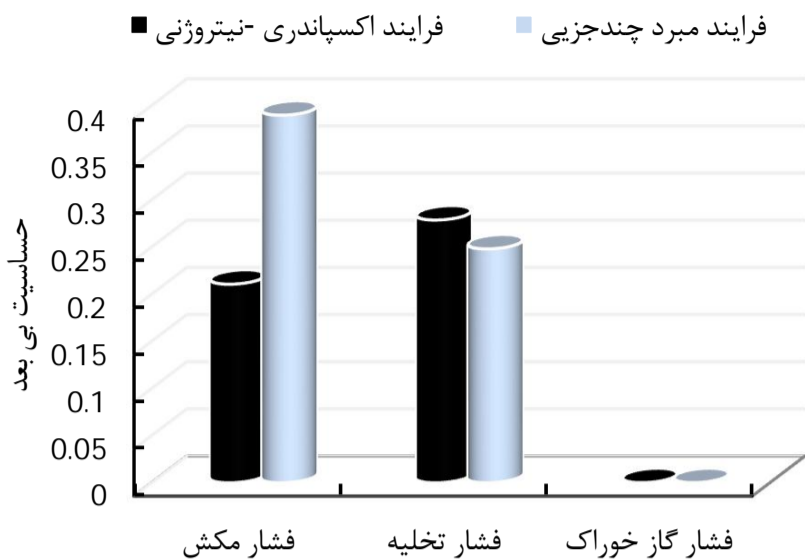
$$NSC_{X_i} = \left(\frac{\Delta Y}{\bar{Y}} \frac{\bar{X}_i}{\Delta X_i} \right)^2 \quad (29)$$

$$NU_{X_i} = \left(\frac{U_{X_i}}{\bar{X}_i} \right)^2 \quad (30)$$

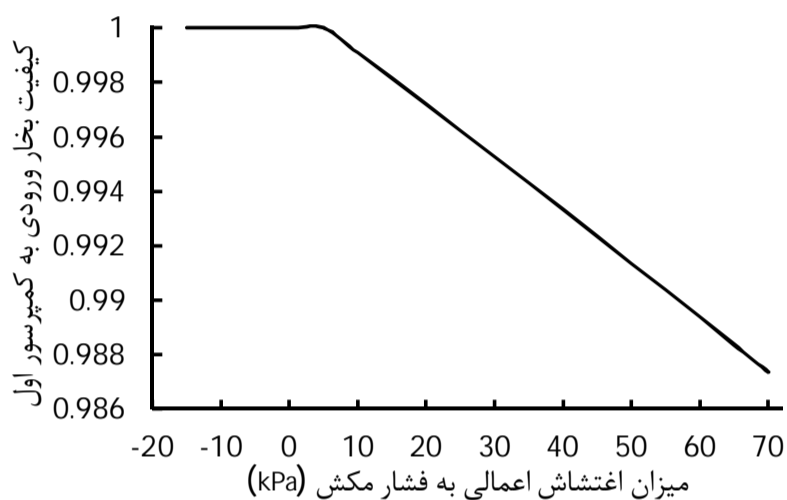
ضریب حساسیت بدین مفهوم است که با تغییر در یک متغیر مشخص ورودی، چه مقدار تغییر در خروجی مدل باید انتظار داشت.

با آنالیز حساسیت می‌توان تغییرات در پاسخ یک سیستم را نسبت به تغییرات در متغیرها و پارامترهای طراحی آن مطالعه نمود. در واقع این آنالیز به بررسی چگونگی تغییرات پاسخ یک مدل (عددی یا تجربی) نسبت به تغییرات در داده‌های ورودی و همچنین سایر پارامترهای تأثیرگذار بر مدل می‌پردازد. از آنجایی که در تئوری ارائه شده در این تحقیق، ضرایب حساسیت متغیرهای ورودی مختلف، با مقادیر نامی بی‌بعد شده‌اند، لذا می‌توان با مقایسه آن‌ها باهم، پارامترهای مهم و تأثیرگذار مدل را شناسایی و اولویت‌بندی نمود [12]. واضح است که عدم قطعیت‌های همه متغیرهای ورودی به مدل را نمی‌توان یکسان فرض کرد بلکه باید با توجه به نوع متغیر، یک عدم قطعیت مناسب با آن در نظر گرفت. البته متذکر می‌شود که تمامی عدم

1- Confidence
2- Normalized Sensitivity Coefficient (NSC)
3- Normalized Uncertainty (NU)



شکل 4 مقایسه حساسیت فرایندهای مایع‌سازی نسبت به متغیرهای فشار



شکل 5 کیفیت بخار ورودی به کمپرسور (جریان 6) در فرایند مبرد چندجزئی نسبت به میزان اغتشاش اعمالی در فشار مکش

خنک‌کننده دوم حساسیت کمتری از خود نشان می‌دهد. این پارامتر، دمای مبرد گرم ورودی به مبدل حرارتی بوده و از دمای محیط تأثیر زیادی می‌پذیرد. از طرفی فرایند اکسپاندی در مقایسه با فرایند مبرد چندجزئی حساسیت بیشتری به تغییرات دمای قبل از منبسط کننده دارد، علت این حساسیت بیشتر، وجود اکسپاندر می‌باشد.

5-3- بررسی حساسیت نسبت به درصد ترکیب گاز خوراک

داده‌های نمایش داده شده در جدول 10 و شکل 7 حاصل بررسی حساسیت فرایندهای مورد مطالعه نسبت به تغییرات ترکیب گاز خوراک می‌باشد. تغییرات ترکیب گاز خوراک ورودی یکی از مهمترین مسائل پیش روی واحدهای قله‌سای می‌باشد. کم و یا زیاد شدن هریک از اجزای گاز باعث تغییر برخی از ویژگی‌های آن نظیر ارزش حرارتی شده و در کارایی، میزان مایع تولیدی و توان مصرفی واحد تأثیرگذار است. هر دو فرایند بیشترین

جدول 9 ضرایب بی‌بعد حساسیت و بی‌بعد عدم قطعیت مربوط به متغیرهای دما

مبرد چندجزئی		اکسپاندی-نیترژنی		متغیر مورد مطالعه
NU	NSC	NU	NSC	
$3/9 \times 10^{-8}$	$1/1 \times 10^{-3}$	$4/9 \times 10^{-4}$	$9/7 \times 10^{-3}$	دما قبل از منبسط کننده
$7/7 \times 10^{-4}$	$5/7 \times 10^{-3}$	$7/7 \times 10^{-4}$	$5/7 \times 10^{-3}$	دمای بعد از خنک‌کننده اول
$1/4 \times 10^{-3}$	$1/9 \times 10^{-2}$	$1/4 \times 10^{-3}$	$1/6 \times 10^{-3}$	دمای بعد از خنک‌کننده دوم
$9/8 \times 10^{-4}$	$1/4 \times 10^{-4}$	$9/8 \times 10^{-4}$	$4/5 \times 10^{-4}$	دمای گاز خوراک

توان مصرفی در چرخه‌های مایع‌سازی (خروجی مدل) تابعی از متغیرهای مختلف شامل درصد ترکیب اجزای مبرد، فشارهای مکش و تخلیه کمپرسور، دمای قبل از منبسط کننده، دمای بعد از خنک‌کننده‌ها، دمای مبرد و شرایط گاز خوراک ورودی (فشار، دما، دبی جریان و درصد ترکیب اجزا) می‌باشد. با توجه به شکل‌های 1 و 2، متغیرهای تأثیرگذار بر توان مصرفی را می‌توان صورت (31) بیان نمود:

$$W_{net} = f(P_1, P_6, P_9, T_1, T_3, T_4, T_8, \dot{m}_{feed}, \dot{m}_{ref}, \%components_{feed}, \%components_{ref}) \quad (31)$$

5- نتایج آنالیز

در ادامه نتایج آنالیز حساسیت فرایندهای اکسپاندی-نیترژنی و مبرد چندجزئی برای متغیرهای فوق‌الذکر، به تفکیک متغیرهای مورد مطالعه ارائه می‌گردد.

5-1- بررسی حساسیت نسبت به فشارهای عملیاتی

با توجه به مقادیر ارائه شده در جدول 8 و شکل 4 مشخص می‌گردد که هر دو فرایند مورد بحث به تغییرات فشار مبرد (فشار مکش و تخلیه) حساسیت بیشتری نشان می‌دهند. در زمینه تغییرات فشار گاز خوراک (که در واحدهای قله‌سای بیشتر با آن مواجه هستیم)، حساسیت فرایند اکسپاندی کمتر می‌باشد. البته لازم به ذکر است که اغتشاش اعمال شده به پارامترهای طراحی یک فرایند، علاوه بر اینکه بر توان مصرفی، مایع تولیدی و کارایی آن تأثیرگذار است، در مواقعی اختلال در عملکرد کل فرایند را نیز در پی دارد و موجب بروز مشکلاتی نظیر تداخل دمایی¹ در مبدل‌های حرارتی و یا ورود مایع به کمپرسور می‌شود که خسارات جبران‌ناپذیری را در پی دارد. بعنوان مثال، شکل 5، نمودار کیفیت بخار در ورودی کمپرسور اول (جریان 6) نسبت به افزایش و اغتشاش در فرایند مبرد چندجزئی را نشان می‌دهد. همان‌گونه که از نمودار مشخص است از یک مقداری به بعد با افزایش میزان اغتشاش، کیفیت بخار کاهش یافته و به عبارت دیگر مایع وارد کمپرسور می‌شود.

5-2- بررسی حساسیت نسبت به دماهای عملیاتی

در بررسی حساسیت دو فرایند مورد نظر نسبت به دماهای عملیاتی با توجه به اغتشاش صورت گرفته، اطلاعات به دست آمده در قالب جدول 9 و شکل 6 بیان شده است. نتایج بیانگر این موضوع است که در بحث دماهای عملیاتی، به جز در یک مورد، فرایندها تقریباً عملکرد یکسانی نسبت به تغییرات از خود نشان داده‌اند. فرایند اکسپاندی-نیترژنی نسبت به تغییرات دمای بعد از

جدول 7 اغتشاشات در نظر گرفته شده برای متغیرهای مختلف مستقل ورودی

متغیر مورد مطالعه	دما (C)	فشار (kPa)	دبی جریان (kg/h)	ترکیب مبرد
مقدار اغتشاش	1	20	200	0/5%

جدول 8 ضرایب بی‌بعد حساسیت و بی‌بعد عدم قطعیت مربوط به متغیرهای فشار

متغیر مورد مطالعه	اکسپاندی-نیترژنی		مبرد چندجزئی	
	NU	NSC	NU	NSC
فشار مکش	$1/0 \times 10^{-3}$	$2/1 \times 10^{-1}$	$2/5 \times 10^{-3}$	$3/9 \times 10^{-1}$
فشار تخلیه	$2/8 \times 10^{-1}$	$2/8 \times 10^{-6}$	$6/9 \times 10^{-5}$	$2/5 \times 10^{-1}$
فشار گاز خوراک	$6/7 \times 10^{-10}$	$1/1 \times 10^{-5}$	$1/1 \times 10^{-5}$	$7/7 \times 10^{-6}$

1- Temperature Cross

حساسیت را به تغییر درصد متان از خود نشان می‌دهند و حساسیت به تغییر درصد دیگر اجزا، تقریباً مشابه است.

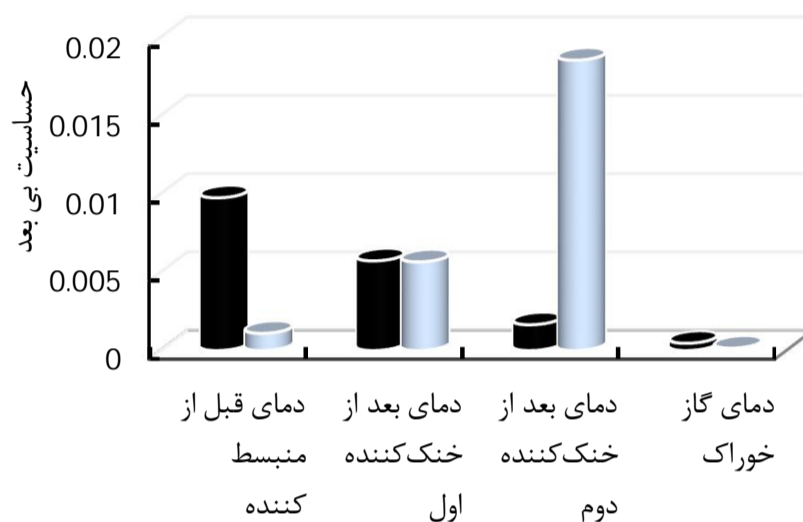
حساسیت نسبت به درصد ترکیب مولی مبردها

مبرد استفاده شده در فرایند مبرد چندجزئی از نوع ژئوتروپیک¹ می‌باشد و در صورت نشت بخشی از آن، مبرد باقی‌مانده خواص مبرد ابتدایی را نخواهد داشت. لذا نشتی یکی از مواردی است که باعث تغییر درصد ترکیب مبرد در فرایندهای مبرد چند جزئی می‌شود. مقادیر ضرایب بی‌بعد حساسیت و عدم

5-5- بررسی حساسیت دو چرخه نسبت به دبی جریان

دبی گاز خوراک و مبرد از پارامترهای تأثیرگذار در تغییر توان مصرفی می‌باشند و مقادیر ضرایب بی‌بعد حساسیت و عدم قطعیت مربوط به دبی جریان مبرد و گاز خوراک دو چرخه اکسپاندی-نیتروژنی و مبرد چندجزئی در جدول 12 و شکل 9 آورده شده است. تغییرات جریان گاز خوراک، تأثیر کمتری بر روی توان مصرفی فرایند اکسپاندی دارد و این امر نشان‌دهنده پایداری بیشتر این فرایند در اثر کاهش ظرفیت می‌باشد.

فرایند مبرد چندجزئی ■ فرایند اکسپاندی-نیتروژنی

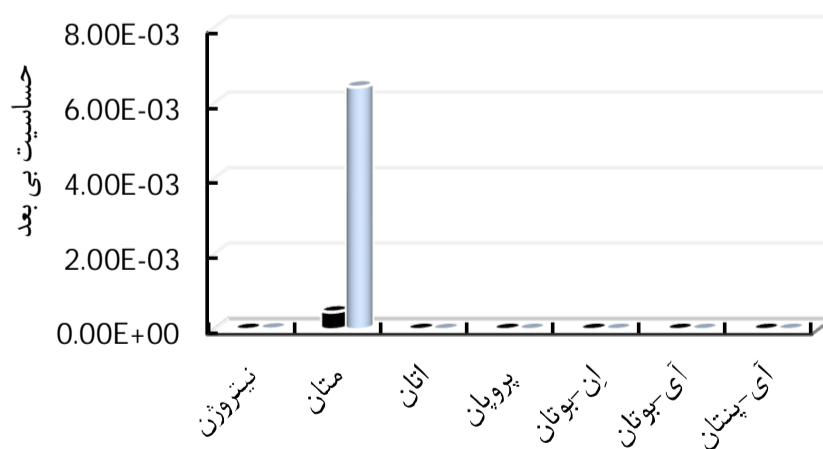


شکل 6 مقایسه حساسیت فرایندهای مایع‌سازی نسبت به متغیرهای دما

جدول 10 ضرایب بی‌بعد حساسیت و بی‌بعد عدم قطعیت مربوط به متغیرهای درصد ترکیب گاز خوراک

متغیر مورد مطالعه	اکسپاندی-نیتروژنی		مبرد چندجزئی	
	NSC	NU	NSC	NU
نیتروژن	$9/8 \times 10^{-7}$	$1/6 \times 10^{-2}$	$1/4 \times 10^{-5}$	$1/6 \times 10^{-2}$
متان	$4/6 \times 10^{-4}$	$3/3 \times 10^{-5}$	$6/4 \times 10^{-3}$	$3/3 \times 10^{-5}$
اتان	$1/1 \times 10^{-8}$	$8/3 \times 10^{-3}$	$1/1 \times 10^{-7}$	$8/3 \times 10^{-3}$
پروپان	$1/4 \times 10^{-8}$	$6/3 \times 10^{-2}$	$2/5 \times 10^{-9}$	$6/3 \times 10^{-2}$
n-بوتان	$2/6 \times 10^{-9}$	1	$4/5 \times 10^{-9}$	1
i-بوتان	$4/5 \times 10^{-9}$	1	$1/7 \times 10^{-8}$	1
i-پنتان	$8/0 \times 10^{-9}$	1	$3/7 \times 10^{-8}$	1

فرایند مبرد چندجزئی ■ فرایند اکسپاندی-نیتروژنی

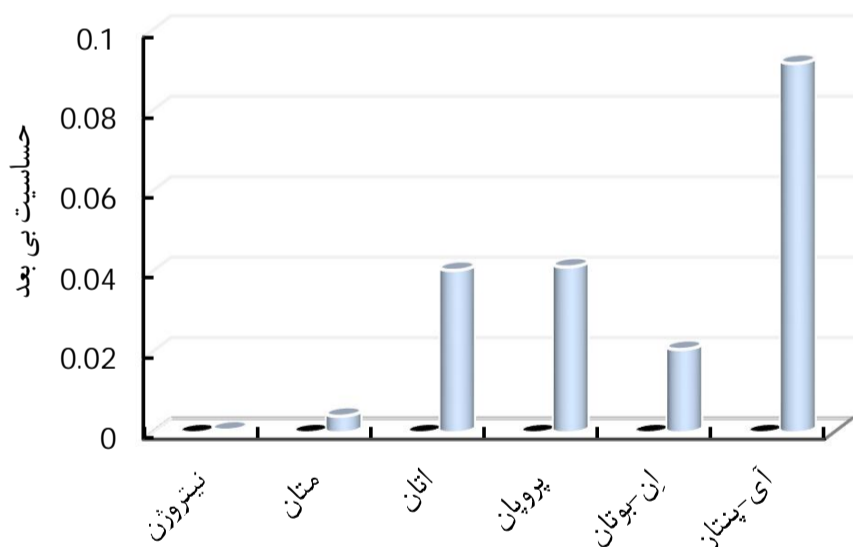


شکل 7 مقایسه حساسیت فرایندهای مایع‌سازی نسبت به متغیرهای درصد ترکیب گاز خوراک

جدول 11 ضرایب بی‌بعد حساسیت و بی‌بعد عدم قطعیت درصد ترکیب مبرد

متغیر مورد مطالعه	اکسپاندی-نیتروژنی		مبرد چندجزئی	
	NSC	NU	NSC	NU
نیتروژن	-----	-----	$6/7 \times 10^{-4}$	$1/9 \times 10^{-3}$
متان	-----	-----	$4/1 \times 10^{-3}$	$3/1 \times 10^{-4}$
اتان	-----	-----	$4/0 \times 10^{-2}$	$2/7 \times 10^{-4}$
پروپان	-----	-----	$4/1 \times 10^{-2}$	$1/3 \times 10^{-3}$
n-بوتان	-----	-----	$2/1 \times 10^{-2}$	$6/9 \times 10^{-3}$
i-پنتان	-----	-----	$9/2 \times 10^{-2}$	$2/7 \times 10^{-3}$

فرایند مبرد چندجزئی ■ فرایند اکسپاندی-نیتروژنی



شکل 8 مقایسه حساسیت فرایندهای مایع‌سازی نسبت به متغیرهای مربوط به درصد ترکیب مبرد

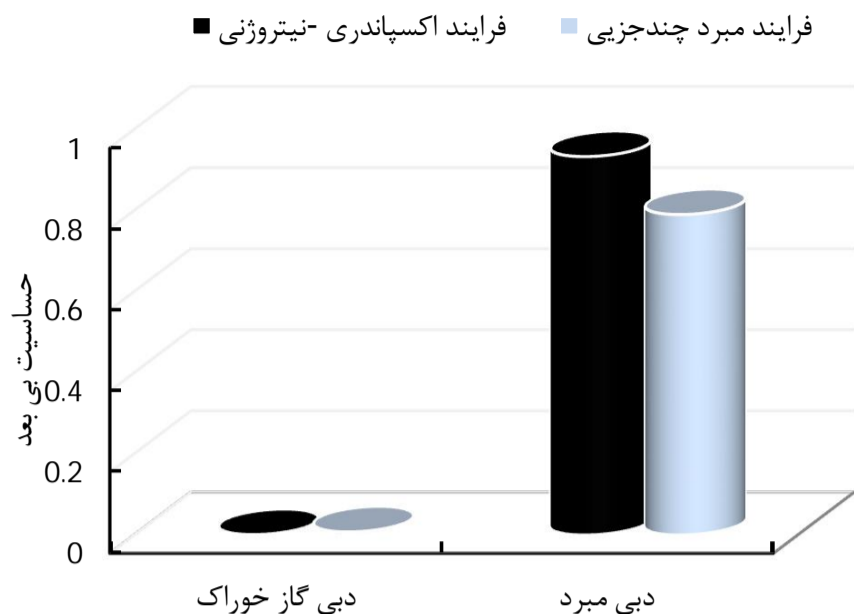
جدول 12 ضرایب بی‌بعد حساسیت و بی‌بعد عدم قطعیت مربوط به دبی جریان

متغیر مورد مطالعه	اکسپاندی-نیتروژنی		مبرد چندجزئی	
	NSC	NU	NSC	NU
دبی جریان گاز خوراک	$6/9 \times 10^{-4}$	$9/6 \times 10^{-5}$	$7/4 \times 10^{-3}$	$9/6 \times 10^{-5}$
دبی جریان مبرد	$9/3 \times 10^{-1}$	$1/9 \times 10^{-6}$	$7/9 \times 10^{-1}$	$1/7 \times 10^{-6}$

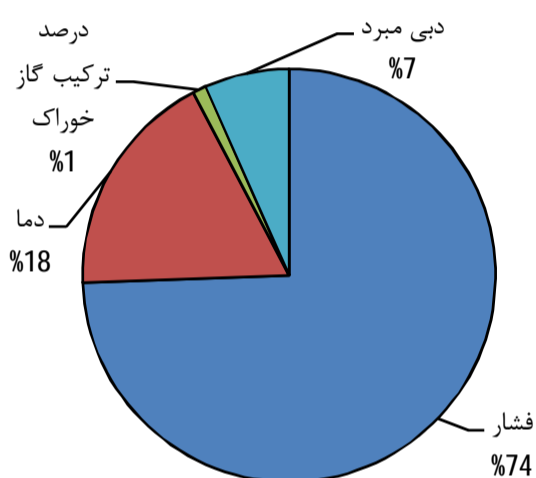
1- Zeotropic

جدول 13 عدم قطعیت در توان مصرفی فرایندهای مایع‌سازی نسبت به متغیرهای محیطی و عملیاتی

پارامترها	اکسپاندری-نیتروژنی	مبرد چندجزئی
فشار مکش	1/46%	3/12%
فشار تخلیه	0/09%	0/41%
فشار گاز خوراک	10 ⁻⁶ %	0/0009%
دمای قبل از منبسط کننده	0/22%	0/02%
دمای بعد از خنک کننده اول	0/21%	0/21%
دمای بعد از خنک کننده دوم	0/15%	0/50%
دمای گاز خوراک	0/06%	0/04%
درصد ترکیب گاز خوراک	0/02%	0/07%
درصد ترکیب مبرد	----	2/15%
دبی جریان گاز خوراک	0/02%	0/08%
دبی جریان مبرد	0/13%	0/12%



شکل 9 مقایسه حساسیت فرایندهای مایع‌سازی نسبت به متغیرهای مربوط به دبی جریان مبرد و گاز خوراک



شکل 10 پاسخ مدل فرایند اکسپاندری-نیتروژنی نسبت به اغتشاشات ورودی



شکل 11 پاسخ مدل فرایند مبرد چندجزئی نسبت به اغتشاشات ورودی

در فرایند مبرد چندجزئی، به دلیل استفاده از مخلوطی از چند مبرد، کنترل درصد ترکیب آن‌ها پس از کنترل فشار، برای حفظ پایداری فرایند از اهمیت بیشتری برخوردار است. لازم به ذکر است که این بخش (عدم قطعیت مربوط به تغییرات درصد ترکیب مبرد) در فرایند اکسپاندری-نیتروژنی صفر است.

همچنین عدم قطعیت در توان مصرفی نسبت به جمیع مقادیر (16 پارامتر برای فرایند اکسپاندری-نیتروژنی و 22 پارامتر برای فرایند مبرد چند جزئی) را نیز می‌توان با استفاده از رابطه (28) محاسبه نمود که مقادیر 1/9% و 3/9%

5-6- عدم قطعیت در توان مصرفی فرایندهای اکسپاندری-نیتروژنی و مبرد چندجزئی

با به‌کارگیری رابطه (28) و استفاده از داده‌های موجود در جداول 8 تا 12 عدم قطعیت در توان مصرفی برای هر دو فرایند مایع‌ساز نسبت برای پارامترهای مطرح‌شده در بخش‌های قبلی محاسبه و در جدول 13 آورده شده است. لازم به ذکر است که هر قدر عدم قطعیت در پاسخ یک مدل نسبت به اغتشاشات وارده به آن بیشتر باشد، به تبع آن، سطح دقت تجهیزات موردنیاز جهت اندازه‌گیری مقادیر متغیرهای ورودی به مدل¹ افزایش می‌یابد [30,31]. علت افزایش دقت موردنیاز تجهیزات اندازه‌گیری با افزایش عدم قطعیت در پاسخ مدل ارائه برای یک سیستم، نیاز این سیستم‌ها به حلقه‌های کنترلی دقیق‌تر و کارآمدتر جهت حفظ پایداری سیستم حول نقطه کارکرد نامی آن‌ها می‌باشد [31] و لازمه کنترل این اغتشاشات، استفاده از سیستم کنترلی دقیق‌تر می‌باشد [32]. از طرفی تحقیق صورت گرفته توسط یین و همکاران بیانگر این موضوع است که در فرایندهای مبرد چندجزئی، 21/2% درصد هزینه سرمایه‌گذاری اولیه فرایند، مربوط به تجهیزات کنترلی و اندازه‌گیری است؛ این درصد زمانی قابل توجه است که درصد هزینه سرمایه‌گذاری اولیه مربوط به کمپرسورها که 22% است نیز بیان گردد [33].

یکی از امتیازات آنالیز حساسیت بی‌بعد این است که با استفاده از آن می‌توان پارامترهایی از جنس‌های مختلف (برای مثال پارامترهای دما و فشار) را با یکدیگر مقایسه نمود. نمودار فراوانی مربوط به عدم قطعیت‌های توان مصرفی دو فرایند اکسپاندری-نیتروژنی و مبرد چندجزئی نسبت به تمامی مکتغیرهای محیطی و عملیاتی در شکل‌های 10 و 11 آورده شده است که در آن عدم قطعیت برای خانواده کمیت‌ها (برای مثال کمیت‌های فشاری شامل فشار مکش، تخلیه و خوراک و غیره) محاسبه شده است. توان مصرفی در این فرایندها، بیانی دیگر از پارامتر کارایی ترمودینامیکی چرخه‌هاست که در اینجا بعنوان پاسخ مدل مطرح است (شکل 3). همانطور که در شکل‌های 10 و 11 مشاهده می‌شود کنترل فشار (با توجه به میزان اغتشاش در نظر گرفته‌شده) در هر دو فرایند از اولویت بیشتری برخوردار است، بدان معنا که تغییر آن بر توان مصرفی فرایند، تأثیری بیشتری می‌گذارد.

1- Level of precision required for measuring system input variables

کشور، ارائه چرخه‌هایی با مزیت حساسیت کم‌تر نسبت به چرخه‌هایی با مزیت مصرف توان پایین‌تر را در اولویت قرار می‌دهد. تحقیق بر روی توسعه و ارائه چرخه‌هایی با چیدمان ساده و حساسیت کم‌تر نسبت به متغیرهای محیطی و عملیاتی که از مزیت توان مصرفی کم‌تر نسبت به چرخه اکسپاندری ساده نیز برخوردار هستند، می‌تواند به‌عنوان افق‌های پیش روی تحقیق حاضر، مطرح گردند.

7- فهرست علائم

a	ثابت معادله حالت پینگ-راینسون ($\text{Pa}(\text{m}^3\text{mol}^{-1})^2$)
b	ثابت معادله حالت پینگ-راینسون ($\text{m}^3\text{mol}^{-1}$)
h	آنتالپی بر واحد جرم (kJkg^{-1})
k_{ij}	ضریب اثر متقابل
\dot{m}	دبی جرمی (kg^{-1})
NSC	ضریب بی‌بعد حساسیت
NU	ضریب بی‌بعد عدم قطعیت
P	فشار ($\text{kgm}^{-1}\text{s}^{-2}$)
Q	توان حرارتی (MW)
R	ثابت جهانی گازها
T	دما (C)
U	عدم قطعیت
v	حجم مخصوص ($\text{m}^3\text{mol}^{-1}$)
W	توان مصرفی (MW)
X	متغیر مستقل ورودی
\bar{X}	مقدار نامی متغیر
Y	متغیر مستقل ورودی
\bar{Y}	مقدار نامی پاسخ مدل
z	درصد ترکیب مولی
ω	فاکتور خروج از مرکز
η	کارایی ایزنتروپیک
α	ضریب بدون بعد وابسته به دمای کاهیده

علائم یونانی

زیرنویس‌ها

C	نقطه بحرانی
Comp	کمپرسور
Exp	اکسپاندر
feed	گاز خوراک
i	شماره متغیر ورودی
r	کاهیده
ref	مبرد
Max	مقدار بیشینه
Min	مقدار کمینه

8- تقدیر و تشکر

نویسندگان مراتب تشکر و قدردانی را از مدیریت پژوهش و فناوری شرکت ملی گاز ایران به عنوان حامی مالی طرح اعلام می‌دارند.

9- مراجع

- [1] S. Mokhatab, J. Y. Mak, J. V. Valappil, D. A. Wood, *Handbook of Liquefied Natural Gas*: Gulf Professional Publishing, 2013.
- [2] G. Venkatarathnam, *Cryogenic mixed refrigerant processes*: Springer, 2008.
- [3] A. J. Kidnay, W. R. Parrish, *Fundamentals of natural gas processing*: CRC Press, 2006.
- [4] A. Finn, *Technology Choices*, LNG Industry, 2006.

به ترتیب برای فرایندهای اکسپاندری-نیترورژنی و مبرد چندجزئی محاسبه می‌گردد. این مقادیر بر حساسیت کمتر فرایند اکسپاندری نسبت به جمیع متغیرهای محیطی و عملیاتی تأکید دارد.

6- جمع‌بندی و نتیجه‌گیری

پیشنهاد چرخه مناسب به جهت مایع‌سازی و ذخیره‌سازی گاز طبیعی در مجاورت نیروگاه‌های برق کشور با توجه به تغییرات مکرر در شرایط محیطی و عملیاتی، هدف اصلی تحقیق حاضر می‌باشد. در همین راستا و با توجه به ظرفیت موردنیاز واحدهای مایع‌سازی جهت ذخیره‌سازی در یک بازه 200 روزه برای یک نیروگاه سیکل ترکیبی رایج کشور با تولید توان 332 مگاواتی، فرایندهای اکسپاندری-نیترورژنی ساده و مبرد چندجزئی یک‌طبقه‌ای انتخاب و با استفاده از آنالیز حساسیت بی‌بعد، رفتار آنان نسبت به تغییرات محیطی و عملیاتی مورد مطالعه قرار گرفت. لازم به ذکر است که در مورد اطلاعات ورودی مورد نیاز برای شبیه‌سازی فرایندها (نظیر فشار، دما و ترکیب خط خوراک، دبی ورودی گاز خوراک به واحد مایع‌سازی راندمان کمپرسورها و اکسپاندرها) تلاش بر آن بوده است که اطلاعات واقعی مورد استفاده قرار گیرد و در صورت فقدان اطلاعات، به مراجع معتبر جهانی رجوع شده است. پس از مدل‌سازی دو فرایند و بهینه‌سازی آنان (قبل از انجام آنالیز حساسیت)، توان مصرفی آن‌ها مورد مقایسه قرار گرفت و نتایج نشان داد که توان مصرفی یک واحد مایع‌سازی که از فرایند مبرد چندجزئی استفاده می‌کند، تقریباً 0/6 توان مصرفی واحد مشابهی است که از فرایند اکسپاندری-نیترورژنی بهره می‌برد. این امر نشان‌دهنده برتری فرایند مبرد چندجزئی نسبت به فرایند اکسپاندری در توان مصرفی و سایر پارامترهای ترمودینامیکی نظیر کار ویژه و کارایی حرارتی است. همچنین نتایج این بخش بیانگر این مهم است که نسبت توان مصرفی فرایندهای مایع‌سازی اکسپاندری ساده و مبرد چندجزئی یک‌طبقه‌ای نسبت به توان تولیدی کل نیروگاه به ترتیب برابر 3/5% و 2% است.

اما موضوعی که در اغلب تحقیقات پیشین تقریباً مغفول مانده است و صرفاً به آن اشاره‌ای کیفی شده است، حساسیت فرایندهای مایع‌سازی به تغییرات شرایط محیطی و عملیاتی است که یکی از مهم‌ترین پارامترها در انتخاب مناسب فرایند مایع‌سازی گاز طبیعی است. در این تحقیق از روش آنالیز اغتشاشات جهت شناسایی رفتار فرایندهای مایع‌سازی و ارائه شاخص‌های کمی به جهت مقایسه حساسیت آنان بر یک پایه یکسان بهره گرفته شد. نتایج آنالیز نشان می‌دهند که فرایند مبرد چندجزئی در اکثر متغیرهای مورد بررسی شامل درصد ترکیب اجزای مبرد، فشارهای مکش و تخلیه کمپرسور، دمای بعد از خنک‌کننده‌ها و شرایط گاز خوراک ورودی (فشار، دبی جریان و درصد ترکیب اجزای آن)، از حساسیت بیشتری نسبت به فرایند اکسپاندری نیترورژنی برخوردار است. این موضوع بیانگر این مهم است که این فرایندها به حلقه‌های کنترلی دقیق‌تر و کارآمدتری جهت حفظ پایداری چرخه حول نقطه طراحی نیازمند هستند که به‌تبع آن سبب افزایش هزینه‌های سرمایه‌گذاری اولیه فرایند مایع‌سازی خواهند شد. همچنین، اخلاص در عملکرد چرخه به سبب ورود مایع به کمپرسور و یا تداخل دمایی در مبدل‌های حرارتی در فرایند مبرد چندجزئی، از جمله مهم‌ترین مشکلات فرایند مایع‌سازی مبرد چندجزئی است که استفاده از آن را به جهت مایع‌سازی و ذخیره‌سازی گاز در مجاورت نیروگاه‌ها از طریق تغذیه از خطوط توزیع گاز کشور، با ابهامات و تردیدهای جدی مواجه خواهد ساخت.

توجه به تغییرات مکرر در شرایط محیطی و عملیاتی در خطوط توزیع گاز

- [19] A. Zargar, S.A. Razavi, V. Piroz Panah, The Effect of Iran Natural Gas Components On Performance and Pollution of 135 TI Engine, *Iranian Journal of Energy*, Vol. 12, No. 2, pp. 61-72, 2009. (In Persian)
- [20] HYSYS Process Simulation, Hyprotech Ltd., Version 7.2, 2010.
- [21] A. Danesh, *PVT and phase behaviour of petroleum reservoir fluids*, Vol. 47, Elsevier, 1998.
- [22] T. Ahmed, *Equation of state and PVT analysis: applications for improved reservoir modeling*, Houston, Texas: Gulf Publishing Company, 2007.
- [23] R.C. Reid, J.M. Prausnitz, B.E. Poling, *The properties of gases and liquids*, Fourth edition, McGrawHill, 1987.
- [24] T. Ahmed, *Hydrocarbon phase behavior*, Houston, Texas: Gulf Publishing Company, 1989.
- [25] T.B. He, Y.L. Ju, A novel process for small-scale pipeline natural gas liquefaction, *Applied Energy*, Vol. 115, pp. 17-24, 2014.
- [26] B. Chen, L. Tong, Sensitivity analysis of heat conduction for functionally graded materials, *Materials & design*, Vol. 25, No. 8, pp. 663-672, 2004.
- [27] C. A. James, R. P. Taylor, B. Hodge, The application of uncertainty analysis to cross-flow heat exchanger performance predictions, *Heat transfer engineering*, Vol. 16, No. 4, pp. 50-62, 1995.
- [28] A. Saltelli, K. Chan, E. M. Scott, *Sensitivity analysis*, England: John Wiley & Sons Ltd, 2000.
- [29] IGS-C-IN-105, *Calibration Duration of Measuring Instruments (Flow, Pressure and Temperature)*, Accessed 3 March 2015; <http://igs.nigc.ir>. (In Persian)
- [30] M. Mafi *Development in mixed refrigerant cycles for separation systems of petrochemical industries and thermo-economical optimization through combined pinch and exergy analysis*, PhD Thesis, K. N. Toosi University of Technology, 2009. (In Persian)
- [31] M. Amidpour, M. H. Hamed, M. Mafi, B. Ghorbani, R. Shirmohammadi, M. Salimi, Sensitivity analysis, economic optimization, and configuration design of mixed refrigerant cycles by NLP techniques, *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, Vol. 24, pp. 144-155, 2015.
- [32] I.B. Waldmann, Evaluation of Process Systems for Floating LNG Production Units, *Tekna conference*, 2008.
- [33] Q.S. Yin, H.Y. Li, Q.H. Fan, L.X. Jia, Economic analysis of mixed-refrigerant cycle and nitrogen expander cycle in small scale natural gas liquefier in *AIP proceedings Conference*, Chattanooga (Tennessee), USA, pp. 1159-1165, 2008.
- [5] S. Kunert, D. Larsen, *Small is Beautiful – Mini LNG Concept*, Hamworthy Gas Systems As, Norway, 2008.
- [6] H.-M. Chang, H. S. Lim, K. H. Choe, Thermodynamic design of natural gas liquefaction cycles for offshore application, *Cryogenics*, Vol. 63, pp. 114-121, 2014.
- [7] M. Mokarizadeh Haghghi Shirazi, D. Mowla, Energy optimization for liquefaction process of natural gas in peak shaving plant, *Energy*, Vol. 35, No. 7, pp. 2878-2885, 2010.
- [8] C. Remelje, A. Hoadley, An exergy analysis of small-scale liquefied natural gas (LNG) liquefaction processes, *Energy*, Vol. 31, No. 12, pp. 2005-2019, 2006.
- [9] Z. Yuan, M. Cui, Y. Xie, C. Li, Design and analysis of a small-scale natural gas liquefaction process adopting single nitrogen expansion with carbon dioxide pre-cooling, *Applied Thermal Engineering*, Vol. 64, No. 1, pp. 139-146, 2014.
- [10] J. Zhu, Y. Li, Y. Liu, W. Wang, Selection and Simulation of Offshore LNG Liquefaction Process, in *Proceeding of*, International Society of Offshore and Polar Engineers, pp. 25-32, 2010.
- [11] M. S. Khan, S. Lee, M. Lee, Optimization of single mixed refrigerant natural gas liquefaction plant with nonlinear programming, *Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering*, Vol. 7, No. S1, pp. S62-S70, 2012.
- [12] B. A. Qureshi, S. M. Zubair, A comprehensive design and rating study of evaporative coolers and condensers. Part II. Sensitivity analysis, *International journal of refrigeration*, Vol. 29, No. 4, pp. 659-668, 2006.
- [13] H. Chang, J. Park, K. Cha, S. L. a. K. Choe, Modified Reverse-Brayton Cycles for Efficient Liquefaction of Natural Gas, *Cryocoolers*, Vol. 17, No. 1, pp. 435-442, 2012.
- [14] M. S. Khan, S. Lee, M. Hasan, M. Lee, Process knowledge based opportunistic optimization of the N₂-CO₂ expander cycle for the economic development of stranded offshore fields, *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, Vol. 18, pp. 263-273, 2014.
- [15] *Detailed statistics for the strategic management of the electricity industry*, Accessed 3 March 2015; <http://amar.tavanir.org.ir>. (In Persian)
- [16] A. Aspelund, T. Gundersen, J. Myklebust, M.P. Nowak, A. Tomasgard, An optimization-simulation model for a simple LNG process, *Computers and Chemical Engineering*, Vol. 34, No. 10, pp. 1606-1617, 2010.
- [17] www.nigc.ir
- [18] M. Mahdizadeh Rokh, M. Deimi Dashtbayaz, M. Farzaneh Gord, M. Abbasi, Investigating the natural gas composition effect on the filling processes of an automobile CNG cylinder to define the optimized conditions, *Modares Mechanical Engineering*, Vol. 13, No. 9, pp. 103-110, 2013. (In Persian)