مجله مهندسی مکانیک مدرس، شهریور 1394، دوره 15، شماره 6، ص‌ص 287-298

ماهنامه علمی پژوهشی

مهندسی مکانیک مدرس

mme.modares.ac.ir

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

امیرحسین مرادی[1]، مصطفی مافی[2]، 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 دماپایین
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 قله‌سایی 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 قله‌سایی 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 Online29 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 N_2-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

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

برای ارجاع به این مقاله از عبارت ذیل استفاده نمایید:

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)

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 آلایندگی‌های 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، ازاین‌رو ذخیره‌سازی گاز طبیعی بصورت عادی و گازی شکل، حجم زیادی را اشغال می‌کند. درنتیجه 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 مایع[1](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-پایه[2] و قله‌سایی[3] 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 قله‌سایی 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 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 سرمازایی، فرایندهای مایع‌سازی گاز طبیعی را می‌توان به سه گروه اصلی فرآیند مایع‌سازی آبشاری[4]، چرخه مایع‌سازی مبرد چندجزئی[5] و چرخه مایع‌سازی اکسپاندری[6] تقسیم نمود [1،2]. هریک از این فرایندها دارای نقاط قوت و ضعف خاص خود می‌باشند. فرایندهایی که در واحدهای قله‌سایی 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 پروپان[7]) علی‌رغم برخورداری از توان مصرفی پایین نسبت به سایر فرایندها، به دلیل نیاز به تجهیزات بیشتر(به ویژه کمپرسورهای چندمرحله‌ای) و پیچیدگی‌های عملکرد، عملاً در حوزه قله‌سایی 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 قله‌سایی، بیشتر مورد توجه قرار گرفته‌اند [4-7]. رمیلجج و هودلی [8] چهار چرخه متفاوت را برای مایع‌سازی گاز طبیعی در مقیاس کوچک[8] انتخاب کرده و با انجام آنالیز اگزرژی به این نتیجه رسیدند که فرایند مایع‌سازی با مبرد چندجزئی یک طبقه‌ای[9] یا همان فرایند مبرد چندجزئی ساده، به علت دارا بودن کار ویژه پایین‌تر (نسبت کار مصرفی به میزان مایع تولیدی)، بهترین عملکرد را در میان چهار فرایند پیشنهادی دارد. چانگ و همکارانش [6] چهار نوع چرخه اکسپاندری را برای مایع‌سازی گاز طبیعی مطالعه نموده و شاخص‌های عملکردی آن‌ها را نظیر عدد شایستگی[10]، 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 کربنی[11] 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 فرایند اکسپاندری با سیال عامل نیتروژن[12] پیشنهاد کرده و به این نتیجه رسیدند که پروپان بهترین عملکرد را از خود نشان می‌دهد و در ادامه، حساسیت فرایند اکسپاندری با پیش‌سردکن پروپان را نسبت به تغییرات دما و فشار گاز خوراک بررسی کردند. شیرازی و مولا [7] با استفاده از الگوریتم ژنتیک، فرایند مایع‌سازی مبرد چندجزئی را برای واحدهای قله‌سایی بهینه‌سازی نمودند. آن‌ها توان مصرفی فرایند 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

1- liquefied natural gas (LNG)
2- Base-Load
3- Peak shaving

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

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 عدم‌قطعیت‌های 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 قله‌سایی به‌منظور ذخیره‌سازی گاز در مجاورت نیروگاه‌های برق، با توجه به شرایط محیطی و عملیاتی خطوط توزیع گاز کشور، مدنظر قرارگرفته است. آنالیز حساسیت[1]، 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 قرارگرفته 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 [1،5،10].

2-1- فرایند اکسپاندری -نیتروژنی ساده

این فرایند، ساده‌ترین نوع فرایند اکسپاندری است. نام دیگر آن، چرخه برایتون معکوس[2] 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 کار[3] کوتاه‌تر، ایمنی بالا و تعداد کم تجهیزات، از ویژگی‌های این فرایند می‌باشد [1،2،13]. بالا بودن توان مصرفی و درنتیجه کارایی پایین، مهم‌ترین نقطه ضعف این فرایند می‌باشد و این امر موجب شده است که این فرایند بیشتر برای واحدهای مقیاس کوچک و واحدهای قله‌سایی[4] مورد استفاده قرار گیرد [1،2،13]. 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 مایع سازی گاز در خارج از ساحل نیز استفاده شود [2،14]. 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 معکوس[5]، 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 [1،2،7]. 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 [1،2،7]. 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 مایع سازی موردمطالعه

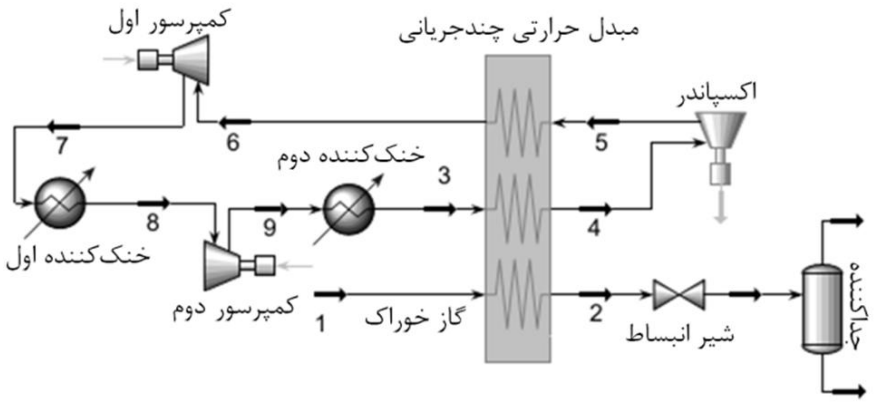
چرخه‌های مورد مطالعه در این تحقیق فرایندهای اکسپاندری-نیتروزنی ساده و فرایند مبرد چندجزئی یک طبقه‌ای می‌باشند. ظرفیت مایع‌سازی این فرایندها برای یک نیروگاه 332 مگاواتی سیکل ترکیبی رایج کشور محاسبه شده است. جزئیات تعیین ظرفیت در جدول 1 آورده شده است.

2-4- مشخصات گاز خوراک ورودی

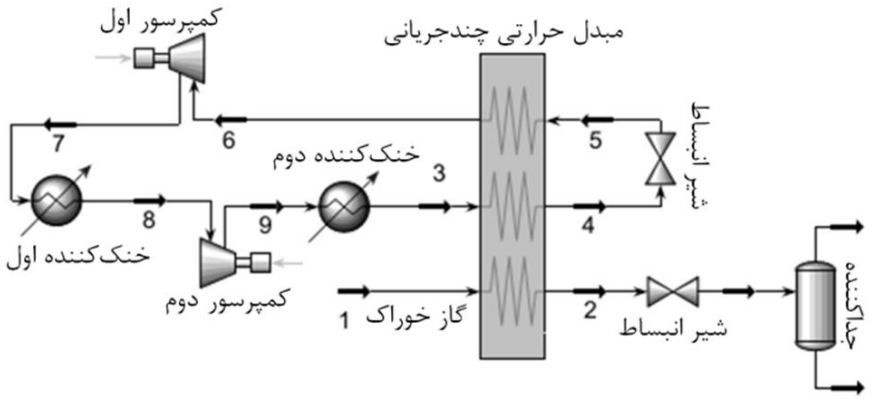
فشار و دمای گاز خوراک ورودی به بخش مایع‌سازی به ترتیب 60 بار و32 درجه سلسیوس در نظر گرفته‌شده است [16]. در مورد درصد ترکیب گاز خوراک ورودی به واحد مایع‌سازی ذکر این نکته حائز اهمیت است که تاکنون واحد مایع‌سازی در ایران احداث و راه‌اندازی نشده است، در نتیجه، دسترسی مستقیم به اطلاعات دقیق در رابطه با ترکیب گاز طبیعی بعد از عملیات

1- Sensitive Analysis

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



شکل 1 فرایند مایع‌سازی اکسپاندری-نیتروژنی ساده



شکل 2 فرایند مایع‌سازی مبرد چندجزئی یک‌طبقه‌ای

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

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

پالایش اولیه[1] (ترکیب گاز خوراک ورودی به واحد مایع‌ساز)، مقدور نمی‌باشد. منظور از مرحله پالایش اولیه گاز، عملیاتی است که می‌بایست قبل از ورود گاز طبیعی به واحد مایع‌ساز 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 مایع‌ساز جلوگیری شود [1،3]. لازم به ذکر است که حد مجاز ناخالصی‌ها، به تکنولوژی واحد مایع‌سازی وابسته است [1،3،17]. 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 مایع-ساز 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 1و اطلاعات ارائه شده در مرجع 2، درصد ترکیب گاز خوراک در ورود به واحد مایع‌ساز به صورت جدول 3 فرض شده است.

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

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

(*)شامل پنتان و هیدروکربن‌های سنگین‌تر از آن

جدول3 درصد ترکیب گاز خوراک ورودی به واحد مایع سازی [2]

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

1- Pretreatment

3- مدل‌سازی و شبیه‌سازی

در این تحقیق جهت شبیه‌سازی چرخه‌های مایع‌ساز مورد مطالعه از نرم‌افزار آسپن‌هایسیس[1] نسخه 7.2 استفاده‌شده است. نرم‌افزار آسپن‌هایسیس به دلیل داشتن معادله حالت‌های مناسب برای کاربردهای گوناگون، تعریف اغلب المان های مورد نیاز شبیه سازی، وجود واحدهای کنترلی برای کنترل قسمت‌های مختلف، افزایش سرعت عملیات مدل‌سازی و بهینه سازی 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-رابینسون[2] استفاده شده است [2،7،8،14]. معادله حالت پنگ-رابینسون یک معادله حالت نیمه تجربی[3] بوده و از نوع معادله‌های حالت مشتق شده از فرم واندروالس[4] 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 مرکز[5] 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 قیدهای 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]:

$$a = \Omega_a \frac{R^2 {T_C}^2}{P_C} \qquad \Omega_a = 0.45724 \quad (6)$$

$$b = \Omega_b \frac{RT_C}{P_C} \qquad \Omega_b = 0.07780 \quad (7)$$

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 اختلاط[6] 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 مواد[7] 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- قیدهای مدل‌سازی

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

1. از افت فشار در تمامی مبدل‌های حرارتی، صرف نظر شده است [2، 25].
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 آسپن‌هایسیس 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 هریک ارائه می‌گردد.

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

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

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

مبدل حرارتی چند جریانی و خنک‌کننده‌ها: هریک 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:

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

1- Aspen Hysys
2- Peng-Robinson
3- Semi-Empirical EOS
4- Van der Waals EOS
5- Acentric factor
6- Mixing Rule
7- Interaction Parameter or Binary Coefficient

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

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. جریان های 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:

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

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

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

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

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

منبسط‌کننده‌ها: تفاوت عمده دو فرایند مبرد چندجزئی و اکسپاندری-نیتروژنی، 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 اکسپاندری-نیتروژنی، 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:

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

4-3- بهینه‌سازی فرایندهای مایع‌سازی و محاسبه توان مصرفی

با توجه به ظرفیت موردنیاز مایع‌سازی (جدول 1)، مشخصات گاز خوراک ورودی به واحد مایع‌ساز (جدول3) و همچنین بررسی تحقیقات پیشین انجام شده بر روی طراحی چرخه‌های مایع‌ساز قله‌سا [2،8،14]، شرایط پایه عملیاتی چرخه‌های نیتروژنی-اکسپاندری 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 آسپن‌هایسیس و در نظر گرفتن قیود ارائه شده در بخش 3-2، 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 اکسپاندری-نیتروژنی محاسبه می‌شوند.

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

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

جداول 5 و 6 نتایج بهینه‌سازی پارامترهای فرایندهای مورد مطالعه در تحقیق حاضر را ارائه می‌دهند. نتایج بهینه‌سازی درصد ترکیب اجزاء مبرد چندجزیی در تحقیق حاضر (جدول5)، با اطلاعات ارائه شده در مرجع [2] در خصوص درصد ترکیب بهینه چرخه مبردچندجزیی ساده، تطابق کامل دارد.

4- آنالیز حساسیت

همان‌طور که در مقدمه ذکر گردید، هدف تحقیق حاضر بررسی حساسیت فرایندهای اکسپاندری-نیتروژنی 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 آنجایی‌که 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 حساسیت[1] 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 قطعیت[2] 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 مایع سازی

مشخصات فرایند	اکسپاندری-نیتروژنی	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 مایع سازی مورد مطالعه

اجزا مبرد	اکسپاندری-نیتروژنی	مبرد چندجزئی
نیتروژن	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	اکسپاندری-نیتروژنی	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

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، اطمینان[1] 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 $Y=Y(X_1,X_2,...,X_N)$ 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]:

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

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) به‌صورت زیر بیان نمود:

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

عبارت‌های بی‌بعد سمت راست معادله (27)، به ترتیب ضرایب بی‌بعد حساسیت[2] و بی‌بعد عدم قطعیت[3] را نشان می‌دهند. بنابراین رابطه (27) را می‌توان بصورت زیر نیز بیان نمود:

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

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 به‌صورت (29) و (30) محاسبه نمود:

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

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

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 آنجایی‌که 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 اولویت-بندی 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 قطعیت‌ها باید با درجه اطمینان یکسان بیان شوند [28].

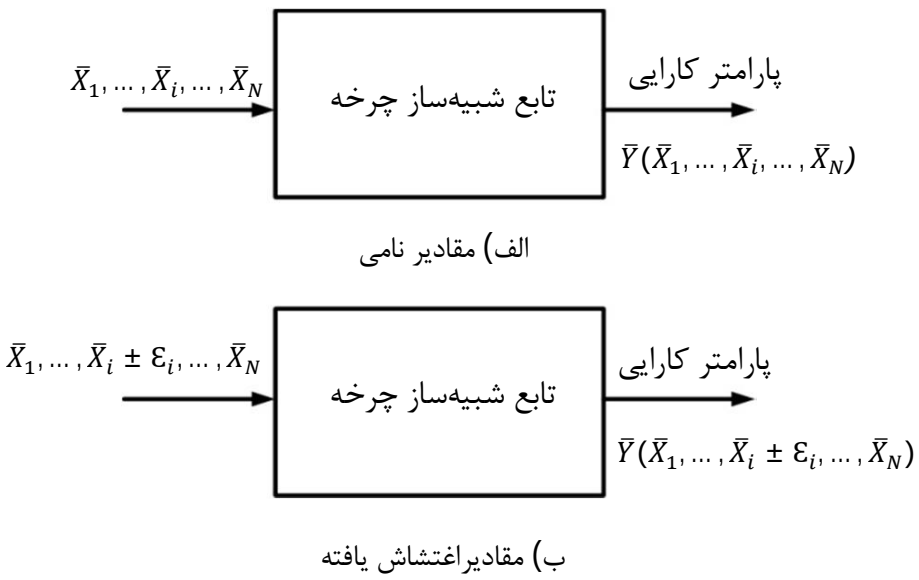
4-2- روش انجام آنالیز حساسیت

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 به‌اندازه 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 به‌اندازه مقدار اغتشاش در نظر گرفته‌شده $(X_{i-} = \bar{X}_i - U_{X_i})$ 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 درنظرگرفته 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-نیتروژنی و مبرد چندجزئی یک طبقه‌ای که در بخش‌های پیشین توضیح داده‌شده 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]

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

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، دبی 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 بصورت (31) بیان نمود:

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

5- نتایج آنالیز

در ادامه نتایج آنالیز حساسیت فرایندهای اکسپاندری-نیتروژنی 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 قله‌سایی بیشتر با آن مواجه هستیم)، حساسیت فرایند اکسپاندری کمتر می‌باشد. البته لازم به ذکر است که اغتشاش اعمال‌شده 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 دمایی[1] در مبدل‌های حرارتی و یا ورود مایع به کمپرسور می‌شود که خسارات جبران‌ناپذیری را در پی دارد. بعنوان مثال، شکل 5، نمودار کیفت بخار در ورودی کمپرسور اول(جریان6) 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 کاهش‌یافته و به‌عبارت‌دیگر مایع وارد کمپرسور می‌شود.

5-2- بررسی حساسیت نسبت به دماهای عملیاتی

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

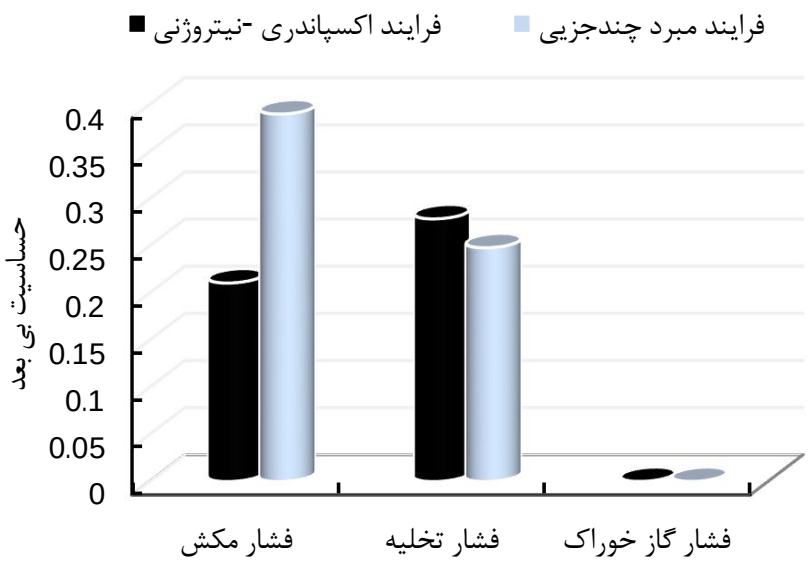
جدول 7 اغتشاشات در نظر گرفته‌شده برای متغیرهای مختلف مستقل ورودی

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

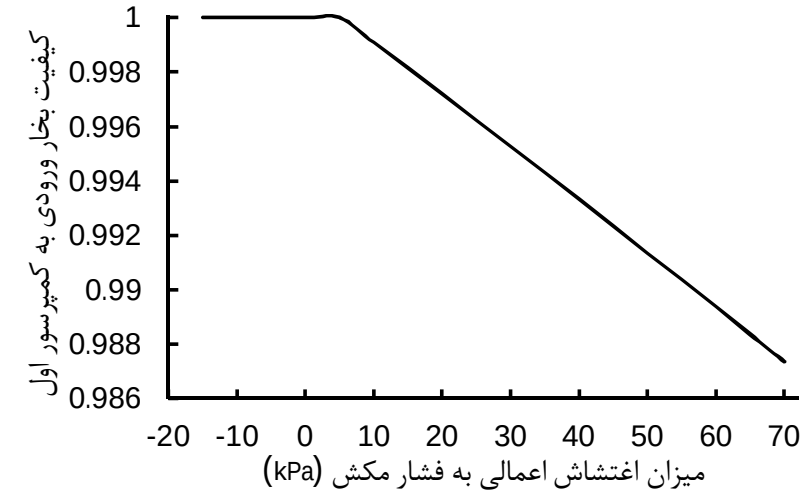
جدول 8 ضرایب بی‌بعد حساسیت و بی‌بعد عدم قطعیت مربوط به متغیرهای فشار

متغیر موردمطالعه	اکسپاندری-نیتروژنی		مبرد چندجزیی	
	NSC	*NU*	*NSC*	*NU*
فشار مکش	$2/1\times10^{-1}$	$1/0\times10^{-3}$	$3/9\times10^{-1}$	$2/5\times10^{-3}$
فشار تخلیه	$2/8\times10^{-1}$	$2/8\times10^{-6}$	$2/5\times10^{-1}$	$6/9\times10^{-5}$
فشار گاز خوراک	$6/7\times10^{-10}$	$1/1\times10^{-5}$	$7/7\times10^{-6}$	$1/1\times10^{-5}$

1- Temperature Cross



شکل 4 مقایسه حساسیت فرایندهای مایع‌سازی نسبت به متغیرهای فشار



شکل 5 کیفیت بخار ورودی به کمپرسور (جریان6) 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 اکسپاندری 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 قله‌سایی 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

متغیر موردمطالعه	اکسپاندری-نیتروژنی		مبرد چندجزئی	
	NSC	*NU*	*NSC*	*NU*
دما قبل از منبسط کننده	$9/7\times10^{-3}$	$4/9\times10^{-4}$	$1/1\times10^{-3}$	$3/9\times10^{-8}$
دمای بعد از خنک‌کننده اول	$5/7\times10^{-3}$	$7/7\times10^{-4}$	$5/7\times10^{-3}$	$7/7\times10^{-4}$
دمای بعد از خنک‌کننده دوم	$1/6\times10^{-3}$	$1/4\times10^{-3}$	$1/9\times10^{-2}$	$1/4\times10^{-3}$
دمای گاز خوراک	$4/5\times10^{-4}$	$9/8\times10^{-4}$	$1/4\times10^{-4}$	$9/8\times10^{-4}$

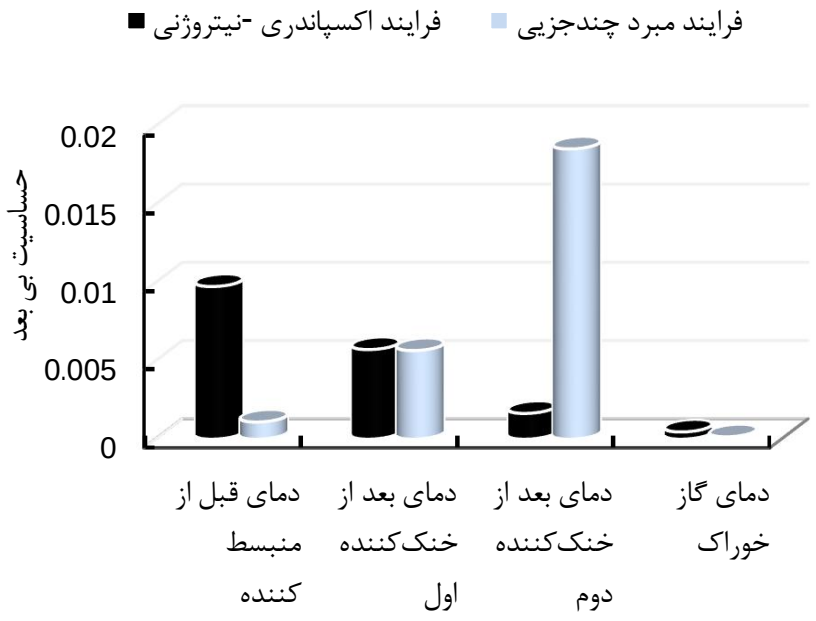
حساسیت را به تغییر درصد متان از خود نشان می‌دهند و حساسیت به تغییر درصد دیگر اجزا، تقریباً مشابه است.

5-4- بررسی حساسیت نسبت به درصد ترکیب مولی مبردها

مبرد استفاده شده در فرایند مبرد چندجزئی از نوع زئوتروپیک[1] 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 قطعیت مربوط به درصد ترکیب مبرد فرایند مبرد چندجزئی در جدول 11 و شکل 8 آورده شده است. مبحث تغییر درصد ترکیب مبرد درنتیجه نشتی در فرایند اکسپاندری-نیتروژنی که از مبرد خالص بهره می‌برد منتفی بوده و درنتیجه ضرایب بی‌بعد حساسیت و عدم قطعیت برای آن ارائه نشده است.

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

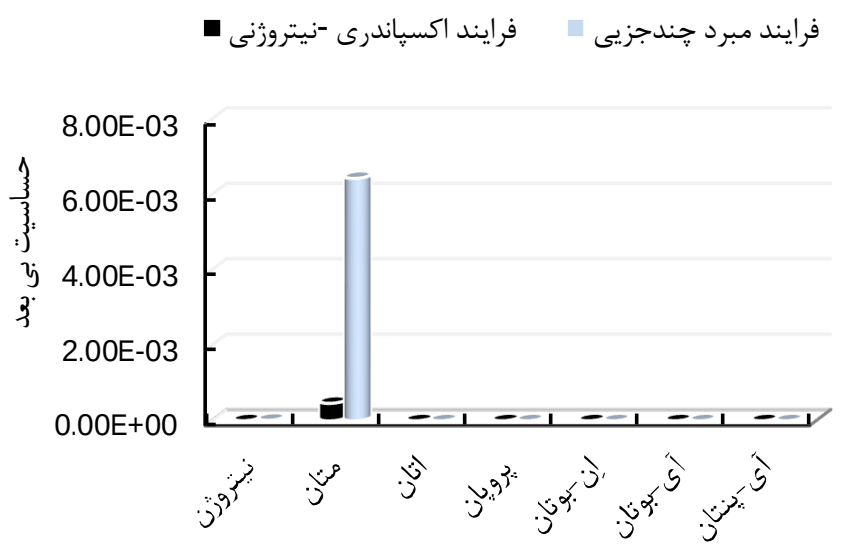
دبی گاز خوراک و مبرد از پارامترهای تأثیرگذار در تغییر توان مصرفی می‌باشند و مقادیر ضرایب بی‌بعد حساسیت و عدم قطعیت مربوط به دبی جریان مبرد و گاز خوراک دو چرخه اکسپاندری-نیتروژنی و مبرد چندجزئی در جدول 12 و شکل 9 آورده شده است. تغییرات جریان گاز خوراک، تأثیر کمتری بر روی توان مصرفی فرایند اکسپاندری دارد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



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

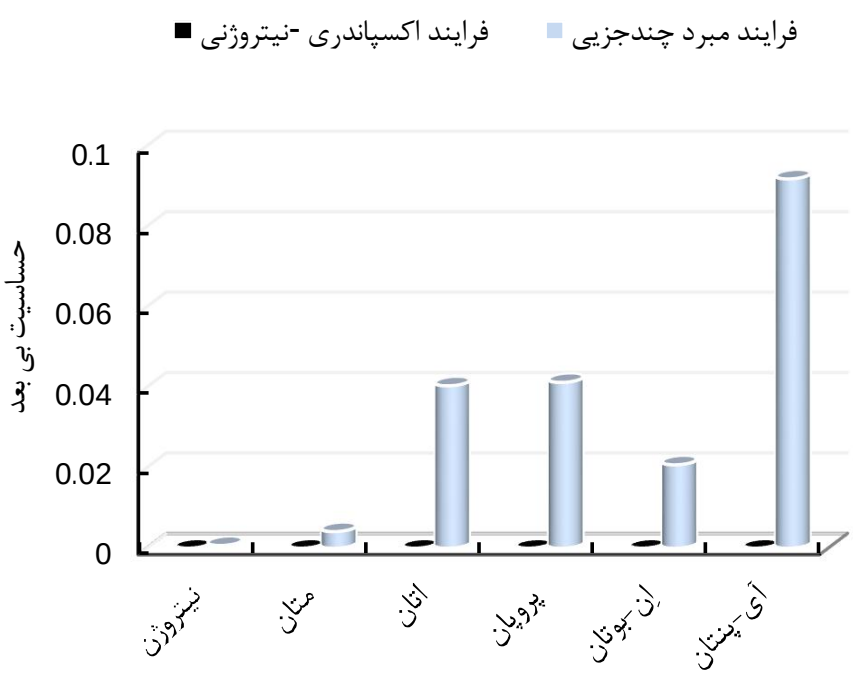
متغیر موردمطالعه	اکسپاندری-نیتروژنی		مبرد چندجزئی	
	NSC	*NU*	*NSC*	*NU*
نیتروژن	$9/8\times10^{-7}$	$1/6\times10^{-2}$	$1/4\times10^{-5}$	$1/6\times10^{-2}$
متان	$4/6\times10^{-4}$	$3/3\times10^{-5}$	$6/4\times10^{-3}$	$3/3\times10^{-5}$
اتان	$1/1\times10^{-8}$	$8/3\times10^{-3}$	$1/1\times10^{-7}$	$8/3\times10^{-3}$
پروپان	$1/4\times10^{-8}$	$6/3\times10^{-2}$	$2/5\times10^{-9}$	$6/3\times10^{-2}$
n-بوتان	$2/6\times10^{-9}$	1	$4/5\times10^{-9}$	1
i-بوتان	$4/5\times10^{-9}$	1	$1/7\times10^{-8}$	1
i-پنتان	$8/0\times10^{-9}$	1	$3/7\times10^{-8}$	1



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 موردمطالعه	اکسپاندری-نیتروژنی		مبرد چندجزئی	
	NSC	*NU*	*NSC*	*NU*
نیتروژن	-----	-----	$6/7\times10^{-4}$	$1/9\times10^{-3}$
متان	-----	-----	$4/1\times10^{-3}$	$3/1\times10^{-4}$
اتان	-----	-----	$4/0\times10^{-2}$	$2/7\times10^{-4}$
پروپان	-----	-----	$4/1\times10^{-2}$	$1/3\times10^{-3}$
n-بوتان	-----	-----	$2/1\times10^{-2}$	$6/9\times10^{-3}$
i-پنتان	-----	-----	$9/2\times10^{-2}$	$2/7\times10^{-3}$

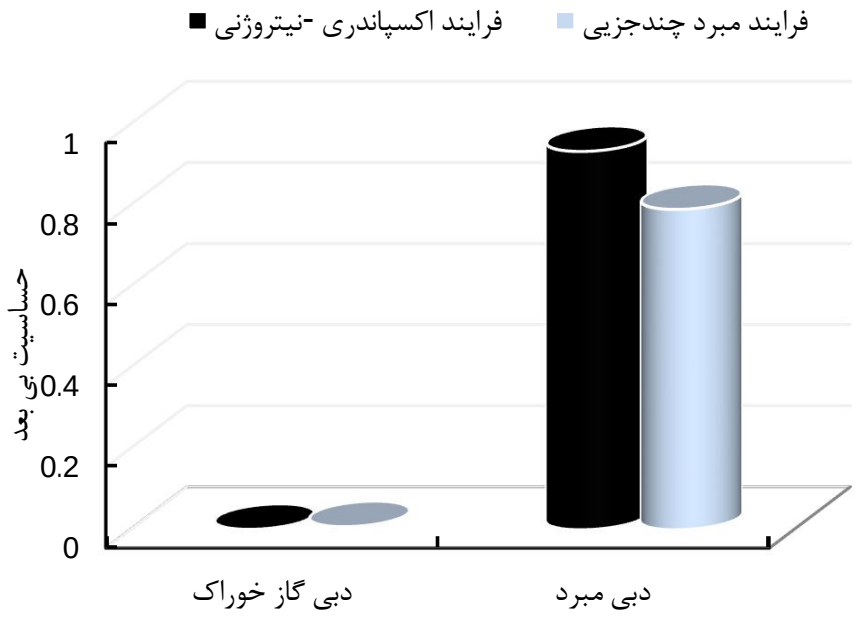


شکل 8 مقایسه حساسیت فرایندهای مایع‌سازی نسبت به متغیرهای مربوط به درصد ترکیب مبرد

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

متغیر موردمطالعه	اکسپاندری-نیتروژنی		مبرد چندجزئی	
	NSC	*NU*	*NSC*	*NU*
دبی جریان گاز خوراک	$6/9\times10^{-4}$	$9/6\times10^{-5}$	$7/4\times10^{-3}$	$9/6\times10^{-5}$
دبی جریان مبرد	$9/3\times10^{-1}$	$1/9\times10^{-6}$	$7/9\times10^{-1}$	$1/7\times10^{-6}$

1- Zeotropic



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

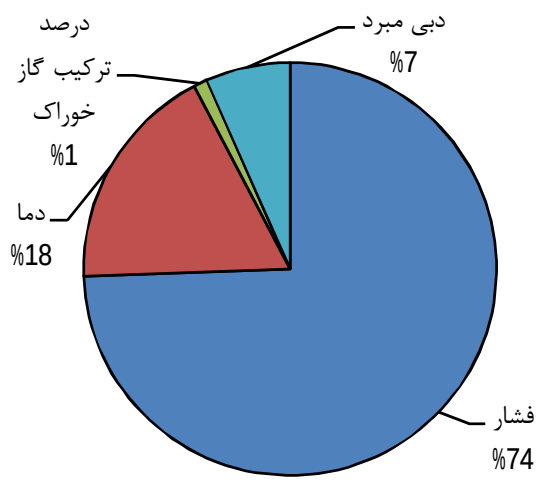
6-5- عدم‌قطعیت در توان مصرفی فرایندهای اکسپاندری-نیتروژنی و مبرد چندجزئی

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 هرقدر عدم‌قطعیت در پاسخ یک مدل نسبت به اغتشاشات وارده به آن بیشتر باشد، به‌تبع آن، سطح دقت تجهیزات موردنیاز جهت اندازه‌گیری مقادیر متغیرهای ورودی به مدل[1] 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 قابل‌توجه است که درصد هزینه سرمایه-گذاری اولیه مربوط به کمپرسورها که 22% است نیز بیان گردد [33].

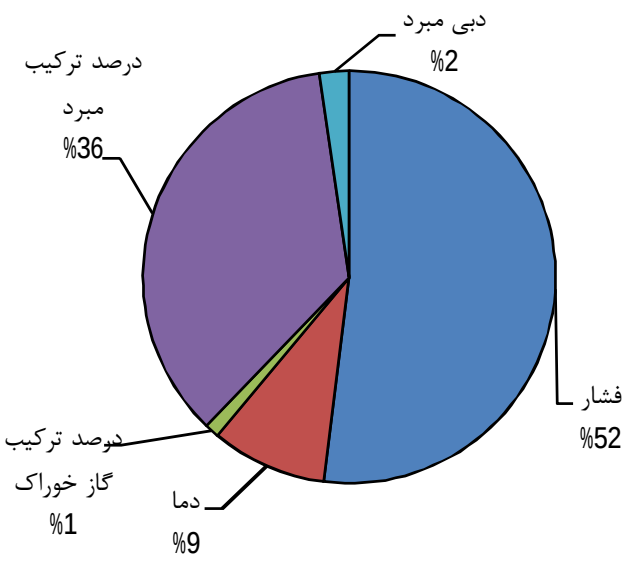
یکی از امتیازات آنالیز حساسیت بی‌بعد این است که با استفاده از آن می‌توان پارامترهایی از جنس‌های مختلف (برای مثال پارامترهای دما و فشار) را با یکدیگر مقایسه نمود. نمودار فراوانی مربوط به عدم قطعیت‌های توان مصرفی دو فرایند اکسپاندری-نیتروژنی و مبرد چندجزئی نسبت به تمامی مکتغیرهای محیطی و عملیاتی در شکل‌های 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 (شکل3). 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.

جدول13 عدم قطعیت در توان مصرفی فرایندهای مایع سازی 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 خنک‌کننده اول	0/21%	0/21%
دمای بعد از خنک‌کننده 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 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%

1- Level of precision required for measuring system input variables

به ترتیب برای فرایندهای اکسپاندری-نیتروژنی 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 مایع‌ساز جهت ذخیره‌سازی در یک بازه 200 روزه برای یک نیروگاه سیکل ترکیبی رایج کشور با تولید توان 332 مگاواتی، فرایندهای اکسپاندری-نیتروژنی 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 مایع‌ساز که از فرایند مبرد چندجزئی استفاده می‌کند، تقریباً 0/6 توان مصرفی واحد مشابهی است که از فرایند اکسپاندری-نیتروژنی 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 مایع‌ساز اکسپاندری ساده و مبرد چندجزیی یک‌طبقه‌ای نسبت به توان تولیدی کل نیروگاه به ترتیب برابر 3/5٪ و 2% است.

اما موضوعی که در اغلب تحقیقات پیشین تقریبا مغفول مانده است و صرفا به آن اشاره‌ای کیفی شده است، حساسیت فرایندهای مایع‌ساز 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 مایع‌ساز 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 نیتروژنی 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 سرمایه-گذاری اولیه فرایند مایع‌ساز خواهند شد. همچنین، اخلال 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 مایع‌ساز مبرد چندجزیی 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 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، می‌توانند به‌عنوان افق‌های پیش روی تحقیق حاضر، مطرح گردند.

7- فهرست علائم

a	ثابت معادله حالت پینگ-رابینسون ($Pa(m^3mol^{-1})^2$)
b	ثابت معادله حالت پینگ-رابینسون (m^3mol^{-1})
h	آنتالپی بر واحد جرم ($kjkg^{-1}$)
k_{ij}	ضریب اثر متقابل
$\dot{m}$	دبی جرمی (kgh^{-1})
NSC	ضریب بی‌بعد حساسیت
NU	ضریب بی‌بعد عدم‌قطعیت
P	فشار ($kgm^{-1}s^{-2}$)
Q	توان حرارتی (MW)
R	ثابت جهانی گازها
T	دما (C)
U	عدم قطعیت
v	حجم مخصوص (m^3mol^{-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

علائم یونانی

ω	فاکتور خروج از مرکز
η	کارایی ایزنتروپیک
α	ضریب بدون بعد وابسته به دمای کاهیده

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.

[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 Haghighi 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. Remeljej, 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 N_2–CO_2 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)
[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,* Houstone, Texas: Gulf Publishing Company, 2007.
[23] R.C. Reid, J.M. Prausnitz, B.E. Poling, *The properties of gasesand liquids,* Fourth edition, McGrawHill,1987.
[24] T. Ahmed, *Hydrocarbon phase behavior,* Houstone, 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. Hamedi, 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.