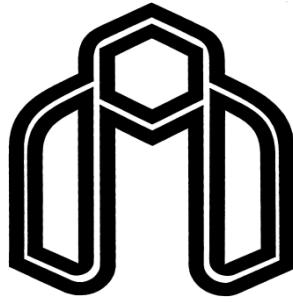


بسم الله الرحمن الرحيم



دانشگاه صنعتی شاهرود

دانشکده مهندسی مکانیک

گروه تبدیل انرژی

بازیافت انرژی سیستم LNG در زمان تبدیل دوباره آن به گاز

دانشجو:

مسعود کلهرزاده

اساتید راهنما:

دکتر محمود چهارطاقی

دکتر مهدی مهرپویا

پایان نامه جهت اخذ درجه کارشناسی ارشد

شهریور ۱۳۹۳



دانشگاه علمی کاربردی

مدیریت تحصیلات تکمیلی

فرم شماره (۶)

باسمه تعالی

شماره:

تاریخ:

ویرایش:

فرم صورت جلسه دفاع از پایان نامه تحصیلی دوره کارشناسی ارشد

با تأییدات خداوند متعال و با استعانت از حضرت ولی عصر (عج) نتیجه ارزیابی جلسه دفاع از پایان نامه کارشناسی ارشد آقای مسعود کلهرزاده رشته مهندسی مکانیک گرایش مهندسی سیستم‌های انرژی تحت عنوان "بازایافت انرژی سیستم LNG در زمان تبدیل دوباره آن به گاز" که در تاریخ ۹۳/۶/۳۰ با حضور هیأت محترم داوران در دانشگاه صنعتی شاهرود برگزار گردید به شرح ذیل اعلام می گردد:

☐ مردود	☐ دفاع مجدد	☒ قبول (با درجه: بسیار خوب امتیاز: ۱۸/۵۶)
--------------------------------	------------------------------------	---

۲- بسیار خوب (۱۸/۹۹ - ۱۸)

۱- عالی (۲۰ - ۱۹)

۴- قابل قبول (۱۵/۹۹ - ۱۴)

۳- خوب (۱۷/۹۹ - ۱۶)

۵- نمره کمتر از ۱۴ غیر قابل قبول

عضو هیأت داوران	نام و نام خانوادگی	مرتبه علمی	امضاء
۱- استاد راهنما	دکتر محمود چهارطاقی	استادیار	
۲- استاد راهنما	دکتر مهدی مهرپویا	استادیار	
۳- نماینده شورای تحصیلات تکمیلی	دکتر خالقی	استادیار	
۴- استاد ممحن	دکتر محمود فرزانه‌گرد	استاد	
۵- استاد ممحن	دکتر علی عباس‌نژاد	استادیار	

امضاء

رئیس دانشکده:



تقدیم به پدر بزرگوار و مادر مهربانم

آن دو فرشته‌ای که از خواسته‌هایشان گذشتند، سختی‌ها را به جان خریدند و خود را سپر بلای مشکلات و ناملایمات کردند تا من به جایگاهی که اکنون در آن ایستاده‌ام برسم.

قدردانی

خداوند بزرگ را شاکرم که لطف خود را شامل حال من نمود تا بتوانم پایان نامه خود را به پایان برسانم و سهمی هر چند اندک، در راه توسعه علمی ایران عزیز بردارم که چو ایران نباشد، تن من مباد.

همچنین از زحمات جناب آقای دکتر محمود چهارطاقی و جناب آقای دکتر مهدی مهرپویا اساتید محترم راهنما، جناب آقای دکتر محمود فرزانه و جناب آقای دکتر علی عباس‌نژاد اساتید محترم داور، کمال تشکر دارم که "من لم یشکر المخلوق لم یشکر الخالق".

در پایان از زحمات خانواده خوبم و دوستان عزیزم و سایر کسانی که در تدوین این تحقیق مرا یاری نمودند متشکرم و از خداوند منان سلامت و سعادت ایشان را خواستارم.

تعهدنامه

این جانب **مسعود کلهرزاده** دانشجوی دوره کارشناسی ارشد رشته مهندسی مکانیک - گرایش مهندسی سیستم‌های انرژی دانشکده مهندسی مکانیک دانشگاه صنعتی شاهرود نویسنده پایان‌نامه با عنوان "بازیافت انرژی سیستم LNG در زمان تبدیل دوباره آن به گاز" تحت راهنمایی دکتر

محمود چهارطاقی و دکتر مهدی مهرپویا متعهد می‌شوم:

- تحقیقات در این پایان‌نامه توسط این جانب انجام شده است و از صحت و اصالت برخوردار است .
- در استفاده از نتایج پژوهش‌های محققان دیگر به مرجع مورد استفاده استناد شده است .
- مطالب مندرج در پایان‌نامه تاکنون توسط خود یا فرد دیگری برای دریافت هیچ نوع مدرک یا امتیازی در هیچ جا ارائه نشده است .
- کلیه حقوق معنوی این اثر متعلق به دانشگاه صنعتی شاهرود می‌باشد و مقالات مستخرج بانام «دانشگاه صنعتی شاهرود» و یا «Shahrood University of Technology» به چاپ خواهد رسید.
- حقوق معنوی تمام افرادی که در به دست آمدن نتایج اصلی پایان‌نامه تأثیرگذار بوده‌اند در مقالات مستخرج از پایان‌نامه رعایت می‌گردد.
- در کلیه مراحل انجام این پایان‌نامه، در مواردی که از موجود زنده (یا بافت‌های آن‌ها) استفاده شده است، ضوابط و اصول اخلاقی رعایت شده است.
- در کلیه مراحل انجام این پایان‌نامه، در مواردی که به حوزه اطلاعات شخصی افراد دسترسی یافته یا استفاده شده است اصل رازداری، ضوابط و اصول اخلاق انسانی رعایت شده است.

تاریخ

امضای دانشجو

مالکیت نتایج و حق نشر

- کلیه حقوق معنوی این اثر و محصولات آن (مقالات مستخرج ، کتاب ، برنامه‌های رایانه‌ای ، نرم‌افزارها و تجهیزات ساخته شده است) متعلق به دانشگاه صنعتی شاهرود می‌باشد . این مطلب باید به نحو مقتضی در تولیدات علمی مربوطه ذکر شود .
- استفاده از اطلاعات و نتایج موجود در پایان‌نامه بدون ذکر مرجع مجاز نمی‌باشد.

چکیده

بازیافت انرژی‌های اتلافی نقش مهمی در مدیریت منابع انرژی ایفا می‌کند. یکی از انرژی‌های در حال اتلاف باارزش، انرژی موجود در گاز طبیعی مایع شده (LNG) در زمان تبدیل مجدد آن به شکل گاز است.

روش‌های سنتی برای تبدیل LNG به شکل گاز باعث ایجاد آلودگی‌های زیست‌محیطی شده و مقداری انرژی نیز مصرف می‌کنند؛ به علاوه مقدار قابل توجهی انرژی باارزش نیز به هدر می‌رود. اخیراً روش‌های متعددی برای بهره‌مندی از این انرژی پیشنهاد شده است. در تحقیق حاضر همه روش‌های بازیافت این انرژی باارزش معرفی شده است که از جمله روش‌های متداولی که در این پژوهش نیز به شبیه‌سازی پرداخته شده عبارت‌اند از: فرآیند مایع‌سازی هوا (Air Separation Unit)، تولید توان الکتریکی؛ و ترکیبی از این روش‌ها. باید توجه داشت که این روش‌ها باید در یک پایانه LNG مورد استفاده قرار گیرند. به منظور بهبود عملکرد فرآیند مایع‌سازی هوا و سیکل تولید توان، تحلیل انرژی و انرژی بر روی آن‌ها انجام گرفته و تأثیرات استفاده از انرژی موجود در LNG در زمان تبخیر مجدد آن بر روی عملکرد فرآیندها بررسی و نتایج آن ارائه شده است. در این پژوهش شبیه‌سازی‌ها باهدف کاهش مصرف انرژی فرآیندها و با استفاده از نرم‌افزارهای اسپن‌هایسیس و پلاس انجام شده است. در فرآیند مایع‌سازی هوا دو فرآیند برای تولید نیتروژن و اکسیژن با خلوص بالا پیشنهاد شده فرآیند پیشنهادی اول یک فرآیند مایع‌سازی هوا با دو برج تقطیر است که در آن با استفاده از انتگراسیون حرارتی مناسب بر روی فرآیند، تنها تجهیزات مصرف‌کننده انرژی در فرآیند کمپرسورهای موجود در آن هستند و در قسمت‌های چگالنده و جوش‌آور دو برج تقطیر، انرژی خارجی مانند انرژی الکتریکی مصرف نمی‌شود. فرآیند دوم فرآیندی ترکیبی و متشکل از قسمت‌های مایع‌سازی هوا، تبدیل مجدد LNG به شکل گاز و تولید توان الکتریکی است. در این فرآیند از انرژی موجود در LNG در زمان تبخیر مجدد آن جهت پیش سرد کردن هوای ورودی به فرآیند استفاده شده و باعث کاهش مصرف انرژی فرآیند تا بیش از 58% نسبت به فرآیند پیشنهادی اول شده است؛ بدون آنکه تغییر زیادی در مقدار درصد خلوص محصولات فرآیند

ایجاد شود. نتایج شبیه‌سازی‌ها نشان می‌دهد که مقدار انرژی مصرفی برای فرآیند پیشنهادی اول و دوم (قسمت‌های فرآیند ترکیبی مایع‌سازی تبریدی هوا و تبدیل مجدد LNG به شکل گاز) نسبت به فرآیندهای مقالات گذشته بسیار کمتر است که دلایل اصلی این صرفه‌جویی انرژی عبارت‌اند از: ۱. انتگرال‌یون حرارتی مناسب در شبیه‌سازی فرآیندها. ۲. ترکیب چگالنده برج تقطیر فشار بالا با جوش‌آور برج تقطیر فشار پایین. ۳. استفاده از تفکیک‌کننده قبل از ورود جریان‌های دوفازی به برج‌های تقطیر. ۴. پیش سرد کردن هوای ورودی قبل از ورود به کمپرسورها (در فرآیند پیشنهادی دوم).

در قسمت مربوط به تولید توان فرآیند پیشنهادی دوم، یک سیکل تولید توان رانکین با سیال‌عامل CO_2 و دو سیکل برایتون با سیال‌عامل‌های نیتروژن و هلیوم پیشنهاد شده که انرژی سرد آن‌ها را فرآیند تبدیل مجدد LNG به شکل گاز تأمین می‌کند و آنالیزهای انرژی و اگزرژی بر روی آن‌ها صورت گرفته که نتایج نشان می‌دهد سیکل‌های برایتون با وجود دمای حداکثر (دمای منبع گرم) و دمای منبع سرد یکسان دارای راندمان بیشتری نسبت به سیکل‌های رانکین در همان بازه دمایی هستند.

کلمات کلیدی: تبدیل مجدد LNG به شکل گاز، مایع‌سازی تبریدی هوا، تولید توان الکتریکی،

آنالیز اگزرژی

فهرست مطالب

خ	چکیده
ذ	فهرست مطالب
ظ	فهرست علائم
۱	فصل اول مقدمه
۲	۱-۱ مقدمه
۴	۲-۱ مزایای استفاده از انرژی سرد LNG در زمان تبخیر مجدد آن
۵	۳-۱ گاز طبیعی
۶	۱-۳-۱ انتقال گاز طبیعی
۶	۲-۳-۱ مزایای استفاده از گاز طبیعی
۷	۴-۱ گاز طبیعی مایع شده (LNG)
۷	۱-۴-۱ استفاده از LNG یا خط لوله
۹	۲-۴-۱ زنجیره LNG
۱۱	فصل دوم مبانی نظری و پیشینه پژوهش
۱۲	۱-۲ مقدمه
۱۳	۲-۲ بازیافت NGL از OFG موجود در LNG
۱۳	۳-۲ جداکردن هیدروکربن‌های سنگین موجود در LNG در زمان تبخیر مجدد آن
۱۴	۴-۲ استفاده از انرژی سرد LNG در مکان‌هایی دور از ترمینال LNG
۱۴	۵-۲ تولید گاز طبیعی جذب شده (ANG)
۱۶	۶-۲ فرآیند مایع‌سازی هوا
۱۷	۱-۶-۲ تاریخچه فرآیند مایع‌سازی هوا
۱۹	۲-۶-۲ تکنولوژی‌های متداول مایع‌سازی هوا:

۲۰	۲-۶-۳ مایع‌سازی تبریدی هوا
۲۵	۷-۲ نمک‌زدایی آب دریا
۲۶	۱-۷-۲ توصیف عمومی فناوری‌های نمک‌زدایی
۲۷	۲-۷-۲ تولید همزمان در نمک‌زدایی
۳۱	۸-۲ تولید توان الکتریکی
۳۲	۱-۸-۲ انبساط مستقیم LNG (LNG direct expansion)
۳۳	۲-۸-۲ استفاده از انرژی LNG در زمان تبخیر مجدد آن در سیکل رانکین
۳۶	۳-۸-۲ استفاده از انرژی LNG در زمان تبخیر مجدد آن در سیکل برایتون
۳۸	۴-۸-۲ استفاده از انرژی LNG در زمان تبخیر مجدد آن در سیکل ترکیبی
۳۹	۵-۸-۲ استفاده از انرژی LNG در زمان تبخیر مجدد آن در سیکل کالینا
۴۲	۹-۲ نتیجه‌گیری

۴۵ فصل سوم مدل‌سازی و محاسبات ترمودینامیکی

۴۶	۱-۳ مقدمه
۴۶	۲-۳ مدل‌سازی فرآیند پیشنهادی اول
۴۷	۱-۲-۳ توصیف فرآیند پیشنهادی اول
۵۰	۳-۳ مدل‌سازی فرآیند پیشنهادی دوم
۵۱	۱-۳-۳ توصیف فرآیند پیشنهادی دوم
۵۵	۴-۳ محاسبات ترمودینامیکی
	۱-۴-۳ محاسبات ترمودینامیکی فرآیند پیشنهادی اول و قسمت مایع‌سازی هوا برای فرآیند
۵۵	پیشنهادی دوم:
	۲-۴-۳ محاسبات ترمودینامیکی قسمت تبدیل مجدد LNG به شکل گاز فرآیند پیشنهادی
۵۶	دوم:

۳-۴-۳ محاسبات ترمودینامیکی مربوط به قسمت سیکل تولید توان فرآیند پیشنهادی	۵۶
دوم:	
۳-۴-۴ آنالیز انرژی دو فرآیند پیشنهاد شده:	۵۹
۳-۵-۳ سیال کاری	۶۶
۳-۵-۱ خواص یک سیال عامل مناسب برای استفاده از انرژی LNG در زمان تبخیر مجدد آن در سیکل رانکین:	۶۷
۳-۵-۲ خصوصیات و معیارهای انتخاب سیال عاملهای سیکل برایتون:	۶۸
۳-۶-۶ مدل سازی فرآیند نمک زدایی انجمادی:	۷۲
۳-۶-۱ توصیف قسمت نمک زدایی انجمادی:	۷۳
۳-۷ پارامترهای اقتصادی	۷۴

فصل چهارم ارائه و تجزیه و تحلیل یافته ها

۴-۱ مقدمه	۷۷
۴-۲ نتایج فرآیندهای پیشنهادی	۷۸
۴-۲-۱ تأثیر فشار تبخیر یا بخار LNG بر روی عملکرد فرآیند پیشنهادی دوم:	۹۱
۴-۲-۲ مقدار راندمان و کار خالص خروجی در فرآیند تولید توان فرآیند پیشنهادی دوم:	۹۲
۴-۲-۳ تأثیر پمپ و توربین بر روی عملکرد سیکل تولید توان فرآیند پیشنهادی دوم: ...	۹۴
۴-۲-۴ مقایسه سیکل های تولید توان رانکین و برایتون:	۹۷
۴-۳ اعتبار سنجی	۹۸

فصل پنجم نتیجه گیری و پیشنهادها

۵-۱ نتیجه گیری	۹۹
۵-۲ پیشنهادها	۱۰۰
۵-۳	۱۰۳

پیوست

۱۰۳

فهرست جدول‌ها

صفحه	عنوان
۱۵	جدول (۱-۲): تغییرات مقدار اگزرژی LNG در زمان تبخیر، در فشارهای مختلف [۴].
۱۹	جدول (۲-۲): برخی از خواص اکسیژن و نیتروژن [۱۲].
۳۳	جدول (۳-۲): مقادیر مختلف فشار گاز طبیعی با توجه به هدف استفاده از آن [۳۴].
۵۴	جدول (۱-۳): درصد ترکیبات LNG.
۶۷	جدول (۲-۳): سیال‌عامل‌های پیشنهادی برای استفاده در سیکل رانکین با استفاده از بازیافت انرژی LNG در زمان تبخیر مجددش.
۶۹	جدول ۳-۳: خواص فیزیکی سیال‌عامل‌های سیکل برایتون.
۷۹	جدول (۱-۴): خصوصیات جریان‌های فرآیند پیشنهادی اول.
۸۱	جدول (۲-۴): خصوصیات جریان‌های قسمت ASU فرآیند پیشنهادی دوم.
۸۳	جدول (۳-۴): خصوصیات جریان‌های فرآیند تبدیل مجدد LNG به شکل گاز. (Mass flow of LNG = 24 kg/s)
۸۴	جدول (۴-۴): خصوصیات جریان‌های فرآیند تولید توان (Mass flow of working fluid (CO ₂) = 49.3 kg/s) ($\eta_{Exp} - 1 = 85\%$) ($\eta_P - 1 = 85\%$).
۸۴	جدول (۵-۴): مقدار حرارت جذب‌شده در طول فرآیند تبدیل مجدد LNG به شکل گاز. ($M_{LNG} = 24$ kg/s) ($\eta_{com} = 75\%$).
۸۴	جدول (۶-۴): راندمان اگزرتیک ساده و منطقی.
۸۵	جدول (۷-۴): نتایج حاصله از محاسبه راندمان جامع برای فرآیند پیشنهادی دوم.
۸۶	جدول (۸-۴): مقایسه بین فرآیندهای پیشنهادی اول و دوم (قسمت ASU) با درصد ترکیبات هوای ورودی مختلف (adiabatic efficiency in the compressors = 100%).
۸۶	جدول (۹-۴): مقایسه بین فرآیندهای پیشنهادی سایر مقالات با فرآیند پیشنهادی در این پایان‌نامه.
۸۷	جدول (۱۰-۴): اطلاعات مربوط به مبدل‌های حرارتی فرآیند پیشنهادی اول و دوم.
۸۸	جدول (۱۱-۴): خصوصیات کمپرسورها در فرآیندهای پیشنهادی اول و دوم.
۸۸	جدول (۱۲-۴): خصوصیات air cooler در فرآیند پیشنهادی اول.
۸۹	جدول (۱۳-۴): مقایسه بین مقدار LMTD مبدل حرارتی E-5 (Condenser/Reboiler) در فرآیند پیشنهادی دوم با مقدار مصرف انرژی کمپرسورها (adiabatic efficiency in the compressors = 100%).
۹۰	جدول (۱۴-۴): مقدار مصرف کمپرسورها در فرآیندهای پیشنهادی اول و دوم.
۹۳	جدول (۱۵-۴): نتایج مقدار کار خالص خروجی و راندمان سیکل تولید توان فرآیند پیشنهادی دوم برحسب مقدار فشار ورودی به توربین.

جدول (۴-۱۶): نتایج مقدار کار خالص خروجی و راندمان سیکل تولید توان فرآیند پیشنهادی دوم برحسب مقدار دمای ورودی به توربین.....	۹۴
جدول (۴-۱۷): نتایج مقدار راندمان سیکل تولید توان فرآیند پیشنهادی دوم برحسب تغییر در راندمان توربین (Exp-1).....	۹۵
جدول (۴-۱۸): نتایج مقدار راندمان سیکل تولید توان فرآیند پیشنهادی دوم برحسب تغییر در راندمان پمپ (1 - ηP).....	۹۶
جدول (۴-۱۹): نتایج مقدار کار خالص خروجی و راندمان سیکل تولید توان برحسب تغییرات فشار خروجی از توربین (P_{5P}).....	۹۷
جدول (۴-۲۰): نتایج سیکل‌های تولید توان با استفاده از انرژی LNG به‌عنوان منبع سرد.....	۹۸
جدول (۱-۱): مقایسه نتایج حاصل از شبیه‌سازی سیکل رانکین پیشنهادی در منبع [۴۲] با هدف اعتبار سنجی نتایج.....	۱۰۵

فهرست شکل‌ها

عنوان	صفحه
شکل (۱-۱): (الف): مصرف انرژی با توجه به نوع منبع انرژی برحسب (quadrillion Btu). (ب): رشد تولید و مصرف انرژی الکتریکی برحسب میزان تولید در سال ۱۹۹۰ [۱].	۳
شکل (۱-۲): سهم منابع مختلف در تولید انرژی الکتریکی برحسب (تریلیون کیلووات ساعت). (الف): جهان. (ب): خاورمیانه [۱].	۴
شکل (۳-۱): مقدار انتشار گاز دی‌اکسید کربن با توجه به نوع سوخت برحسب (بیلیون تن) [۱].	۵
شکل (۴-۱): هزینه انتقال به ازای هر میلیون BTU را از طریق LNG و خط لوله [۲].	۸
شکل (۱-۲): فرآیند پیشنهادی ترکیبی تبخیر مجدد LNG و پر شدن تانک ANG [۴].	۱۵
شکل (۲-۲): تغییرات مقدار انرژی LNG در زمان تبخیر، در فشارهای مختلف [۴].	۱۶
شکل (۴-۲): توزیع انتخاب روش تولید اکسیژن با توجه به ظرفیت تولید و درصد خلوص [۱۲].	۲۰
شکل (۵-۲): شماتیکی از فرآیندهای کرایونیک ASU با راست: سه برج و چپ: دو برج [۱۸].	۲۳
شکل (۶-۲): فرآیند کرایونیک ASU با یک برج تقطیر [۱۹].	۲۳
شکل (۷-۲): طرحی از یک فرآیند IGCC بر مبنای زغال‌سنگ که شامل واحد مایع‌سازی دی‌اکسید کربن نیز است [۲۱].	۲۴
شکل (۸-۲): مصرف انرژی ASU تحت خلوص مختلف اکسیژن [۲۴].	۲۵
شکل (۱۰-۲): فرآیند ترکیبی نمک‌زدایی FD-MD با استفاده از انرژی سرد LNG [۲۹].	۳۰
شکل (۱۱-۲): شماتیکی از فرآیند تولید توان الکتریکی برای نمک‌زدایی به روش اسمز معکوس با استفاده از بازیافت انرژی سرد LNG [۳۰].	۳۱
شکل (۱۲-۲): انبساط مستقیم (a): ساختار سیکل باز، (b) نمودار انتروپی-انرژی [۳۴].	۳۳
شکل (۱۳-۲): شماتیکی از سه سیکل رانکین: (a) سیکل پایه یا ساده، (b) سیکل شامل بازیاب، (c) سیکل شامل بازیاب و انبساط مستقیم LNG [۳۴].	۳۴
شکل (۱۴-۲): شماتیکی از ساختار سیکل‌های رانکین: (a) سیکل دوجزئی با انبساط مستقیم LNG، (b) سیکل‌های رانکینی که سیال‌عامل‌های آن‌ها دارای دمای جوش یکسان‌اند ولی دمای کندانس متفاوت دارند [۳۴].	۳۶
شکل (۱۵-۲): شماتیکی از ساختار سیکل برایتون: (a) خنک کردن هوای ورودی به سیکل بازگازی، (b) سیکل بسته برایتون و انبساط مستقیم LNG، (c) سیکل بسته برایتون با استفاده از کمپرسور چندمرحله‌ای با خنک‌کن میانی، (d) سیکل باز با خنک‌کن بعد از توربین [۳۴].	۳۷
شکل (۱۶-۲): انتقال حرارت بین LNG و سیال‌عامل‌های (a) سیکل برایتون، (b) سیکل رانکین [۳۴].	۳۸

شکل (۲-۱۷): شماتیکی از سیکل ترکیبی با پیش‌سرمایش هوای ورودی، سرمایش میانی با استفاده از
 اگزرژی LNG در زمان تبخیر مجدد آن [۳۴]..... ۳۹

شکل (۲-۱۸): سیکل کالینا، (a) سیال‌عامل آمونیاک و آب (b) سیال‌عامل تراتلورومتان و پروپانو
 (Tetrafluoromethane-propano) [۴۸-۴۹]..... ۴۲

شکل (۳-۲): شماتیکی از فرآیند پیشنهادی اول که یک فرآیند ASU با دو برج تقطیر است. ۵۰

شکل (۳-۳): شماتیکی از فرآیند پیشنهادی دوم که یک فرآیند ترکیبی ASU، تولید توان و تبدیل
 مجدد LNG به شکل گاز با دو برج تقطیر است. ۵۵

شکل (۳-۴): شماتیکی از یک فرآیند ترکیبی نمک‌زدایی انجمادی و تولید توان الکتریکی با استفاده از
 سیکل رانکین ارگانیک..... ۷۲

شکل (۴-۱): شماتیکی از فرآیند پیشنهادی اول در محیط نرم‌افزار (ASPEN HYSYS 7.3). ۷۹

شکل (۴-۲): نمودار Composite curve (تغییرات دمای جریانهای سرد و گرم بر حسب جریان حرارت)
 مربوط به مبدل‌های چند جریانی فرآیند پیشنهادی اول (E-1, E-2, E-4) ۸۰

شکل (۴-۳): شماتیکی از فرآیند پیشنهادی دوم در محیط نرم‌افزار (ASPEN HYSYS 7.3) ۸۱

شکل (۴-۴): نمودار Composite curve مربوط به مبدل‌های چند جریانی فرآیند پیشنهادی دوم (E-
 1, E-6, E-4, E-8)..... ۸۳

شکل (۴-۵): ارتباط بین مبدل حرارتی E-5 (Condenser/Reboiler) در فرآیند پیشنهادی دوم با مقدار
 مصرف انرژی کمپرسورها..... ۸۹

شکل (۴-۶): رابطه بین مقدار کار مصرفی کمپرسورها (W_{Ci}) بر حسب مقدار راندمان آدیاباتیک آن‌ها.
 ۹۰

شکل (۴-۷): رابطه بین مقدار کار مصرفی بر واحد تولید O_2 و (O_2-N_2) بر حسب مقدار راندمان آدیاباتیک
 کمپرسورها در فرآیندهای پیشنهادی اول و دوم..... ۹۱

شکل (۴-۸): رابطه بین دبی جرمی LNG برای فرآیند پیشنهادی دوم با مقدار فشار بخار آن. ۹۲

شکل (۴-۹): مقدار کار خالص خروجی و راندمان سیکل تولید توان فرآیند پیشنهادی دوم بر حسب
 مقدار فشار ورودی به توربین (P_{2P})..... ۹۳

شکل (۴-۱۰): مقدار کار خالص خروجی و راندمان سیکل تولید توان فرآیند پیشنهادی دوم بر حسب
 مقدار دمای ورودی به توربین (T_4)..... ۹۴

شکل (۴-۱۱): رابطه بین تغییرات راندمان توربین ($Exp-1$) بر روی راندمان سیکل تولید توان..... ۹۵

شکل (۴-۱۲): رابطه بین تغییرات راندمان پمپ ($\eta_P - 1$) بر روی راندمان سیکل تولید توان..... ۹۶

شکل (۴-۱۳): رابطه بین تغییرات راندمان سیکل تولید توان و کار خالص خروجی از آن بر حسب تغییرات
 فشار خروجی از توربین (P_{5P})..... ۹۷

فهرست علائم

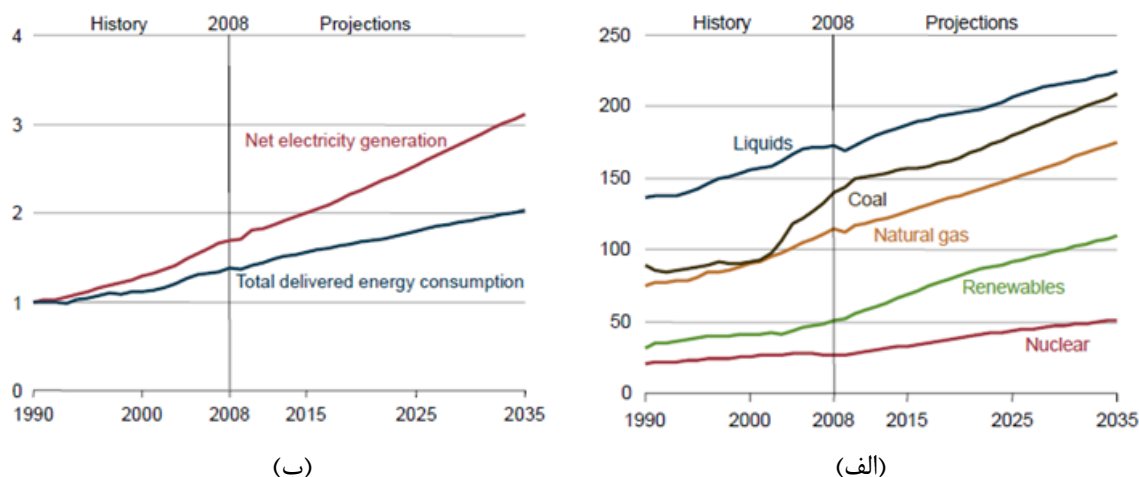
AC-i	خنک کن هوایی
C-i	کمپرسور
Exp-i	توربین
E-i	مبدل حرارتی
V-i	شیر فشار شکن
P-i	پمپ
S-i	تفکیک کننده دو فازی
ASU	واحد مایع سازی هوا
Q	حرارت
W	کار
W_{CPI}	مجموع کار مصرفی کمپرسورها در فرآیندهای اول و دوم
M	دبی جرمی
Pi	فرآیند پیشنهادی دوم
η	راندمان
T_i	دما
P_i	فشار
Mix-i	مخلوط کننده
LN ₂	نیتروژن باخلوص پایین
LNG	گاز طبیعی مایع شده
LMTD	اختلاف دمای لگاریتمیک
D	کار مبدل حرارتی
E	اگرژی
e	اگرژی مخصوص
I	تخریب اگرژی
η_c	راندمان جامع
o	شرایط محیطی
Ψ	راندمان منطقی
ORC	سیکل رانکین ارگانیک

فصل اول

مقدمه

دسترسی به انرژی از بنیادی‌ترین مؤلفه‌های توسعه در پیشرفت جوامع به شمار می‌رود و نقش مهمی را در پیشرفت و توسعه‌ی کشورها بازی می‌کند. بسیار واضح است که مصرف انرژی در هر کشوری با وضعیت اقتصادی آن کشور متناسب بوده و می‌توان گفت توسعه‌ی یک کشور تابعی از میزان مصرف انرژی در آن کشور است. بنابراین منبع انرژی کافی و قابل اطمینان نیاز هر جامعه‌ی در حال توسعه و توسعه‌یافته‌ای است. البته باید به این نکته اشاره کرد که این مورد استثنایی نیز دارد. در کشورهای توسعه‌نیافته که هزینه انرژی در آن‌ها به علت وجود منابع زیاد انرژی و ضعف مدیریتی بسیار پایین است و در نتیجه مصرف انرژی (به علت استفاده از دستگاه‌های باراندمان پایین و اهمیت ندادن به بازیافت انرژی) به‌طور نادرست افزایش می‌یابد، این نوع افزایش مصرف انرژی (که به‌صورت نادرست است) در طولانی‌مدت باعث مشکلات اقتصادی و زیست‌محیطی می‌شود. با توجه به گزارش منتشرشده از EIA^۱ در سال ۲۰۱۱ [۱]، مقدار مصرف انرژی در جهان از سال ۲۰۰۸ تا ۲۰۳۵ به‌طور میانگین ۱/۶ درصد در هر سال افزایش پیدا خواهد کرد که این مقدار در خاورمیانه ۲/۱ درصد است. همچنین انرژی الکتریکی نیز که می‌تواند از تبدیل منابع انرژی تجدید پذیر و تجدید ناپذیر تولید شود با رشد میانگین سالیانه‌ی ۲/۳ درصد روبه‌روست. در شکل (۱-۱) این موضوع نشان داده شده است. همان‌طور که در شکل (۲-۲) نشان داده‌شده، در جهان، سهم منابع تجدید پذیر در تولید انرژی الکتریکی مطلوب نیست و متأسفانه سهم آن در خاورمیانه بسیار پایین‌تر از میانگین جهانی است.

^۱ U.S. Energy Information Administration



شکل (۱-۱): (الف): مصرف انرژی با توجه به نوع منبع انرژی برحسب (10^{15} Btu). (ب): رشد تولید و مصرف انرژی الکتریکی برحسب میزان تولید در سال ۱۹۹۰ [۱].

رشد سریع نیاز به انرژی الکتریکی و استفاده‌ی روزافزون از سوخت‌های فسیلی باعث انتشار گازهای گلخانه‌ای از جمله گاز دی‌اکسید کربن شده است. سهم استفاده از انواع سوخت در انتشار گاز گلخانه‌ای دی‌اکسید کربن در شکل (۳-۱) نشان داده شده است. همان‌طور که مشاهده می‌کنید گاز طبیعی نسبت به سوخت‌های مایع و ذغل سنگ سوخت پاک‌تری است.

کمبود سوخت‌های فسیلی و بالا رفتن تدریجی قیمت آن از یک‌سو، و آلودگی‌های زیست‌محیطی و افزایش گرمای زمین از سوی دیگر باعث شده است توسعه و استفاده از انرژی‌های تجدید پذیر در اولویت قرار گیرد. در میان راه‌حل‌ها و فن‌آوری‌های موجود در استفاده از انرژی‌های تجدید پذیر، فن‌آوری‌های استفاده از انرژی‌های در حال اتمام و بازیافت آن‌ها روشی مؤثر در کاهش مصرف انرژی و افزایش راندمان فرایندها است. از این‌گونه انرژی‌های در حال اتمام در تمام صنایع به‌خصوص در کشورهایی که انرژی قیمت پایینی دارد بسیار وجود دارد مانند دود خروجی از دودکش بسیاری از صنایع که دمای بسیار بالایی دارد یا انرژی سرد موجود در گاز طبیعی مایع‌شده (LNG^2) در زمان تبخیر مجدد آن و... در این تحقیق به معرفی روش‌های بازیافت انرژی سرد موجود در LNG در زمان تبخیر مجدد آن، پرداخته

^۱ - 10^{15}

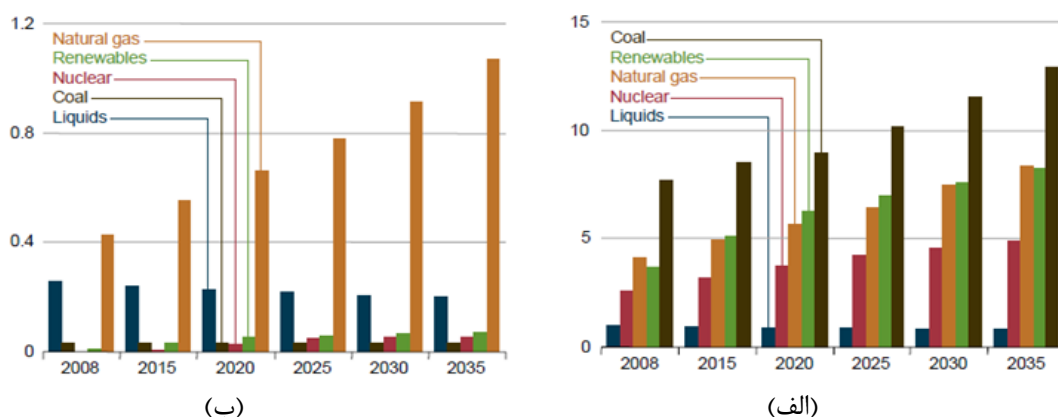
^۲ - liquefied natural gas

خواهد شد.

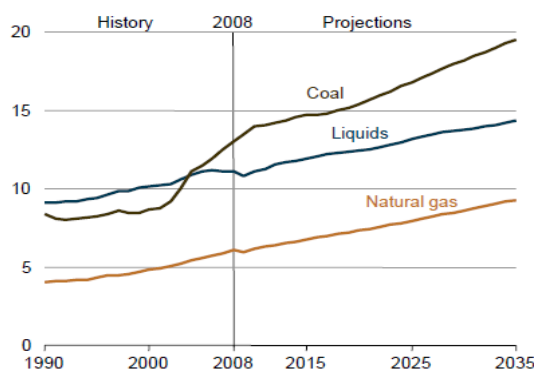
۲-۱ مزایای استفاده از انرژی سرد LNG در زمان تبخیر مجدد آن

با توجه به تجدید پذیر نبودن سوخت‌های فسیلی و افزایش قیمت آن و افزایش نگرانی‌ها در مورد گرمای زمین، استفاده از راه‌حلی همچون بازیافت انرژی سرد LNG در زمان تبخیر مجدد آن، راه‌گشا، کاربردی و مهم به نظر می‌رسد. استفاده از این انرژی سرد و جلوگیری از اتلاف آن دارای مزایای زیر است:

۱. جلوگیری از اتلاف مقدار قابل توجهی انرژی با ارزش
۲. جلوگیری از آلودگی زیست‌محیطی
۳. کاهش هزینه‌های مربوط به چرخه‌ی LNG
۴. افزایش راندمان فرآیندهایی که از این انرژی استفاده می‌کنند.
۵. کاهش هزینه‌های جاری و عملیاتی فرآیندهایی که از این انرژی استفاده می‌کنند.
۶. این انرژی قابلیت استفاده در صنایع مختلف را با روش‌های نه‌چندان پیچیده دارد.



شکل (۲-۱): سهم منابع مختلف در تولید انرژی الکتریکی برحسب (تریلیون کیلووات ساعت). (الف): جهان. (ب): خاورمیانه [۱].



شکل (۳-۱): مقدار انتشار گاز دی‌اکسید کربن با توجه به نوع سوخت برحسب (بیلیون تن) [۱].

هدف از تحقیق حاضر، شرکت در توسعه‌ی این فن‌آوری و بررسی عملکرد روش‌های مختلف بهره‌مندی از این انرژی با ارزش در شرایط مختلف و یافتن تأثیر پارامترهای مختلف در عملکرد فرآیند است. در ادامه‌ی این فصل به دلیل استفاده از LNG در فرآیندها، توصیفی در مورد گاز طبیعی و LNG ارائه می‌شود.

۳-۱ گاز طبیعی

گاز طبیعی شکلی از هیدروکربن طبیعی است. هیدروکربن‌ها مخلوطی از کربن و هیدروژن هستند که نفت خام، گاز طبیعی و زغال‌سنگ را شامل می‌شوند.

گاز طبیعی اولیه (قبل از فرآوری) دارای متان، و احتمالاً شامل مقادیری اتان، پروپان و پنتان است که عموماً به آن‌ها گاز طبیعی مایع یا NGL^۱ گفته می‌شود. گاز طبیعی ممکن است دارای عناصر فاقد انرژی مانند نیتروژن، اکسید کربن، سولفید هیدروژن و آب باشد. قبل از آنکه گاز طبیعی به بازارهای مصرف فرستاده شود NGLها و عناصر فاقد انرژی در جریان فرآوری از یکدیگر تفکیک می‌شوند.

^۱ Natural Gas Liquid

۱-۳-۱ انتقال گاز طبیعی

گاز طبیعی معمولاً با استفاده از شبکه گسترده‌ای از خطوط لوله فولادی با فشار بالا از محل استخراج انتقال داده می‌شود و پس از استخراج از طریق خطوط لوله به پالایشگاه منتقل می‌شود. گاز طبیعی پس از پالایش از طریق لوله‌های قطور و با فشار بالا (حدود 70 bar) به مراکز بزرگ صنعتی و یا مراکز توزیع برای مصرف ارسال می‌گردد. در مراکز توزیع (ایستگاه‌های تقلیل فشار گاز) ابتدا فشار گاز کاسته و رایحه‌ای جهت مشخص شدن در صورت نشت به آن اضافه می‌شود و سپس با استفاده از لوله‌هایی با قطر کم و فشار پایین جهت مصرف به خانه‌ها یا مراکز تجاری فرستاده می‌شود.

گاز طبیعی را همچنین می‌توان به صورت مایع به خارج از کشور حمل نمود. در صورتی که گاز طبیعی مایع شود می‌توان حجم زیادی از آن را با استفاده از تانکرهای اقیانوس‌پیمایی که به همین منظور طراحی شده‌اند به مناطق دور ارسال نمود. دمای LNG در مقصد مجدداً بالابرده می‌شود (Regasification process) تا به صورت گاز درآمده و به وسیله لوله برای مصرف‌کنندگان نهایی فرستاده شود.

۱-۳-۲ مزایای استفاده از گاز طبیعی

علت استفاده از گاز طبیعی به خاطر ویژگی‌های آن: پاک می‌سوزد، فراوان است، مطمئن است، ایمن؛ قابل اطمینان و کارآمد است. به همین علت است که گاز طبیعی در مناطق مسکونی، تجاری، صنعتی و نیروگاه‌ها به صورت یک سوخت پرمصرف درآمده است.

گاز طبیعی سوخت پاک است، چون از احتراق گاز، نسبت به دیگر سوخت‌های فسیلی آلاینده‌های کمتری وارد اتمسفر می‌شود در شکل (۱-۳) نیز این موضوع نشان داده شده است. اگرچه، به غیر از مصرف گاز طبیعی، فرآیند استخراج گاز طبیعی از زیرزمین تا ارسال به مصرف‌کننده نهایی نیز می‌تواند از لحاظ زیست‌محیطی، مخرب باشد. به همین دلیل متصدیان این صنعت به ابتکار عمل‌هایی دست‌زده‌اند و در

فناوری‌های جدید، سرمایه‌گذاری کرده‌اند تا تأثیرات نامطلوب تولید، حمل‌ونقل و توزیع گاز طبیعی را به حداقل برسانند.

۱-۴ گاز طبیعی مایع شده (LNG)

واژه LNG مخفف (Liquefied Natural Gas) به معنای گاز طبیعی مایع شده است. برای تولید LNG، گاز طبیعی را در فشار اتمسفر تا دمای ۱۶۲- درجه سانتی‌گراد سرد می‌کنند. در این حالت گاز به مایعی بی‌بو، شفاف و غیر سمی با چگالی حدود ۴۵۰ کیلوگرم بر مترمکعب تبدیل می‌شود. همان‌طور که اشاره شد با میعان گاز حجم آن به 1/600 حجم اولیه کاهش می‌یابد، که حمل‌ونقل گاز طبیعی را اقتصادی می‌کند. جالب است که بدانید این نسبت کاهش حجم در مورد LPG^۱ و CNG به ترتیب حدود 1/200 و 1/250 است.

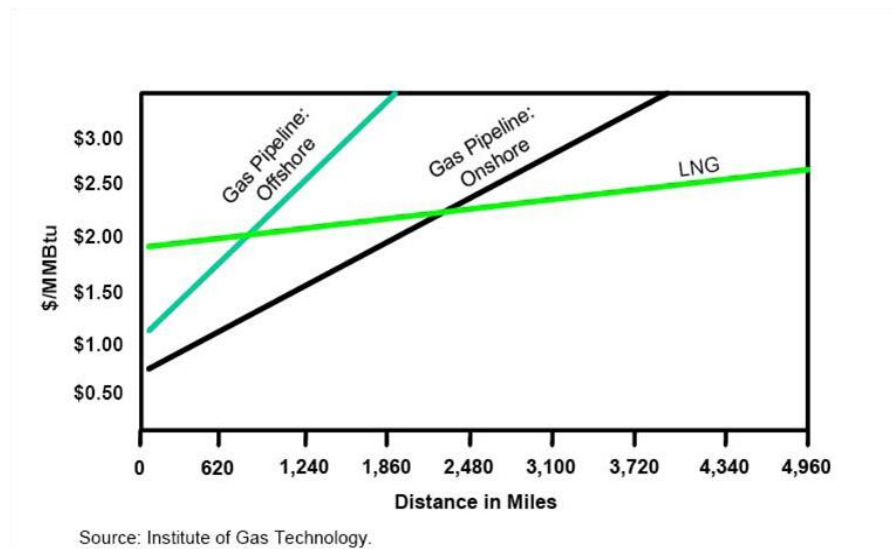
در صورت نشت LNG، به سرعت تبخیر و پخش می‌شود و به شکل ابر بخار نمایان می‌شود به همین دلیل اشتعال‌پذیری آن نسبت به سایر مواد هیدروکربوری مانند LPG و گاز طبیعی کمتر است. احتمال انفجار LNG به علت سرد بودن آن و پایین بودن سرعت سوزش بسیار ضعیف است. درصد حوادث کارخانه‌های تولید LNG نسبت به سایر پالایشگاه‌های نفت و گاز کمتر است. حادثه مریلند در سال ۱۹۷۹ و تگزاس غربی از جمله این حوادث هستند.

۱-۴-۱ استفاده از LNG یا خط لوله

منابع گاز طبیعی بزرگی در دنیا وجود دارد که بازار قابل‌ملاحظه در آن منطقه ندارد. مانند ذخایر هیدروکربوری شمال آفریقا، غرب آفریقا، جنوب آمریکا، خاورمیانه، اندونزی، مالزی، شمال غربی استرالیا و آلاسکا.

^۱ liquified petroleum gas

از طرفی بازارهایی نظیر ژاپن، تایوان، کره از این منابع دور هستند. برای انتقال گاز طبیعی می‌توان از طریق خط لوله و یا LNG اقدام نمود. شکل (۴-۱) هزینه انتقال به ازای هر میلیون BTU را از طریق LNG و خط لوله نشان می‌دهد. نشان داده شده است که انتقال از طریق LNG برای مسافت‌های بالاتر از ۷۰۰ مایل در دریا و ۲۲۰۰ مایل در خشکی نسبت به خط لوله مقرون به صرفه‌تر است.



شکل (۴-۱): هزینه انتقال به ازای هر میلیون BTU را از طریق LNG و خط لوله [۲].

در مناطقی که از نظر شرایط جغرافیایی امکان ذخیره‌سازی گاز طبیعی در مخازن زیرزمینی وجود ندارد، از LNG برای تأمین گاز طبیعی در دوره پیک تقاضا استفاده می‌شود به چنین کارخانه‌هایی Peak Shaving گفته می‌شود و در مقابل کارخانه‌هایی که بر مبنای تولید در طول سال جهت صادرات طراحی شده است Base Load نامیده می‌شود. دلایلی چون کاهش هزینه‌های حلقه LNG به دلیل پیشرفت فنی و امکان ساخت واحدهایی با ظرفیت ۸ میلیون تن در سال، امکان ساخت کشتی‌هایی با ظرفیت ۲۰۰۰۰۰ مترمکعب، به وجود آمدن بازارهایی تک محموله‌ای و بالاخره مسائل زیست‌محیطی باعث شده است که امروزه توجه خاصی به LNG گردد و بازار آن تا ده درصد رشد داشته باشد.

۱-۴-۲ زنجیره LNG

مراحل عمده زنجیره LNG به‌غیراز خطوط لوله مراحل ۱. اکتشاف و تولید، شیرین سازی و گرفتن ناخالصی‌ها ۲. مایع سازی ۳. حمل‌ونقل دریایی و ۴. ذخیره‌سازی در پایانه دریافت و تبخیر مجدد به شکل گاز است.

در این تحقیق روش‌های جلوگیری از اتلاف انرژی سرد LNG یا گاز طبیعی مایع‌شده در زمان تبدیل مجدد آن به حالت گاز (regasification) بررسی خواهد شد. در فصل بعد به معرفی روش‌های بهره‌مندی از انرژی موجود در LNG در زمان تبخیر مجدد آن پرداخته می‌شود؛ علاوه بر اینکه مقدمه‌ای در مورد این روش‌ها ذکر شده و به معرفی پیشینه‌های پژوهشی این روش‌ها نیز پرداخته می‌شود.

فصل دوم

مبانی نظری و پیشینه پژوهش

در ترمینال LNG، LNG ورودی قبل از اینکه وارد شبکه خطوط لوله شود باید مجدداً به شکل گاز تبدیل شود و به دما و فشار مطلوب برای ورود به شبکه خطوط لوله برسد. باید دمای LNG را از -162°C به دمای بالای صفر درجه سانتی گراد افزایش داد. این دمای بسیار پایین (-162°C) ارزش حرارتی زیادی دارد و در سال‌های نه‌چندان دور در ترمینال‌های LNG برای تبدیل مجدد LNG به شکل گاز از روش‌هایی استفاده می‌کردند که انرژی سرد ارزشمند LNG بدون استفاده مناسب، در هوای محیط و یا در آب دریا به هدر می‌رفت که علاوه بر اتلاف این انرژی باارزش، آلودگی زیست‌محیطی را نیز به دنبال داشت از جمله این روش‌ها می‌توان به ORV^۱ و SCV^۲ اشاره کرد [۲]؛ و یا اینکه حدود ۱/۵٪ تا ۲٪ از LNG ورودی به ترمینال را برای تبدیل دوباره LNG به حالت گاز می‌سوزانند [۳-۴].

با توسعه بازار جهانی LNG و چگالی بالا و تقاضای بالای انرژی موجود در آن این انرژی، به‌عنوان یک منبع انرژی باکیفیت بالا شناخته شده است. همین امر موجب شده تا تحقیقات گسترده‌ای برای کاهش هزینه و بهبود عملکرد LNG در مراحل تولید، ذخیره‌سازی، حمل و تبدیل دوباره آن به حالت گاز، صورت گیرد. در این کار می‌خواهیم باز یافت انرژی سرد آزاد شده از LNG در طول فرآیند تبدیل دوباره آن به حالت گاز را در کاربردهای متعدد صنعتی مورد بررسی قرار دهیم، که از جمله این کاربردها می‌توان به موارد زیر اشاره کرد:

۱. باز یافت NGL از OFG^۳ موجود در LNG

۲. جدا کردن هیدروکربن‌های سنگین موجود در LNG در زمان تبدیل مجدد آن به شکل گاز

۳. تولید گاز طبیعی جذب شده یا ANG^۴

^۱ open rack vaporizers

^۲ submerged combustion vaporizers

^۳ Oil field associated gas

^۴ adsorbed natural gas

۴. استفاده از انرژی سرد LNG در مکان‌هایی دور از ترمینال LNG

۵. فرآیند مایع‌سازی هوا

۶. نم‌زدایی آب دریا (Desalination)

۷. تولید توان الکتریکی

۸. ...

و یا ترکیبی از این روش‌ها برای بازیافت انرژی سرد موجود در LNG در زمان تبدیل مجدد آن به شکل گاز استفاده می‌شود. روش‌های ذکر شده توسط محققین مورد بررسی قرار گرفته در زیر به توصیف این روش‌ها پرداخته شده است. باید توجه داشت که این روش‌ها باید در یک ترمینال LNG مورد استفاده قرار گیرند.

۲-۲ بازیافت NGL از OFG موجود در LNG

می‌توان برای بازیافت NGL موجود در OFG به جای استفاده از انرژی الکتریکی از انرژی سرد LNG بهره برد. Haijun و همکارانش [۵] فرآیندی را پیشنهاد کردند که در آن با استفاده از انرژی سرد LNG ۶۲/۶٪ در مصرف الکتریسیته صرفه جویی شد. در فرآیند پیشنهادی اتان و LPG و سایر هیدروکربن‌های سنگین با نرخ بازیافت کلی ۹۶/۸٪ بازیافت می‌شوند. نتایج آنالیز انرژی بازیافت جدید نشان می‌دهند که راندمان انرژی آن تا ۱۶٪ نسبت به فرآیند قبل (استفاده از انرژی الکتریکی) بهبود داشته است.

۲-۳ جداکردن هیدروکربن‌های سنگین موجود در LNG در زمان تبخیر مجدد آن

معمولاً LNG ورودی به ترمینال دارای مقداری هیدروکربن‌های سنگین‌تر از متان هستند که با روش‌هایی مثل استفاده از برج‌های تقطیر می‌توان این هیدروکربن‌های سنگین‌تر را جدانمود [۶-۷]. Winningham و همکارانش [۷] فرآیند جدیدی را برای جداکردن هیدروکربن‌های سنگین موجود در LNG پیشنهاد کردند در این فرآیند از یک مبدل حرارتی استفاده شده که جریان سرد آن را LNG ورودی

و جریان گرم آن را NG که محصول بالای برج تقطیر است تشکیل داده‌اند که محصول NG با عبور از این مبدل حرارتی به فاز مایع تبدیل می‌شود که باعث می‌شود تا پمپ فشار بالا توان الکتریکی کمتری نیاز داشته باشد و در نتیجه در مصرف الکتریسیته صرفه‌جویی خواهد شد.

۲-۴ استفاده از انرژی سرد LNG در مکان‌هایی دور از ترمینال LNG

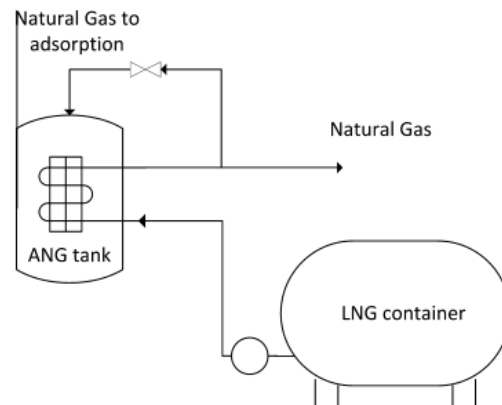
از این انرژی سرد می‌توان در محلی دور از ترمینال LNG برای کاربردهای مختلف همچون انجماد مواد غذایی و کشاورزی در سردخانه‌های صنعتی و یا تهویه مطبوع مکان‌های تجاری مثل فروشگاه‌های بزرگ و کوچک استفاده نمود. در این روش هدف انتقال انرژی سرد موجود در LNG است که می‌توان از کربن‌دی‌اکسید به‌عنوان سیال عامل استفاده نمود تا بتوان این انرژی ارزشمند سرد را به محلی دور از ترمینال LNG انتقال نمود و از آن استفاده نمود باید به نکته اشاره شود که به علت وقوع خطرات احتمالی در نزدیکی ترمینال‌های LNG، از احداث مکان‌های تجاری، صنعتی، اقامتی و تفریحی در حوالی آن جلوگیری می‌شود [۸-۹].

۲-۵ تولید گاز طبیعی جذب شده (ANG)

در ابتدا تعریف مختصری از گاز طبیعی جذب شده ارائه می‌شود و بعد به معرفی فرآیند پیشنهادی در مقاله پرداخته می‌شود. یکی از روش‌های ذخیره‌سازی گاز طبیعی، ذخیره‌سازی آن به صورت جذب شده است. در این فرآیند از جاذب‌های خاصی مانند کربن فعال در دمای اتاق و فشار ۳/۵ تا ۴ مگاپاسکال استفاده می‌شود. از این نوع ذخیره‌سازی می‌توان برای انتقال گاز یا در وسایل نقلیه استفاده نمود.

یکی از روش‌های دیگری که برای استفاده از این انرژی با ارزش پیشنهاد شده کوپل LNG-ANG برای بهره‌برداری از انرژی فیزیکی LNG جهت تولید ANG است. در این روش یک فرآیند جدید پیشنهاد شده که در آن فرآیند تبخیر LNG با فرآیند پر شدن تانک‌های ANG کوپل شده است و از

گرمای نهان موجود در تبخیر LNG به صورت مستقیم جهت پیش سرمایه‌گذاری سطوح جاذب ANG استفاده می‌شود. در شکل (۱-۲) شماتیکی از این فرآیند را مشاهده می‌کنید.

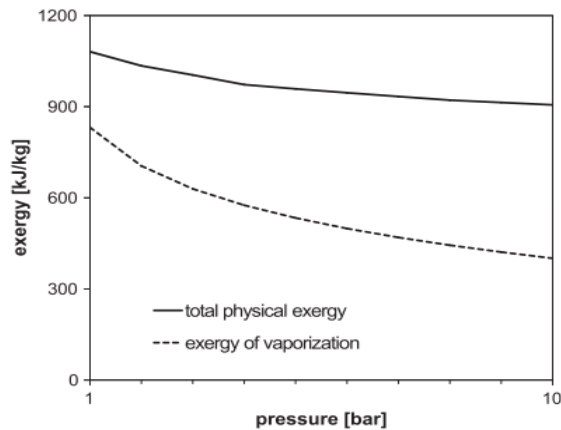


شکل (۱-۲): فرآیند پیشنهادی ترکیبی تبخیر مجدد LNG و پر شدن تانک ANG [۴].

با انجام محاسبات مربوط به انرژی موجود در LNG به این نتیجه رسیدند که در فشار محیط، هر چه فشار تبخیر ذخیره‌سازی LNG افزایش یابد مقدار انرژی آن کاهش خواهد یافت، که در شکل (۲-۲) و جدول (۱-۲) نشان داده شده است.

جدول (۱-۲): تغییرات مقدار انرژی LNG در زمان تبخیر، در فشارهای مختلف [۴].

فشار تبخیر (BAR)	انرژی در زمان تبخیر LNG (KJ/KG LNG)
1	853.8
2	725.5
5	550.7
10	415



شکل (۲-۲): تغییرات مقدار انرژی LNG در زمان تبخیر، در فشارهای مختلف [۴].

در سیستم ترکیبی LNG-ANG هر چه دمای جاذب کمتر باشد برای رسیدن به یک فشار مناسب داخل تانک جاذب مثلاً ۳۵ بار نیاز به فشار ورودی (منظور فشار تبخیر LNG است) کمتری است اما این دما و فشار نباید از یک مقدار مشخصی کمتر شود چراکه امکان بروز پدیده چگالش بیشتر می‌شود و این کنترل فرآیند جذب را غیرممکن می‌سازد. و در نهایت نتایج این تحقیق نشان می‌دهد که هرچه دمای سطوح جاذب کمتر و مقدار فشار تبخیر بیشتر باشد راندمان انرژی سیستم ترکیبی بیشتر خواهد شد. راندمان انرژی این فرآیند ترکیبی بیشتر از ۲۴٪ به دست آمده است [۴].

۲-۶ فرآیند مایع‌سازی هوا

به فرآیند مایع‌سازی هوای اتمسفر به اجزای اصلی تشکیل‌دهنده‌اش مانند اکسیژن، نیتروژن، آرگون و سایر گازهای نجیب فرآیند مایع‌سازی هوا گفته می‌شود. اکسیژن به جهت کاربرد وسیع آن از لحاظ میزان تولید رتبه سوم را در میان مواد شیمیایی به خود اختصاص داده است و در بسیاری از واحدهای صنعتی به عنوان یکی از عناصر مورد نیاز حضور دارد، از کاربردهای آن می‌توان به صنایعی نظیر فولاد، متالورژی، تولید فلزات غیر آهنی، جوشکاری، برش فلزات، سیمان، سرامیک، پالایش نفت و کاغذسازی و... اشاره کرد.

هوا در دمای حدود (-196°C) به مایع تبدیل می‌شود در نتیجه می‌توان عناصر موجود در هوا را (که در فاز مایع است) از یکدیگر تفکیک کرد اخیراً تفکیک عناصر موجود در هوا به روش تقطیر که برای تولید اکسیژن، نیتروژن و آرگون خالص و در ابعاد تجاری، صنعتی است بسیار متداول شده است. به طور مثال یکی از فرآیندهای صنعتی که نیاز به اکسیژن و نیتروژن با خلوص حدود (۹۵٪) و در حجم زیاد دارد فرآیند^۱ IGCC است که در آن از نیتروژن در توربین گاز و از اکسیژن برای فرآیند گازی سازی^۲ استفاده می‌شود [۱۰].

۲-۶-۱ تاریخچه فرآیند مایع سازی هوا

در این بخش تاریخچه‌ای مختصر از روند توسعه فرآیند مایع سازی هوا را معرفی می‌کنیم. در سال ۱۸۹۵ اولین فرآیند مایع سازی هوا در ابعاد کوچک ساخته شد؛ در سال ۱۹۰۴ اولین فرآیند در ابعاد تجاری برای بازیافت نیتروژن معرفی شد؛ در سال ۱۹۱۰ اولین فرآیند که شامل دو برج تقطیر بود ابداع شد و در سال ۱۹۵۴ اولین فرآیند برای تولید اکسیژن به روش جذبی ابداع شد؛ در سال ۱۹۷۹ روشی ترکیبی برای مایع سازی هوا معرفی شد که در آن از انرژی سرد LNG در فرآیند استفاده شد که موجب کاهش چشم گیر مصرف انرژی در این فرآیند شد [۱۱]. در سال ۱۹۹۲ فرآیندهایی برای تولید اکسیژن و نیتروژن با خلوص بالا معرفی شد. در سال ۱۹۹۷ یکی از بزرگ ترین طرح های مایع سازی هوا ساخته شد که ظرفیتی معادل چهل هزار تن بر روز را داشت و در سال های بعد هدف فرآیندهای پیشنهادی جدید کاهش مصرف انرژی فرآیندها برای تولید اکسیژن و نیتروژن با خلوص بالا بوده که این کار را با استفاده از انتگراسیون حرارتی برای بهینه سازی مصرف انرژی در فرآیندها و همچنین استفاده از آنالیز انرژی برای معرفی قسمت هایی از فرآیند که بیشترین تخریب انرژی را دارند انجام می دهند و همچنین می توان از تکنولوژی پینچ نیز در فرآیند مایع سازی هوا استفاده نمود چراکه تعداد مبدل های حرارتی

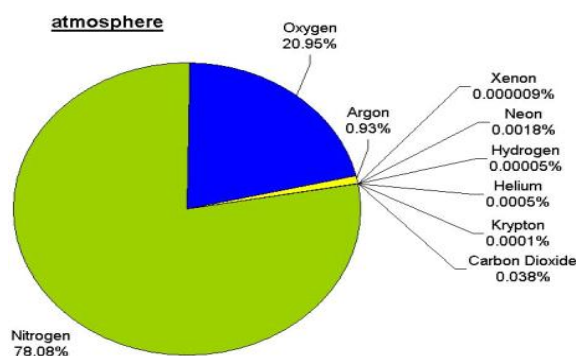
^۱ integrated gasification combined cycle

^۲ gasifier

موجود در فرآیند قابل توجه است که اگر از این تکنولوژی بتوان به درستی بهره جست می توان از اتلاف مقدار قابل توجهی انرژی با ارزش جلوگیری نمود [۱۲].

جدا کردن هوا به عناصر تشکیل دهنده اش یک فرآیند انرژی بر است روش های کنترلی متعددی برای به حداقل رساندن مصرف انرژی بر واحد تولید O_2 ، N_2 و AR معرفی شده است و همچنین نرم افزارهای متعددی برای شبیه سازی این فرآیندها وجود دارد مثل نرم افزارهای Aspen HYSYS و Aspen PLUS که در این پژوهش جهت شبیه سازی فرآیندها از هر دوی این نرم افزارها استفاده شده است. استفاده از نرم افزار به ما این امکان را می دهد که تأثیر پارامترهای مختلف بر روی عملکرد فرآیندهای پیشنهادی را مقایسه نموده و مورد ارزیابی قرار دهیم تا بتوان حالت بهینه را انتخاب نمود همچنین این نرم افزارها اطلاعات دقیقی را به شکل جدول و نمودار در اختیار ما قرار می دهند که در نهایت باعث می شود تا هزینه های مربوط به تحقیقات به مقدار چشم گیری کاهش یابد.

هوا مخلوطی از گازهای نیتروژن (۷۸٪)، اکسیژن (۲۱٪)، آرگون (۰/۹٪) و مقدار حدود (۰/۱٪) سایر گازها که شامل دی اکسید کربن، کریپتون، نئون، هلیوم و... است که می توان آن را در واحدهای مخصوص مایع سازی هوا به عناصر تشکیل دهنده اش تفکیک کرد. در شکل (۲-۳) درصد عناصر تشکیل دهنده هوا را نشان داده است. دو محصول اصلی واحدهای مایع سازی هوا عبارتند از اکسیژن و نیتروژن که در جدول (۲-۲): برخی از خواص اکسیژن و نیتروژن [۱۲]. آورده شده است.



شکل (۲-۳): درصد عناصر تشکیل دهنده هوا.

جدول (۲-۲): برخی از خواص اکسیژن و نیتروژن [۱۲].

اکسیژن	نیتروژن	خصوصیت
۱۵۴/۴	۱۲۶/۱	نقطه جوش نرمال k
۵۱/۳	۳۴/۶	فشار بحرانی (atm)
۹۰/۱۹	۷۷/۳۵	دمای بحرانی k

بین سه محصول واحدهای مایع‌سازی هوا (اکسیژن، نیتروژن و آرگون) اکسیژن دارای بیشتری نقطه جوش است که آن از پایین برج تقطیر فشار پایین (LP) گرفته می‌شود. نیتروژن از بالای هر دو برج فشار بالا (HP) و پایین گرفته می‌شود و در نهایت آرگون در برج تقطیر سوم با فشار متوسط (MP) به دست می‌آید. واحدهای مایع‌سازی هوا (ASU^۱) برای تولید اکسیژن، نیتروژن و آرگون از هوا طی فرآیندهای کمپرس کردن، سرد کردن، مایع کردن و تقطیر هوا طراحی می‌شوند. محصولات می‌توانند در شکل گاز تولید شوند و توسط خطوط لوله انتقال یابند و یا اینکه در شکل مایع تولید شوند تا ذخیره شوند و یا اینکه توسط تانکرهای مخصوصی حمل شوند. یکی از بزرگ‌ترین سازندگان واحدهای ASU شرکت Linde است. این شرکت تقریباً ۲۸۰۰ واحد کرایوژنیک مایع‌سازی هوا را در بیش از ۸۰ کشور جهان ساخته است [۱۳].

۲-۶-۲ تکنولوژی‌های متداول مایع‌سازی هوا:

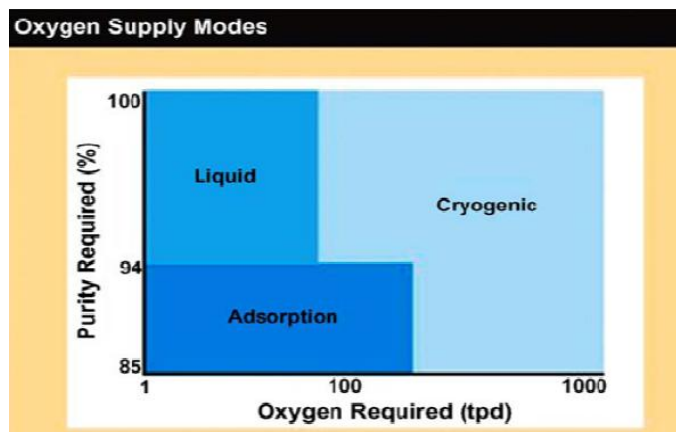
- مایع‌سازی تبریدی هوا (Cryogenic Air separation)
- مایع‌سازی غشایی^۲ هوا (Membrane Air separation)
- مایع‌سازی جذب سطحی هوا (Separation by adsorption)

روش‌های مختلف برای دستیابی به مقادیر مختلف خلوص محصولات و حجم تولید محصولات است که می‌توان با توجه به شرایط و نیاز بین آن‌ها روش مناسب را انتخاب کنیم. در شکل (۲-۴)

^۱ Air Separation Unit

^۲ membrane distillation

توزیع انتخاب روش تولید اکسیژن را با توجه به ظرفیت تولید و درصد خلوص می‌توانید مشاهده کنید که نشان می‌دهد برای تولید اکسیژن با خلوص بالا و در حجم بالای تولید، بیشتر از روش مایع‌سازی تبریدی هوا استفاده می‌شود.



شکل (۴-۲): توزیع انتخاب روش تولید اکسیژن با توجه به ظرفیت تولید و درصد خلوص [۱۲].

۲-۶-۳ مایع‌سازی تبریدی هوا

فرآیند مایع‌سازی تبری هوا^۱ رایج‌ترین روش مایع‌سازی هوا است که می‌توان آن را در ابعاد کوچک و بزرگ برای تولید در ظرفیت‌های مختلف استفاده نمود. از این روش می‌توان برای تولید اکسیژن، نیتروژن و آرگون در دو فاز مایع و گاز استفاده کرد و همچنین از لحاظ اقتصادی این روش اقتصادی‌ترین روش برای تولید در حجم زیاد است. امروزه برای مایع‌سازی گازها تقریباً در تمام صنایع از روش تبریدی استفاده می‌شود.

از روش مایع‌سازی تبری هوا زمانی که هدف، تفکیک O_2 موجود در هوا با خلوص بسیار بالا و در حجم بالا باشد استفاده می‌شود [۱۴]. البته باید توجه داشت که این روش نیاز به انرژی زیادی برای مایع‌سازی هوا دارد [۱۵]. باید به این موضوع اشاره کرد که تمام انرژی موردنیاز تبرید از طریق کمپرسورهای هوا

^۱ Cryogenic Air separation

در ورودی تأمین می‌شود. روش‌های دیگر نیز دارای مزایایی هستند اما برای دستیابی به محصولات با خلوص بالا و در حجم بالا این روش‌ها مناسب نبوده و صرفه اقتصادی هم نخواهند داشت.

در روش مایع‌سازی تبریدی هوا برای طراحی فرایندها باید به پارامترهای زیر در زمان طراحی و یا انتخاب آن توجه شود:

- کدامیک از عناصر هوا و چه تعداد از آن‌ها را می‌خواهیم تفکیک کنیم (فقط اکسیژن یا نیتروژن، هم اکسیژن و هم نیتروژن، یا اکسیژن، نیتروژن و آرگون).
- درصد خلوص موردنیاز محصولات (همان‌طور که اشاره خواهد شد هرچه خلوص محصولات بیشتر شود مصرف انرژی فرایند بیشتر خواهد شد).
- مقدار فشار محصولات فرایند
- فاز محصولات فرایند (اگر فاز محصولات مایع باشد مصرف انرژی در فرایند افزایش خواهد یافت)

۲-۶-۳-۱ مراحل مایع‌سازی تبریدی هوا

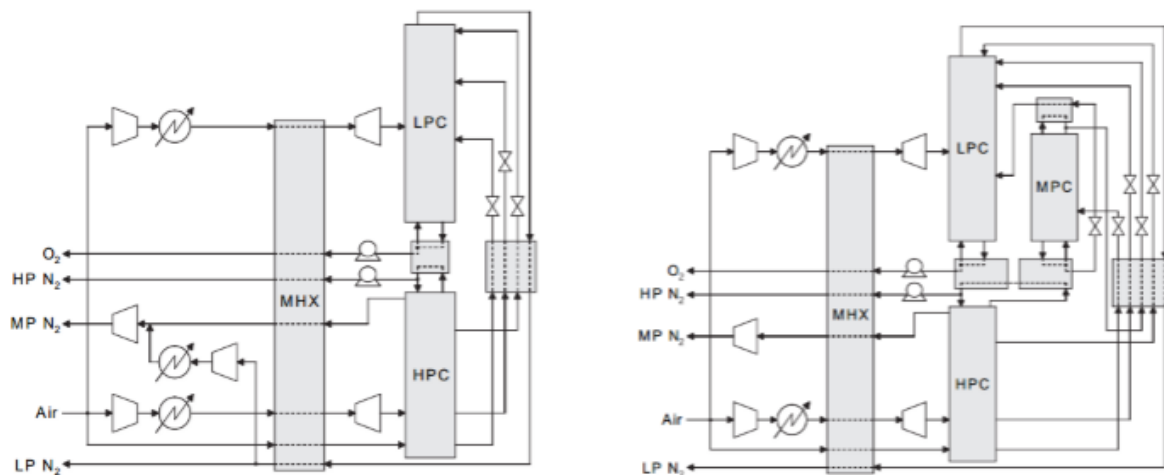
مرحله اول: مرحله اول در تمام فرایندهای مایع‌سازی تبریدی هوا فیلتر کردن و کمپرس کردن آن است. بعد از فیلتر کردن و کمپرس کردن، هوا تا رسیدن به دمای محیط توسط مبدل‌های حرارتی که سیال سرد آن‌ها را آب یا هوا تأمین می‌کند سرد می‌شود؛ به علت اینکه بعد از هوای فشرده شده‌ای که از کمپرسور خارج می‌شود دمای بسیار بالایی دارد. در بعضی از طرح‌ها در ادامه، هوا توسط سیستم‌های تبرید مکانیکی تا دمای کمتر خنک می‌شود این کار باعث می‌شود تا فرایند جدا کردن آلاینده‌ها بهتر صورت گیرد و همچنین مصرف انرژی را کاهش می‌دهد بعد از این مراحل بخار آب موجود در هوا از هوای پرفشار و خنک، می‌شود.

مرحله دوم: در مرحله دوم کربن دی اکسید و بخار آب باقی مانده در هوا را جدا می کنیم. قبل از اینکه هوا وارد مرحله تقطیر شود باید تمام آلاینده های موجود در آن تصفیه شود چراکه در دمای پایین تقطیر آب و کربن دی اکسید و سایر آلاینده ها منجمد می شوند و باعث آسیب رسیدن به سطوح تجهیزات فرآیند می شوند.

مرحله سوم: مرحله سوم در مایع سازی تبریدی هوا، سرد کردن هوا تا نزدیکی دمای شبنم است که این کار معمولاً با استفاده از مبدل های حرارتی صورت می گیرد که سیال سرد آن را معمولاً محصولات فرآیند قبل از خروج از فرآیند تأمین می کند؛ و یا می توان از انرژی های در حال اتلاف مثل انرژی موجود در LNG در زمان تبخیر مجدد آن به شکل گاز استفاده نمود.

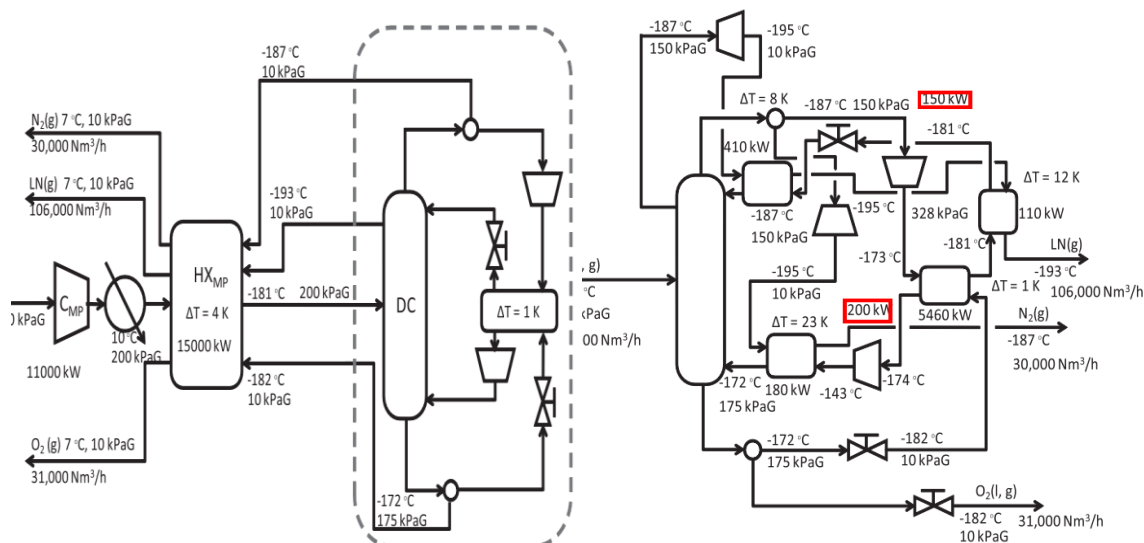
مرحله چهارم: در این مرحله هوای فشرده شده و پاک که تا دمای بسیار پایین نیز خنک شده است وارد برج یا برج های تقطیر می شود تا محصولات مورد نظر از آن جدا شود. تعداد برج ها تقطیر به تعداد محصولات مورد نظر و درصد خلوص آن ها بستگی دارد.

در روش مایع سازی تبریدی هوا برای تولید N_2 مایع با خلوص بالا یکی از روش های معمول استفاده از دو برج تقطیر یکی با فشار بالا (HPC) و دیگری با فشار پایین (LPC) است که روشی متداول است در این روش با ترکیب کندانسور برج فشار بالا با ریبویلر برج فشار پایین به مقدار قابل توجهی انرژی ذخیره می شود [۱۶]. نوع دیگری از ساختار هستند که از سه برج تقطیر برای فرآیند پیشنهادی خود استفاده کرده اند [۱۷]؛ و در مقاله [۱۸] مقایسه ای بین طرح های دوبرجی و سه برجی صورت گرفته است که برج سوم دارای فشار متوسط (MPC) است که نشان دادند که طرح سه برجی تخریب انرژی کمتری نسبت به طرح دو برجی دارد. در شکل (۲-۵) شماتیکی از فرآیندهای مایع سازی تبریدی با دو و سه برج آورده شده است.



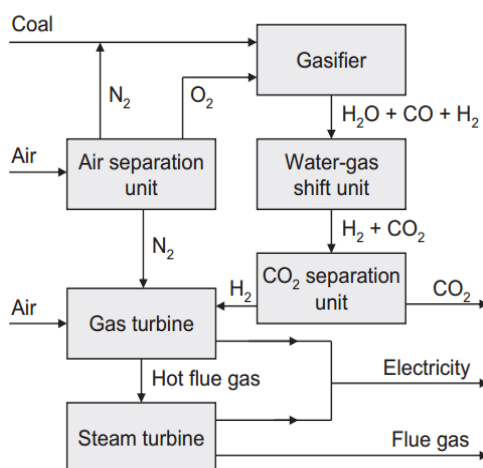
شکل (۲-۵): شماتیکی از فرایندهای کرایونیک ASU با راست: سه برج و چپ: دو برج [۱۸].

Yasuki Kansha و همکارانش [۱۹] بر مبنای تکنولوژی (self-heat recuperation technology) فرآیندی را پیشنهاد کردند که دارای یک برج تقطیر (با تعداد سینی ۱۰۰) با فشار عملیاتی پایین‌تر نسبت به برج تقطیر فشار بالای فرایندهای دو برجی هست. در نتیجه انرژی مورد نیاز کمپرسورهایی که قبل از برج تقطیر فشار بالا قرار گرفته‌اند بسیار کاهش یافته و راندمان فرآیند پیشنهادی نسبت به فرآیند متداول مقدار قابل توجهی بهبود پیدا کرد اما این محققین راندمان اگزورژتیک فرآیند پیشنهادی خود را محاسبه نکرده‌اند. (در این مقاله راندمان کمپرسورها ۱۰۰٪ در نظر گرفته شده). در شکل (۲-۶) شماتیکی از این فرآیند تک برجی نشان داده شده است.



شکل (۲-۶): فرآیند کرایونیک ASU با یک برج تقطیر [۱۹].

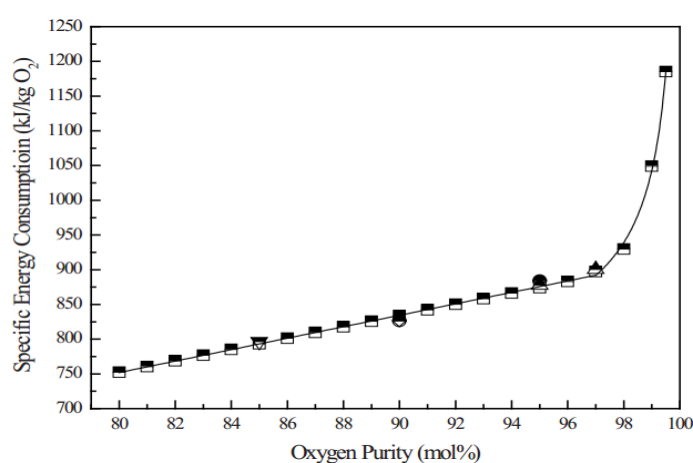
در تعدادی از مقالات ASU را از لحاظ اگزورژتیک آنالیز نموده‌اند که در این مقالات سعی شده ساختار مختلفی که برای ASU طراحی شده را از لحاظ اگزورژتیک مورد بررسی قرار دهند و با یکدیگر مقایسه کنند [۱۸،۲۰]. همان‌طور که قبلاً اشاره شد [۲۱-۲۲] فرآیندی را پیشنهاد کردند که در آن فرآیند مایع‌سازی هوا قسمتی از IGCC است. در این فرآیند N_2 و O_2 تولید شده در فرآیند مایع‌سازی تبریدی هوا برای گاز‌سازی استفاده می‌شود؛ و مقدار دیگری از N_2 تولید شده در توربین گاز‌ی استفاده می‌شود. این کار باعث افزایش راندمان IGCC می‌شود. در این‌گونه کاربردهای ASU، نیاز چندانی به خلوص بالای اکسیژن نیست (۹۵٪) که این امر باعث کاهش مصرف انرژی می‌شود. در شکل (۷-۲) طرحی از یک فرآیند IGCC را بر مبنای زغال‌سنگ مشاهده می‌کنید که شامل واحد مایع‌سازی دی‌اکسید کربن نیز است.



شکل (۷-۲): طرحی از یک فرآیند IGCC بر مبنای زغال‌سنگ که شامل واحد مایع‌سازی دی‌اکسید کربن نیز است [۲۱].

از دیگر کاربردهای تکنولوژی فرآیند مایع‌سازی تبریدی هوا می‌توان به استفاده از آن در نیروگاه‌های coal-fired oxy-combustion اشاره کرد چراکه این نیروگاه‌ها در ابعاد تجاری نیازمند هزاران تن اکسیژن با خلوص حدود ۹۵٪ در روز هستند که بهترین تکنولوژی در دسترس فرآیند مایع‌سازی تبریدی هوا است چراکه می‌تواند مقدار زیادی اکسیژن را با خلوص بالا که صرفه اقتصادی هم داشته باشد تولید

کند چراکه سایر روش‌های مایع‌سازی مثل جذب فشاری^۱ و جذب غشایی برای تولید اکسیژن با خلوص حدود ۹۵٪ و در مقادیر زیاد، صرفه اقتصادی ندارند [۲۳]. طبق محاسبات در منبع [۲۴] با افزایش درصد خلوص اکسیژن تا مقدار ۹۷٪ مصرف انرژی مخصوص فرآیند به صورت خطی افزایش می‌یابد و با افزایش مقدار خلوص اکسیژن از ۹۷٪ تا ۱۰۰٪ مصرف انرژی مخصوص فرآیند به صورت نمایی افزایش می‌یابد. در شکل (۸-۲) مقدار مصرف انرژی ASU را تحت خلوص مختلف اکسیژن نشان داده شده است.



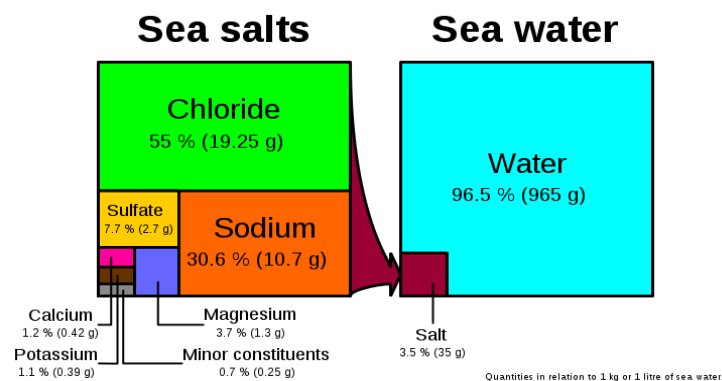
شکل (۸-۲): مصرف انرژی ASU تحت خلوص مختلف اکسیژن [۲۴].

۷-۲ نمک‌زدایی آب دریا

نمک‌زدایی یا آب شیرین کردن، اشاره به هر فرآیندی است که مقداری نمک و سایر مواد معدنی را از آب شور جداسازی کند. همچنین به‌طور کلی، منظور از نمک‌زدایی حذف نمک‌ها و مواد معدنی است همانند نمک‌زدایی آب شور جهت تولید آب شیرینی که برای مصرف انسان و یا آبیاری مناسب است، نمک‌زدایی می‌شود. یک محصول جانبی بالقوه از نمک‌زدایی، نمک است. نمک‌زدایی در کشتی‌های بزرگ و زیردریایی مورد استفاده قرار می‌گیرد. بیشتر سرمایه‌گذاری‌های اخیر در نمک‌زدایی، بر توسعه راه‌های مقرون‌به‌صرفه تأمین آب شیرین برای استفاده انسان، متمرکز شده است. در کنار بازیافت آب از فاضلاب،

^۱ pressure swing absorption

این یکی از چندین منابع تأمین آب مستقل از بارش است. در مقیاس بزرگ نمک‌زدایی به‌طور معمول با استفاده از مقدار زیادی انرژی، زیرساخت‌های اختصاصی و گران‌قیمت است، که آن را از آب تازه به‌دست‌آمده از منابع معمول مانند رودخانه‌ها یا آبهای زیرزمینی گران‌تر می‌گرداند. نمک‌زدایی به‌ویژه مناسب کشورهایی مانند استرالیاست، که به‌طور سنتی بر روی جمع‌آوری بارش پشت سدها برای تأمین منابع آب آشامیدنی خود اتکا می‌کند. به گفته انجمن بین‌المللی نمک‌زدایی در سال ۲۰۰۹، ۱۴۴۵۱ واحد نمک‌زدایی در سراسر جهان در حال بهره‌برداری بوده که ۵۹/۹ میلیون مترمکعب در روز تولید می‌کرده‌اند، با افزایش تولید سالیانه برابر ۱۲/۳٪. تولید در سال ۲۰۱۰ برابر ۶۸ میلیون مترمکعب بوده و انتظار می‌رود که تا سال ۲۰۲۰ به ۱۲۰ میلیون مترمکعب برسد، ۴۰ میلیون مترمکعب در خاور میانه برنامه‌ریزی شده است. در شکل (۲-۹) درصد ترکیبات آب دریا آورده شده است. بزرگ‌ترین کارخانه آب‌شیرین‌کن در جهان کارخانه نمک‌زدایی جبل علی (فاز ۲) در امارات متحده عربی است [۲۵].



شکل (۲-۹): درصد ترکیبات آب دریا

۲-۷-۱ توصیف عمومی فناوری‌های نمک‌زدایی

پنج فناوری عمده به‌منظور خارج کردن و زدودن نمک از آب و دیگر مواد جامد غیرقابل حل در آن وجود دارد، که عبارت‌اند از: تقطیر، اسمز معکوس (RO)، الکترودیالیز (ED)، تبادل یونی (IX) و نمک‌زدایی انجمادی^۱. تقطیر و انجماد شامل خالص ساختن آب خالص، به‌صورت بخار آب و یا یخ، از آب شور است.

^۱ freeze desalination

در فناوری‌های RO و ED یک غشاء بسیار ظریف، باعث مایع‌سازی نمک‌ها و املاح غیرقابل‌حل از آب می‌شود. بعضی از این روش‌ها را می‌توان در حجم بسیار بالا برای تصفیه آب استفاده نمود ولی بعضی دیگر برای حجم‌های بسیار پایین و در حد مصارف خانگی مورد استفاده قرار می‌گیرند.

روش سنتی مورد استفاده در این عملیات تقطیر خلاء است که اساس آن جوشش آب در فشار کمتر از اتمسفر و در نتیجه دمای بسیار پایین‌تر از حد نرمال است. دلیل این است که جوشش یک مایع زمانی اتفاق می‌افتد که فشار بخار برابر فشار محیط باشد و فشار بخار با دما افزایش می‌یابد. بنابراین، به دلیل کاهش درجه حرارت، انرژی ذخیره می‌شود. روش پیشرفته تقطیر چندمرحله‌ای، ۸۵٪ از نیاز جهان در سال ۲۰۰۴ را تأمین می‌کند.

در فرآیندهای رقابتی که برای نمک‌زدایی، غشاء بکار می‌رود، اساساً از فناوری اسمز معکوس استفاده می‌کنند. فرآیندهای غشایی با استفاده از غشاء نیمه‌تراوا و فشار، نمک را از آب جداسازی می‌کنند. سیستم واحدهای اسمز معکوس به‌طور معمول با انرژی کمتر نسبت به روش تقطیر حرارتی کار می‌کنند، که منجر به کاهش کلی هزینه آب‌شیرین‌کن‌ها در طول دهه گذشته شده است. نمک‌زدایی کماکان انرژی زیادی مصرف می‌کند، با این حال، هزینه‌های بعدی آن هم، به قیمت انرژی بستگی خواهد داشت و هم به قیمت فناوری نمک‌زدایی [۲۵].

۲-۷-۲ تولید همزمان در نمک‌زدایی

تولید همزمان فرآیندی است که از انرژی‌های در حال ائتلاف مثل گرمای اضافی ناشی از تولید برق و یا انرژی سرد LNG در زمان تبخیر مجدد آن و... برای انجام کار دیگری استفاده می‌شود. در نمک‌زدایی، تولید همزمان یعنی تولید آب آشامیدنی از آب دریا یا آب زیرزمینی شور در یک واحد یکپارچه، یا "دومنظوره" است، که در آن یک نیروگاه یا ترمینال LNG و... منبع انرژی برای واحد تولید آب شیرین است. انرژی تولیدی واحد ممکن است صرف تولید آب آشامیدنی شود (واحد مستقل)، یا می‌توان انرژی اضافی تولیدشده را وارد شبکه برق نمود (واحد تولید همزمان واقعی). تولید همزمان انواع مختلف دارد،

و از نظر تئوری هر نوعی از انرژی می تواند مورد استفاده قرار گیرد. با این حال، اکثریت واحدهای موجود و برنامه ریزی شده واحدهای نمک زدای تولید همزمان، یا با سوخت های فسیلی یا انرژی هسته ای به عنوان منبع انرژی کار می کنند. اکثر واحدها در خاورمیانه و شمال آفریقا هستند، که از منابع نفت خود برای جبران محدودیت منابع آبی استفاده می کنند. مزیت واحد دومنظوره، راندمان بالاتر در مصرف انرژی است، در نتیجه ساخت واحد آب شیرین کن برای تولید آب آشامیدنی گزینه ای مناسب خواهد بود در ۲۶ دسامبر سال ۲۰۰۷، در ستون مجله The Atlanta Journal-Constitution، نولان هرتل، استاد مهندسی هسته ای و رادیولوژیک در مؤسسه فناوری جورجیا، نوشت: "راکتورهای هسته ای می توانند برای تولید مقادیر زیادی آب آشامیدنی بکار روند. این فرایند در حال حاضر در سراسر جهان، از هند گرفته تا ژاپن و روسیه استفاده می شود. در ژاپن هشت راکتور هسته ای به واحد آب شیرین کن متصل هستند واحدهای آب شیرین کن هسته ای می توانند به عنوان منبع مقدار زیادی آب شرب باشند و توسط خطوط لوله صدها مایل دورتر برده شوند".

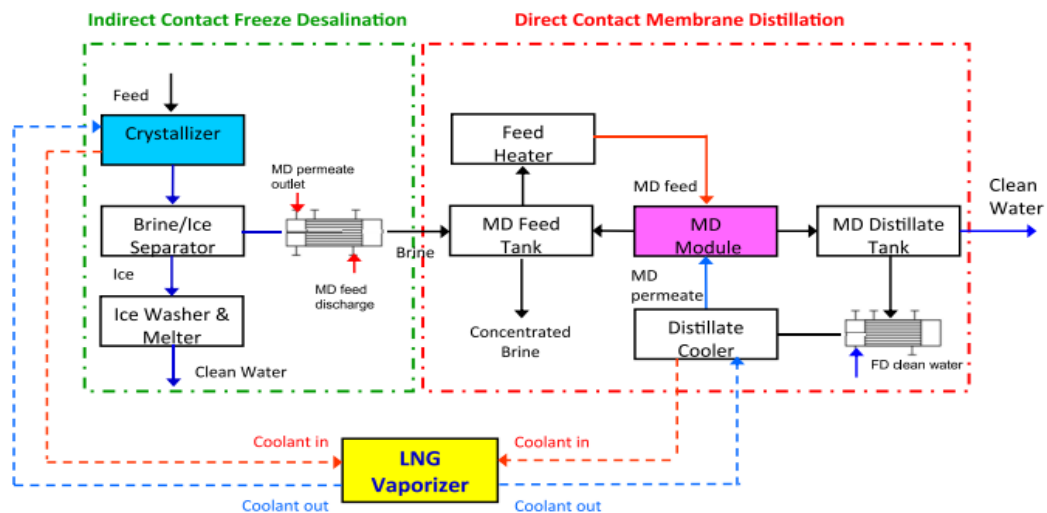
علاوه بر این، روش جاری در کارخانه های دومنظوره، ترکیبی از دو روش است، که در آن محصول یک واحد آب شیرین کن به روش اسمز معکوس با محصول از آب شیرین کن حرارتی مخلوط می شوند. درواقع، دو یا چند فرایند نمک زدایی همراه با تولید انرژی ترکیب می شوند. چنین تأسیساتی در حال حاضر در عربستان سعودی در شهر جدّه و ینبع اجرا شده است. یک ناو هواپیمابر معمولی در ارتش ایالات متحده با استفاده از انرژی هسته ای در هر روز ۴۰۰،۰۰۰ گالن آمریکا (۱۵۰۰،۰۰۰ لیتر) آب نمک زدایی می کند.

یکی از روش های ترکیبی تولید همزمان در نمک زدایی آب دریا استفاده از انرژی سرد LNG در زمان تبخیر مجدد آن است که این کار به مقدار قابل توجهی مصرف انرژی برای تولید آب تازه را کاهش می دهد. از این انرژی سرد می توان در بعضی روش های نمک زدایی آب دریا که از انرژی سرد در فرایند بهره می گیرند استفاده نمود. در بین روش های مختلف نمک زدایی دو روش نمک زدایی انجمادی و اسمز

معکوس (RO)، روش‌هایی هستند که پتانسیل استفاده از این انرژی سرد را دارند که مورد توجه محققین قرار گرفته است.

در سال ۱۹۷۷ E.G. Cravalho و همکارانش به آنالیز ترمودینامیکی استفاده از انرژی سرد موجود در LNG در زمان تبدیل دوباره آن به گاز برای نمک‌زدایی آب دریا پرداختند که فرآیند پیشنهادی آن‌ها علاوه بر مبدل‌های حرارتی دارای موتور و پمپ حرارتی بود [۲۶] و در پژوهشی دیگر در سال ۱۹۸۳ Ing. Attilio Antonelli طرحی دیگر برای نمک‌زدایی آب دریا در ترمینال‌های LNG با استفاده از انرژی سرد LNG پیشنهاد نمود [۲۷] اما این دو طرح دارای بازده پایین بوده‌اند بنابراین در سال ۲۰۰۹، M. Vanden Bussche و همکارش طرح ترکیبی را شبیه‌سازی کردند که در آن از این انرژی سرد علاوه بر نمک‌زدایی برای تولید توان الکتریکی نیز استفاده شده بود [۲۸]. در سال ۲۰۱۲ Peng Wang و همکارش طرح ترکیبی را ارائه نمودند که در آن دو روش مختلف نمک‌زدایی انجمادی^۱ (FD) و نمک‌زدایی غشایی (MD)، را با انرژی سرد LNG در زمان تبدیل دوباره آن به گاز برای دستیابی به بازده بیشتر باهم ترکیب کردند که در نهایت توانستند کل آب بازیافت شده خود را به مقدار ۷۱/۵٪ برسانند که مقدار قابل قبولی است [۲۹] در شکل (۲-۹) شماتیکی از فرآیند پیشنهادی آن‌ها نشان داده شده است.

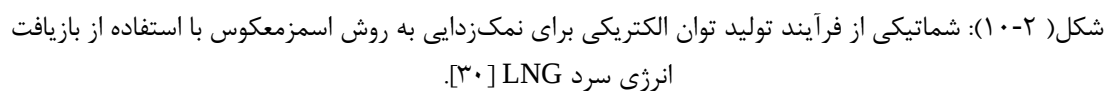
^۱ freeze desalination



شکل (۲-۹): فرآیند ترکیبی نمک‌زدایی FD-MD با استفاده از انرژی سرد LNG [۲۹].

Xia و همکارانش یک فرآیند نمک‌زدایی اسمز معکوس را پیشنهاد کردند که در آن برای تأمین انرژی الکتریکی مورد نیاز پمپ‌های فرآیند از سیکل رانکین با سیال عامل CO_2 و با منبع حرارت خورشیدی بر مبنای بازیافت انرژی سرد LNG استفاده نموده‌اند؛ همچنین در این مقاله از یک توربین گاز طبیعی^۱ استفاده نموده‌اند که در آن LNG بعد از فشرده شدن در فاز مایع و تبدیل شدن به فاز گاز وارد این توربین شده و تولید توان می‌کند تا انرژی مورد نیاز یکی از پمپ‌های فرآیند را تأمین کند [۳۰]. در شکل (۲-۱۰) شماتیکی از این فرآیند ترکیبی آورده شده است.

^۱ NG turbine



31

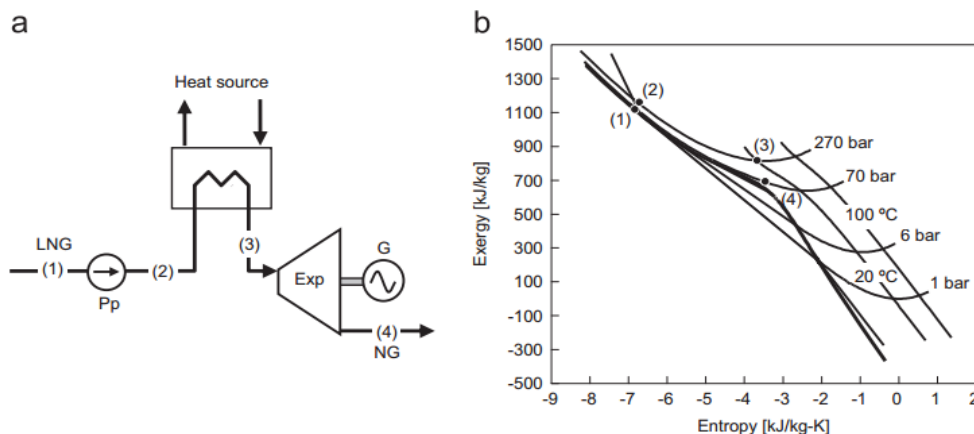
قبل از اینکه LNG به فاز گاز تبدیل شود بهتر است که آن را (تا زمانی که در فاز مایع است) توسط پمپ به فشار موردنیاز برای ورود به شبکه خطوط لوله رساند؛ که مقادیر آن با توجه به هدف کاربرد در جدول (۲-۳): مقادیر مختلف فشار گاز طبیعی با توجه به هدف استفاده از آن [۳۴]. آورده شده است [۳۴]. با این کار مقدار انرژی کمتری برای پمپ کردن نیاز است و اگر این افزایش فشار بعد از تبدیل مجدد آن به شکل گاز صورت گیرد مقدار توان مصرفی به بیشتر از ۲۰ برابر افزایش خواهد یافت [۳۳].

۲-۸-۱ انبساط مستقیم LNG (LNG direct expansion)

یکی از روش‌های متداولی که برای تولید توان از انرژی موجود در LNG در زمان تبخیر مجدد آن استفاده می‌شود؛ مطابق شکل (۲-۱۱) (a) این است که LNG را بعد از پمپ کردن تا فشار بیشتر از فشار موردنیاز شبکه توزیع؛ و تبدیل مجدد آن به گاز (که می‌توان از انرژی سرد آن بهره برد و یا اینکه توسط آب دریا یا هوا این کار را انجام داد)، آن را به عنوان سیال عامل در توربین استفاده می‌کنند و مقدار قابل توجهی توان تولید می‌کنند [۳۴]. این کار یکی از ساده‌ترین روش‌های استفاده از انرژی مکانیکی LNG است اما راندمان آن پایین است چراکه در این روش (اگر بدون استفاده از انرژی سرد آن صورت گیرد) تمام انرژی حرارتی آن به هدر می‌رود و تنها از انرژی مکانیکی (به علت فشار بالا) استفاده می‌شود. بیشترین مقدار فشار بخاری که در مقالات برای LNG در نظر گرفته شده طبق منبع [۳۵] مقدار 270 bar است که در شکل (۲-۱۱) (b) آورده شده است. همان‌طور که مشاهده می‌کنید مقدار انرژی بهره‌برداری شده در این مثال اختلاف انرژی بین نقاط ۳ و ۴ است که نشان‌دهنده ۱۱/۷۵٪ از انرژی LNG در شرایط ذخیره آن است (نقطه ۱). باید به این نکته اشاره کرد که در خروجی توربین، گاز طبیعی مقداری خنک می‌شود که باید دوباره تا دمای مناسب برای توزیع گرم شود. انبساط مستقیم LNG، به عنوان یک روش واحد به علت راندمان بسیار پایین آن روشی مناسب نیست و معمولاً از این روش به صورت ترکیبی با سیکل‌های رانکین و برایتون استفاده می‌شود.

جدول (۳-۲): مقادیر مختلف فشار گاز طبیعی با توجه به هدف استفاده از آن [۳۴].

کاربرد	فشار (bar)
نیروگاه بخاری	۶
نیروگاه ترکیبی	۲۵
توزیع محلی	۳۰
توزیع مصافتهای طولانی	۷۰



شکل (۳-۲): (a) انبساط مستقیم LNG: ساختار سیکل باز، (b) نمودار انتروپی-انرژی-انرژی [۳۴].

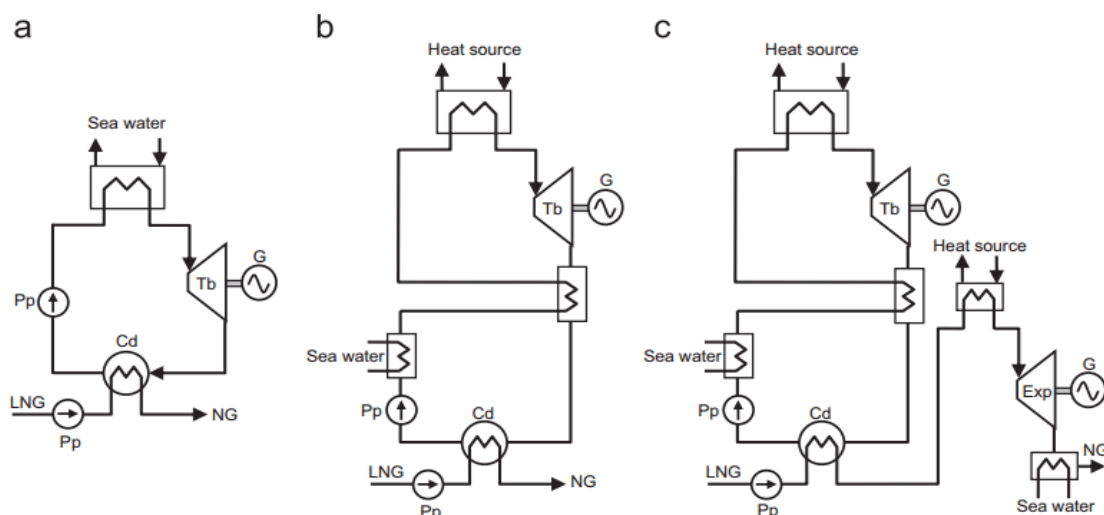
۲-۸-۲ استفاده از انرژی LNG در زمان تبخیر مجدد آن در سیکل رانکین

در این سیکل از انرژی LNG به عنوان منبع سرد در کندانسور استفاده می شود. در این روش در طول فرآیند تبخیر مجدد LNG، انرژی حرارتی LNG آزاد می شود و در نتیجه LNG به گاز و سیال عامل به شکل مایع، تبدیل می شود. می دانیم که با سرد کردن سیال عامل تا دمای پایین، راندمان سیکل افزایش می یابد؛ چراکه در این حالت فشار خروجی از توربین را می توان بیشتر کاهش داد که این کار باعث افزایش توان تولیدی آن می شود.

سه ساختار پایه ای سیکل رانکین در شکل (۳-۲) نشان داده شده است. در شکل (۳-۲) (a) یک سیکل رانکین را ساده مشاهده می کنید که در آن منبع حرارتی می تواند دمای محیط یا آب دریا باشد؛ که بسیار متداول هستند چراکه موقعیت ترمینال های LNG در کنار سواحل است و یا اینکه توسط انرژی ها و ابزارهای دیگر تأمین شود که هرچه دمای منبع گرم بالاتر باشد راندمان فرآیند نیز بیشتر خواهد شد؛ در این زمینه مقالاتی وجود دارند مثل استفاده از انرژی خورشیدی [۳۶-۳۹]، استفاده از

حرارت موجود در دود خروجی از دودکش‌های صنعتی [۴۰] و حرارت‌های در حال اتلاف فرآیندهای صنعتی [۴۱]. البته در این مقالات تغییرات جزئی نسبت به سیکلی که در شکل (۲-۱۲) (a) آورده شده ایجاد شده است تا عملکرد آن‌ها بهبود یابد. در شکل (۲-۱۲) (b) با نصب بازیاب جریان خروجی از توربین گرمای خود را به سیال عامل قبل از اینکه گرمایی را از منبع سرد دریافت کند می‌دهد. استفاده از بازیاب باعث می‌شود تا مقدار حرارت موردنیاز در منبع گرم نیز کاهش یابد و همچنین کندانسور توان کمتری مصرف نماید و یا به عبارت دیگر مقدار انرژی سرد موردنیاز در کندانسور کاهش یابد در نتیجه می‌توان نسبت دبی جرمی بین سیال عامل سیکل رانکین و LNG را افزایش داد و در نتیجه می‌توان بیشتری را تولید کرد. راه دیگر افزایش راندمان فرآیند استفاده از جریان آب دریا برای گرم کردن جریان بین پمپ و بازیاب است که این کار در منبع [۴۲] مورد بررسی قرار گرفته است.

در دو ساختار سیکل رانکین اشاره شده، تنها اگر انرژی حرارتی برای کندانس کردن سیال عامل مورد استفاده قرار گرفته و برای بازیافت انرژی مکانیکی سیکل رانکین، باید با روش انبساط مستقیم LNG ترکیب شود. همان‌طور که در شکل (۲-۱۲) (c) مشاهده می‌کنید در این روش LNG بعد از عبور از کندانسور در فاز گاز توسط یک منبع حرارتی که می‌تواند آب دریا باشد گرم می‌شود.



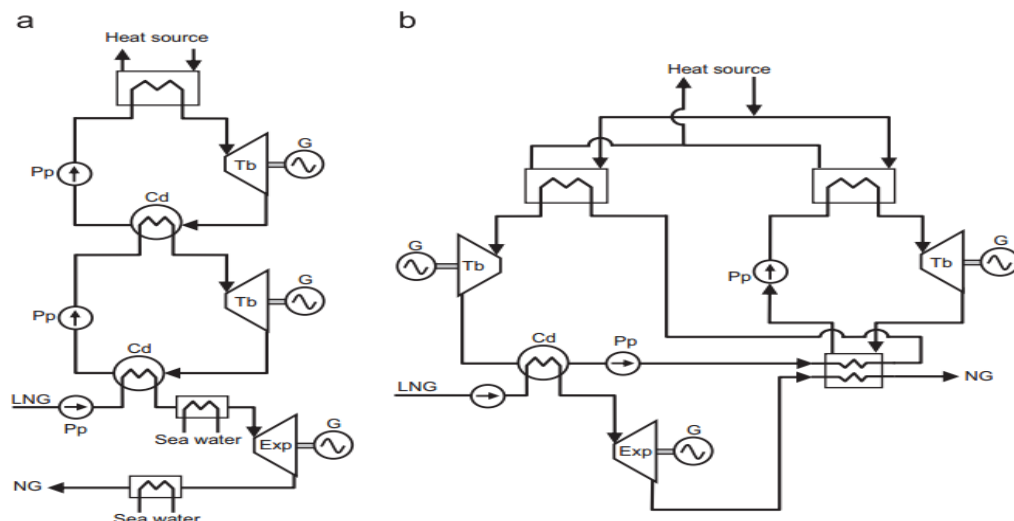
شکل (۲-۱۲): شماتیکی از سه سیکل رانکین: (a) سیکل پایه یا ساده، (b) سیکل شامل بازیاب، (c) سیکل شامل بازیاب و انبساط مستقیم LNG [۳۴].

۲-۸-۲-۱ خصوصیات و معیارهای انتخاب سیال عامل‌های سیکل رانکین:

سیال عامل‌ها نقش کلیدی را در راندمان سیکل‌ها بازی می‌کنند و آن‌ها باید دارای خواص فیزیکی باشند که پاسخ‌گوی کاربرد موردنیاز در سیکل رانکین باشد و استحکام شیمیایی کافی را در برابر بازه دمایی مورد استفاده در سیکل رانکین را دارا باشد. معیارهای انتخاب سیال عامل بر مبنای شرایط عملکرد، تأثیرات زیست‌محیطی، سمیت و قابلیت اشتعال، تأثیر بر روی راندمان سیکل و مسئله اقتصادی است که این مسئله در فصل بعد برای سیکل رانکین مورد بحث و مقایسه قرار گرفته است.

۲-۸-۲-۲ استفاده از سیکل رانکین به صورت ترکیبی:

زمانی که منبع حرارت دارای دمای بالایی باشد سیکل رانکین به تنهایی، عملکرد نامناسب و راندمان پایین خواهد داشت. به علت اینکه بیشتر سیال‌عامل‌هایی که برای بازیافت انرژی اگزورژی LNG استفاده می‌شوند نمی‌توانند مقدار دمای عملیاتی بالایی را تحمل کنند. سیکل‌های ترکیبی برای به حداکثر رساندن راندمان فرآیندها با بهره‌گیری از این مقدار دمای بالای منبع حرارت، استفاده می‌شود. که از این سیکل‌های ترکیبی می‌توان به سیکل‌های دوجزئی اشاره کرد. مطابق شکل (۲-۱۳) (a) که سیکل بالایی به سیال‌عاملی نیاز دارد که مقدار دمای بالایی را تحمل کند و از کندانسور این سیکل به عنوان منبع حرارت سیکل پایینی استفاده می‌شود سیال‌عامل‌های پیشنهادی برای سیکل بالایی علاوه بر بخار آب که بسیار متداول است از آمونیاک و اتان نیز استفاده می‌کنند. و سیکل پایینی از سیال‌عاملی استفاده می‌کند که دارای نقطه جوش پایینی باشد؛ مثل: بوتان، پروپان، اتان و نوع دیگری از سیکل‌های ترکیبی مطابق شکل (۲-۱۳) (b) سیکل‌هایی هستند که سیال عامل‌های آن‌ها دارای دمای جوش یکسان‌اند ولی دمای کندانس متفاوت دارند [۳۴].



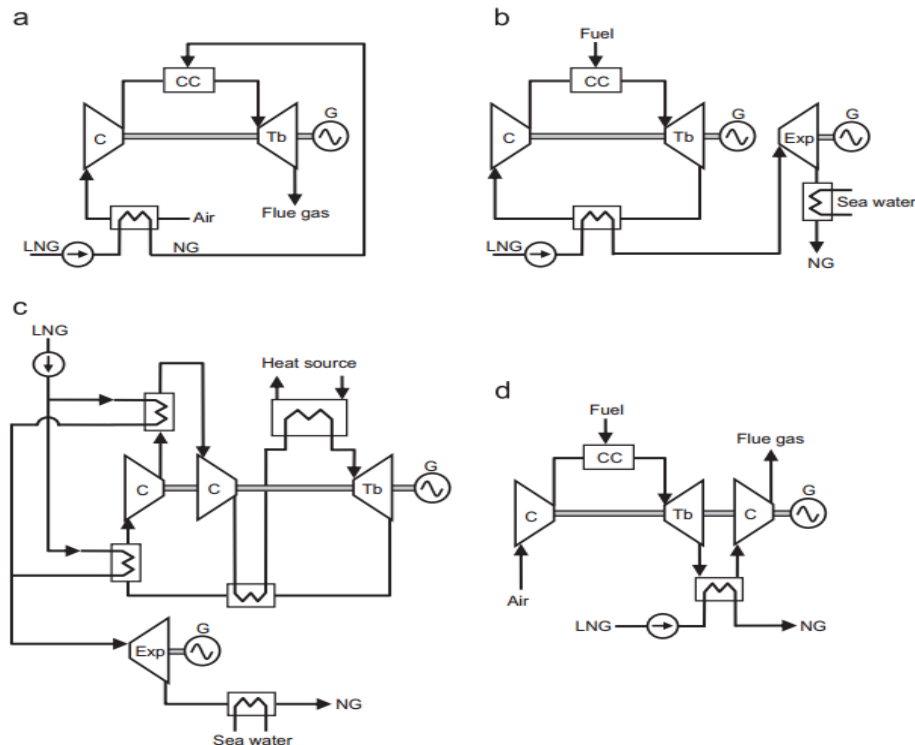
شکل (۲-۱۳): شماتیکی از ساختار سیکل‌های رانکین: (a) سیکل دوجزئی با انبساط مستقیم LNG، (b) سیکل‌های رانکینی که سیال‌عامل‌های آن‌ها دارای دمای جوش یکسان‌اند ولی دمای کندانس متفاوت دارند [۳۴].

۲-۸-۳ استفاده از انرژی LNG در زمان تبخیر مجدد آن در سیکل برایتون

در سیکل برایتون از انرژی حرارتی LNG برای سرد کردن هوای (گاز) ورودی به کمپرسور استفاده می‌شود؛ که این کار باعث کاهش زیاد مصرف انرژی کمپرسور می‌شود علت این کاهش این است که کار کمپرسور به حجم مخصوص گاز وابسته است.

شکل (۲-۱۴) چهار مورد از ساختارهای سیکل برایتون را برای استفاده از انرژی LNG نشان داده است. شکل (۲-۱۴) (a) یک سیکل بازگازی را نشان می‌دهد که در آن از سرمای LNG برای سرد کردن هوای ورودی به کمپرسور استفاده می‌شود؛ که در منبع [۴۳] آورده شده است. کاهش دمای هوا توسط LNG به مقدار دمای هوا و رطوبت آن بستگی دارد در این مقاله نشان داده شده که با استفاده از انرژی سرد LNG مقدار توان تولیدی در شرایط هوای خشک ۶٪ و در شرایط هوای مرطوب با رطوبت ۶۰٪، ۸٪ افزایش می‌یابد. شکل (۲-۱۴) (b) یک سیکل بسته برایتون است که در آن گاز ورودی به کمپرسور می‌تواند تا دمای بسیار پایین سرد شود. در منبع [۳۲] مطابق شکل (۲-۱۴) (c) پیشنهاد شده که باهدف کاهش کار کمپرسورها از کمپرسور دوحله‌ای با سردکن میانی توسط LNG استفاده شود. در شکل (۲-۱۴) (d) نوعی از سیکل برایتون باز معرفی شده که از LNG برای سرد کردن گاز خروجی

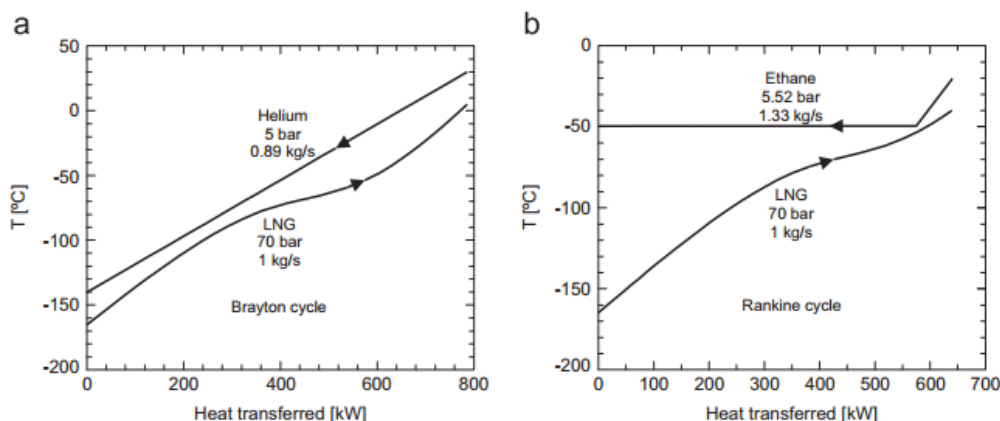
از توربین استفاده می‌کند. این اقدام باعث افزایش کار خالص سیکل برایتون شده با این روش ۲۷٪ از انرژی گاز خروجی به کار مفید تبدیل می‌شود.



شکل (۲-۱۴): شماتیکی از ساختار سیکل برایتون: (a) خنک کردن هوای ورودی به سیکل بازگازی، (b) سیکل بسته برایتون و انبساط مستقیم LNG، (c) سیکل بسته برایتون با استفاده از کمپرسور چندمرحله‌ای با خنک‌کن میانی، (d) سیکل باز با خنک‌کن بعد از توربین [۳۴].

در شکل (۲-۱۵) پروفایل دمایی فرآیند تبخیر مجدد LNG را زمانی که در هر دو سیکل برایتون و رانکین استفاده شده است را مشاهده می‌کنید. در این شکل دو منحنی LNG و سیال عامل در سیکل برایتون نسبت به سیکل رانکین به یکدیگر نزدیک‌ترند و همان‌طور که می‌دانید هر چه این دو منحنی به یکدیگر نزدیک‌تر شوند بازگشت‌ناپذیری کمتر شده و راندمان اگزرتیک فرآیند افزایش می‌یابد [۳۴].

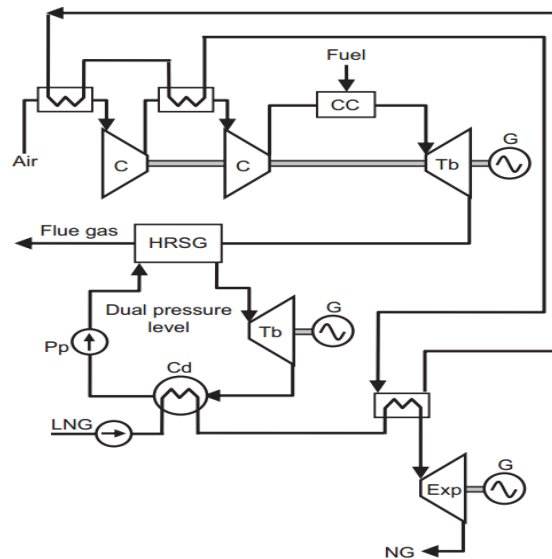
خصوصیات و معیارهای انتخاب سیال‌عامل‌های سیکل برایتون نیز تا حدی مشابه سیکل رانکین است البته تفاوت‌های اساسی دارند و همچنین از لحاظ تعداد محدودترند که این موضوع نیز مشابه سیکل رانکین در فصل سوم مورد بحث و مقایسه قرار گرفته است.



شکل (۲-۱۵): انتقال حرارت بین LNG و سیال‌عامل‌های (a) سیکل برایتون، (b) سیکل رانکین [۳۴].

۲-۸-۴ استفاده از انرژی LNG در زمان تبخیر مجدد آن در سیکل ترکیبی

ترکیب فرآیند تبخیر مجدد LNG با سیکل‌های ترکیبی متداول، توربین گازی و بخار یکی از راه‌های بهره‌برداری از انرژی LNG است که بارها مورد بررسی و مطالعه محققین قرار گرفته است. در این فرآیندها از انرژی حرارتی LNG جهت خنک کردن هوای ورودی به کمپرسورها در سیکل گازی و همچنین برای کندانس کردن بخارها در دمای پایین‌تر از محیط استفاده می‌شود. Shi و همکارانش سیکل‌های ترکیبی را با ساختارهای متفاوت برای ترکیب با فرآیند تبخیر مجدد LNG ارائه نموده‌اند [۴۴-۴۶]. برای مثال در منبع [۴۶] با استفاده از انرژی LNG برای خنک کردن هوای ورودی و استفاده از آن در سردکن میانی و همچنین کندانس کردن بخار می‌توان عملکرد سیکل ترکیبی تولید توان را بهبود بخشید که این سیکل در شکل (۲-۱۶) نشان داده شده است.



شکل (۱۶-۲): شماتیک از سیکل ترکیبی با پیش‌سرمایش هوای ورودی، سرمایش میانی با استفاده از انرژی LNG در زمان تبخیر مجدد آن [۳۴].

۲-۸-۵ استفاده از انرژی LNG در زمان تبخیر مجدد آن در سیکل کالینا

اولین بار سیکل کالینا در سال ۱۹۴۸ میلادی مطرح گردید و در آن از یک مخلوط دوجزئی با دو نقطه جوش متفاوت استفاده شد؛ لذا این مخلوط دارای یک محدوده جوش است؛ و در نتیجه در حالتی که دما و انرژی منبع گرم متغیر باشد. سیکل می‌تواند خود را برای به دست آوردن بهترین راندمان تطبیق دهد. در این حالت پروفیل دمای سیال به پروفیل بار حرارتی منبع نزدیک‌تر می‌شود؛ و در میعان نیز عیناً چنین انعطاف‌پذیری به وجود خواهد آمد. مخلوط دوگانه به ما اجازه می‌دهد با دادن حرارت به صورت افزایشی، ازدیاد دمای افزایشی داشته باشیم. در صورتی که در سیال یگانه این افزایش به صورت تغییر فاز (مثلاً از فاز مایع به فاز گاز) است. این مخلوط را در سیکل‌هایی که از منبع سوخت فسیلی، انرژی زمین گرمائی و یا حتی انرژی هسته‌ای استفاده می‌کنند، می‌توان به کاربرد.

در موقع سرد کردن سیال سیکل، توسط آب‌خنک کننده، مخلوطی به وجود می‌آید، که مقدار زیادی آب و مقدار کمی آمونیاک دارد؛ و برعکس در موقع فرستادن سیال به توربین بخار، مقدار زیادی آمونیاک و مقدار کمی آب در مخلوط ایجاد می‌شود. یک واحد نمونه از سیکل کالینا در حدود سال ۱۹۹۰ طراحی

و ساخته شد و در حومه لوس آنجلس شروع بکار نمود؛ که در آن ۶۳ مگاوات برق از حرارت اتلافی با دمای 543°C تولید شد. با کار این نیروگاه اصول تئوری کالینا مورد تأیید قرار گرفت. در این سیکل سه سطح فشار وجود دارد یکی سطح بالایی که فشار ورودی به توربین است، دیگری که سطح متوسط است و فشار مایع اشباع خروجی از چگالنده است و دیگری که سطح پایینی است و عبارت است از سیال خروجی از توربین که حالت آن توسط شرایط مایع اشباع خروجی از برج جاذب، ثابت نگه داشته می شود. محاسبات سیکل ترکیبی کالینا نشان می دهد که راندمان حرارتی به جای حدود ۴۰ درصد در سیکل های بخار متعارف به حدود ۵۳ درصد می رسد؛ ولی به دلیل اضافه شدن یکسری تجهیزات، هزینه این سیکل بیشتر از سیکل های متعارف بخار خواهد بود. در این سیکل از مخلوط ۷۰ درصد آمونیاک و ۳۰ درصد آب به عنوان سیال استفاده می شود؛ و به همین علت می توان از این سیکل برای بازیافت حرارت از گازهای ورودی در دماهای کم تا متوسط استفاده نمود. توربین های گاز در سیکل های ترکیبی با استفاده از مخلوط آب و آمونیاک، راندمانی ۲ تا ۳ درصد بیشتر از سیکل های ترکیبی چند فشاری که تنها از آب به عنوان سیال سیکل استفاده می کنند را، دارا می باشند. در بازیافت حرارتی از گازهای با دمای پایین مثل گازهای خروجی موتور دیزل، سیکل کالینا باعث افزایش ۲۰ تا ۳۰ درصدی انرژی بازیافتی می شود. دلیل اصلی این مزیت آن است که برخلاف بخار آب نقطه جوش مخلوط آب و آمونیاک در یک محدوده دمایی رخ می دهد؛ و لذا مقدار انرژی بازیافتی از جریان گازی خیلی بیشتر خواهد بود [۴۷].

۲-۸-۵-۱ مقایسه بین سیکل کالینا و رانکین

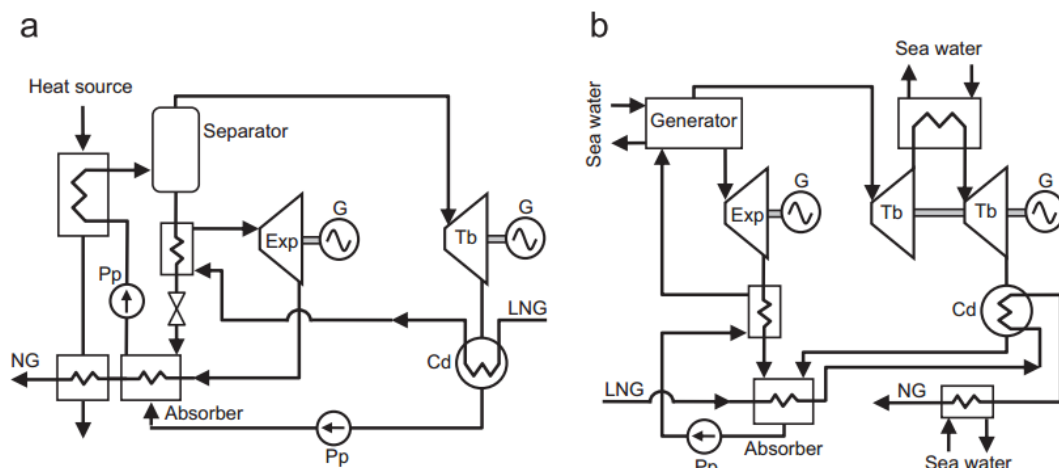
سیکل کالینا نسبت به سیکل های رانکین در دمای کم راندمان بهتری دارد؛ زیرا سیال سیکل مخلوط در سیکل تغییر کرده و انرژی حرارتی بیشتری را برای تولید الکتریسیته جذب نموده و برگرداندن انرژی در سطح بالاتری انجام می گیرد، لذا توان تولیدی بیشتری به ازای سوخت مصرفی یا حرارت ورودی مشخص ارائه خواهد نمود. درصد اختلاط آب و آمونیاک در سیکل، مشابه سیکل های تبرید تغییر می کند؛ و لذا درجه آزادی آن را بالا می برد. خواص ترموفیزیکی مخلوط آب و آمونیاک می تواند با تغییر

غلظت آمونیاک در مخلوط تغییر کرده و باعث شود که در سیستم تراکم، بازیافت انرژی داشته باشیم. بهینه کردن سیستم تراکم نیز به وسیله استفاده از تغییر غلظت آمونیاک امکان پذیر بوده و از گازهای خروجی آگروز می توان انرژی بیشتری را بازیافت نمود.

از آنجاکه در خروجی توربین سیکل رانکین، بخار مرطوب پدید می آید، باید تمهیداتی به جهت جلوگیری از خوردگی در مراحل انتهایی توربین اندیشید، درحالی که انبساط در توربین سیکل کالینا، بخار اشباع ایجاد نموده و مشکل خوردگی پدید نمی آید. علاوه بر این به دلیل فشار بیشتر بخار و حجم مخصوص کمتر، ابعاد سیستم خروجی توربین در سیکل کالینا می تواند کوچک تر از سیستم با آب در سیکل رانکین انتخاب شود. تجهیزات مرسوم مثل توربین های بخار در سیکل کالینا نیز می تواند به کار روند؛ زیرا جرم مولکولی آمونیاک و آب شبیه به هم است [۴۷].

Shi و che [۴۸] ترکیب فرآیند تبخیر مجدد LNG را با سیکل کالینا با سیال عامل آمونیاک-آب را پیشنهاد کردند؛ جایی که انرژی سرد LNG برای چگالش آمونیاک در خروجی توربین و برای خنک کاری جاذب استفاده می شود. این فرآیند در شکل (۲-۱۷) (a) نشان داده شده است.

ساختار دیگری بر مبنای سیکل کالینا توسط Liu و همکارش در منبع [۴۹] معرفی شده است. شماتیکی از آن را در شکل (۲-۱۷) (b) مشاهده می کنید. در سیکل پیشنهادی آن ها مخلوط سیال عامل دوجزئی (Tetrafluoromethane-propano) استفاده شده است. این سیکل حرارتی، با یک سیکل رانکین ارگانیک که سیال عامل پروپان داشته است مقایسه شده که هر دو دارای حداکثر دمای مشابه و حداقل دمای 75°C بوده اند. در این مقایسه نشان داده شده که سیکل کالینای پیشنهادی دارای راندمان بیشتری نسبت به سیکل ORC معرفی شده است.



شکل (۲-۱۷): سیکل کالینا، (a) سیال عامل آمونیاک و آب (b) سیال عامل ترانلورومتان و پروپانو (Tetrafluoromethane-propano) [۴۸-۴۹].

۹-۲ نتیجه گیری

در این فصل روش‌های مختلفی که در پژوهش‌های پیشین برای بازیافت انرژی موجود در LNG در زمان تبخیر مجدد آن پیشنهاد شده بودند معرفی شدند. در فصل سوم این پژوهش به بازیافت انرژی موجود در LNG در زمان تبدیل مجدد آن به شکل گاز به روش‌های فرآیند مایع‌سازی تبریدی هوا، نمک‌زدایی و تولید توان الکتریکی پرداخته شده است. شبیه‌سازی این فرآیندها با در نظر گرفتن مصرف بهینه انرژی در فرآیندها صورت گرفته است. شبیه‌سازی‌ها توسط نرم‌افزارهای Aspen HYSYS و Aspen Plus [۵۰-۵۱] صورت می‌گیرد. در فرآیند ASU با استفاده از انتگراسیون حرارتی در برج‌های تقطیر و مبدل‌های حرارتی سعی بر کاهش مصرف انرژی و جلوگیری از اتلاف آن داریم. در ادامه، معادلات انرژی و انرژی فرآیندهای شبیه‌سازی شده را تعیین کرده و با استفاده از اتصال دو نرم‌افزار متلب (MATLAB) [۵۲] و Aspen HYSYS مقادیر انرژی فیزیکی، شیمیایی و کل، برای جریان‌های فرآیندهای ASU محاسبه می‌شود. آنالیز انرژی و انرژی بر روی فرآیندهای شبیه‌سازی شده صورت می‌گیرد و مقادیر راندمان‌های مختلف انرژی نیز محاسبه شده و نتایج مربوط به شبیه‌سازی‌ها و محاسبات ترمودینامیکی به صورت جداول و نمودارها ارائه خواهد شد و نیز آنالیز حساسیت بر روی پارامترهای حساس و مقایسه‌هایی با سایر فرآیندهای پیشنهادی صورت می‌گیرد.

یکی از فرآیندهای پیشنهادشده در این پژوهش فرآیند ترکیبی است که از سه قسمت تشکیل شده است. این فرآیند شامل قسمت‌های مایع‌سازی هوا، تولید توان الکتریکی و قسمت تبدیل مجدد LNG به شکل گاز است؛ و راندمان انرژی بالایی دارد، خلوص اکسیژن تولیدی آن ۱۰۰٪ (۹۹/۹۹۹۹٪) است و در پژوهش‌های پیشین مشابه این فرآیند پیشنهاد نشده است.

فصل سوم

مدل سازی و محاسبات

ترمودینامیکی

در این فصل به معرفی و توصیف چند فرآیند پیشنهادی برای بازیافت انرژی موجود در LNG به روش‌های مایع‌سازی هوا، نمک‌زدایی و تولید توان الکتریکی پرداخته شده است؛ و معادلات انرژی و انرژی حاکم بر فرآیندها نیز آورده شده است. شبیه‌سازی‌ها توسط نرم‌افزارهای Aspen HYSYS و Aspen Plus صورت می‌گیرد. در فرآیند ASU علاوه بر تولید اکسیژن و نیتروژن با خلوص بالا با استفاده از انتگراسیون حرارتی در برج‌های تقطیر و مبدل‌های حرارتی سعی بر کاهش مصرف انرژی و جلوگیری از اتلاف آن و در نتیجه افزایش راندمان فرآیندهای پیشنهادی داریم. در قسمت تولید توان نیز در شبیه‌سازی‌ها از سیکل‌های رانکین و برایتون با سیال‌عامل‌های مختلف استفاده شده است.

۲-۳ مدل‌سازی فرآیند پیشنهادی اول

فرضیات در نظر گرفته شده در مدل‌سازی‌ها:

۱. از تأثیر افت فشار در خطوط لوله و در تجهیزات، در محاسبات فرآیند؛ و در شبیه‌سازی صرفه نظر شده است. باید به این نکته توجه داشت که مقدار افت فشار در سیستم تبخیر LNG باید

۳٪ در نظر گرفته شود [۵۴].

۲. از اتلاف حرارت در فرآیند صرف‌نظر شده است.

۳. تغییرات انرژی جنبشی و انرژی پتانسیل ناچیز است.

۴. مبدل‌ها غیر هم‌سو هستند.

۵. وضعیت سیستم در حالت پایا قرار دارد.

فرآیندهای پیشنهاد شده توسط نرم‌افزار (Aspen HYSYS V7.3 و Aspen Plus) شبیه‌سازی شده و از معادله حالت Peng-Robinson هم برای قسمت‌های تولید توان و تبدیل مجدد LNG به شکل گاز [۵۵] و هم برای فرآیند مایع‌سازی تبریدی هوا استفاده شده است [۵۶].

یک فرآیند مایع‌سازی تبریدی هوا شامل مراحل زیر است:

۱. کمپرس کردن هوای ورودی ۲. پیش سرد کردن (معمولاً توسط خنک‌کن هوایی) ۳. پاک‌سازی هوا از بخار آب، CO₂ و سایر آلاینده‌ها ۴. هوای پرفشار و خشک توسط مبدل‌های حرارتی تا نزدیکی دمای شبنم سرد می‌شود ۵. عناصر موجود در هوا (اکسیژن و نیتروژن و...) توسط برج یا برج‌های تقطیر جدایی می‌شود.

در این پژوهش دو فرآیند مایع‌سازی تبریدی هوا پیشنهاد شده که هر دو فرآیند پیشنهادی مصرف انرژی پایین‌تری نسبت به فرآیندهای پیشنهادی مشابه دارند؛ که این امر مورد مقایسه قرار گرفته است. فرآیند پیشنهادی اول فرآیندی مشابه فرآیندهای متداول مایع‌سازی تبریدی هوا است؛ که نسبت به آن‌ها انرژی کمتری بر واحد تولید محصولات مصرف می‌کند؛ و علت آن در ادامه مورد بحث قرار می‌گیرد. فرآیند دوم در ادامه معرفی می‌شود.

فرضیات مدل‌سازی در این فرآیند مشابه فرآیند چهار برجی است؛ با این تفاوت که در فرآیندهای پیشنهادی در این مدل‌سازی‌ها درصد ترکیبات هوای ورودی (دبی کل هوای ورودی 59970 Nm³/h) با دو فرض (O₂ = 20%, N₂ = 80% و O₂ = 21%, AR = 1%, N₂ = 78%) در نظر گرفته شده است؛ و محاسبات انرژی نیز برای هر دو نوع ترکیب هوای ورودی صورت می‌گیرد.

۳-۲-۱ توصیف فرآیند پیشنهادی اول

شکل (۳-۱) شماتیکی از فرآیند پیشنهادی اول را نشان می‌دهد که توسط نرم‌افزار (Microsoft Visio 2013) رسم شده در این فرآیند هوا در شرایط استاندارد (T=25 °C, P=101.5 KPa) (جریان‌های ۱ و ۲) وارد کمپرسور سه مرحله‌ای شده و بعد از رسیدن به فشار مطلوب و سرد شدن توسط خنک‌کن‌های هوایی از بخار آب، CO₂ و سایر آلاینده‌ها پاک‌سازی می‌شود. (قسمت پاک‌سازی در شکل آورده نشده) (به ترتیب جریان‌های ۱۶ و ۲۶) به ترتیب وارد مبدل‌های حرارتی E-1 و E-4 شده و دمای آن‌ها تا مقدار

موردنظر برای ورود به برج تقطیر UC سرد می‌شود. سرانجام جریان پرفشار و سرد (۱۷) در فاز گاز وارد پایین‌ترین سینی برج UC می‌شود. جریان (۲۷) به علت دوفازی شدن، قبل از وارد شدن به برج UC وارد یک تفکیک‌کننده دو فازی (S-1) می‌شود و فاز بخار (۲۸) آن وارد برج تقطیر UC شده و فاز مایع آن (۲۹) وارد مبدل حرارتی E-2 می‌شود. از برج تقطیر پرفشار UC، ۴ جریان T1,N1,R1,B1 خارج می‌شوند. جریان N1، نیتروژن با خلوص ۹۹/۸۴٪ است که بعد استفاده از توربین برای کاهش فشار آن و همچنین استفاده از دمای بسیار پایین آن جهت سرد کردن هوای ورودی به ترتیب از مبدل‌های E-4 و E-1 عبور کرده و نیتروژن با خلوص بالا در شرایط (T=9.2 °C, P=110 KPa) به‌عنوان محصول تحت عنوان جریان N4 به دست می‌آید.

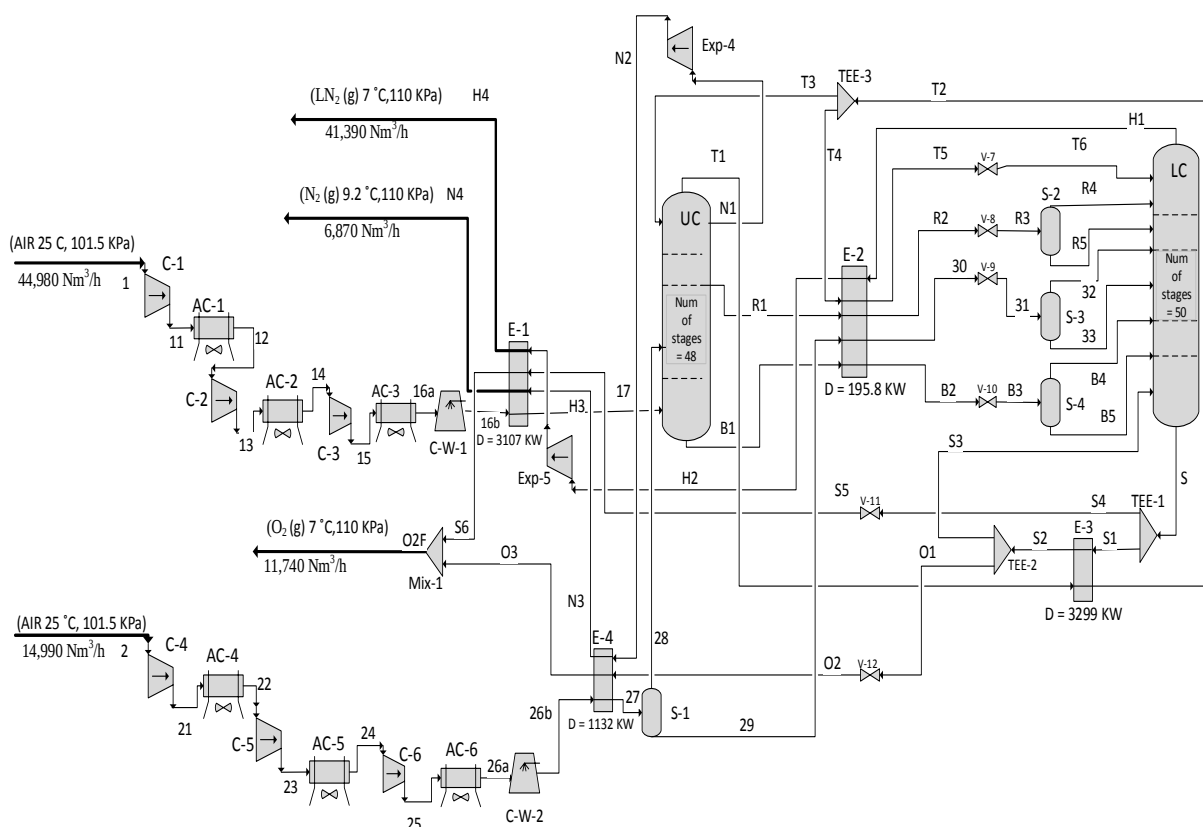
جریان T1 که در فاز گاز است وارد مبدل حرارتی E-3 شده (که نقش کندانسور را برای برج UC و ریبویلر را برای برج LC دارد) تا تغییر فاز دهد و مایع شود (T2). مقداری از جریان T2 به‌عنوان جریان برگشتی وارد برج تقطیر UC می‌شود (T3)؛ و مقدار باقی‌مانده از آن (T4) به همراه جریان‌های B1,R1,29 وارد مبدل حرارتی E-2 شده و بعد از سرد شدن در این مبدل این جریان‌ها وارد شیرهای فشارشکن (V-7,V-8,V-9,V-10) می‌شوند؛ تا فشار آن‌ها به مقدار مطلوب برای ورود به برج تقطیر کم‌فشار LC کاهش یابد. سه جریان R3, 31 و B3 قبل از ورود به برج تقطیر LC به ترتیب وارد تفکیک‌کننده‌های (S-2, S-3 و S-4) می‌شوند و بعد از جداسدن فازهای مایع و بخار آن‌ها جریان‌های حاصله وارد سینی‌های مناسب در برج می‌شوند. (این کار باعث می‌شود تا مقدار انرژی کمتری برای مایع‌سازی در برج تقطیر مصرف شود).

از برج کم‌فشار LC دو جریان (H1وS) خارج می‌شود. جریان بالای برج شامل نیتروژن با خلوص (۹۹/۳۶٪) در فاز گاز است. از دمای بسیار پایین این جریان به‌عنوان جریان سرد مبدل‌های حرارتی (E-1, E-2) استفاده می‌شود؛ و درنهایت در شرایط (T=7°C, P=110 KPa) و تحت عنوان جریان H4 از فرآیند خارج می‌شود. باید توجه داشت در فرآیندهای مایع‌سازی متداول این جریان را به‌عنوان جریان با خلوص پایین نیتروژن در نظر می‌گیرند؛ چراکه معمولاً درصد خلوص آن‌ها کم‌تر ۹۷٪ است. اما در

فرآیندهای پیشنهادشده در این پژوهش درصد خلوص جریان با خلوص پایین نیتروژن (جریان H4) بیش از ۹۹٪ است که مقدار قابل توجهی است.

جریان پایین برج LC اکسیژن مایع با خلوص ۱۰۰٪ است (S). این جریان به دو جریان S1 و S4 تقسیم می شود. جریان S4 بعد از عبور از شیر فشارشکن V-11 و مبدل حرارتی E-1 در شرایط $T=7^{\circ}\text{C}$ ، به عنوان محصول فرآیند (S6) وارد Mix-1 می شود. جریان S1 وارد مبدل حرارتی E-3 شده و به حالت گاز تغییر فاز می دهد؛ و سپس به دو جریان S3 و O1 تقسیم شده که جریان S3 به عنوان جریان برگشتی وارد برج شده و جریان O1 بعد عبور از شیر فشارشکن V-12 و مبدل حرارتی E-4 در شرایط $(T=7^{\circ}\text{C}, P=110\text{ KPa})$ (O3) به عنوان محصول فرآیند همچون جریان S6 وارد Mix-1 می شود؛ و محصول اکسیژن فرآیند (O2F) حاصل می شود.

در فصل چهارم در جدول (۴-۱) فشار، دما و دبی مربوط به جریان های فرآیند پیشنهادی اول ارائه شده است. همچنین در این جدول مقدار انرژی فیزیکی، شیمیایی و انرژی کل جریان ها آورده شده است. به علاوه در فصل چهارم دیاگرام Composite Curve مبدل های حرارتی چند جریانه را برای فرآیند پیشنهادی اول نشان داده شده است؛ و آنالیز پارامترهای حساس نیز بر روی فرآیند صورت گرفته است.



شکل (۳-۱): شماتیکی از فرآیند پیشنهادی اول که یک فرآیند ASU با دو برج تقطیر است.

۳-۳ مدل سازی فرآیند پیشنهادی دوم

فرضیات مورد استفاده در فرآیند پیشنهادی دوم مشابه فرآیند اول است.

فرآیند پیشنهادی دوم فرآیندی است که در آن از انرژی سرد LNG جهت پیش سرد کردن هوای ورودی به فرآیند استفاده شده که باعث کاهش مصرف انرژی فرآیند تا بیش از ۵۸٪ نسبت به فرآیند اول شده است. هر دو فرآیند در نرم افزار (Aspen HYSYS V7.3) شبیه سازی شده و مورد آنالیزهای انرژی و اگزرژی قرار گرفته اند و نتایج با سایر فرآیندهای پیشنهادی توسط محققین که در مجلات معتبر چاپ شده اند مورد مقایسه قرار گرفته اند.

۳-۳-۱ توصیف فرآیند پیشنهادی دوم

فرآیند پیشنهادی دوم شامل سه قسمت است:

۳-۳-۱-۱ قسمت اول مایع سازی تبریدی هوا:

فرآیند پیشنهادی دوم فرآیندی است که در آن هوای ورودی قبل از ورود به کمپرسورها تا دمای بسیار پایین سرد می شود. (در این شبیه سازی فرض شده که هوای ورودی (1A و 2A) عاری از آلاینده ها و همچنین بخار آب است.) این کار باعث می شود تا انرژی مصرفی کمپرسورها تا حد زیادی کاهش یابد. برای این امر نیازمند به مقداری انرژی سرد است که می توان آن را توسط انرژی الکتریکی تأمین نمود؛ ولی در این پژوهش پیشنهاد شده که از انرژی سرد LNG برای این کار (پیش سرد کردن هوای ورودی به کمپرسورها) استفاده شود.

در قسمت مربوط به مایع سازی تبریدی هوا مطابق شکل (۳-۲) هوا در شرایط استاندارد، ($T=25^{\circ}\text{C}$)، از طریق جریان های 1A و 2A به ترتیب وارد مبدل های حرارتی E-1 و E-2 شده تا پیش سرد شوند؛ و سپس در دو مرحله به همراه سردکن میانی پرفشار می شوند؛ و جریان های خروجی از کمپرسورها (14A و 24A) به ترتیب وارد مبدل های حرارتی E-3 و E-8 می شوند تا دمای آنها به دمای مورد نیاز برای ورود به برج تقطیر پرفشار DT-1 برسد. سرانجام جریان پرفشار و سرد 15A در فاز گاز وارد پایین ترین سینی برج DT-1 می شود؛ ولی جریان 25A به علت دوفازی شدن، قبل از وارد شدن به برج DT-1 وارد یک تفکیک کننده (S-5) می شود که فاز بخار 26A آن وارد برج تقطیر DT-1 شده و فاز مایع آن 27A وارد مبدل حرارتی E-4 می شود.

از برج تقطیر پرفشار DT-1، ۴ جریان U1, N2-1, M1, D1 خارج می شوند که جریان N2-1، نیتروژن با درصد خلوص ۹۹/۷۶٪ است که بعد از استفاده از توربین برای کاهش فشار آن و همچنین استفاده از دمای بسیار پایین آن جهت سرد کردن هوای ورودی، نیتروژن با خلوص بالا در شرایط ($T=-7^{\circ}\text{C}$)،

E-6 از مبدل حرارتی (P=110 KPa) می‌شود؛ و برای اینکه به دمای 7°C برسد از مبدل حرارتی E-11 عبور داده می‌شود؛ و درنهایت نیتروژن با خلوص (۹۹/۷۶٪) به‌عنوان محصول تحت عنوان جریان N2-g به دست می‌آید. جریان U1 که در فاز گاز است وارد مبدل حرارتی E-5 شده (که نقش کندانسور را برای برج DT-1 و ریپویلر را برای برج DT-2 دارد) تا تغییر فاز دهد؛ و مایع شود (U2). مقداری از جریان U2 به‌عنوان جریان برگشتی وارد برج تقطیر DT-1 می‌شود (U3)؛ و مقدار باقی‌مانده از آن (U4) به همراه جریان‌های M1, D1, 27A وارد مبدل حرارتی E-4 شده و بعد از سرد شدن در این مبدل این جریان‌ها وارد شیرهای فشارشکن (V-1, V-2, V-3, V-4) شده تا فشار آن‌ها به مقدار مطلوب برای ورود به برج تقطیر کم‌فشار DT-2 کاهش یابد. سه جریان M3, 29A و D3 قبل از ورود به برج تقطیر DT-2 به ترتیب وارد تفکیک‌کننده‌های (S-6, S-7 و S-8) می‌شود؛ و بعد از جداسازی فازهای مایع و بخار جریان‌های حاصله وارد سینی‌های مناسب در برج می‌شوند.

از برج کم‌فشار DT-2 دو جریان (Z و 1Y) خارج می‌شود. جریان بالای برج شامل نیتروژن با خلوص (۹۹/۳۵٪) در فاز گاز است از دمای بسیار پایین این جریان به‌عنوان جریان سرد مبدل‌های حرارتی (E-1, E-3, E-4) استفاده می‌شود و درنهایت تحت عنوان جریان LN2-F از فرآیند خارج می‌شود.

جریان پایین برج DT-2، اکسیژن مایع با خلوص ۱۰۰٪ است (Z). این جریان به دو جریان Z1 و Z4 تقسیم می‌شود. جریان Z4 بعد از عبور از شیر فشارشکن و مبدل حرارتی E-6 در شرایط (T=7°C, P=110 KPa) به‌عنوان محصول فرآیند (Z6)، وارد Mix-2 می‌شود. جریان Z1 وارد مبدل حرارتی E-5 شده و به حالت گاز تغییر فاز می‌دهد؛ و سپس به دو جریان Z3 و O2-1 تقسیم‌شده که جریان Z3 به‌عنوان جریان برگشتی وارد برج می‌شود؛ و جریان O2-1 بعد از عبور از شیر فشارشکن V-6 و دو مبدل حرارتی E-6 و E-8 در شرایط (T=7°C, P=110 KPa) به‌عنوان محصول فرآیند، همچون جریان Z6 وارد Mix-2 می‌شود؛ و محصول اکسیژن فرآیند (O2-F) حاصل می‌شود. در فصل چهارم در جدول ۴-۲ فشار، دما و دبی مربوط به جریان‌های فرآیند پیشنهادی اول نشان داده است. همچنین در

این جدول مقدار انرژی فیزیکی، شیمیایی و انرژی کل، برای جریان‌ها آورده شده است. به علاوه در فصل چهارم دیاگرام Composite Curve مبدل‌های حرارتی چند جریانه را برای قسمت ASU فرآیند پیشنهادی دوم نشان داده شده است.

۳-۱-۳-۲ فرآیند تبخیر مجدد LNG:

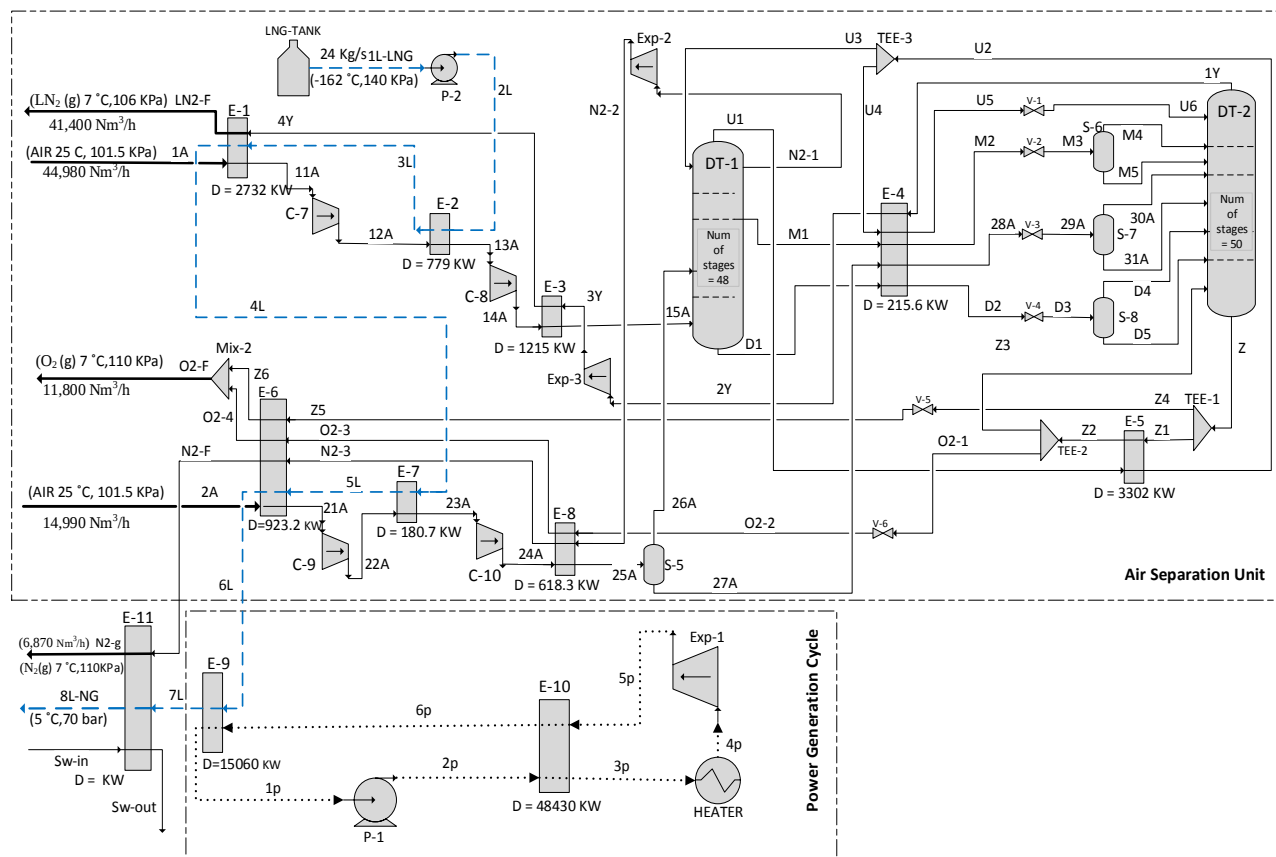
فرآیند تبخیر مجدد LNG در شکل (۲-۳) نشان داده شده است (خطوط خط‌چین). فرآیند تبخیر مجدد LNG شامل یک تانک LNG، یک پمپ LNG و شش مبدل حرارتی است. البته می‌توان از یک توربین گاز طبیعی نیز همچون مقاله [۳۰] برای تولید توان استفاده نمود. LNG در دمای 162°C و در فشار 0.14 MP ذخیره می‌شود [۵۵]. دبی جرمی LNG 24 kg/s است؛ و در جدول ۳-۱ درصد ترکیبات LNG آورده شده است. در فرآیند تبخیر مجدد LNG فشار از جریان 2L تا 7L ثابت در نظر گرفته شده است. قبل از اینکه LNG به فاز گاز تبدیل شود بهتر است که آن را توسط پمپ به فشار مورد نیاز برای ورود به شبکه خطوط لوله که این فشار حدود 70 bar برای توزیع در مصافتهای دور است [۳۴] رساند (1L-LNG, 2L). چراکه با این کار مقدار انرژی کمتری برای پمپ کردن نیاز است؛ و اگر این افزایش فشار بعد از تبدیل مجدد LNG به شکل گاز صورت گیرد؛ مقدار توان مصرفی به بیشتر از ۲۰ برابر افزایش خواهد یافت [۳۳]. بعد از افزایش فشار LNG جریان حاصله، از چهار مبدل حرارتی (E-2, E-6, E-7, E-1) که مربوط به فرآیند مایع‌سازی تبریدی هوا می‌باشند و LNG نقش جریان سرد را دارد عبور کرده و به شرایط ($T = -128.6^{\circ}\text{C}$, $P = 70\text{ bar}$) می‌رسد (6L). و در ادامه برای جلوگیری از اتلاف این انرژی ارزشمند از این جریان به عنوان جریان سرد مبدل حرارتی E-9 استفاده شده که این مبدل حرارتی نقش کندانسور را در فرآیند تولید توان دارد و در انتها جریان 7L در شرایط ($T = -8.64^{\circ}\text{C}$) قرار دارد. برای اینکه به دمای مطلوب برای ورود به شبکه خطوط لوله برسد ($T = 5^{\circ}\text{C}$, $P = 70\text{ bar}$) قرار دارد. برای اینکه به دمای مطلوب برای ورود به شبکه خطوط لوله برسد ($T = 5^{\circ}\text{C}$, $P = 70\text{ bar}$) باید مقداری حرارت دریافت کند؛ که برای این کار از مبدل حرارتی E-11 استفاده شده که جریان گرم آن را می‌توان از هوا و یا آب دریا تأمین کرد. اگر از آب دریا استفاده شود؛ می‌توان از آب

خروجی از مبدل حرارتی برای نمک‌زدایی به روش نمک‌زدایی انجمادی استفاده کرد. و یا از هوای خروجی از مبدل حرارتی که خنک شده برای تهویه مطبوع استفاده کرد و یا از این مبدل حرارتی به‌عنوان کندانسور یک سیکل تولید توان مثلاً سیکل رانکین استفاده نمود.

جدول ۳-۱ درصد ترکیبات LNG					
اجزاء	نیتروژن	پروپان	اتان	متان	کل
درصد مولی %	۰/۲۱	۴/۰۴	۵/۳۷	۹۰/۳۸	۱۰۰

۳-۱-۳-۳ فرآیند تولید توان الکتریکی:

واحد مربوط به تولید توان فرآیندی است که شامل پمپ، توربین، هیتر و دو مبدل حرارتی است در این سیکل از سیال عامل CO₂ برای تولید توان استفاده شده است. شماتیکی از این فرآیند تولید توان در شکل (۲-۳) نشان داده شده است که شامل چهار مرحله است. ۱. مرحله پمپ کردن (1P-2P)، سیال عامل در فاز مایع، در شرایط (P_{1P} = 26.05 bar, T_{1P} = -10 °C) وارد پمپ شده (1p) و پرفشار می‌شود. ۲. مرحله گرمایش (2P-3P-4P)، سیال عامل پرفشار بعد از پیش گرم شدن در مبدل حرارتی E-10 وارد هیتر شده و دمای آن تا مقدار T_{4P} = 700 °C در حالت فشار ثابت افزایش می‌یابد. گرمای موردنیاز در این قسمت را می‌توان با استفاده از انرژی خورشیدی و یا با استفاده از گرمای اتلافی در فرآیندهای دیگر تأمین نمود. ۳. مرحله اکسپنشن (4P-5P)، کربن‌دی‌اکسید وارد توربین Exp-1 شده و تولید توان می‌کند. ۴. فرآیند خنک کاری (5p-6p-1p)، جریان خروجی از توربین در فشار P_{5P} = 26.05 bar بعد از عبور از دو مبدل حرارتی E-9 و E-10 خنک شده (که مبدل حرارتی E-9 نقش کندانسور را برای فرآیند دارد و فاز CO₂ را به مایع برمی‌گرداند.) و به حالت جریان (1p) بازمی‌گردد.



شکل (۳-۲): شماتیکی از فرآیند پیشنهادی دوم که یک فرآیند ترکیبی ASU، تولید توان و تبدیل مجدد LNG به شکل گاز با دو برج تقطیر است.

۳-۴ محاسبات ترمودینامیکی

۳-۴-۱ محاسبات ترمودینامیکی فرآیند پیشنهادی اول و قسمت مایع سازی هوا برای فرآیند

پیشنهادی دوم:

کل توان مصرفی فرآیند پیشنهادی اول توسط شش کمپرسور مصرف می شود که داریم:

$$W_{CP1} = W_{C-1} + W_{C-2} + W_{C-3} + W_{C-4} + W_{C-5} + W_{C-6} \quad (۱-۳)$$

و کل توان مصرفی قسمت ASU فرآیند پیشنهادی دوم توسط چهار کمپرسور مصرف می‌شود که داریم:

$$W_{CP2} = W_{C-7} + W_{C-8} + W_{C-9} + W_{C-10} \quad (2-3)$$

درنتیجه راندمان فرآیند پیشنهادی اول و راندمان قسمت مایع‌سازی تبریدی هوای فرآیند پیشنهادی دوم از معادلات (3-3) و (4-3) حاصل می‌شود:

مقدار توان مصرفی بر واحد دبی جرمی O_2 خالص تولید شده (M_{O2}) [19]:

$$\eta_{ASU} = \frac{W_{Cpi}}{M_{O2}} \quad (3-3)$$

مقدار توان مصرفی بر واحد دبی جرمی اکسیژن خالص (M_{O2}) و نیتروژن با خلوص بالای (M_{N2}) تولید شده [19]:

$$\eta_{ASU} = \frac{W_{Cpi}}{M_{O2} + M_{N2}} \quad (4-3)$$

۳-۴-۲ محاسبات ترمودینامیکی قسمت تبدیل مجدد LNG به شکل گاز فرآیند پیشنهادی

دوم:

همان‌طور که قبلاً اشاره شد از افت فشار در فرآیند صرف‌نظر شده است. مقدار حرارت جذب‌شده در فرآیند تبدیل مجدد LNG به شکل گاز از معادله (3-5) [55] به دست می‌آید که حاصل اختلاف آنتالپی جریان‌های LNG است؛ و نتایج بدست آمده در فصل بعد آورده شده است.

$$q = \Delta h_{LNG} \quad (5-3)$$

۳-۴-۳ محاسبات ترمودینامیکی مربوط به قسمت سیکل تولید توان فرآیند پیشنهادی دوم:

کار مخصوص مصرف‌شده توسط پمپ (1P-2P):

$$W_{1P-2P} = h_{2P} - h_{1P} \quad (۶-۳)$$

مقدار انتقال حرارت در (1P-2P) برابر صفر است:

$$Q_{1P-2P} = 0 \quad (۷-۳)$$

اگر انرژی مخصوص کسب شده در طول فرآیند (1P-2P):

$$Ex_{1P-2P} = h_{2P} - h_{1P} \quad (۸-۳)$$

کار مخصوص در فرآیند (2P-3P-4P) صفر است:

$$W_{2P-3P-4P} = 0 \quad (۹-۳)$$

مقدار حرارت جذب شده در فرآیند (2P-3P)، (3P-4P) و (2P-3P-4P) به ترتیب از روابط زیر محاسبه می شود.

$$Q_{2P-3P} = h_{3P} - h_{2P} \quad (۱۰-۳)$$

$$Q_{3P-4P} = h_{4P} - h_{3P} \quad (۱۱-۳)$$

$$Q_{2P-3P-4P} = Q_{2P-3P} + Q_{3P-4P} = h_{4P} - h_{2P} \quad (۱۲-۳)$$

اگر انرژی مخصوص کسب شده در طول فرآیندهای فشار ثابت (3P-2P)، (3P-4P) و (2P-3P-4P) به ترتیب:

$$Ex_{2P-3P} = (h_{3P} - h_{2P}) - T_0(S_{3P} - S_{2P}) \quad (۱۳-۳)$$

$$Ex_{3P-4P} = (h_{4P} - h_{3P}) - T_0(S_{4P} - S_{3P}) \quad (۱۴-۳)$$

$$Ex_{2P-3P-4P} = (h_{4P} - h_{2P}) - T_0(S_{4P} - S_{2P}) \quad (۱۵-۳)$$

کار مخصوص تولید شده در Exp-1 در فرآیند (4P-5P) و مقدار انتقال حرارت در این فرآیند به ترتیب از روابط زیر به دست می آیند:

$$W_{4P-5P} = h_{4P} - h_{5P} \quad (۱۶-۳)$$

$$Q_{4P-5P} = 0 \quad (۱۷-۳)$$

اگر انرژی مخصوص کسب شده در طول فرآیند (4P-5P):

$$Ex_{4P-5P} = h_{4P} - h_{5P} \quad (۱۸-۳)$$

کار مخصوص تولیدشده در فرآیندهای فشار ثابت 5P-6P-1P برابر صفر است.

$$W_{5P-6P-1P} = 0 \quad (۱۹-۳)$$

مقدار انتقال حرارت در فرآیندهای (5p-6p)، (6p-1p) و (5p-6p-1p) به ترتیب در روابط زیر آورده شده:

$$Q_{5P-6P} = h_{5P} - h_{6P} \quad (۲۰-۳)$$

که با توجه به مبدل حرارتی دو جریانی E-10 داریم:

$$Q_{2P-3P} = Q_{5P-6P} \quad (۲۱-۳)$$

$$Q_{6P-1P} = h_{6P} - h_{1P} \quad (۲۲-۳)$$

که حرارت موردنیاز در فرآیند (6P-1P) از انرژی سرد LNG به دست می‌آید.

$$Q_{5P-6P-1P} = Q_{5P-6P} + Q_{6P-1P} = h_{5P} - h_{1P} \quad (۲۳-۳)$$

مقدار انرژی مخصوص کسب‌شده در فرآیندهای (5p-6p)، (6p-1p) و (5p-6p-1p) به ترتیب در روابط زیر آورده شده:

$$Ex_{5P-6P} = (h_{5P} - h_{6P}) - T_0(S_{5P} - S_{6P}) \quad (۲۴-۳)$$

$$Ex_{6P-1P} = (h_{6P} - h_{1P}) - T_0(S_{6P} - S_{1P}) \quad (۲۵-۳)$$

$$Ex_{5P-6P-1P} = (h_{5P} - h_{1P}) - T_0(S_{5P} - S_{1P}) \quad (۲۶-۳)$$

مقدار کار مخصوص تولیدشده در فرآیند فشار ثابت (5p-6p-1p) برابر صفر است:

$$W_{5P-6P-1P} = 0 \quad (۲۷-۳)$$

مقدار حرارت خالص جذب‌شده در کل فرآیند تولید توان از رابطه زیر به دست می‌آید:

$$\begin{aligned} Q_{net} &= Q_{2P-3P-4P} + Q_{5P-6P-1P} \\ &= (Q_{2p-3p} + Q_{3p-4p}) - (Q_{5P-6P} + Q_{6P-1P}) \\ &= Q_{3P-4P} - Q_{6P-1P} \end{aligned} \quad (۲۸-۳)$$

و حرارت موردنیاز در فرآیند (6p-1p) در مبدل حرارتی E-9 از انرژی سرد LNG تأمین می‌شود.

در نتیجه حرارت خالص جذب شده در کل فرآیند تولید توان که می‌تواند توسط هیتر، انرژی

خورشیدی، حرارت‌های اتلافی در فرآیندها و... تأمین شود؛ از رابطه ((۲۹-۳) محاسبه می‌شود.

$$Q_{net} = Q_{3P-4P} = h_{4p} - h_{3p} \quad (29-3)$$

کار خالص به دست آمده از فرآیند تولید توان:

$$W_{net} = W_{Exp-1} - W_{P-1} = W_{4P-5P} - W_{1P-2P} \quad (30-3)$$

$$= (h_{4p} - h_{5p}) - (h_{2p} - h_{1p})$$

راندمان حرارتی سیکل تولید توان از رابطه زیر پیروی می‌کند:

$$\eta_{th} = \frac{W_{net}}{Q_{net}} = \frac{(h_{4p} - h_{5p}) - (h_{2p} - h_{1p})}{h_{4p} - h_{3p}} \quad (31-3)$$

۳-۴-۴ آنالیز انرژی دو فرآیند پیشنهاد شده :

تئوری استفاده شده در این پایان نامه بر مبنای کتاب Kotas [۵۸] است. انرژی کل جریان‌ها طبق

رابطه ((۳۲-۳) محاسبه می‌شود؛ که در آن انرژی مولی کل (e_{tot}) از مجموع انرژی مولی فیزیکی

(e_{ph}) و شیمیایی (e_{ch}) محاسبه می‌شود. در این رابطه از انرژی پتانسیل و جنبشی جریان‌ها صرف نظر

شده است.

$$e_{tot} = e_{ph} + e_{ch} \quad (32-3)$$

که در رابطه ((۳۲-۳) انرژی مولی فیزیکی طبق رابطه ((۳۳-۳) محاسبه می‌شود.

$$e_{ph} = (h_{T,P} - h_{T^{\circ},P^{\circ}}) - T^{\circ} (S_{T,P} - S_{T^{\circ},P^{\circ}}) \quad (33-3)$$

در رابطه ((۳۳-۳) $h_{T,P}$ و $S_{T,P}$ به ترتیب آنالپی و آنترپی در شرایط دما و فشار (P,T) محاسبه شده‌اند؛

و $h_{T^{\circ},P^{\circ}}$ و $S_{T^{\circ},P^{\circ}}$ به ترتیب آنالپی و آنترپی در شرایط دما و فشار محیط ($T^{\circ} = 298.15 \text{ K}, P^{\circ} =$

1 atm) است.

اگرژی مولی شیمیایی که در رابطه (۳۲-۳) آورده شده از رابطه (۳۴-۳) به دست می‌آید.

$$e_{ch} = \sum x_i e_i^0 + RT_0 \sum x_i \ln x_i \quad (34-3)$$

در رابطه (۳۴-۳)، x_i و e_i^0 به ترتیب نسبت مولی و اگرژی مولی شیمیایی استاندارد برای جزء i ام است که مقادیر آن از منبع [۵۸] استخراج شده است؛ و R ثابت مولی گاز است. اگرژی کل جریان از رابطه (۳۵-۳) به دست می‌آید که در آن F (نرخ جریان مولی) است.

$$E_{tot} = F e_{tot} \quad (35-3)$$

تبادل اگرژی برای قسمت ASU فرآیند پیشنهادی دوم طبق رابطه (۳۶-۳) به دست می‌آید که در آن I_i مقدار تخریب اگرژی جزء i ام در فرآیند است [۵۹].

$$\begin{aligned} E_{air} + W_{CP2} + (E_{1L-LNG} - E_{6L}) \\ = E_{O2-F} + E_{N2-F} + E_{LN2-F} + \sum_{all} I_i \end{aligned} \quad (36-3)$$

در این تحقیق برای محاسبه مقدار اگرژی کل جریان‌های فرآیندها از نرم‌افزار متلب (MATLAB) استفاده شده به این صورت که با توجه به قابلیت ارتباط و اتصال نرم‌افزار هایسیس به نرم‌افزار متلب، بعد از برنامه‌نویسی در نرم‌افزار متلب برای محاسبه اگرژی فیزیکی و شیمیایی جریان‌ها ارتباط بین دو نرم‌افزار برقرار می‌شود؛ و دبی و سایر اطلاعات موردنیاز توسط نرم‌افزار متلب از نرم‌افزار هایسیس دریافت شده و نتایج در نرم‌افزار متلب ارائه می‌شود.

۳-۴-۱-۳ تعریف راندمان اگزرتیک

دو مورد از راندمان‌های متداول اگزرتی از بین راندمان‌های متنوعی که برای آن تعریف می‌شود راندمان اگزرتی ساده و منطقی^۱ است. در رابطه (۳۷-۳) راندمان اگزرتی ساده (η) آورده شده که نسبت کل اگزرتی دریافت شده توسط فرآیند به کل اگزرتی داده‌شده به فرآیند است.

$$\eta = \frac{E_{gain}}{E_{pay}} \quad (37-3)$$

راندمان اگزرتیک منطقی (ψ) که توسط Kotas [۵۸] تعریف‌شده از رابطه (۳۸-۳) محاسبه می‌شود که از نسبت تغییرات اگزرتی مورد انتظار یا مفید به کل اگزرتی استفاده‌شده به دست می‌آید.

$$\psi = \frac{\Delta E_{desired}}{\Delta E_{used}} \quad (38-3)$$

که ارتباط بین $E_{desired}$ و E_{used} با رابطه (۳۹-۳) تعریف می‌شود. و مقدار آن‌ها از روابط (۴۰-۳) و (۴۱-۳) محاسبه می‌شود [۵۹].

مقدار اگزرتی مورد انتظار یا مفید ($E_{desired}$) برابر با مجموع تمام اگزرتی انتقال یافته یا خارج شده از سیستم به‌علاوه تمام اگزرتی موجود در محصولات جانبی است. مقدار اگزرتی استفاده شده در فرآیند (ΔE_{used}) برابر با کل اگزرتی مورد نیاز برای فرآیند است.

در فصل چهارم در جدول جدول (۴-۶) مقدار راندمان اگزرتیک ساده و منطقی برای قسمت ASU فرآیند پیشنهادی دوم آورده شده که این مقدار با فرض عدم احتساب مقدار اگزرتی LNG نیز در محاسبات راندمان‌ها برای مقایسه با فرآیند پیشنهادی در منبع [۱۸]، محاسبه شده است.

$$\Delta E_{used} = \Delta E_{desired} + \sum_{all} I_i \quad (39-3)$$

^۱ rational exergy efficiencies

$$\Delta E_{desired} = E_{O2-F} + E_{N2-F} + E_{LN2-F} - E_{air} \quad (40-3)$$

$$\Delta E_{used} = W_{CP2} + (E_{1L-LNG} - E_{6L}) \quad (41-3)$$

۳-۴-۲ آنالیز انرژی مربوط به قسمت تولید توان فرآیند پیشنهادی دوم:

در قسمت تولید توان فرآیند پیشنهادی دوم انرژی مولی کل نیز مانند قسمت ASU از رابطه (۳۲-۳) محاسبه می‌شود و راندمان آن نیز طبق معادله (۳۷-۳) به دست می‌آید. که در این معادله E_{gain} و E_{pay} برای سیکل‌ها تولید توان به ترتیب طبق روابط (۴۲-۳) و (۴۳-۳) از منبع [۵۵] محاسبه می‌شوند.

$$E_{gain} = W_{net} \quad (42-3)$$

که در رابطه (۴۲-۳) W_{net} از رابطه (۳۰-۳) محاسبه می‌شود.

$$E_{pay} = W_{P-1} + W_{HEATER} + E_{7L} - E_{6L} \quad (43-3)$$

مقدار راندمان انرژی ساده برای قسمت تولید توان فرآیند پیشنهادی دوم برابر 36.66% است. که می‌توان این مقدار را با فرآیندهای مقالات دیگر که در منبع [۳۴] آمده مقایسه کرد.

۳-۴-۳ راندمان جامع^۱ برای قسمت تبدیل مجدد LNG به شکل گاز فرآیند پیشنهادی دوم:

راندمان جامع (η_c) برای استفاده از انرژی سرد LNG طبق رابطه (۴۴-۳) محاسبه می‌شود که نسبت انرژی فیزیکی دریافت شده توسط سیستم و انرژی فیزیکی داده شده توسط LNG تعریف می‌شود [۵۵].

^۱ comprehensive efficiency

$$\eta_c = \frac{E_{gain,sys}}{E_{pay,LNG}} \quad (44-3)$$

که در معادله (44-3) $E_{pay,LNG}$ و $E_{gain,sys}$ برای قسمت ASU فرآیند پیشنهادی دوم به ترتیب طبق روابط (45-3) و (46-3) محاسبه می‌شوند.

$$E_{gain,sys} = (E_{13A} - E_{12A}) + (E_{23A} - E_{22A}) + (E_{11A} - E_{1A}) + (E_{21A} - E_{2A}) \quad (45-3)$$

$$E_{pay,LNG} = (E_{1L-LNG} - E_{6L}) \quad (46-3)$$

اگر فشار تبخیر LNG، 70 bar باشد راندمان جامع برای قسمت ASU فرآیند پیشنهادی دوم برابر $\eta_{c,ASU} = 41.77 \%$ می‌شود.

که در معادله (44-3) $E_{pay,LNG}$ و $E_{gain,sys}$ برای قسمت تولید توان فرآیند پیشنهادی دوم به ترتیب طبق روابط (47-3) و (48-3) محاسبه می‌شوند.

$$E_{gain,sys} = E_{1P} - E_{6P} \quad (47-3)$$

$$E_{pay,LNG} = E_{6L} - E_{7L} \quad (48-3)$$

اگر فشار تبخیر LNG، 70 bar باشد راندمان جامع برای قسمت تولید توان فرآیند پیشنهادی دوم برابر $\eta_{c,PG} = 27.82 \%$ می‌شود که این مقدار در منبع [55] که سیکل تولید توان در آن، سیکل استرلینگ است و فشار تبخیر LNG، 30 bar در نظر گرفته شده برابر 25٪ است. مقدار راندمان جامع برای کل فرآیند پیشنهادی دوم برابر $\eta_{c,ASU+PG} = 32.06 \%$ می‌باشد.

در فصل چهارم در جدول (۴-۶) و جدول (۴-۷) مقادیر راندمان‌های ساده، منطقی و جامع آورده شده تا بتوان نتایج حاصله از این فرآیندهای شبیه‌سازی شده را با یکدیگر و با نتایج به‌دست‌آمده فرآیندهای پیشنهادی سایر تحقیقات مقایسه نمود.

۳-۴-۴ روابط مربوط به پمپ‌ها در فرآیند پیشنهادی دوم:

روابط انرژی:

$$\eta_{I,P-1} = \eta_{I,P-2} = \frac{v_{1P}(p_{2P} - p_{1P})}{h_{2P} - h_{1P}} = \frac{v_4(p_{2L} - p_{1L-LNG})}{h_{2L} - h_{1L-LNG}} \quad (۴۹-۳)$$

$$\dot{W}_p = \dot{m}_{1P}[(h_{2P} - h_{1P})] \quad (۵۰-۳)$$

روابط انرژی:

$$\dot{I}_{P-1} = T_0 \dot{m}_{1P}[(s_{2P} - s_{1P})] \quad (۵۱-۳)$$

$$\eta_{II,P-1} = \frac{\dot{E}_{2P} - \dot{E}_{1P}}{\dot{W}_{P-1}} = \eta_{II,P-2} \quad (۵۲-۳)$$

البته مقدار نرخ تخریب انرژی برای پمپ P-2 نیز مشابه رابطه (۵۱-۳) است.

۳-۴-۵ روابط مربوط به مبدل‌های حرارتی

روابط انرژی:

در مورد نرخ حرارت منتقل شده به ترتیب برای مبدل‌های حرارتی E-9 و E-10 داریم:

$$\dot{Q}_{E-9} = \dot{m}_{5P}(h_{5P} - h_{6P}) = \dot{m}_{2P}(h_{3P} - h_{2P}) \quad (۵۳-۳)$$

$$\dot{Q}_{E-10} = \dot{m}_{6L}(h_{6L} - h_{7L}) = \dot{m}_{6P}(h_{1P} - h_{6P}) \quad (۵۴-۳)$$

و نرخ حرارت منتقل شده برای سایر مبدل‌های حرارتی نیز مشابه معادلات بالا است.

همچنین برای مبدل‌های حرارتی می‌توان نوشت:

$$\dot{Q} = U \cdot A \cdot LMTD \quad (55-3)$$

که در آن U ضریب انتقال حرارت و A مساحت مبدل و حاصل ضرب این دو یعنی UA با دیمانسون (kW/K) ظرفیت مبدل نامیده می‌شود. $LMTD$ نیز برابر با اختلاف دمای متوسط لگاریتمی است.

$$LMTD = \frac{\Delta T_A - \Delta T_B}{\ln\left(\frac{\Delta T_A}{\Delta T_B}\right)} \quad (56-3)$$

در عبارت بالا فرض شده است که مبدل حرارتی دو طرف دارد که با A و B نام‌گذاری شده‌اند. روابط اغزرژی:

نرخ اتلافات اغزرژی به ترتیب برای مبدل‌های حرارتی $E-9$ و $E-10$:

$$\dot{I}_{E-9} = T_0 \dot{m}_{5P} [(s_{5P} - s_{6P}) + (s_{2P} - s_{3P})] \quad (57-3)$$

$$\dot{I}_{E-10} = T_0 [\dot{m}_{1P} (s_{1P} - s_{6P}) + \dot{m}_{6L} (s_{6L} - s_{7L})] \quad (58-3)$$

و نرخ تخریب اغزرژی برای سایر مبدل‌های حرارتی نیز مشابه روابط بالا است.

و راندمان اغزرژی:

$$\eta_{II,E-9} = \frac{\dot{E}_{3P} - \dot{E}_{2P}}{\dot{E}_{5P} - \dot{E}_{6P}} \quad (59-3)$$

که راندمان اغزرژی سایر مبدل‌های حرارتی نیز مشابه رابطه $(59-3)$ است.

۳-۴-۶ توربین

روابط انرژی:

راندمان قانون اول توربین $(Exp-1)$:

$$\eta_{I,T} = \frac{h_{5P} - h_{6P}}{h_{5P} - h_{6PS}} \quad (60-3)$$

$$\dot{w}_{Exp-1} = \dot{m}_{5P}[(h_{5P} - h_{6P})] \quad (۶۱-۳)$$

روابط اگزرژی:

نرخ تخریب اگزرژی و راندمان قانون دوم فرآیندها:

$$\dot{I}_{Exp-1} = T_0 \dot{m}_{4P}[s_{6P} - s_{5P}] \quad (۶۲-۳)$$

$$\eta_{II,Exp-1} = \frac{\dot{w}_{Exp-1}}{\dot{E}_{5P} - \dot{E}_{6P}} \quad (۶۳-۳)$$

روابط انرژی و اگزرژی مربوط به توربین‌های (Exp-2) و (Exp-3) مربوط به فرآیند پیشنهادی اول و (Exp-4) و (Exp-5) مربوط به فرآیند پیشنهادی دوم نیز مشابه روابط توربین (Exp-1) است؛ و باید به این نکته اشاره کرد که این دو توربین در محاسبات انرژی و اگزرژی کل فرآیندها محاسبه نمی‌شوند؛ چراکه توان تولیدی آنها ناچیز است و تاثیر چندانی بر روی فرآیندها نخواهند گذاشت.

۳-۵ سیال کاری

تاکنون مطالعات بسیاری در مورد انتخاب سیال کاری مناسب برای سیکل رانکین و ORC صورت گرفته است. با وجود این مطالعات بسیار، سیال کاری واحدی، برای سیکل رانکین و ORC معرفی نشده است. این موضوع به دلیل شرایط مختلفی است که در مقایسه‌ی سیالات، در نظر گرفته شده است از قبیل:

- فاکتورهای زیست‌محیطی سیالات همچون اشتعال‌پذیری، سمی بودن سیالات، ODP، GWP

و ...

- شرایط کاری مختلف (همچون بازه‌ی دمایی مختلف) که باعث بهینه شدن عملکرد سیالات

کاری مختلف می‌گردد.

- تغییر اهداف بهینه‌سازی سیکل با توجه به موارد استفاده‌ی آن به‌طور مثال در CHP و یا

بازیابی انرژی خورشیدی، معمولاً بیشینه کردن راندمان سیکل هدف اصلیست اما در بازیابی

گرمای هدر رفته در صنایع، معمولاً هدف اصلی بیشینه کردن حرارت بازیاب شده و افزایش کار تولیدی است.

در جدول (۲-۳) هفده سیال عامل پیشنهاد شده برای سیکل رانکین آورده شده که در آن به خواص فیزیکی، زیست محیطی و ایمنی اشاره شده است.

۳-۵-۱ خواص یک سیال عامل مناسب برای استفاده از انرژی LNG در زمان تبخیر مجدد آن در سیکل رانکین:

۱. نقطه انجماد پایین و پایداری حرارتی در دمای بالا. در مقاله [۳۴] به این نکته اشاره شده که با توجه به مشخصه های سیال عامل CO_2 (مقاومت بالا در برابر دمای بالا تا مقدار $1726.85^{\circ}C$ و قابلیت کندانس شدن تا دمای $-56.56^{\circ}C$) نسبت به سیال عامل های دیگر برای استفاده در سیکل رانکین می تواند کاربرد بیشتری داشته باشد.

۲. حجم مخصوص پایین و گرمای ویژه بالا. که این ویژگی سبب می شود مقدار دبی جرمی مورد نیاز سیال عامل و LNG کاهش یابد و در نتیجه به تجهیزات با ظرفیت پایین تر نیاز خواهد شد.

۳. تأثیرات محیط زیستی پایین

۴. در دسترس بودن و قیمت مناسب

۵. ایمنی بالا و غیر سمی بودن و همچنین خورندگی پایین. مثل CO_2 چون در طبیعت بسیار فراوان است [۶۲].

جدول (۲-۳): سیال عامل های پیشنهادی برای استفاده در سیکل رانکین با استفاده از بازیافت انرژی LNG در زمان تبخیر مجددش [۳۴].

Workingfluid	Critical point		Range of applicable temperatures, ($^{\circ}C$)		Normal boiling point ($^{\circ}C$)	ODP
	T ($^{\circ}C$)	P(bar)	Min	Max		
Carbon dioxide CO_2	30.98	73.77	-56.56	1726.85	-	0

Ammonia NH3	132.25	113.33	-77.65	426.85	-33.59	0
Ethane C2H6	32.17	48.72	-182.78	401.85	-88.82	0
Ethylene C2H4	9.20	50.12	-169.16	176.85	-103.77	0
Butane C4H10	151.98	37.96	-138.26	301.85	-0.49	0
Propane C3H8	96.74	42.51	-182.62	351.85	-42.11	0
Propylene C3H6	91.06	45.55	-185.20	301.85	-47.62	0
Trifluoriodomethane CF3I	123.29	39.53	-153.15	146.85	-21.85	0
R116 C2F6	19.88	30.48	-100.05	151.85	-78.09	0
R125 C2HF5	66.02	36.18	-100.63	226.85	-48.09	0
R134a C2H2F4	101.6	40.59	-103.30	181.85	-26.07	0
R143a C2H3F3	72.71	37.61	-111.81	376.85	-47.24	0
R152a C2H4F2	113.26	45.17	-118.59	226.85	-24.02	0
R218 C3F8	71.87	26.40	-147.70	166.85	-36.79	0
R23 CHF3	26.14	48.32	-155.13	201.85	-82.09	0
R32 CH2F2	78.10	57.82	-136.81	161.85	-51.65	0
R41 CH3F	44.13	58.97	-143.33	151.85	-78.31	0

۳-۵-۲ خصوصیات و معیارهای انتخاب سیال‌عامل‌های سیکل برایتون:

سیال‌عامل مورد استفاده در سیکل برایتون باید در برابر دمای بالا مقاومت داشته باشند و دارای دمای بحرانی پایینی باشند. سمی، خورنده و قابل اشتعال نیز نباشند و همچنین در دسترس باشند و قیمت معقول داشته باشند. در جدول (۳-۳) خواص فیزیکی تعدادی از سیال‌عامل‌های متداول برای سیکل برایتون آورده شده است [۶۳].

مهم‌ترین خاصیتی که برای انتخاب سیال‌عامل در سیکل برایتون با استفاده از LNG باید توجه کرد شرایط نقاط بحرانی آن است که هرچه دمای بحرانی کمتر باشد بهتر است چراکه تجهیزات در دمای نزدیک به LNG عمل می‌کنند؛ به علاوه هرچه سیکل، نزدیک به دمای بحرانی سیال‌عامل کار کند عملکرد بهتری خواهد داشت [۶۴]. خاصیت مهم دیگر سیال‌عامل که باید مورد توجه قرار گیرد مقدار گرمای ویژه آن است که هرچه بیشتر باشد، دبی جرمی LNG مورد نیاز کاهش می‌یابد و همچنین مقدار نسبت گرمای ویژه ($K = \frac{CP}{CV}$) هرچه بیشتر باشد بهتر است.

جدول (۳-۳): خواص فیزیکی سیال عامل های سیکل برایتون [۳۴].

Workingfluid	Critical point		Range of applicable temperatures, (°C)		cp ^a kJ/(kg-K)	k ^b cp/cv
	T (°C)	P(bar)	Min	Max		
Helium	-267.95	2.27	-270.97	1226.90	5.1930	1.6665
Nitrogen	-146.96	33.96	-210.00	1726.90	1.4013	1.4013
Argon	-122.46	48.63	-189.34	1726.90	0.5215	1.6695
Air	-140.62	37.86	-213.40	1726.90	1.0065	1.4017
Oxygen	-118.57	50.43	-218.79	1726.90	0.9196	1.3966

با توجه به تنوع تحقیقات صورت گرفته پیرامون سیال کاری و معرفی سیالات متعدد به عنوان سیال کاری مناسب، می توان به این نتیجه رسید سیالی که تمام خصوصیات مناسب را برای تمام نیازها در خود به همراه داشته باشد، تاکنون به دست نیامده است.

سیال کاری مناسب می بایست چنین خصوصیتی داشته باشد یا باعث چنین خصوصیتی در سیکل گردد:

- عملکرد ترمودینامیکی: راندمان سیکل یا کار خروجی سیکل، با توجه به دمای کارکرد اواپراتور و کندانسور، می بایست در بیشترین حالت ممکن قرار گیرد. این موضوع بستگی به خصوصیات ساختاری و ذاتی سیال کاری دارد از جمله: دمای بحرانی، گرمای ویژه، چگالی و غیره. البته با به دست آوردن مقدار بهینه ی تنها یکی از این خصوصیات، نمی توان به راحتی به عملکرد مناسب سیکل دست یافت، به طور مثال ممکن است سیال (الف) نسبت به سیال (ب) در فاز بخار، چگالی بالاتری داشته باشد و در نگاه اول این طور به نظر برسد که برای این سیال به توربین کوچک تری نیاز است اما از طرف دیگر به دلیل پایین بودن گرمای ویژه اش نسبت به سیال (ب)، آن مقدار جرم از بخار سیال (الف) کار کمتری در توربین تولید کند و همچنین گرمای کمتری را نیز در اواپراتور جذب کند و به سبب آن برای تولید کار مساوی در شرایط مساوی، سیکل مربوط به سیال (الف) نسبت به سیکل (ب) به توربین و مبدل حرارتی بزرگ تری نیاز داشته باشد. همچون مثال ذکر شده، نمی توان به راحتی در مورد به دست آوردن مقدار بهینه ی خصوصیات ذاتی سیالات برای به دست آوردن بیشترین راندمان و کار تولیدی سیکل، اظهار نظر

کرد و راه حل مناسب، شبیه سازی سیکل به وسیله ی مدل ترمودینامیکی و مقایسه ی عملکرد سیالات مختلف در سیکل است.

- مثبت بودن شیب و یا آیزنتروپیک بودن منحنی بخار اشباع: منفی بودن شیب منحنی بخار اشباع (در سیالات تر مثل آب) باعث تولید فاز مایع در توربین و خسارت به آن می شود به همین دلیل سیال می بایست در ورودی توربین سوپر هیت شود. در سیالات خشک با شیب منحنی بخار اشباع مثبت، می تواند برای بالا بردن راندمان سیکل مورد استفاده قرار گیرد.
- بالا بودن چگالی بخار: این پارامتر مخصوصاً برای سیالاتی که در کندانسور فشار پایینی دارند بسیار مهم است. چگالی پایین به معنی دبی حجمی بالاست و پیرو آن افت فشار در مبدل های حرارتی افزایش پیدا کرده و می بایست سائز مبدل افزایش پیدا کند و هزینه ها بالاتر خواهد رفت.
- لزجت پایین: پایین بودن لزجت سیال در فاز مایع و بخار باعث کم شدن اصطکاک در مبدل های حرارتی و همچنین افزایش انتقال حرارت می گردد.
- بالا بودن رسانش حرارتی سیال: این پارامتر باعث افزایش ضریب انتقال حرارت در مبدل ها می گردد.
- قابل قبول بودن فشار اواپراتور در دمای کارکرد: اگر فشار در اواپراتور بیش از حد زیاد باشد (همچون استفاده از آب به عنوان سیال کاری) ممکن است باعث افزایش هزینه ها و پیچیدگی سیکل گردد.
- مثبت بودن فشار کندانسور نسبت به فشار اتمسفر: برای جلوگیری از ورود هوا به سیکل، کمترین فشار در سیکل می بایست از فشار اتمسفر بیشتر باشد.
- پایداری شیمیایی در دمای بالا: برخلاف آب، سیالات ارگانیک معمولاً در دماهای بالا تجزیه شده و روبه زوال می روند. از این رو بیشترین دمای منبع حرارتی با توجه به پایداری شیمیایی سیال کاری، محدود می شود.
- نقطه ی ذوب پایین: نقطه ی ذوب سیال می بایست از پایین ترین دمای محیط در طول سال

پایین تر باشد تا از یخ زدگی سیال کاری جلوگیری شود.

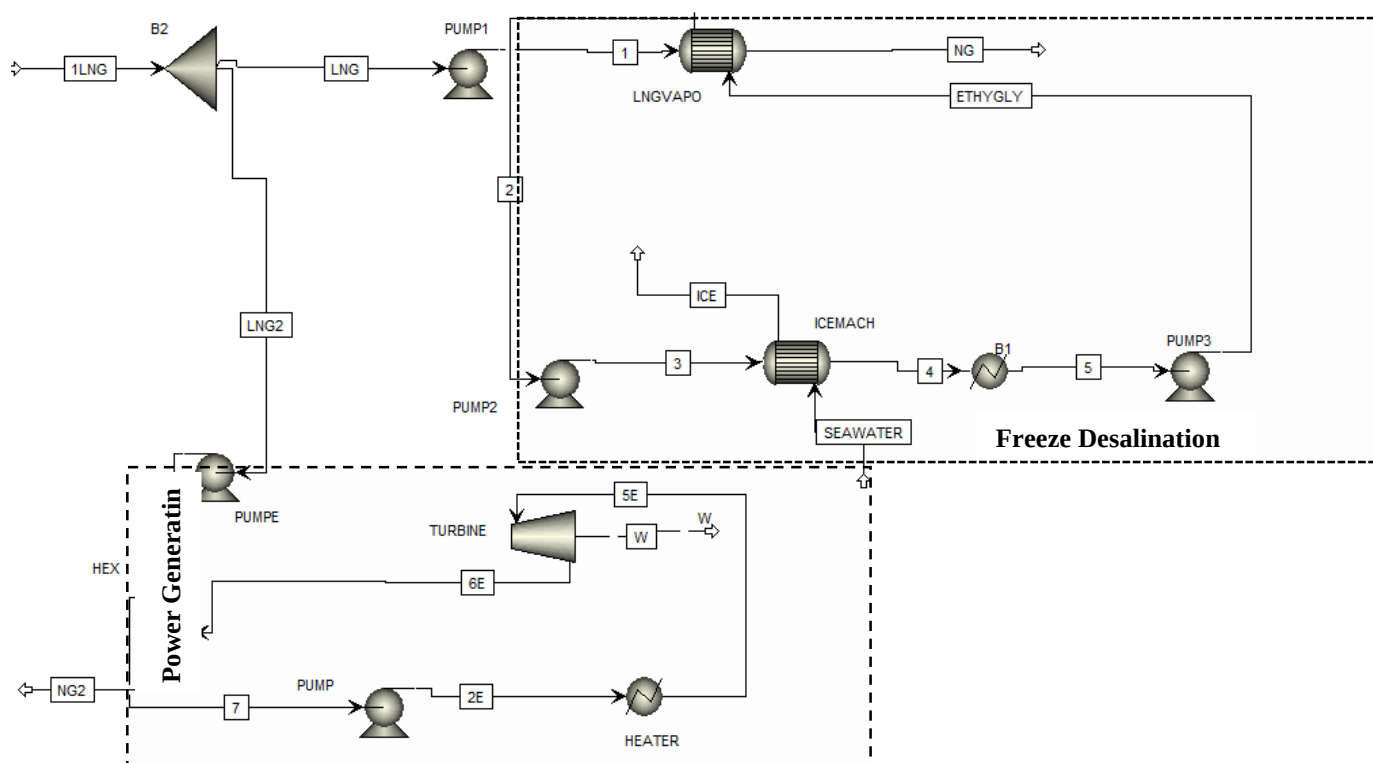
- خوردگی سیال: سیالی بهتر است که با مواد بکار رفته در اجزاء سیکل سازگاری داشته باشد و خورنده نباشد.
- ایمنی بالای سیال: ایمنی سیال شامل دو پارامتر است، مقدار سمی بودن و مقدار اشتعال پذیر بودن. برای یافتن اطلاعات در مورد این دو پارامتر می توان به دسته بندی سیالات توسط ASHRAE مراجعه کرد. در این دسته بندی A نشانه ی سمی بودن کم، B نشانه ی سمی بودن زیاد، عدد ۱ نشانه ی اشتعال پذیر نبودن، عدد ۲ نشانه ی اشتعال پذیری پایین و عدد ۳ نشانه ی اشتعال پذیری بالاست. به طور مثال R123 در دسته ی B1 قرار دارد یعنی بسیار سمی و غیر قابل اشتعال.
- پتانسیل آسیب به لایه ی ازن (ODP): مقدار ODP سیالات با ODP سیال R11 سنجیده می شود. اگر مقدار ODP سیال R11 برابر با یک واحد باشد. به دلیل ممنوعیت استفاده از سیالات با پتانسیل تخریب لایه ی ازن در پروتکل منترال^۱، سیالاتی که امروزه استفاده می شود معمولاً ODP صفر یا نزدیک به صفر دارند.
- پتانسیل گرمایش گلخانه ای (GWP): مقدار GWP سیالات با مقدار GWP گاز CO₂ سنجیده می شود اگر GWP گاز CO₂ برابر با یک واحد باشد.
- مدت زمان بازگشت به طبیعت^۲ (ATL): هرچه این مدت کوتاه تر باشد بهتر است مخصوصاً برای سیالاتی که برای محیط زیست مضر هستند، کوتاهی این مدت مهم تر است.
- دسترسی آسان و قیمت پایین: سیالاتی که پیش از این در صنایع سرمایشی و صنایع شیمیایی کاربرد داشته اند می توانند از لحاظ دسترسی آسان و قیمت پایین گزینه های خوبی برای استفاده در ORC باشند.

^۱ - Montreal Protocol

^۲ - Atmospheric LifeTime

۳-۶ مدل سازی فرآیند نمک زدایی انجمادی:

همان طور که قبلاً اشاره شد یکی از روش های ترکیبی تولید همزمان در نمک زدایی آب دریا استفاده از انرژی سرد LNG در زمان تبخیر مجدد آن است که این کار به مقدار قابل توجهی مصرف انرژی برای تولید آب تازه را کاهش می دهد. از این انرژی سرد می توان در بعضی روش های نمک زدایی آب دریا که از انرژی سرد در فرآیند بهره می گیرند استفاده نمود. در بین روش های مختلف نمک زدایی دو روش نمک زدایی انجمادی و اسمز معکوس (RO)، روش هایی هستند که پتانسیل استفاده از این انرژی سرد را دارند که مورد توجه محققین قرار گرفته است.



شکل (۳-۳): شماتیکی از یک فرآیند ترکیبی نمک زدایی انجمادی و تولید توان الکتریکی با استفاده از سیکل رانکین ارگانیک.

در شکل (۳-۳) شماتیکی از یک فرآیند ترکیبی نمک زدایی انجمادی و تولید توان الکتریکی با استفاده از سیکل رانکین ارگانیک را مشاهده می کنید که انرژی سرد یا منبع سرد هر دو فرآیند از انرژی

حرارتی LNG در زمان تبخیر مجدد آن تأمین می‌شود. این فرآیند توسط نرم‌افزار (Aspen PLUS 7.3) شبیه‌سازی شده و از معادله حالت (Peng-Robinson) استفاده شده است. مشابه این فرآیند برای تولید یخ در منبع [۶۵] آورده شده است.

۳-۶-۱ توصیف قسمت نمک‌زدایی انجمادی:

جریان LNG توسط پمپ (PUMP1) به فشار 70 bar می‌رسد و سپس وارد مبدل حرارتی (LNGVAPO) می‌شود که جریان سرد این مبدل را تأمین می‌کند تا به شکل گاز تبدیل شود جریان دیگری که وارد این مبدل حرارتی می‌شود جریانی با ترکیب ۵۰٪ آب و ۵۰٪ اتیلن گلیکول (ethylene glycol) می‌باشد این جریان در شرایط ($T = 20^{\circ}\text{C}, P = 5 \text{ bar}, F = 0.28 \text{ kg/s}$) وارد مبدل شده و سپس به دمای ($T_2 = -37^{\circ}\text{C}$) می‌رسد. توسط پمپ (PUMP2) افت فشار حاصله در مبدل حرارتی تأمین می‌شود. جریان حاصله به‌عنوان جریان سرد (ICEMACH) ماشین یخ‌سازی وارد آن (ICEMACH) می‌شود و آب دریای ورودی به (ICEMACH) را به فاز یخ با کریستال‌های ریز تبدیل می‌کند که این کریستال‌ها به علت اینکه مثل یخ به بالای آب می‌آیند و نمک نیز به زیر آب می‌رود قابلیت جدا شدن از آب نمک را دارند که بعد از جدا شدن این کریستال‌ها باید توسط آب شیرین شستشو شده و در انتها ذوب شده و به فاز مایع تبدیل شوند (مراحل بعد از تشکیل کریستال در مدل‌سازی پیشنهاد شده در شکل (۳-۳) نشان داده نشده است). و سپس توسط پمپ (PUMP3) افت فشار ناشی از مبدل (ICEMACH) را تأمین می‌کند و این چرخه ادامه پیدا می‌کند.

در قسمت تولید توان یک سیکل ارگانیک رانکین پیشنهاد شده که سیال عامل آن DECANE می‌باشد و منبع سرد آن را LNG تأمین می‌کند راندمان این سیکل حدود ۱۰/۱۳٪ است که این مقدار برای یک ORC مقدار قابل قبولی است.

۷-۳ پارامترهای اقتصادی

برای مقایسه‌ی اقتصادی و هزینه‌های قطعات به شکل تقریبی، بین دو سیکل متفاوت و یا یک سیکل در دو شرایط کاری متفاوت، می‌توان پارامترهایی که در اندازه‌ی توربین و مساحت مبدل‌های حرارتی به‌عنوان دو قطعه‌ی گران‌قیمت در سیکل، تأثیر زیادی دارند را نسبت به کار خروجی از سیکل محاسبه نمود. به‌این ترتیب نسبت‌های زیر به دست می‌آیند:

با توجه به مؤثر بودن پارامتر دبی حجمی گاز ورودی به توربین در هزینه‌ی توربین، برای مقایسه‌ی هزینه‌ی توربین و همچنین سنجش کارایی آن، به شکل تقریبی، می‌توان نسبت دبی حجمی گاز ورودی به توربین به نرخ کار تولیدشده در سیکل را بیان نمود [۶۰-۶۱]:

$$C_{Expander} = \frac{\dot{V}_6}{\dot{W}_{net}} \quad (۶۴-۳)$$

همچنین با توجه به مؤثر بودن پارامتر مساحت مبدل در هزینه‌های مبدل، با فرض ثابت بودن ضریب انتقال حرارت در مبدل در شرایط مختلف، برای مقایسه‌ی هزینه‌های مبدل حرارتی می‌توان نسبت ظرفیت مبدل به کار تولیدی در سیکل را محاسبه [۶۱]:

$$C_{HE} = \frac{UA_{HE}}{\dot{W}_{net}} \quad (۶۵-۳)$$

• * البته باید در نظر داشت رابطه‌ی فوق برای چنین هدفی یعنی مقایسه‌ی هزینه‌ها، ممکن است دارای خطای زیادی باشد چون ثابت در نظر گرفتن ضریب انتقال حرارت در شرایط مختلف در واقعیت اشتباه است اما جدا از هدف بیان‌شده، رابطه‌ی فوق می‌تواند رابطه‌ای مفید برای مقایسه‌ی شرایط عملکردی مبدل‌ها به حساب بیاید.

توربین یا توربین و مبدل حرارتی بیشترین سهم را در هزینه‌ی سیکل دارند و مقایسه‌ی هزینه‌ی این دو جزء مهم‌تر از بقیه‌ی اجزاء است با این حال برای مقایسه‌ی هزینه‌ی پمپ و سیال کاری به ترتیب با توجه به تأثیر پارامترهای نرخ کار پمپ و وزن سیال کاری در هزینه‌های آن‌ها، می‌توان نوشت [۶۱]:

$$C_{pump} = \frac{\dot{w}_{pump}}{\dot{w}_{net}} \quad (۶۶-۳)$$

$$C_{Working Fluid} = \frac{\dot{M}_{Working Fluid}}{\dot{w}_{net}} \quad (۶۷-۳)$$

در فصل بعد به تجزیه و تحلیل یافته‌های پژوهش پرداخته خواهد شد. نتایج به صورت جداول و نمودارها ارائه می‌شود و عملکرد فرآیندهای مایع‌سازی هوا و سیکل‌های تولید توان مورد تجزیه و تحلیل قرار خواهد گرفت و همچنین آنالیز حساسیت بر روی بعضی پارامترهای حساس صورت می‌گیرد و در انتها مقایسه‌هایی بین فرآیندهای پیشنهادی در مقالات دیگر و فرآیندهای پیشنهادی در این مقاله صورت خواهد گرفت.

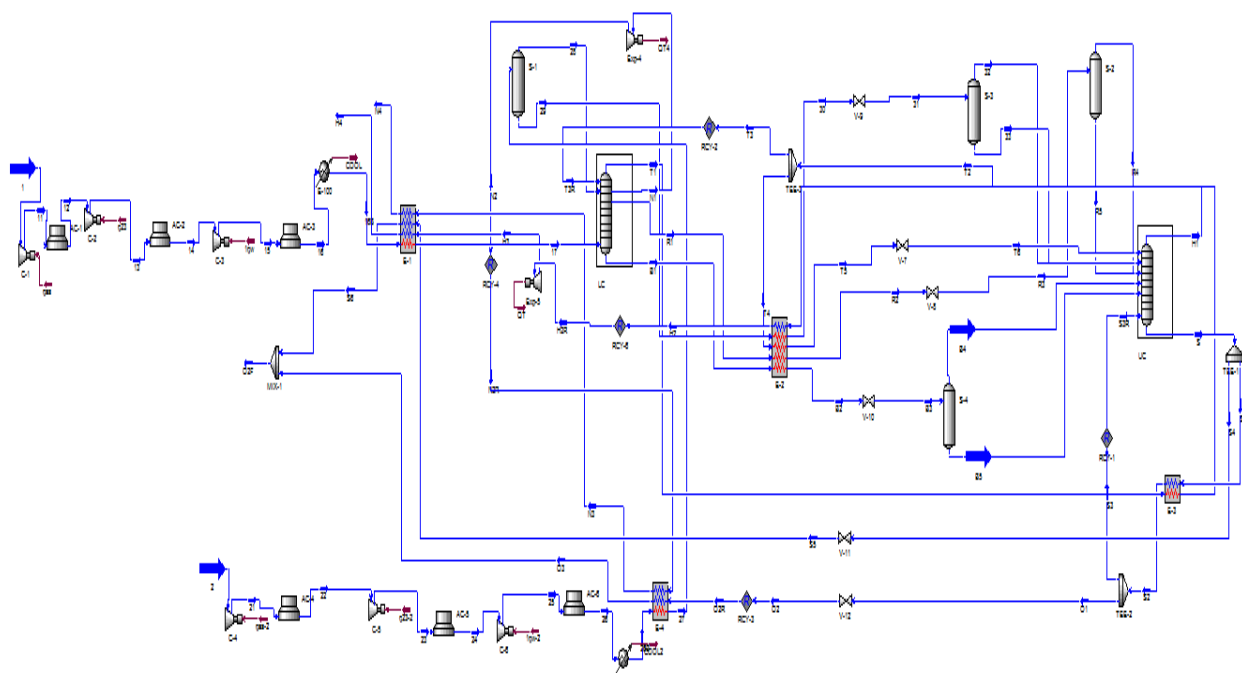
فصل چهارم

ارائه و تجزیه و تحلیل یافته‌ها

در این فصل به تجزیه و تحلیل یافته‌های پژوهش پرداخته شده است؛ که عبارت‌اند از: مقدار راندمان قانون اول و راندمان اگزرتیک (قانون دوم) برای فرایندهای مایع‌سازی هوا و تولید توان، مقدار اگزرتی جریان‌های فرایندها، آنالیز و بحث در مورد پارامترهای حساس و تأثیرگذار در فرایندها، مقایسه راندمان-های سیکل‌های تولید توان رانکین و برایتون با سیال‌عامل‌های مختلف؛ و در شرایط یکسان و مقایسه نتایج حاصله از فرایندهای مایع‌سازی هوا و تولید توان با سایر فرایندهای پیشنهادی.

۴-۲ نتایج فرایندهای پیشنهادی

در فصل سوم دو فرایند ASU پیشنهاد و توصیف شد و معادلات انرژی و اگزرتی آن‌ها نیز ارائه شد؛ و در این فصل نتایج مربوط به محاسبات ترمودینامیکی آن‌ها در قالب جداول و نمودارها ارائه می‌شود. شکل (۴-۱) فرایند پیشنهادی اول را در محیط نرم‌افزار (ASPEN HYSYS 7.3) نشان می‌دهد. در جدول (۴-۱) فشار، دما و دبی مربوط به جریان‌های فرایند پیشنهادی اول که در فصل سوم معرفی و توصیف شد ارائه شده است. همه نتایج از نرم‌افزار (ASPEN HYSYS 7.3) استخراج شده است. همچنین در این جدول مقدار اگزرتی فیزیکی، شیمیایی و اگزرتی کل، برای جریان‌ها که روابط آن‌ها در فصل سوم بیان شده بود آورده شده است. همان‌طور که قبلاً اشاره شد در این پژوهش برای محاسبه مقدار اگزرتی کل جریان‌های فرایندها از نرم‌افزار متلب استفاده شده به این صورت که با توجه به قابلیت ارتباط و اتصال نرم‌افزار هایسیس به نرم‌افزار متلب، بعد از برنامه‌نویسی در نرم‌افزار متلب برای محاسبه اگزرتی فیزیکی و شیمیایی جریان‌ها ارتباط بین دو نرم‌افزار برقرار می‌شود و دبی و سایر اطلاعات موردنیاز توسط نرم‌افزار متلب از نرم‌افزار هایسیس دریافت شده و نتایج در نرم‌افزار متلب ارائه می‌شود. به‌علاوه در شکل (۴-۲) Composite Curve مبدل‌های حرارتی چند جریانه برای فرایند پیشنهادی اول نشان داده شده است.

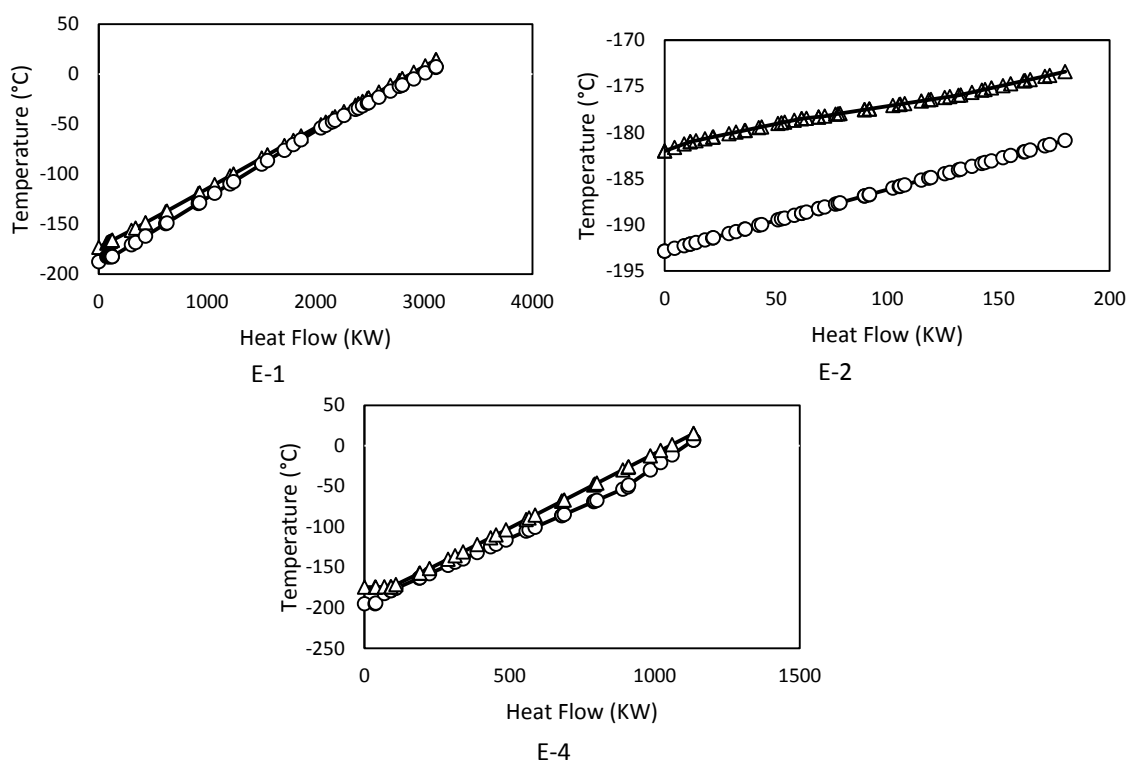


شکل (۴-۱): شماتیکی از فرآیند پیشنهادی اول در محیط نرم افزار (ASPEN HYSYS 7.3).

جدول (۴-۱): خصوصیات جریان های فرآیند پیشنهادی اول.

Stream	Temperature (°C)	Pressure (kPa)	Molar Flow (Nm ³ /h(gas))	Total exergy (Kw)	Physical exergy (kW)	Chemical exergy (kW)
1	25	101.5	44984.898	74.8154	2.3835	72.4319
2	25	101.5	14990	24.9302	0.7942	24.1360
16b	14.6	573	44984.898	2.4664e+003	2.3939e+003	72.4319
26b	25	566.4	14990	815.5175	791.3815	24.1360
27	-173.795852	566.3	14990	1.7179e+003	1.6938e+003	24.1360
29	-173.79353	566.4	1371.585	317.8273	313.2123	4.6150
30	-178.5	566.4	1371.585	327.4357	322.8207	4.6150
31	-189.529905	144.5	1371.585	324.4150	319.7999	4.6150
T1	-177.614357	560	55908.32611	6.3057e+003	5.8237e+003	482.0164
T2	-177.634828	560	55908.32611	1.3304e+004	1.2822e+004	482.0164
T3	-177.634828	560	39740.022	9.4566e+003	9.1139e+003	342.6206
T6	-192.64119	144.3	16168.30411	3.9405e+003	3.8011e+003	139.3958
N1	-177.614357	560	6869.92072	774.8311	715.6017	59.2294
N2	-195.062472	110	6869.92072	631.3122	572.0829	59.2294
N3	-14.449763	110	6869.896683	83.6448	24.4218	59.2229
N4	10.305172	110	6869.896683	77.48.16	18.2587	59.2229
R1	-175.758728	561.914894	11500.53049	2.6579e+003	2.6390e+003	18.8787
R2	-181	561.914894	11500.53049	2.7524e+003	2.7335e+003	18.8787
R3	-191.116015	144.5	11500.53049	2.7291e+003	2.7102e+003	18.8787
R4	-191.116015	144.5	1176.378951	88.4812	83.7430	4.7382

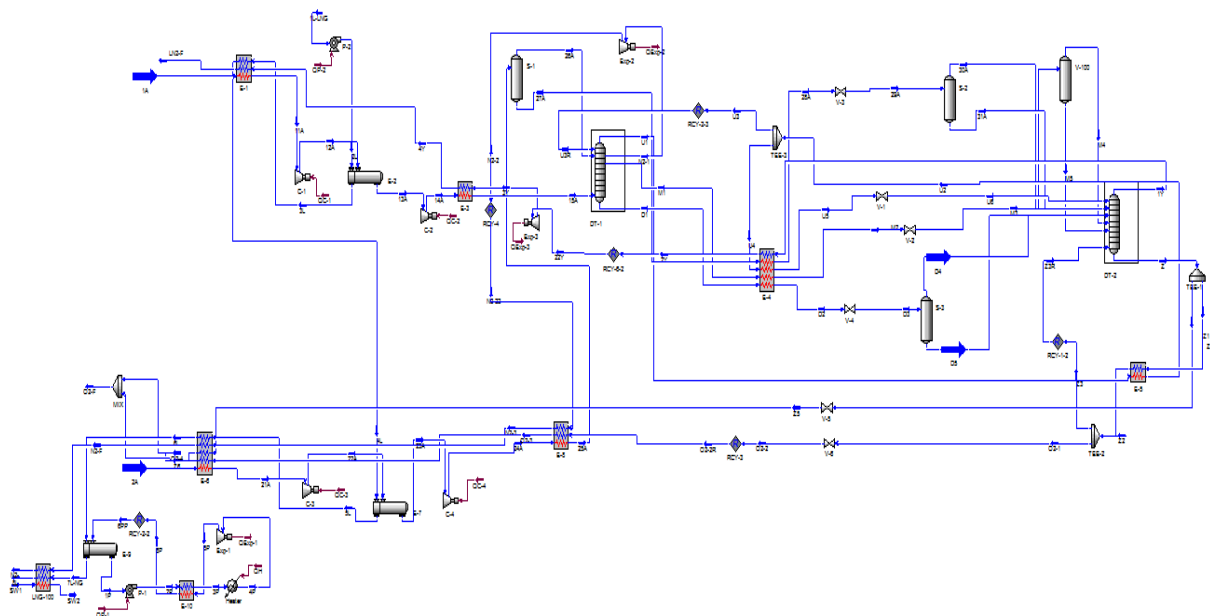
B1	-173.408984	570	24064.55769	5.5838e+003	5.4881e+003	95.6732
B2	-178.5	570	24064.55769	5.7648e+003	5.6692e+003	95.6732
B3	-189.282065	144.5	24064.55769	5.7139e+003	5.6182e+003	95.6732
B4	-189.282065	144.5	2538.194487	180.5909	175.9221	4.6688
H1	-192.84071	139.1	41385.60634	3.3001e+003	2.9693e+003	330.7738
H2	-179.785584	139.1	41385.60634	2.8222e+003	2.4915e+003	330.7738
H3	-184.710395	110	41385.33596	2.6829e+003	2.3520e+003	330.8307
H4	10	110	41385.33596	441.0623	110.2316	330.8307
S	-179.681118	143.7	41171.36694	1.1930e+004	9.9032e+003	2.0266e+003
S1	-179.681118	143.7	39986.576	1.1587e+004	9.6183e+003	1.9683e+003
S2	-179.680907	143.7	39986.576	4.3621e+003	2.3938e+003	1.9683e+003
S3	-179.680907	143.7	29451.996	3.2129e+003	1.7631e+003	1.4497e+003
S5	-182.383588	110	1184.79094	343.1698	284.8501	58.3197
S6	7	110	1184.79094	61.5488	3.2291	58.3197
O2	-180.327401	110	10534.58	1.0657e+003	547.1929	518.5500
O3	10	110	10556.994	547.7575	28.1043	519.6533
O2F	10	110	11741.78494	609.2284	31.2556	577.9728



شکل (۲-۴): نمودار Composite curve (تغییرات دمای جریان‌های سرد و گرم بر حسب جریان حرارت) مربوط به مبدل‌های چند جریانی فرآیند پیشنهادی اول (E-1, E-2, E-4).

شکل (۳-۴) فرآیند پیشنهادی دوم را در محیط نرم‌افزار (ASPEN HYSYS 7.3) نشان می‌دهد. در جدول (۲-۴) فشار، دما و دبی مربوط به جریان‌های قسمت ASU فرآیند پیشنهادی دوم که در فصل

سوم معرفی و توصیف شد ارائه شده است. همه نتایج از نرم افزار (ASPEN HYSYS 7.3) استخراج شده است. همچنین در این جدول مقدار انگرژی فیزیکی، شیمیایی و انگرژی کل جریان ها که روابط ترمودینامیکی آنها در فصل دوم آورده شده بود ارائه شده است. به علاوه در شکل (۴-۴) Composite Curve مبدل های حرارتی چند جریان برای قسمت ASU فرآیند پیشنهادی دوم نشان داده شده است.

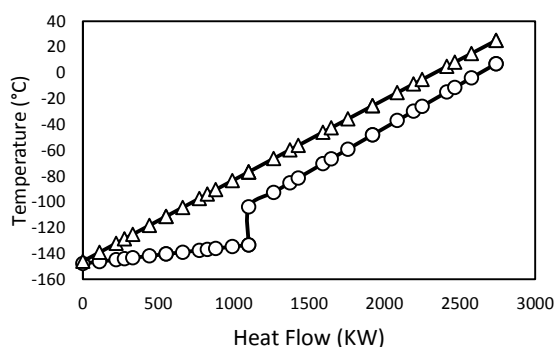


شکل (۴-۳): شماتیکی از فرآیند پیشنهادی دوم در محیط نرم افزار (ASPEN HYSYS 7.3)

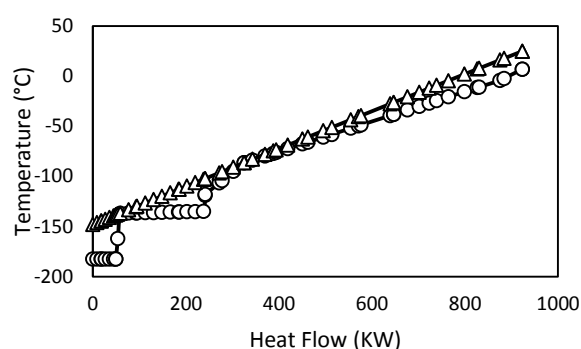
جدول ۴-۲ خصوصیات جریان های قسمت ASU فرآیند پیشنهادی دوم.

Stream	Temperature (°C)	Pressure (kPa)	Molar Flow (Nm ³ /h(gas))	Total exergy (kW)	Physical exergy (kW)	Chemical exergy (kW)
1A	25	101.5	44984.898	74.8154	2.3835	72.4319
11A	-145.5	101.5	44984.898	1387.7358	1315.3039	72.4319
13A	-156.4	200	44984.898	2586.4313	2513.9994	72.4319
15A	-171.5	573	44984.898	4556.9960	4484.5640	72.4319
2A	25	101.5	14990	24.9302	0.7942	24.1359
21A	-147.9	101.5	14990	479.6311	455.4951	24.1359
23A	-130.8	250	14990	786.3051	762.1691	24.1359
25A	-173.792	566.4	14990	1717.1421	1693.0061	24.1359
26A	-173.792	566.3	13624.411	1400.6965	1377.9116	22.7849
28A	-178.5	566.4	1365.589	326.0087	321.4107	4.5981
29A	-189.53	144.5	1365.589	323.0011	318.4031	4.5981
30A	-189.53	144.5	148.127919	10.5999	10.3039	0.2959
U1	-177.60	560	57081.52027	6430.0522	5944.8906	485.1616

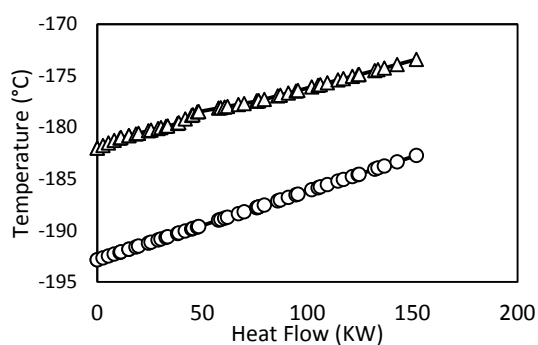
U2	-177.63	560	57081.52027	13432.9176	12947.7561	485.1616
U3	-177.63	560	39740.022	9352.0135	9014.2434	337.7701
U5	-181.7	560	17341.49827	4255.5384	4108.1469	1.4.3915
U6	-192.63	144.3	17341.49827	4214.1163	4066.7248	1.4.3915
N2-1	-177.60	560	6869.881816	773.8751	715.4845	58.3906
N2-2	-195.05	110	6869.881816	630.3385	571.9479	58.3906
N2-3	-100	110	6869.892618	166.5851	108.1429	58.4421
N2-F	-7	110	6869.892618	80.3562	21.9141	58.4421
N2-g	7	110	6869.892618	77.1762	18.7341	58.4421
M1	-175.43	561.914894	11500.32055	2655.8628	2637.4035	18.4593
M2	-181	561.914894	11500.32055	2755.4116	2736.9523	18.4593
M3	-190.84	144.5	11500.32055	2733.1611	2714.7018	18.4593
M4	-190.84	144.5	1137.744745	84.7096	80.6765	4.0332
D1	-173.38	570	22897.60836	5314.2312	5221.5486	92.6825
D2	-178.5	570	22897.60836	5487.4713	5394.7888	92.6825
D3	-189.25	144.5	22897.60836	5439.1147	5346.4321	92.6825
D4	-189.25	144.5	2407.747722	171.2048	166.8125	4.3922
1Y	-192.84	139.1	41398.45429	3300.4394	2970.1180	330.3213
2Y	-178.46	139.1	41398.45429	2779.5772	2449.2558	330.3213
3Y	-184.39	105	41399.04678	2611.1484	2280.9035	330.2448
4Y	-101.72	105	41399.04678	941.1087	610.8639	330.2448
LN2-F	7	105	41399.04678	384.0007	53.7559	330.2448
Z	-179.68	143.7	41158.55789	11926.1361	9900.1636	2025.9725
Z1	-179.68	143.7	40020.197	11596.2835	9626.3453	1969.9382
Z2	-179.68	143.7	40020.197	4365.7507	2395.8125	1969.9382
Z3	-179.68	143.7	29451.996	3212.8795	1763.1462	1449.7333
Z5	-182.38	110	1138.360889	329.7219	273.6876	56.0342
Z6	7	110	1138.360889	59.1368	3.1025	56.0343
Sw-in	25	101.3	107500	4.1274e+003	-0.0375	4.1275e+003
Sw-out	15	101.3	107500	4.1452e+003	17.7326	4.1275e+003
O2-2	-180.33	110	10568.201	1069.1441	548.9392	520.2049
O2-3	-86.72	110	10669.064	658.5586	133.3888	525.1697
O2-4	7	110	10669.064	554.2478	29.0781	525.1697
O2-F	7	110	11807.42489	613.3803	32.1763	581.2040



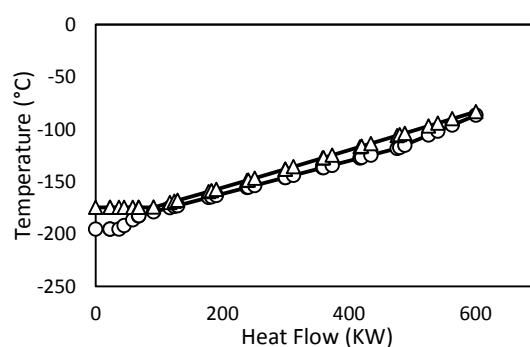
E-1



E-6



E-4



E-8

شکل (۴-۴): نمودار Composite curve مربوط به مبدل‌های چند جریانی فرآیند پیشنهادی دوم (E-1, E-6, E-4, E-8).

اطلاعات مربوط به جریان‌های فرآیندهای تبدیل مجدد LNG به شکل گاز و تولید توان الکتریکی که در فرآیند پیشنهادی دوم آورده شده‌اند در جدول (۳-۴) و جدول (۴-۴) ارائه شده البته روابط مربوط به محاسبه اگزرژی کل جریان‌ها در فصل سوم بیان شده است.

جدول (۳-۴): خصوصیات جریان‌های فرآیند تبدیل مجدد LNG به شکل گاز. (Mass flow of LNG = 24 kg/s)

stream	Temperature (°C)	Pressure (kPa)	h (kJ/kg)	Total exergy (Kw)
1L-LNG	-162	140	-5144	1257174.58
2L	-158.4	7000	-5124	1257233.43
3L	-147.9	7000	-5092	1256075.54
4L	-133.2	7000	-5045	1254672.52
5L	-130.8	7000	-5037	1254471.75
6L	-128.7	7000	-5030	1254286.36
7L	-8.64	7000	-4445	1247683.19
8L	5	7000	-4403	1247600

جدول (۴-۴): خصوصیات جریان‌های فرآیند تولید توان (Mass flow of working fluid (CO₂) = 49.3 kg/s)
($\eta_{P-1} = 85\%$) ($\eta_{Exp-1} = 85\%$)

stream	Temperature (°C)	Pressure (kPa)	Total exergy (Kw)
1P	-10	2605	33051.25
2P	3.99	20000	33878.94
3P	265	20000	38879.26
4P	700	20000	54689.08
5P	462.9	2605	40104.84
6P	6.58	2605	31214.76

مقدار حرارت جذب‌شده در طول فرآیند تبدیل مجدد LNG به شکل گاز با توجه به رابطه ((۳-۵) در جدول (۴-۵) آورده شده است با توجه به اطلاعات جدول (۴-۵) استفاده از انرژی سرد LNG به مقدار (kJ/kg_{LNG}) 94.15 در فرآیند مایع‌سازی هوا باعث صرفه‌جویی انرژی شده است. که این مقدار معادل 2259.6 KW ($M_{LNG} = 24 \text{ kg/s}$) است؛ و همچنین استفاده از انرژی سرد LNG به مقدار 585.42 (kJ/kg_{LNG}) در فرآیند تولید توان باعث ذخیره انرژی شده که این مقدار معادل (14050 KW M_{LNG}) است. (= 24 kg/s)

جدول (۴-۵): مقدار حرارت جذب‌شده در طول فرآیند تبدیل مجدد LNG به شکل گاز. ($M_{LNG} = 24 \text{ kg/s}$) ($\eta_{com} = 75\%$)

Processes	2L-3L	3L-4L	4L-5L	5L-6L	6L-7L	7L-8L
Heat exchanger	E-2	E-1	E-7	E-6	E-9	E-11
$Q_{LNG} \text{ (KW)}$	779	1100	180.7	200	14050	1000
$q \text{ (kJ/kg}_{LNG})$	32.46	45.83	7.53	8.33	585.42	41.66

در فصل دوم معادلات مربوط به محاسبه راندمان‌های اگزرتیک ساده، منطقی و جامع فرایندها آورده شد و در این فصل نتایج به‌دست‌آمده از آن معادلات به‌صورت جدول (۴-۶) و جدول (۴-۷) ارائه‌شده است.

جدول (۴-۶): راندمان اگزرتیک ساده و منطقی.

Process	$\eta_{com} \%$	O ₂ %mol	$\eta \%$	$\psi \%$	$\eta_c \%$
cryogenic ASU in first proposed process	75	100	23.33	21.72	—
cryogenic ASU in second proposed process	75	100	21.69	20.01	41.77

cryogenic ASU in second proposed process with neglected LNG exergy	75	100	51.82	49.4	—
cryogenic ASU in second proposed process with neglected LNG exergy	87	100	59.66	57.3	—
[18]	87	95	58.6	34.7	—

جدول (۷-۴): نتایج حاصله از محاسبه راندمان جامع برای فرآیند پیشنهادی دوم.

Process	η_c %
cryogenic ASU in second proposed process ($\eta_{c,ASU}$)	41.77
Power Generation Cycle in second proposed process ($\eta_{c,PG}$)	27.82
second proposed process ($\eta_{c,ASU+PG}$)	32.06

مقایسه بین درصد خلوص اکسیژن و نیتروژن حاصله از فرآیندها و مجموع مقدار توان مصرفی کمپرسورها و همچنین مقدار توان مصرفی بر واحد تولید O_2 برای فرآیندهای پیشنهادی اول و دوم (فقط قسمت مایع سازی هوا) در جدول (۸-۴) و برای فرآیندهای مقالات گذشته در جدول (۹-۴) آورده شده است. بعد از انجام محاسبات و همچنین با استفاده از سعی و خطا در نرم افزار (ASPEN HYSYS 7.3) تعداد سینی های برج های پرفشار UC و DT-1، ۴۸ و فشار عملیاتی آن ها 5.7 bar به دست آمد و همچنین تعداد سینی های برج های کم فشار LC و DT-2، ۵۰ و فشار عملیاتی آن ها 1.437 bar به دست آمد.

از پارامترهای حساس که باعث تغییر در مقدار درصد خلوص محصولات فرآیند ASU می شود؛ درصد ترکیبات هوای ورودی است. اگر درصد ترکیبات هوای ورودی برابر ($O_2 = 20\%$ ، $N_2 = 80\%$) فرض شود درصد خلوص O_2 تولیدی در فرآیندهای اول و دوم ۱۰۰٪ خواهد شد؛ و درصد خلوص N_2 تولیدی در فرآیند اول 99.84% و در فرآیند دوم 99.76% می شود؛ البته درصد خلوص نیتروژن با خلوص پایین (LN_2) نیز برای هر دو فرآیند در حدود 99.35% است و اگر برابر ($O_2 = 21\%$ ، $AR = 1\%$ ، $N_2 = 78\%$)

فرض شود درصد خلوص N_2 تولیدی در فرآیندهای اول 99.90٪ و در فرآیند دوم 99.86٪ و درصد خلوص O_2 تولیدی در فرآیند اول 98.19٪ و در فرآیند دوم 98.59٪ می‌شود. که این اطلاعات در جدول (۸-۴) آورده شده است.

جدول (۸-۴): مقایسه بین فرآیندهای پیشنهادی اول و دوم (قسمت ASU) با درصد ترکیبات هوای ورودی مختلف (adiabatic efficiency in the compressors = 100%)

process	Air Components Mole fraction %	O ₂ [Nm ³ /h]	N ₂ [Nm ³ /h]	O ₂ %mol	N ₂ %mol	LN ₂ %mol	LMTD ¹ Condenser /Reboiler (°C)	W _c (KW)	power consumption for O ₂ production (KWh/KNm ³ -O ₂)
Proposed process 1 (P1)	O ₂ = 20 N ₂ = 80	11740	6870	100	99.84	99.36	2.050	3562.4	303.44
Proposed process 1 (P1)	O ₂ = 21 N ₂ = 78 AR = 1	12480	6870	98.19	99.90	98.23	2.121	3563.8	285.56
Proposed process 2 (P2)	O ₂ = 20 N ₂ = 80	11810	6870	100	99.76	99.35	2.058	1484.8	125.80
Proposed process 2 (P2)	O ₂ = 21 N ₂ = 78 AR = 1	12320	6870	98.59	99.86	97.86	2.111	1460.4	118.54

جدول (۹-۴): مقایسه بین فرآیندهای پیشنهادی سایر مقالات با فرآیند پیشنهادی در این پایان‌نامه.

process	Air Components Mole fraction %	O ₂ [Nm ³ /h]	N ₂ [Nm ³ /h]	O ₂ %mol	N ₂ %mol	adiabatic efficiency in the compressors %	LNG	W _c (KW)	power consumption for O ₂ production (KWh/KNm ³ -O ₂)	Imp P1 %	Imp P2 %
Conventional ASU [19]	O ₂ = 20 N ₂ = 80	31,000	30,000	99.99	99.9	100	NO	17800	574.2	47.15	78.1
Proposed ASU [19]	O ₂ = 20 N ₂ = 80	31,000	30,000	99.99	99.9	100	NO	11350	366.1	17.11	65.64
Proposed ASU [53]	-	-	-	-	-	80	YES	-	400	24.14	68.55
[66]	O ₂ = 20.95 N ₂ = 78.09 AR = .93	19,513	23,761	99.6	100	80	YES	18268	263.1	-13.3	52.18

با توجه به نتایج ثبت‌شده در جدول (۸-۴) در فرآیند پیشنهادی دوم به علت پیش سرد کردن هوای ورودی به کمپرسورها با استفاده از انرژی سرد LNG مقدار توان مصرفی مجموع کمپرسورها (η_{com})

¹ log mean temperature difference

(100% 1484.8 KW می‌شود. این مقدار برای فرآیند پیشنهادی اول که از انرژی سرد موجود در LNG استفاده نمی‌کند برابر $(\eta_{com} = 100\%)$ 3562.4 KW است. بنابراین فرآیند پیشنهادی دوم بیش از 58% نسبت به فرآیند اول توان کمتری مصرف نموده است؛ بدون آنکه از درصد خلوص محصولات فرآیند کاسته شود. LMTD مبدل‌های حرارتی، duty و حداقل اختلاف دما (Min approach) آن‌ها طبق جدول (۴-۱۰) ارائه شده است. اطلاعات مربوط به کمپرسورها و خنک‌کن‌های هوایی نیز به ترتیب در جدول (۴-۱۱) و جدول (۴-۱۲) آورده شده است. به علت ناچیز بودن مقدار توان مصرفی خنک‌کن‌های هوایی از انرژی مصرفی آن‌ها در محاسبات صرفه نظر شده است.

جدول (۴-۱۰): اطلاعات مربوط به مبدل‌های حرارتی فرآیند پیشنهادی اول و دوم.

Unit	E-1	E-2	E-3	E-4	E-5	E-6	E-7	E-8	E-9	E-10	E-11
LMTD [C] (P1)	5.95	8.43	2.05	10.15							
Min approach	2.42	6.38	2.04	4.58							
Heat duty [KW] (P1)	3113	195.8	3299	1187							
LMTD [C] (P2)	19.99	12.83	5.44	7.50	2.06	10.15	9.98	7.55	40.22	53.06	21
Min approach	2.41	2.03	2.02	5.08	2.05	2.12	2.37	4.66	15.1	2.59	18
Heat duty [KW] (P2)	2732	779.5	1215	215.6	3302	923.2	180.7	618.3	14050	23910	1036

نتایج شبیه‌سازی نشان می‌دهد که مقدار انرژی مصرفی برای فرآیند پیشنهادی اول و دوم (در فرآیند دوم فقط قسمت‌های مایع‌سازی هوا و تبدیل مجدد LNG به شکل گاز) نسبت به فرآیندهای مقالات گذشته بسیار کمتر است که دلایل اصلی این صرفه‌جویی انرژی عبارت‌اند از:

۱. استفاده از انتگراسیون حرارتی مناسب در فرآیندها
۲. استفاده از سردکن میانی در هنگام فشرده کردن هوای ورودی به فرآیند
۳. ترکیب کندانسور برج تقطیر فشار بالا با ریبویلر برج تقطیر فشار پایین
۴. استفاده از تفکیک‌کننده دوفازی قبل از ورود جریان‌های دوفازی به برج‌های تقطیر برای تفکیک فازهای مایع و بخار آن‌ها که این کار باعث کاهش مصرف انرژی در برج‌ها می‌شود.
۵. پیش سرد کردن هوای ورودی قبل از ورود به کمپرسورها (در فرآیند پیشنهادی دوم).

جدول (۴-۱۱): خصوصیات کمپرسورها در فرآیندهای پیشنهادی اول و دوم.

Compressor	Power consumption (kW)	Inlet/outlet pressure (kPa)	Adiabatic efficiency
C-1	1892.0	101.5/250	0.75
C-2	956.9	250/400	0.75
C-3	719.8	400/573	0.75
C-4	630.6	101.5/250	0.75
C-5	318.9	250/400	0.75
C-6	231.7	400/566.4	0.75
C-7	585.8	101.5/200	0.75
C-8	865.4	200/573	0.75
C-9	263.2	101.5/250	0.75
C-10	265.6	250/566.3	0.75

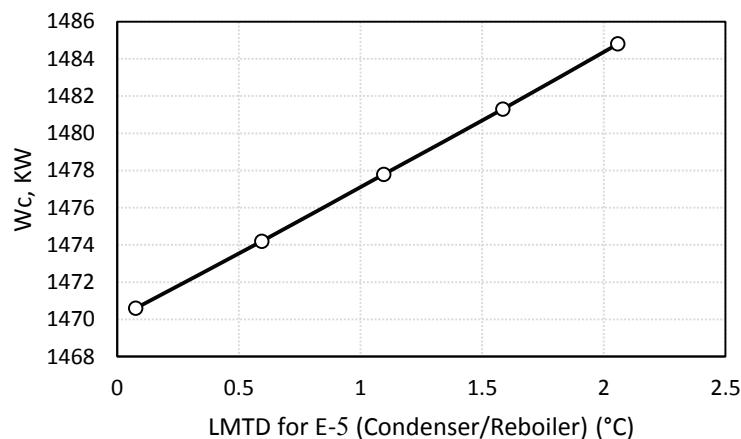
جدول (۴-۱۲): خصوصیات خنک‌کن‌های هوایی در فرآیند پیشنهادی اول.

Air cooler	Total air quantity (kg/s)
AC-1	115.1
AC-2	116.3
AC-3	116.7
AC-4	117.0
AC-5	117.4
AC-6	117.5

از پارامترهای حساس دیگری که باعث تغییر در مقدار مصرف انرژی فرآیندها و درصد خلوص محصولات فرآیند ASU می‌شود مقدار LMTD مبدل‌های حرارتی که نقش Condenser/Reboiler را در دو فرآیند پیشنهادی دارند است که این مبدل‌های حرارتی در فرآیند پیشنهادی اول مبدل E-3 و در فرآیند پیشنهادی دوم مبدل E-5 است. جدول (۴-۱۳) تغییر در مقدار مصرف انرژی قسمت ASU فرآیند پیشنهادی دوم و درصد خلوص محصولات فرآیند ASU را برای مقادیر مختلف LMTD این مبدل‌های حرارتی نشان داده است. شکل (۴-۵) نشان می‌دهد که با افزایش مقدار LMTD مبدل حرارتی E-5 در فرآیند پیشنهادی دوم، مقدار مصرف انرژی فرآیند افزایش می‌یابد.

جدول (۴-۱۳): مقایسه بین مقدار LMTD مبدل حرارتی E-5 (Condenser/Reboiler) در فرآیند پیشنهادی دوم با مقدار مصرف انرژی کمپرسورها (adiabatic efficiency in the compressors = 100%).

process	Air Components Mole fraction %	O2 [Nm ³ /h]	N2 [Nm ³ /h]	O2 mol %	N2 %mol	LN2 %mol	LMTD Condenser /Reboiler (°C)	W _{C2} (KW)	power consumption for O2 production (KWh/KN m ³ -O2)
Proposed process 2 (P2)	O ₂ = 20 N ₂ = 80	11803	6870	100	99.76	99.37	2.058	1484.8	125.80
Proposed process 2 (P2)	O ₂ = 20 N ₂ = 80	11800	6870	100	99.76	99.37	1.585	1481.3	125.53
Proposed process 2 (P2)	O ₂ = 20 N ₂ = 80	11810	6870	100	99.76	99.37	1.096	1477.8	125.13
Proposed process 2 (P2)	O ₂ = 20 N ₂ = 80	11810	6870	100	99.77	99.38	0.594	1474.2	124.93
Proposed process 2 (P2)	O ₂ = 20 N ₂ = 80	11820	6870	100	99.78	99.37	0.076	1470.6	124.41



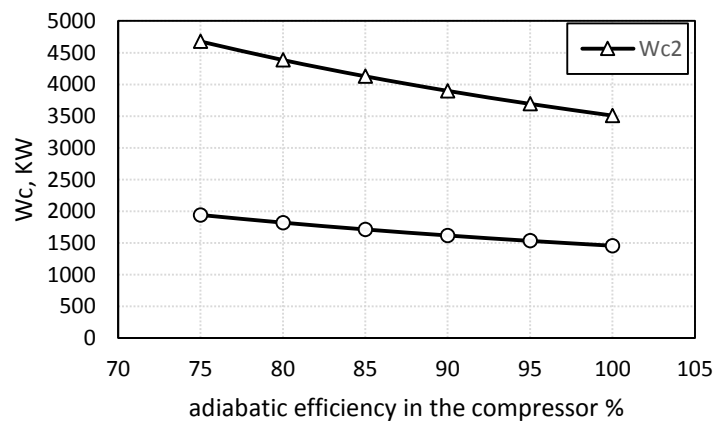
شکل (۴-۵): ارتباط بین مبدل حرارتی E-5 (Condenser/Reboiler) در فرآیند پیشنهادی دوم با مقدار مصرف انرژی کمپرسورها.

از پارامترهای حساس دیگری که باعث تغییر در مقدار کار مصرفی کمپرسورها و در نتیجه تغییر در مقدار راندمان فرآیند cryogenic ASU می شود، راندمان کمپرسورهای این فرآیند است. در جدول (۴-۱۴): مقدار مصرف کمپرسورها در فرآیندهای پیشنهادی اول و دوم. برای هر دو فرآیند پیشنهادی مصرف انرژی کمپرسورها با راندمانهای مختلف و مقدار توان مصرفی بر واحد تولید O₂ خالص و همچنین مقدار توان مصرفی بر واحد تولید مجموع O₂ و N₂ در فرآیند ASU ذکر شده است. مقدار توان تولیدی در توربینهای (Exp-1,2,3 و Exp4,5) در محاسبات انرژی مربوط به ASU مطرح نشده است. با توجه

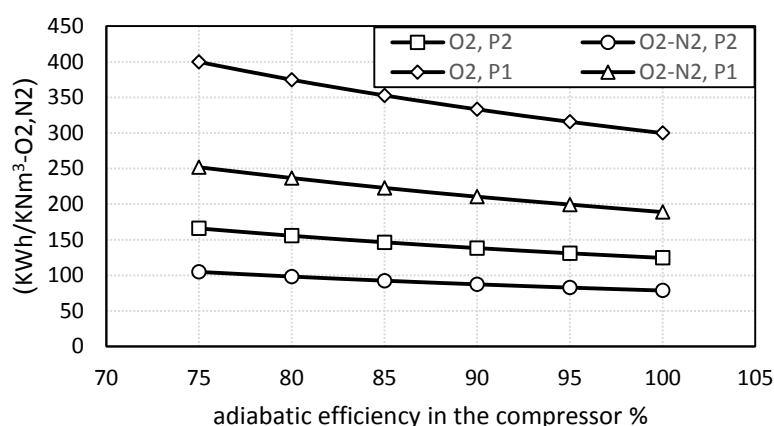
به نتایج به دست آمده در جدول (۴-۱۴) و در شکل (۴-۶) نشان داده شده است که با افزایش راندمان کمپرسورها مقدار مصرف کمپرسورها در هر دو فرآیند پیشنهادی، تقریباً به صورت خطی کاهش می یابد؛ و در نتیجه مطابق شکل (۴-۷) مقدار انرژی مصرفی بر واحد تولید اکسیژن و نیتروژن نیز با هم به صورت خطی کاهش یافته است.

جدول (۴-۱۴): مقدار مصرف کمپرسورها در فرآیندهای پیشنهادی اول و دوم.

	adiabatic efficiency in the compressor	W_{ci} (KW)	power consumption for O2 production (KWh/KNm ³ -O2)	power consumption for O2 and N2 production (KWh/KNm ³ -O2,N2)
P1	75%	4749.9	404.59	255.23
	80%	4453.1	379.31	239.28
	85%	4191.6	357.03	225.23
	90%	3958.5	337.18	212.71
	95%	3750.1	319.43	201.51
	100%	3562.4	303.44	191.42
P2	75%	1979.9	167.88	106.08
	80%	1856.2	157.38	99.47
	85%	1746.4	148.00	93.59
	90%	1650.0	139.90	88.42
	95%	1563.0	132.45	83.76
	100%	1484.8	125.89	79.57



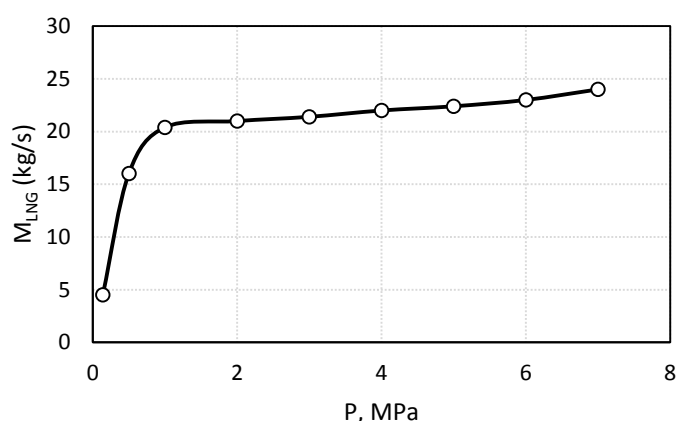
شکل (۴-۶): رابطه بین مقدار کار مصرفی کمپرسورها (W_{ci}) بر حسب مقدار راندمان آدیاباتیک آنها.



شکل (۷-۴): رابطه بین مقدار کار مصرفی بر واحد تولید O_2 و (O_2-N_2) بر حسب مقدار راندمان آدیاباتیک کمپرسورها در فرآیندهای پیشنهادی اول و دوم.

۴-۲-۱ تأثیر فشار تبخیر یا بخار LNG بر روی عملکرد فرآیند پیشنهادی دوم:

از پارامترهایی که بر مقدار دبی LNG مورد نیاز در فرآیند تأثیر گذار است، فشار بخار آن است. با افزایش فشار بخار LNG (فشار LNG ورودی به فرآیند) مقدار دبی LNG که در فرآیند جهت تأمین انرژی سرد نیاز است افزایش می‌یابد. چراکه با افزایش فشار تبخیر LNG مقدار انرژی آن کاهش می‌یابد، که این موضوع در شکل (۸-۴) نشان داده شده است. همان‌طور که مشاهده می‌کنید مقدار دبی LNG تا رسیدن به فشار 1 MPa با شیب تند افزایش می‌یابد ولی این افزایش از مقدار 1 MPa به بعد با شیب بسیار کمتر ادامه می‌یابد. و در قسمت تولید توان فرآیند پیشنهادی دوم اگر مقدار دبی LNG ثابت باشد با افزایش فشار بخار آن مقدار کار خالص خروجی کاهش می‌یابد همچنین می‌توان نشان داد که با افزایش فشار بخار LNG مقدار راندمان جامع فرآیند پیشنهادی دوم که معادله این راندمان در فصل سوم ارائه شده است به مقدار قابل توجهی کاهش خواهد یافت.

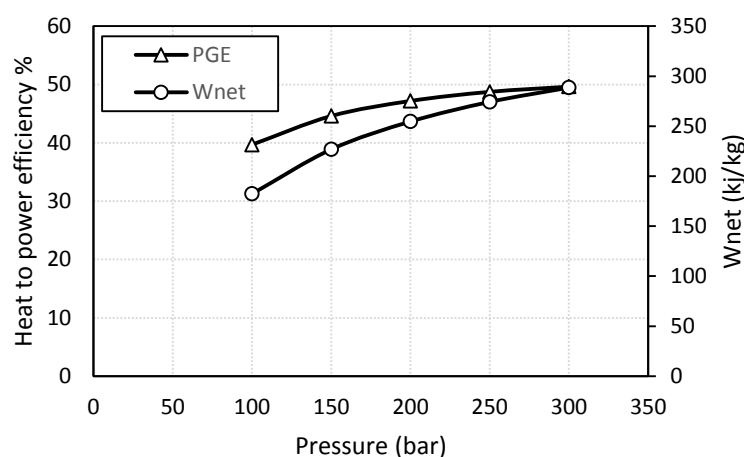


شکل (۴-۸): رابطه بین دبی جرمی LNG برای فرآیند پیشنهادی دوم با مقدار فشار بخار آن.

از جمله پارامترهایی که می‌تواند در راندمان فرآیند تولید توان فرآیند پیشنهادی دوم تأثیرگذار باشد عبارت‌اند از راندمان توربین و پمپ و مقدار فشار و دمای ورودی به توربین که در ادامه مورد بررسی قرار می‌گیرند.

۴-۲-۲ مقدار راندمان و کار خالص خروجی در فرآیند تولید توان فرآیند پیشنهادی دوم:

در شکل (۴-۹) و جدول (۴-۱۵) کار خالص خروجی و راندمان سیکل تولید توان برحسب تغییر مقدار فشار ورودی به توربین با فرض $\eta_{(P-1)}=85\%$, $P_{1P} = 26.05 \text{ bar}$, $T_{1P} = -10^\circ\text{C}$, $T_{4P} = 700^\circ\text{C}$, $\eta_{(Exp-1)}=85\%$ نشان داده شده است. همان‌طور که مشاهده می‌کنید در دمای ثابت $T_{4P} = 700^\circ\text{C}$ (دمای ورودی به توربین) با افزایش مقدار فشار ورودی به توربین در بازه فشار (100 bar- 300 bar) مقدار کار خالص خروجی و مقدار راندمان سیکل تولید توان افزایش خواهد یافت. البته می‌توان نشان داد که مقدار حرارت ورودی به سیکل (Q_{net}) نیز افزایش می‌یابد.



شکل (۹-۴): مقدار کار خالص خروجی و راندمان سیکل تولید توان فرآیند پیشنهادی دوم برحسب مقدار فشار ورودی به توربین (P_{2P}).

جدول (۱۵-۴): نتایج مقدار کار خالص خروجی و راندمان سیکل تولید توان فرآیند پیشنهادی دوم برحسب مقدار فشار ورودی به توربین.

	$P_{2P} = 100 \text{ bar}$		$P_{2P} = 150 \text{ bar}$		$P_{2P} = 200 \text{ bar}$		$P_{2P} = 250 \text{ bar}$		$P_{2P} = 300 \text{ bar}$	
Working fluid	W_{net} Kj/kg	η %	W_{net} Kj/kg	η %	W_{net} Kj/kg	η %	W_{net} Kj/kg	η %	W_{net} Kj/kg	η %
CO2	182.33	39.69	226.8	44.6	254.64	47.18	274.24	48.74	288.54	49.63

$$P_{1P} = 26.05 \text{ bar}, T_{1P} = -10^\circ\text{C}, T_{4P} = 700^\circ\text{C}, \eta_{Exp-1} = 85\%, \eta_{P-1} = 85\%$$

شکل (۱۰-۴) و جدول (۱۶-۴) کار خالص خروجی و راندمان سیکل تولید توان را برحسب تغییر مقدار

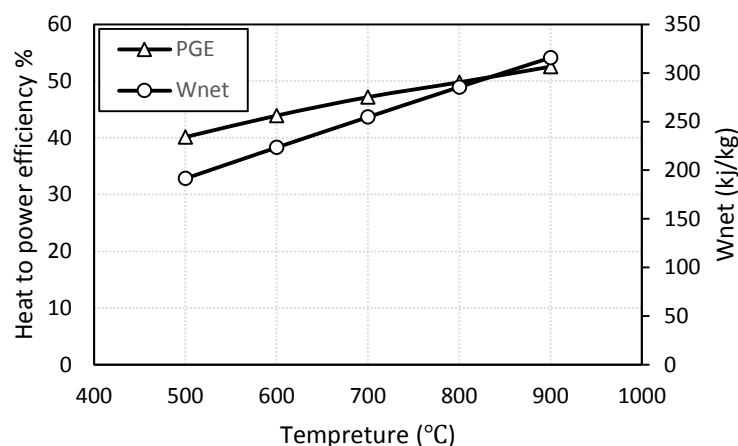
دمای ورودی به توربین را با فرض $P_{1P} = 26.05 \text{ bar}, T_{1P} = -10^\circ\text{C}, P_{2P} = 200 \text{ bar}, \eta_{Exp-1} =$

$85\%, \eta_{P-1} = 85\%$ نشان داده‌اند. می‌توان مشاهده کرد که با افزایش دمای ورودی به توربین (T_4)

با فرض ثابت ماندن فشار ورودی به توربین کار خالص خروجی و راندمان سیکل تولید توان تقریباً

به‌صورت خطی افزایش می‌یابد. در این حالت نیز می‌توان نشان داد که مقدار حرارت ورودی به سیکل

(Q_{net}) نیز افزایش خواهد یافت.



شکل (۴-۱۰): مقدار کار خالص خروجی و راندمان سیکل تولید توان فرآیند پیشنهادی دوم برحسب مقدار دمای ورودی به توربین (T_4).

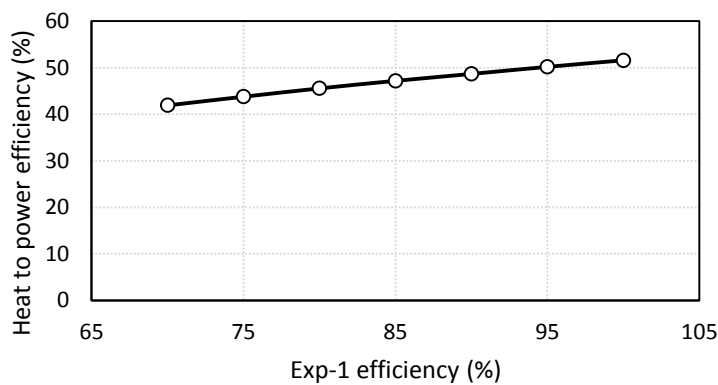
جدول (۴-۱۶): نتایج مقدار کار خالص خروجی و راندمان سیکل تولید توان فرآیند پیشنهادی دوم برحسب مقدار دمای ورودی به توربین.

	$T_{4P} = 500\text{ }^{\circ}\text{C}$		$T_{4P} = 600\text{ }^{\circ}\text{C}$		$T_{4P} = 700\text{ }^{\circ}\text{C}$		$T_{4P} = 800\text{ }^{\circ}\text{C}$		$T_{4P} = 900\text{ }^{\circ}\text{C}$	
Working fluid	W_{net} Kj/kg	η %	W_{net} Kj/kg	η %	W_{net} Kj/kg	η %	W_{net} Kj/kg	η %	W_{net} Kj/kg	η %
CO2	191.4 4	40.1 3	223.3 7	43.9 2	254.6 4	47.1 8	285.5 3	49.7 9	315.7 7	52.5 4

$$P_{1P} = 26.05\text{ bar}, T_{1P} = -10\text{ }^{\circ}\text{C}, P_{2P} = 200\text{ bar}, \eta_{Exp-1} = 85\%, \eta_{P-1} = 85\%$$

۴-۲-۳ تأثیر پمپ و توربین بر روی عملکرد سیکل تولید توان فرآیند پیشنهادی دوم:

تأثیر مقدار راندمان توربین (η_{Exp-1}) بر روی راندمان سیکل تولید توان با فرض $T_{1P} = -10\text{ }^{\circ}\text{C}$, $P_{1P} = 26.05\text{ bar}$, $P_{2P} = 200\text{ bar}$, $\eta_{P-1} = 85\%$ در شکل (۴-۱۱) و جدول (۴-۱۷) نشان داده شده است. همان طور که مشاهده می کنید با افزایش راندمان توربین راندمان سیکل تولید توان تقریباً به صورت خطی افزایش می یابد.



شکل (۴-۱۱): رابطه بین تغییرات راندمان توربین (Exp-1) بر روی راندمان سیکل تولید توان.

جدول (۴-۱۷): نتایج مقدار راندمان سیکل تولید توان فرآیند پیشنهادی دوم برحسب تغییر در راندمان توربین (Exp-1).

Turbine efficiency	70%	75%	80%	85%	90%	95%	100%
$\eta_{Power\ cycle} \%$	41.91	43.77	45.56	47.18	48.67	50.19	51.60
$P_{1P} = 26.05\ bar, T_{1P} = -10\ ^\circ C, T_{4P} = 700\ ^\circ C, P_{2P} = 200\ bar, \eta_{P-1} = 85\%$							

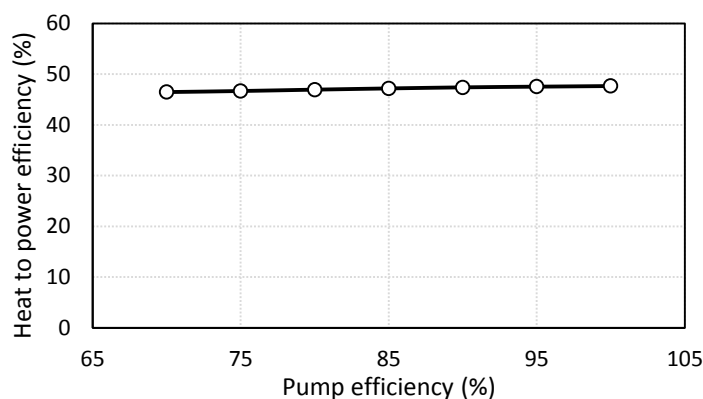
شکل (۴-۱۲) و جدول (۴-۱۸) تغییر مقدار راندمان سیکل تولید توان را برحسب تابعی از مقدار راندمان

پمپ (η_{P-1}) با فرض $P_{1P} = 26.05\ bar, T_{1P} = -10\ ^\circ C, T_{4P} = 700\ ^\circ C, P_{2P} = 200\ bar, \eta_{Exp-1} = 85\%$

85% نشان می‌دهد. همان‌طور که مشاهده می‌کنید راندمان سیکل تولید توان با افزایش راندمان پمپ

افزایش می‌یابد اما این افزایش بسیار ناچیز است و می‌توان نتیجه گرفت که تأثیر راندمان پمپ بر روی

عملکرد سیکل تولید توان در مقایسه با راندمان توربین بسیار کم و قابل چشم‌پوشی است.



شکل (۴-۱۲): رابطه بین تغییرات راندمان پمپ (η_{P-1}) بر روی راندمان سیکل تولید توان.

جدول (۴-۱۸): نتایج مقدار راندمان سیکل تولید توان فرآیند پیشنهادی دوم برحسب تغییر در راندمان پمپ (η_{P-1}).

Pump efficiency	70%	75%	80%	85%	90%	95%	100%
$\eta_{Power\ cycle} \%$	46.46	46.67	46.94	47.18	47.39	47.53	47.65

$$P_{1P} = 26.05 \text{ bar}, T_{1P} = -10 \text{ }^{\circ}\text{C}, T_{4P} = 700 \text{ }^{\circ}\text{C}, P_{2P} = 200 \text{ bar}, \eta_{Exp-1} = 85\%$$

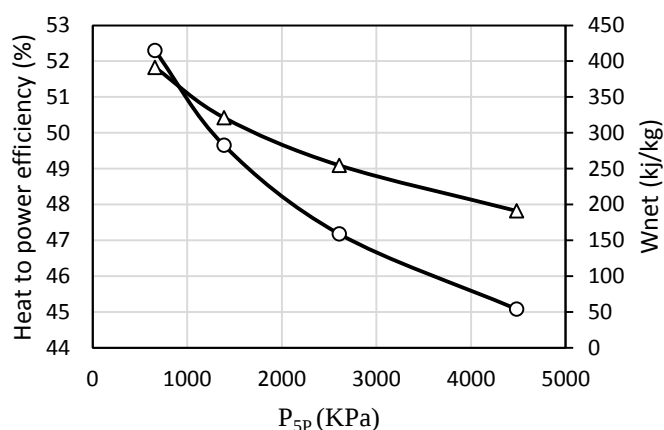
یکی دیگر از پارامترهایی که در مقدار راندمان سیکل تولید توان تأثیرگذار است؛ مقدار فشار خروجی از توربین و مقدار دمای کندانس سیال عامل است. که هرچه مقدار فشار خروجی از توربین و مقدار دمای کندانس سیال عامل کمتر باشد مقدار کار خالص خروجی و در نتیجه راندمان سیکل بیشتر خواهد شد. در جدول (۴-۱۹) تعدادی از فشارهای مختلف خروجی از توربین را با راندمانهای متناظر با آنها را مشاهده می کنید. (در سیکل رانکین با سیال عامل CO_2 مقدار دمای T_{1P} طوری انتخاب می شود که در جریان 1P فاز سیال عامل مایع شود با این کار مقدار کار مصرفی برای فشرده کردن سیال عامل بسیار کاهش می یابد.) و همان طور که در شکل (۴-۱۳) با فرض $\eta_{Exp-1} = 85\%$, $T_{4P} = 700 \text{ }^{\circ}\text{C}$, $P_{2P} = 200 \text{ bar}$ ، $\eta_{P-1} = 85\%$ نشان داده شده با افزایش فشار خروجی توربین مقدار کار خالص خروجی و همچنین مقدار راندمان سیکل کاهش می یابد و همچنین مقدار دمای مورد نیاز برای کندانس افزایش می یابد به طوری که اگر فشار خروجی از توربین به مقدار 80 bar برسد مطابق منبع [23] می توان از آب دریا نیز به عنوان منبع سرد برای کندانس کردن سیال عامل استفاده نمود. به عبارت دیگر کندانس کردن سیال عامل تا دمای پایین باعث می شود تا بتوان فشار خروجی از توربین را کاهش داد؛ که این کار باعث

افزایش راندمان فرآیند تا مقدار قابل توجهی می‌شود؛ که یکی از راهکارهایی که برای این کار پیشنهاد می‌شود؛ استفاده از انرژی سرد LNG است.

جدول (۴-۱۹): نتایج مقدار کار خالص خروجی و راندمان سیکل تولید توان برحسب تغییرات فشار خروجی از توربین (P_{5P})

P_{5P} (KPa)	T_{1P} (°C)	T_{7L-NG} (°C)	$\eta_{Power\ cycle}$ %	W_{net} KJ/kg
659	-50	-48.82	52.30	391.34
1389	-30	-28.38	49.65	321.19
2605	-10	-8.64	47.18	254.64
4480	10	10.05	45.08	191

$$P_{2P} = 200 \text{ bar}, T_{4P} = 700^\circ\text{C}, \eta_{Exp-1} = 85\%, \eta_{P-1} = 85\%$$



شکل (۴-۱۳): رابطه بین تغییرات راندمان سیکل تولید توان و کار خالص خروجی از آن برحسب تغییرات فشار خروجی از توربین (P_{5P}).

۴-۲-۴ مقایسه سیکل‌های تولید توان رانکین و برایتون:

دو سیکل رانکین و برایتون از متداول‌ترین سیکل‌هایی هستند که از انرژی LNG به‌عنوان منبع سرد خود استفاده نموده‌اند و بیشتر از سایر سیکل‌ها مثل استرلینگ، کالینا و سیکل‌های ترکیبی موردتوجه محققین قرار گرفته‌اند. در این تحقیق به شبیه‌سازی هر دو سیکل رانکین و برایتون با سیال‌عامل‌های مختلف برای بازیافت انرژی LNG در زمان تبخیر مجدد آن و جلوگیری از اتلاف این انرژی باارزش پرداخته شده است و نتایج این شبیه‌سازی‌ها در جدول (۴-۲۰) آورده شده است. همان‌طور که مشاهده می‌کنید؛ سیکل‌های برایتون باوجود دمای حداکثر (دمای منبع گرم) یکسان دارای راندمان بیشتری

نسبت به سیکل‌های رانکین در همان بازه‌ی دما می‌باشند. و همچنین همان‌طور که قبلاً اشاره شد؛ با کاهش دمای کندانس و همچنین فشار خروجی از توربین راندمان سیکل‌ها افزایش می‌یابد.

جدول (۴-۲۰): نتایج سیکل‌های تولید توان با استفاده از انرژی LNG به‌عنوان منبع سرد.

Cycle type	Workingfluid	Tmax °C	Tmin °C	NG P (bar)	Thermal efficiency
Supercritical regenerative RC	CO ₂	700	-10	70.0	47.18%
Supercritical regenerative RC	CO ₂	700	-50	70.0	52.3%
Regenerative BC	N ₂	700	-100	70.0	67%
Regenerative BC	N ₂	700	-95	70.0	65.73%
Regenerative BC	He	700	-130	70.0	61.82%

۴-۳ اعتبار سنجی

در این قسمت برای بررسی صحت نتایج بدست آمده از شبیه‌سازی فرآیندهای پیشنهادی، اقدام به شبیه‌سازی سیکل رانکین معرفی شده در منبع [۴۲] شده است و نتایج حاصله از شبیه‌سازی با نتایج موجود در منبع مذکور مورد مقایسه قرار گرفته است؛ که در جدول (۴-۲۱) آورده شده است.

جدول (۴-۲۱): مقایسه نتایج حاصل از شبیه‌سازی سیکل رانکین پیشنهادی در منبع [۴۲] با هدف اعتبار سنجی نتایج.

منبع	راندمان قانون اول	Tmin (°C)	Tmax (°C)	سیال عامل	نوع سیکل
[۴۲]	۵۱٪	-۵۰	۶۰۰	CO2	سیکل رانکین + بازیاب + آب دریا
پژوهش حاضر	۵۰٪	-۵۰	۶۰۰	CO2	سیکل رانکین + بازیاب + آب دریا

در فصل بعد به جمع‌بندی و نتیجه‌گیری از پژوهش حاضر پرداخته می‌شود و همچنین پیشنهادهایی برای محققینی که می‌خواهند در زمینه‌ی تبخیر مجدد LNG پژوهش کنند ارائه خواهد شد.

فصل پنجم

نتیجه گیری و پیشنهادها

۱-۵ نتیجه‌گیری

در این پژوهش، روش‌های مختلف بازیافت انرژی گاز طبیعی مایع شده (LNG) در زمان تبخیر مجدد آن معرفی شد که از جمله آن‌ها می‌توان به جداکردن هیدروکربن‌های سنگین موجود در LNG در زمان تبدیل مجدد آن به شکل گاز، استفاده از انرژی سرد LNG در مکان‌هایی دور از ترمینال LNG، فرآیند مایع‌سازی هوا (Air Separation Unit)، نمک‌زدایی آب دریا (Desalination) و تولید توان الکتریکی (Power Generation) را نام برد؛ که از بین این کاربردها در این تحقیق به شبیه‌سازی و تحلیل انرژی و انرژی‌های مایع‌سازی هوا و تولید توان الکتریکی پرداخته شده است. شبیه‌سازی فرآیندها در جهت کاهش مصرف انرژی آن‌ها صورت گرفته است. در روش مایع‌سازی هوا دو فرآیند پیشنهاد شد. فرآیند پیشنهادی اول یک فرآیند متداول دو برجی مایع‌سازی هوا است. نتایج شبیه‌سازی نشان می‌دهد که مصرف انرژی آن بر واحد اکسیژن خالص تولید شده بیش از ۱۷٪ نسبت به فرآیندهای مایع‌سازی هوای پیشنهاد شده در پژوهش‌های دیگر که در مجلات معتبر به چاپ رسیده انرژی کمتری مصرف می‌کند. دلایل این صرفه‌جویی انرژی عبارت‌اند از:

۱. استفاده از انتگراسیون حرارتی در فرآیند، که از انرژی موجود در محصولات فرآیند برای پیش-سرد کردن هوای ورودی به فرآیند استفاده شد. این کار باعث شد، تا تنها تجهیزات مصرف‌کننده انرژی در این فرآیند، فقط کمپرسورهای هوای ورودی باشند.
۲. استفاده از سردکن میانی در هنگام فشرده کردن هوای ورودی به فرآیند
۳. ترکیب چگالنده برج تقطیر فشار بالا با جوش‌آور برج تقطیر فشار پایین، با انجام این کار و استفاده از انتگراسیون حرارتی دو برج تقطیر موجود در فرآیند، هیچ انرژی در جوش‌آور و چگالنده خود مصرف نمی‌کنند.
۴. استفاده از تفکیک‌کننده دوفازی قبل از ورود جریان‌های دوفازی به برج‌های تقطیر برای تفکیک فازهای مایع و بخار آن‌ها که این کار باعث کاهش مصرف انرژی در برج‌ها می‌شود.

همچنین آنالیزهای ترمودینامیکی صورت گرفته بر روی این فرآیند مایع‌سازی هوا نشان می‌دهد که راندمان کمپرسور تأثیر زیادی بر روی عملکرد فرآیند دارد؛ به طوری که هرچه از کمپرسورهای با راندمان بالاتر استفاده شود؛ مصرف انرژی بسیار کاهش خواهد یافت. از دیگر مزایای فرآیند پیشنهادی اول درصد خلوص بالای محصولات آن است؛ به طوری که درصد خلوص اکسیژن آن ($99.999\% = 100\%$) است؛ و دو محصول نیتروژن با خلوص 99.84% و 99.36% دارد؛ که نسبت به فرآیندهای مشابه مقدار مناسبی است. باید به این نکته اشاره کرد که هر سه محصول این فرآیندهای پیشنهادی در بازه محصولات با خلوص بالا قرار می‌گیرند که نتیجه‌ی بسیار خوبی است.

فرآیند پیشنهادی دوم فرآیندی ترکیبی و متشکل از قسمت‌های مایع‌سازی هوا، تبدیل مجدد LNG به شکل گاز و تولید توان الکتریکی است که فرآیند پیشنهادی دوم بر مبنای بازیافت انرژی سرد LNG شبیه‌سازی شده است. قسمت مایع‌سازی این فرآیند مشابه فرآیند پیشنهادی اول است با این تفاوت که در آن از انرژی موجود در LNG در زمان تبدیل مجدد آن به گاز با دبی ($M_{LNG} = 24 \text{ kg/s}$) برای پیش‌سرد کردن هوای ورودی به فرآیند استفاده می‌شود که باعث کاهش مصرف انرژی فرآیند تا بیش از 58% نسبت به فرآیند پیشنهادی اول شده است بدون آنکه تغییر زیادی در مقدار درصد خلوص محصولات فرآیند ایجاد شود. آنالیزهای انرژی صورت گرفته بر روی فرآیند نشان می‌دهد که مقدار فشار بخار LNG هرچه کمتر باشد دبی موردنیاز آن برای پیش‌سرد کردن هوای ورودی به فرآیند پیشنهادی دوم نیز کاهش می‌یابد به علت اینکه با کاهش فشار بخار LNG انرژی آن افزایش می‌یابد. استفاده از انرژی موجود در LNG در زمان تبدیل مجدد آن به شکل گاز در این فرآیند و جلوگیری از اتلاف آن دارای مزایای زیر است:

۱. جلوگیری از اتلاف $2256/6$ کیلو وات انرژی موجود در LNG فقط در قسمت مایع‌سازی هوا
۲. جلوگیری از آلودگی زیست‌محیطی
۳. کاهش هزینه‌های مربوط به چرخه‌ی LNG
۴. افزایش راندمان فرآیند مایع‌سازی هوایی که از این انرژی استفاده نمود.

۵. کاهش هزینه‌های جاری و عملیاتی فرآیند مایع‌سازی هوایی که از این انرژی استفاده نمود.

۶. از این انرژی با روش‌هایی نه‌چندان پیچیده در فرآیند مایع‌سازی هوا استفاده شده است.

سایر نتایج قسمت مایع‌سازی فرآیند دوم مشابه فرآیند پیشنهادی اول است.

در قسمت مایع‌سازی هوای فرآیند پیشنهادی دوم تمام انرژی سرد LNG مصرف نمی‌شود. در انتهای این قسمت LNG به دمای $-128/6$ درجه سانتیگراد می‌رسد. برای جلوگیری از اتلاف این انرژی با ارزش و عدم استفاده از آب دریا و هوا برای تبدیل دمای آن به بالای صفر درجه سانتیگراد پیشنهاد شد تا از این انرژی به‌عنوان منبع سرد یک سیکل تولید توان استفاده شود. در این قسمت یک سیکل تولید توان رانکین با سیال عامل CO_2 و دو سیکل برایتون با سیال عامل‌های نیتروژن و هلیوم پیشنهاد شده و نتایج شبیه‌سازی‌ها نشان می‌دهد که از اتلاف 14050 کیلو وات انرژی موجود در LNG در قسمت چگالنده سیکل تولید توان فرآیند پیشنهادی دوم جلوگیری شده است. آنالیزهای انرژی و اگزرتیک بر روی آن‌ها صورت گرفته است. نتایج نشان می‌دهد که با افزایش دما و فشار ورودی به توربین عملکرد سیکل‌ها به مقدار قابل‌ملاحظه‌ای افزایش می‌یابد. همچنین با توجه به نتایج می‌توان مشاهده کرد که راندمان توربین، تأثیر زیادی بر روی عملکرد سیکل دارد، اما راندمان پمپ، بر روی عملکرد سیکل تأثیری چندانی ندارد. مورد دیگری که بر روی عملکرد سیکل‌های تولید توان تأثیر قابل‌ملاحظه‌ای دارد، مقدار فشار خروجی از توربین و حداقل دمای سیال عامل (دمای چگالش) است، که هرچه این مقادیر کمتر باشند راندمان سیکل تولید توان نیز بیشتر خواهد شد. به علت استفاده از انرژی موجود در LNG دمای سیال عامل خروجی از چگالنده را می‌توان تا مقدار زیادی کاهش داد که این کار باعث افزایش راندمان سیکل‌های پیشنهادی شده است. در انتها باید به این نکته اشاره کرد که سیکل‌های برایتون با وجود دمای حداکثر (دمای منبع گرم) یکسان دارای راندمان بیشتری نسبت به سیکل‌های رانکین در همان دما و فشار می‌باشند (با در نظر گرفتن دمای منبع سرد یکسان). در این بازه دمایی و در شرایط یکسان سیکل برایتون با سیال عامل نیتروژن راندمان بیشتری نسبت به سیال عامل هلیوم دارد.

۲-۵ پیشنهادها

برای پژوهشگرانی که می‌خواهند در زمینه‌ی تبخیر مجدد LNG به شکل گاز به پژوهش بپردازند با توجه به گستردگی روش‌های بازیافت این انرژی با ارزش زمین‌های تحقیقاتی بسیاری وجود دارد که با توجه به پژوهش حاضر پیشنهادهای زیر برای این محققین ارائه می‌شود.

۱. یکی از مهم‌ترین پارامترهایی که باید در همه فرآیندهای پیشنهادی موردتوجه قرار گیرد تحلیل اقتصادی آن فرآیندها با توجه به شرایط مختلف عملکرد است.

۲. در روش مایع‌سازی هوا پیشنهاد می‌شود از تعداد برج‌های بیشتر استفاده شود تا بتوان آرگون را نیز با خلوص بالا استخراج کرد.

۳. استفاده از منحنی مشخصه واقعی برای مشخصات پمپ و توربین در شرایط محاسباتی مختلف.

۴. مقایسه آلودگی زیست‌محیطی ناشی از روش‌های سنتی با روش‌های نوین تبدیل مجدد LNG به شکل گاز.

۵. استفاده از تکنولوژی پینچ در فرآیندها به‌خصوص در فرآیندهای مایع‌سازی هوا.

پیوست

در فرآیندهای مایع‌سازی تبریدی هوا از یک یا چند برج تقطیر استفاده می‌شود که در زیر برخی اطلاعات کلی و ضروری برج‌های تقطیر آورده شده است.

برج تقطیر

برج تقطیر (Distillation column) یکی از قسمت‌های اصلی و مهم در فرآیند تقطیر آزمایشگاهی و صنعتی است. نوع صنعتی آن در ابعاد مختلف ساخته می‌شود و در صنایعی چون نفت و پتروشیمی و عمدتاً برای مایع‌سازی هیدروکربن‌ها از یکدیگر به کار می‌رود. داخل برج‌های تقطیر صنعتی قسمت‌هایی به نام سینی‌های تقطیر قرار دارند که عمل مایع‌سازی در آن‌ها انجام می‌شود و تعداد و روش چیدمان آن‌ها متناسب با نوع مواد جداشونده و ظرفیت تولید متفاوت است. نوع آزمایشگاهی آن معمولاً از جنس شیشه است و برای مقادیر کم و یا نمونه‌های آزمایشی به کار می‌رود. تقطیر، درواقع مایع‌سازی فیزیکی برش‌های نفت و گاز و... است که اساس آن، اختلاف در نقطه‌جوش هیدروکربن‌های مختلف و یا سایر اجزای تشکیل دهنده خوراک است. هر چه هیدروکربن سنگین‌تر باشد، نقطه‌جوش آن زیادتر است و هر چه هیدروکربن سبک‌تر باشد، زودتر خارج می‌شود. اولین پالایشگاه تأسیس‌شده در جهان، در سال ۱۸۶۰ در ایالت پنسیلوانیای آمریکا بوده است [۱۳].

تقطیر

استفاده از اختلاف نقطه‌جوش برای مایع‌سازی اجزای یک مخلوط مایع اساس فرآیند تقطیر را تشکیل می‌دهد. در بیشتر موارد موادی که اختلاف نقطه‌ی جوش آن‌ها قابل‌توجه است را می‌توان به‌وسیله حرارت دادن تفکیک نمود در این صورت ماده با دمای جوش پایین‌تر، سریع‌تر به جوش آمده و ماده با دما جوش بالا باقی می‌ماند و این امر اساس فرآیند تقطیر را تشکیل می‌دهد. اجزایی را که در اثر حرارت دادن بخار می‌شوند وارد سردکننده می‌کنند تا به‌صورت مایع جمع‌آوری گردد.

برج‌های تقطیر سینی‌دار (طرز کار یک برج سینی‌دار)

به‌طور کلی فرآیندی که در یک برج سینی‌دار اتفاق می‌افتد، عمل مایع‌سازی مواد است. فرآیند مذکور به‌طور مستقیم یا غیرمستقیم انجام می‌پذیرد. در فرآیند تقطیر منبع حرارت یا جوش‌آور (Reboiler)، حرارت لازم را جهت انجام عمل تقطیر و تفکیک مواد سازنده یک محلول تأمین می‌کند. بخار بالارونده از برج با مایعی که از بالای برج به سمت پایین حرکت می‌کند، بر روی سینی‌ها تماس مستقیم پیدا می‌کنند. این تماس باعث ازدیاد دمای مایع روی سینی شده و نهایتاً باعث نزدیک شدن دمای مایع به دمای حباب می‌گردد. با رسیدن مایع به دمای حباب به‌تدریج اولین ذرات بخار حاصل می‌شود که این بخارات غنی از ماده فرار (ماده‌ای که از نقطه‌جوش کمتری و یا فشار بالاتری برخوردار است) است. از طرفی دیگر در فاز بخار موادی که از نقطه‌جوش کمتری برخوردار هستند، تحت عمل میعان قرار گرفته

و به صورت فاز مایع به سمت پایین برج حرکت می‌کند. مهم‌ترین عملکرد یک برج ایجاد سطح تماس مناسب بین فازهای بخار و مایع است. هر چه سطح تماس افزایش یابد عمل تفکیک بارانده‌مان بالاتری صورت می‌گیرد. البته رژیم جریان مایع بر روی سینی نیز از جمله عوامل مهم بر عملکرد یک برج تفکیک است.

در ادامه چند اصطلاح پرکاربرد در فرآیند تقطیر توسط برج تقطیر معرفی شده است.

خوراک (Feed): مخلوط ورودی به داخل برج که ممکن است مایع، گاز و یا مخلوطی از مایع و گاز باشد، خوراک (Feed) نام دارد. معمولاً محل خوراک در نقطه مشخصی از برج است که از قبل تعیین می‌شود. در برج‌های سینی‌دار محل ورودی خوراک را سینی خوراک (Feed Tray) می‌نامند. از جمله مشخصات مهم سینی خوراک این است که از نقطه نظر درجه حرارت و ترکیب نسبی (کسر مولی)، جزء مورد نظر با خوراک ورودی مطابقت داشته باشد. البته محل خوراک ورودی به حالت فیزیکی خوراک نیز بستگی دارد. معمولاً اگر خوراک به صورت مایع باشد، همراه با مایعی که از سینی بالایی سرازیر می‌شود به درون سینی خوراک وارد می‌گردد. اگر خوراک به صورت بخار باشد معمولاً آن را از زیر سینی خوراک وارد می‌کنند و اگر خوراک به صورت مخلوطی از مایع و بخار باشد، بهتر است که ابتدا فاز مایع و بخار را از هم جدا نموده و سپس به طریقی که گفته شد خوراک را وارد برج نمایند.

محصول بالاسری: آنچه از بالای برج به عنوان خروجی از آن دریافت می‌شود محصول بالاسری نامیده می‌شود که معمولاً غنی از جزئی است که از نقطه جوش کمتری برخوردار است.

محصول ته‌مانده: ماده‌ای که از پایین برج خارج می‌شود ته‌مانده یا محصول انتهایی نام دارد و معمولاً غنی از جزء یا اجزاء سنگین‌تر (که از نقطه جوش بالاتری برخوردار می‌باشند) خواهد بود.

نسبت برگشت (پس ریز): نسبت مقدار مایع برگشتی به برج بر حسب مول یا وزن به مایع یا بخاری که به عنوان محصول از سیستم خارج می‌شود را نسبت برگشتی می‌گویند و آن را با حرف R نشان می‌دهند.

نسبت برگشتی و اثرات آن بر شرایط کارکرد برج: با افزایش نسبت مایع برگشتی تعداد سینی‌های مورد نیاز جهت تفکیک (طول برج) کاهش می‌یابد، اما در مقابل آن بار حرارتی کندانسور و جوش آور و مقادیر بخار و مایع در طول برج افزایش می‌یابد. در این صورت نه تنها لازم است سطوح گرمایی مورد نیاز به آن‌ها اضافه شود، بلکه به دلیل افزایش میزان جریان مایع و بخار سطح مقطع برج نیز افزایش می‌یابد. هنگامی که مقدار R زیاد باشد تعداد مراحل و طول برج به کمترین مقدار خود می‌رسد و تمام محصول بالاسری به عنوان مایع برگشتی وارد برج می‌شود و این حالت را برگشت کامل می‌نامند. در شرایطی که R در کمترین مقدار خود باشد طول برج و تعداد مراحل در بیشترین مقدار خود خواهد بود و عمل تفکیک به شکل کاملی انجام نخواهد شد. مقدار عملی R معمولاً بین حالت برگشت کامل و حداقل

میزان R است. در بیشتر موارد مقدار مایع برگشتی بر روی درجه حرارت برج نیز تأثیر می‌گذارد. معمولاً در یک برج تقطیر دمای انتهای آن به مراتب بیشتر از دمای بالای آن است و این اختلاف دما در طول برج وجود خواهد داشت. میزان جریان برگشتی به عنوان یک عامل کنترلی بر روی درجه حرارت سیستم خواهد بود.

جوش آور^۱: جوش آورها که معمولاً در قسمت‌های انتهای برج و کنار آن قرار داده می‌شود، وظیفه تأمین حرارت یا انرژی لازم را برای انجام عمل تقطیر به عهده دارند. معمولاً جوش آورها به عنوان یک مرحله تعادلی در عمل تقطیر و به عنوان یک سینی در برج‌های سینی دار در نظر گرفته می‌شوند.

چگالنده^۲: نقش چگالنده در واقع تبدیل بخارات حاصل از عمل حرارت دهی به مخلوط، به مایع است. این امر در اصطلاح میعان یا چگالش نامیده می‌شود و دستگاهی که در آن عمل مذکور انجام می‌شود؛ چگالنده نام دارد. به طور کلی چگالنده‌ها به دودسته اساسی تقسیم می‌شوند:

(۱) چگالنده‌های کامل

(۲) چگالنده‌های جزئی

در صورتی که تمام بخار بالای برج به مایع تبدیل شود و بخشی از آن وارد برج شده و بخش دیگر وارد مخزن جمع‌آوری محصول گردد عمل میعان کامل^۳ انجام شده است. اما اگر بخشی از بخارات حاصل مایع شده و بخش دیگر به صورت بخار از کندانسور خارج شود به آن یک کندانسور جزئی گفته می‌شود.

^۱ Reboiler

^۲ Condenser

^۳ Total Condensation

- [1] International Energy Outlook 2011, U.S. Energy Information Administration, [www.eia.gov/ieo/pdf/0484\(2011\).pdf](http://www.eia.gov/ieo/pdf/0484(2011).pdf)
- [2] G. Tsatsaroni, T. Morosuk, Advanced exergetic analysis of a novel system for generating electricity and vaporizing liquefied natural gas, *Energy* 35 (2010) 820–829.
- [3] J. Mak, S. Ana, Integration of LNG regasification with refinery and power generation, Patent Application Publication, US 2008/0307789 A1, (2008).
- [4] E.A. Roszak, M. Chorowski, Exergy analysis of combined simultaneous Liquid Natural Gas vaporization and Adsorbed Natural Gas cooling, *Fuel* xxx (2013) 1–10.
- [5] B. Haijun, X. Wendong, L. Xiuxi, Q. Yu, A Novel Process for Natural Gas Liquids Recovery from Oil Field Associated Gas with Liquefied Natural Gas Cryogenic Energy Utilization, *Chinese Journal of Chemical Engineering* 19(3) (2011) 452–461.
- [6] J. Mak, S. Ana, Configurations and methods for LPG production and power cogeneration, US 8,065,890 B2, (2011).
- [7] H.G. Winningham, Anderson, Process for extracting ethane and heavier hydrocarbons from LNG, US 7,165,423 B2, (2007).
- [8] v. La Rocca, Cold recovery during regasification of LNG part one: Cold utilization far from the regasification facility, *Energy* 35 (2010) 2049–2058.
- [9] v. La Rocca, Cold recovery during regasification of LNG part two: Applications in an Agro Food Industry and a Hypermarket, *Energy* 36 (2011) 4897–4908.
- [10] L.V. van der Ham, Improving the exergy efficiency of a cryogenic air separation unit as part of an integrated gasification combined cycle, *Energy Conversion and Management* 61 (2012) 31–42.
- [11] N. Yamanouchi and H. Nagasawa. *Chemical Engineering Progress*. Vol. 75 (1979), p.78-82.
- [12] Sher shah Amarkhail, Air Separation. Ph.D. thesis, Universiteit Kabul polytechnic university, 2010.
- [13] .Dr.-Carl-von-Linde-Strasse6-14, 82049Pullach, Germany, 1/11/2010
http://www.linde-engineering.com/en/process_plants/air_separation_history/index.html.

- [14] AR. Smith, J. Klosek, A review of air separation technologies and their integration with energy conversion processes, *Fuel Processing Technology* 70(2) (2001) 19-34.
- [15] R. Boehme, J.A.R. Parise, R.P. Marques, Simulation of multistream plate-fin heat exchangers of an air separation unit, *Cryogenis* 43 (2003) 325–334.
- [16] L. Zhu, Z. Chen, X. Chen, Z. Shao, J. Qian, Simulation and optimization of cryogenic air separation units using a homotopy-based backtracking method, *Sep. Purif. Technol.* 67 (2009) 262–270.
- [17] M.M. Shah, Three column cryogenic air separation system with dual pressure air feeds, US Patent 6536234
- [18] L.V. van der Ham, S. Kjelstrup, Exergy analysis of two cryogenic air separation processes, *Energy* 35 (2010) 4731-4739.
- [19] Y. Kansha, A. Kishimoto, T. Nakagawa, A. Tsutsumi, A novel cryogenic air separation process based on self-heat recuperation, *Separation and Purification Technology* 77 (2011) 389–396.
- [20] RL.Cornelissen, Thermodynamics of sustainable development eThe use of exergy analysis and the reduction of irreversibility, Ph.D. thesis, Universiteit Twente, 1997.
- [21] L.V. van der Ham, Improving the exergy efficiency of a cryogenic air separation unit as part of an integrated gasification combined cycle, *Energy Conversion and Management* 61 (2012) 31–42.
- [22] D. Jones, D. Bhattacharyya, R. Turton, S. E. Zitney, Optimal design and integration of an air separation unit (ASU) for an integrated gasification combined cycle (IGCC) power plant with CO₂capture, *Fuel Processing Technology* 92 (2011) 1685–1695.
- [23] A. Darde, R. Prabhakar, J-P. Tranier, N. Perrin, Air separation and flue gas compression and purification units for oxy-coal combustion systems, *Energy Procedia* 1 (2008) 527–534.
- [24] H. Li, Y. Hu, M. Ditaranto, D. Willson, J. Yan, Optimization of cryogenic CO₂ purification for oxy-coal combustion, *Energy Procedia* 37 (2013) 1341–1347.
- [25] رستخیز پایدار، امید (۱۳۹۱). بهینه‌سازی چند هدفه کوپلینگ سیکل ترکیبی نیروگاه با آب شیرین کن MED. پایان‌نامه کارشناسی ارشد. دانشگاه صنعتی شاهرود.
- [26] E.G. Cravalho, J.J. McGrath, W.M. Toscano, Thermodynamic analysis of the regasification of LNG for the desalination of sea water, *Cryogenics* (1977) 12-24.

- [27] Ing. Antonelli, desalinated water production at LNG-Terminals, Desalination 45 (1983) 383-390
- [28] K.M.Vanden Bussche, J. Blaise Arena, Simulation regasification of liquefied natural gas and desalination, Patent Application Publication, US 2009/0071172 A1, (2009)
- [29] P. Wang, T. Chung, A conceptual demonstration of freeze desalination-membrane distillation (FD-MD) hybrid desalination process utilizing liquefied natural gas (LNG) cold energy, water research 46 (2012) 4037-4052
- [30] G. Xia, Q. Sun, X. Cao, X. Wang, Y. Yu, L. Wang, Thermodynamic analysis and optimization of a solar powered transcritical CO₂ (carbon dioxide) power cycle for reverse osmosis desalination based on the recovery of cryogenic energy of LNG (liquefied natural gas), Energy xxx (2013) 1-11.
- [۳۱] بابایی، مهدی (۱۳۹۲). تحلیل ترمودینامیکی و بهبود عملکرد سیکل ارگانیکی رانکین. پایان نامه کارشناسی ارشد. دانشگاه صنعتی شاهرود.
- [32] G. Bisio, L. Tagliafico, On the recovery of LNG physical exergy by means of a simple cycle or a complex system. Int J Exergy 2 (2002) 34–50.
- [33] C. Dispenza, G. Dispenza, V. La Rocca, G. Panno, Exergy recovery during LNG regasification: Electric energy production – Part one, Applied Thermal Engineering 29 (2009) 380–387.
- [34] M. Romero Gómez, R. Ferreiro Garcia, J. Romero Gómez, J. Carbia Carril, Review of thermal cycles exploiting the exergy of liquefied natural gas in the regasification process. Renewable and Sustainable Energy Reviews 38 (2014) 781–795.
- [35] G. Tsatsaronis, T. Morosuk Advanced exergetic analysis of a novel system for generating electricity and vaporizing liquefied natural gas. Energy 35 (2010) 1–9.
- [36] Y. Song, J. Wang, Y. Dai, E. Zhou. Thermodynamic analysis of a transcritical CO₂ power cycle driven by solar energy with liquefied natural gas as its heat sink. Appl Energy 92 (2012) 194–203.
- [37] G. Bisio, C. Pisoni, Thermodynamic analysis of solar energy utilization combined with the exploitation of the LNG physical exergy, J Sol Energy Eng-Trans ASME 117(4) (1995) 12-25.
- [38] Z. Sun, J. Wang, Y. Dai, J. Wang, Exergy analysis and optimization of a

- hydrogen production process by a solar-liquefied natural gas hybrid driven transcritical CO₂ power cycle, *Int J Hydrog Energy* 37(24) (2012) 8–18.
- [39] W-J. Rao, L-J. Zhao, C. Liu, M-G. Zhang. A combined cycle utilizing LNG and low-temperature solar energy, *Appl Therm Eng* 60 (2013) 51–60.
- [40] T. Miyazaki, Y.T. Kang, A. Akisawa, T. Kashiwagi, A combined power cycle using refuse incineration and LNG cold energy, *Energy* 25 (2000) 40–55.
- [41] J. Wang, Z. Yan, M. Wang, Y. Dai, Thermodynamic analysis and optimization of an ammonia–water power system with LNG (liquefied natural gas) as its heat sink, *Energy* 50 (2013) 10–22.
- [42] G. Angelino, C.M. Invernizzi, Carbon dioxide power cycles using liquid natural gas as heat sink, *Appl Therm Eng* 29 (2009) 41–55.
- [43] T.S. Kim, S.T. Ro, Power augmentation of combined cycle power plants using cold energy of liquefied natural gas. *Energy* 25 (2000) 43–56.
- [44] X. Shi, B. Agnew, D. Che, Analysis of a combined cycle power plant integrated with a liquid natural gas gasification and power generation system, *Proc Inst Mech Eng Part A J Power Energy* 225 (2011) 1–11.
- [45] X. Shi, D. Che, Thermodynamic analysis of an LNG fuelled combined cycle power plant with waste heat recovery and utilization system, *Int J Energy Res* 31 (2007) 85–98.
- [46] X. Shi, B. Agnew, D. Che, J. Gao, Performance enhancement of conventional combined cycle power plant by inlet air cooling, inter-cooling and LNG cold energy utilization. *Appl Therm Eng* 30 (2010) 1–10.
- [47] محمدی نائینی، محمد رضا (۱۳۸۳). مقایسه سیکل‌های رانکین و کالینا و بررسی انرژی در سیکل کالینا، نشریه انرژی ایران، ۸ (۱۹): ۱۹–۳۰.
- [48] X. Shi, D. Che, A combined power cycle utilizing low-temperature waste heat and LNG cold energy, *Energy Convers Manage* 50(3) (2009) 65–75.
- [49] Y. Liu, K. Guo, A novel cryogenic power cycle for LNG cold energy recovery. *Energy* 36(5) 2011 23–33.
- [50] Aspen HYSYS, Version 7.3 (25.0.0.7336), Copyright (c) 1981–2011 by Aspen Technology; <http://www.aspentech.com>
- [51] Aspen PLUS, Version 7.3 (25.0.0.7336), Copyright (c) 1981–2011 by Aspen Technology; <http://www.aspentech.com>

- [52] MATLAB, Version 7.9.0.529 (R2009b), Copyright 1984-2009 by The MathWorks ; <http://www.mathworks.com>
- [53] M. Nakaiwa, T. Akiya, M. Owa, Y. Tanaka, Evaluation of an energy supply system with air separation, *Energy Conversion & Management* 37 (1996) 295-301.
- [54] N. Zhang, N. Lior, A novel near-zero CO₂ emission thermal cycle with LNG cryogenic exergy utilization, *Energy* 31 (2006) 1666–1679.
- [55] H. Dong, L. Zhao, s. Zhang, A. Wang, J. Cai, Using cryogenic exergy of liquefied natural gas for electricity production with the Stirling cycle, *Energy* xxx (2013) 1-9.
- [56] C. Fu, T. Gundersen, Recuperative vapor recompression heat pumps in cryogenic air separation processes, *Energy* xxx (2013) 1-11.
- [57] E.A. Roszak, M. Chorowski, Exergy analysis of combined simultaneous Liquid Natural Gas vaporization and Adsorbed Natural Gas cooling, *Fuel* xxx (2013) 22-34.
- [58] T.J. Kotas, *The exergy method of thermal plant analysis*. London, United Kingdom: Butterworths; 1985.
- [59] R.L. Cornelissen *Thermodynamics of sustainable development The use of exergy analysis and the reduction of irreversibility*, Ph.D. thesis, Universiteit Twente, 1997.
- [60] A. Tarique, Master thesis, "Experimental Investigation of Scroll Based Organic Rankine Systems", The Faculty of Engineering and Applied Science, University of Ontario Institute of Technology (2011).
- [61] S. Quoilin, (2007), Master thesis, *Experimental Study and Modeling of a Low Temperature Rankine Cycle for Small Scale Cogeneration* , Faculty of applied sciences. aerospace and mechanical engineering department, university of liege.
- [62] Y. Chen, P. Lundqvist, A. Johansson, P. Platell, A comparative study of the carbon dioxide transcritical power cycle compared with an organic Rankine cycle with R123 as workingfluid in waste heat recovery. *Appl Therm Eng* 26 (2006) 1–7.
- [63] E.W. Lemmon, M.L. Huber, M.O. McLinden, *NIST referencefluid thermodynamic and transport properties e REFPROP version 8.0. User's guide*, Colorado, Boulder: NIST; 2007.
- [64] G. Angelino, C.M. Invernizzi, The role of real gas Brayton cycles for the use of liquid natural gas physical exergy. *Appl Therm Eng* 31 (2011) 22–33.

- [65] E.A. Roszak, Method and device for making ice by using liquefied natural gas cold energy, US Patent, CN 102331127 A.
- [66] Y. Xiong, B Hua, Simulation and Analysis of Cryogenic Air Separation Process with LNG Cold Energy Utilization, Advanced Materials Research Vols. 881-883 (2014) 653-668.

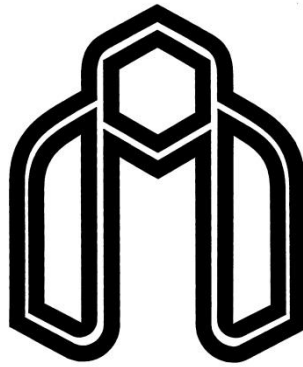
Abstract

Waste recycling plays an important role in the management of energy resources. One of the wasting energy is in LNG regasification process.

Traditional methods for LNG regasification of energy consumed to cause environmental impact; addition to wasting energy substantially. In recent years several methods for exploiting of this energy is proposed. In this study, all methods introduced a valuable energy recovery that common methods simulated in this study such as the Air Separation Unit, electric power generation, and the combination of these procedures. Note that these methods must be used in an LNG terminal. This study aimed to reduce energy consumption processes and soft wares using for simulation are Aspen Plus and Haysys. two processes for producing high-purity nitrogen and oxygen in the air separation unit are proposed. The first proposed process is a common process with two distillation tower that consumes low energy. The second process is a combination of parts for air separation unit, LNG regasification and electric power generation. In this process uses from LNG cold energy for pre-cold of enter air in the air separation unit that this action reduces energy consumption process until 58% relative to first propose process. The result of simulation shows that energy consumption in the two proposed processes are lower than prior articles because of 1. Integration on the process 2. Combination of high pressure column condensers with low pressure column reboilers 3. Use of separator before enter some of the streams in the column 4. Pre-cold of enter air in the second proposed process with LNG cold energy.

In the power generation section of second proposed process, a rankine cycle with CO₂ working fluid and two brayton cycles with N₂ and helium working fluid are proposed. In this section of second proposed processe uses from LNG cold energy to condensation of rankine cycle working fluid and pre-cold of working fluid befor enter in to the compressur of brayton cycles.

Keywords: LNG regasification, air separation unit, electric power generation, exergy analysis



Shahrood University of Technology
Faculty of Mechanical Engineering

Energy recovery in the LNG regasification system

Masoud Kalhor Zadeh

Supervisor:

Dr. Mahmood Chahartaghi

Dr. Mehdi Mehrpooya

September 2014