

شبیه سازی و بهینه سازی فرآیند چرخه مبرد آمیخته‌ی چند جریانه پیاپی جهت تولید گاز طبیعی مایع

حمیده محمودآبادی

مدرس، گروه مهندسی شیمی، دانشگاه صنعتی سیرجان، ایران

چکیده

مصرف جهانی انرژی روز به روز در حال افزایش می‌باشد. گاز طبیعی و مخصوصاً گاز طبیعی مایع در این افزایش مصرف، نقش قابل توجهی داشته است. گاز طبیعی مایع با سرد کردن گاز طبیعی بدست می‌آید. گاز طبیعی مایع با توجه به این که حجم نسبت به حجم گاز طبیعی کمتر می‌باشد، موجب کاهش اساسی در هزینه‌های حمل و نقل می‌گردد. با توجه به این که کمپرسور یکی از مهم‌ترین تجهیزات مورد استفاده در فرآیند سردسازی گاز طبیعی می‌باشد. اهداف کلی این مقاله، ابتدا شبیه سازی فرآیند مایع سازی گاز طبیعی به روش چرخه مبرد آمیخته‌ی چند جریانه پیاپی و سپس بهینه‌سازی کار کمپرسور می‌باشد. شبیه سازی فرآیند به کمک نرم افزار اسپن هیزس^۱ و بهینه‌سازی با اتصال نرم افزار متلب^۲ به اسپن هیزس صورت می‌گیرد. ابتدا تابع هدف و سپس قیود و محدودیت‌ها را مشخص می‌نماییم. قیود به کمک درجه آزادی تعریف می‌شود که در این تحقیق با ۱۱ درجه آزادی، سروکار داریم؛ و همچنین کار کمپرسور تابع هدف ما می‌باشد. نتایج نشان داد که بهینه سازی، موجب کاهش ۱۰/۶۲ درصدی در مصرف سالیانه انرژی می‌شود. همچنین سبب شد هزینه مصرف انرژی سالیانه، ۱ میلیون دلار کاهش یابد.

واژه‌های کلیدی: گاز طبیعی مایع، بهینه سازی، کار کمپرسور، تابع متلب.

^۱ Aspen Hysys

^۲ MATLAB

مقدمه

در جوامع توسعه یافته، نقش انرژی در زندگی روزمره به طور قابل توجهی افزایش یافته است؛ امروزه انرژی لازمی خانه، کسب کار، صنایع، حمل و نقل و دیگر خدمات می باشد. تقاضا در سراسر جهان برای انرژی به دلیل رشد جمعیت به سرعت در حال افزایش است (نوا^۱، ۲۰۰۱). در سال ۲۰۱۲ بیش از ۸۵٪ از مصرف انرژی اولیه در سراسر جهان توسط سوخت های فسیلی تامین شده است که از این مقدار ۲۴٪ آن مربوط به گاز طبیعی می باشد (شرکت نفت بریتانیا^۲، ۲۰۱۰). گاز طبیعی نسبت به سایر سوخت های فسیلی مانند زغال سنگ و نفت به دلیل انتشار کمتر گوگرد و کربن پاک تر می سوزد؛ و این یکی از دلایل استفاده بیشتر از گاز طبیعی است و انتظار می رود در آینده حتی بیشتر شود (انوستد^۳، ۲۰۱۱). در حال حاضر، بیش از ۳۰ درصد از تجارت گاز در سراسر جهان از طریق گاز طبیعی مایع^۴، انجام می شود (تریجیلیو^۵، ۲۰۱۱).

طراحی فرآیندهای مایع سازی شامل انتخاب مختلف تجهیزات (به عنوان مثال مبدل های حرارتی، کمپرسور و غیره) و فرآیند های چندگانه (نوع مبرد، سطوح تحت فشار، اختلاف دما و...) می باشد. فقط فرآیند مایع، بین ۴۰ تا ۵۷ درصد از کل سرمایه گذاری را در برمی گیرد که هزینه های عمده آن مربوط به کمپرسور و مبدل های حرارتی است (کوتزوت^۶، ۲۰۰۷ و فین و جانسون^۷، ۲۰۰۰) از این رو برای توسعه تاسیسات جدید، انتخاب فناوری مناسب مایع سازی و تجهیزات، در کاهش هزینه بسیار تاثیرگذار است.

بسیاری از فرآیندهای مایع سازی توسعه یافته شامل مرحله اول، به عنوان پیش سرد کن^۸ شناخته شده است که در آن گاز طبیعی به درجه حرارت که بستگی به فرآیندهای موجود یعنی استفاده از مبردهای خالص یا مخلوط دارد، تغییر می کند که این درجه حرارت از ۳۰- تا ۵۰- متفاوت است. بیش از ۸۵ درصد فرآیندهای مورد استفاده در گذشته، استفاده از مبرد خالص (پروپان) در چرخه پیش سردکن بوده است (بوسما^۹، ۲۰۰۹). در حال حاضر استفاده از مبردهای دوگانه و مخلوط شده^{۱۰} توسعه که مزایای استفاده از مبردهای مخلوط یا خالص به خوبی شناخته نشده است و در کارهای گذشته تنها معیار استفاده برای مقایسه گاز طبیعی مایع بازده حرارتی و مصرف انرژی در واحد جرم بوده است که می توان به فین^{۱۱} سال ۲۰۰۹ و شکری در سال ۲۰۰۴ و بارگر^{۱۲} در سال ۲۰۰۷ اشاره کرد.

گاز طبیعی مایع

چنانچه گاز طبیعی در فشار اتمسفر تا دمای ۱۶۱- درجه ی سانتیگراد، سرد شود، به حالت مایع تبدیل و گاز طبیعی مایع تولید می شود که از لحاظ شیمیایی تفاوتی با گاز طبیعی ندارد. گاز طبیعی مایع، مایعی روشن، بی بو، بی رنگ و غیر سمی و حجم آن یک شش صدم حجم گاز طبیعی است. برای تهیه، حمل و نقل و مصرف گاز طبیعی مایع باید در مراحل مختلفی سرمایه گذاری و فعالیت کرد. این مراحل که شامل اکتشاف و تولید گاز تا رسیدن گاز طبیعی مایع (LNG) به مقصد نهایی است، زنجیره ی ارزش یا حلقه ی LNG^{۱۳} نامیده می شود (صرف نظر از خطوط لوله ی ارتباطی)

¹ Nova

² British Petroleum Company

³ Unvested

⁴ Liquid Natural Gas

⁵ Trigilio

⁶ Kozot

⁷ Finn&Johnson

⁸ Precooling

⁹ Bosma

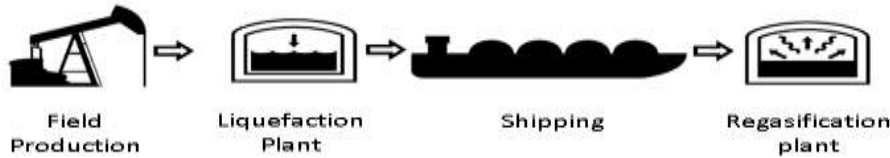
¹⁰ Mixed refrigerant

¹¹ finn

¹² burger

¹³ LNG Value Chain.

عبارتند از: اکتشاف و تولید^۱، شیرین سازی و گرفتن ناخالصی‌ها، مایع سازی^۲، ذخیره سازی و بارگیری، حمل و نقل دریایی^۳، دریایی^۴، ذخیره سازی در پایانه‌های دریافت (تخلیه و بارگیری) و تبخیر دوباره (کوتزود، ۲۰۰۷ و تریجیلیو، ۲۰۱۱ و فین و جانسون، ۲۰۰۰)



شکل ۱: اجزای اصلی زنجیره LNG

فرآیندهای مایع سازی گاز طبیعی

در اوایل دهه‌ی ۱۹۶۰ اولین کارخانه‌ی گاز طبیعی مایع در مقیاس بزرگ در الجزایر شروع به کار کرد. فرآیند مایع‌سازی برای تاسیسات، یک چرخه‌ی پی‌پی، که با استفاده از سه میرد متان، اتیلن و پروپان پیشنهاد شده توسط پریچارد^۴ کار می‌کرد، که به پروژه کامل^۵ مشهور است (فین^۶، ۲۰۰۹ و گیتی، ۱۳۸۲).

کارخانه مایع سازی گاز طبیعی اغلب شامل تعدادی از واحدهای موازی است، که می‌تواند به عنوان یک چرخه‌ی مایع سازی مستقل در نظر گرفته شود، این بدان معنی است که یک واحد می‌تواند بدون تاثیر در عملیات در واحد دیگر کار کند. استفاده از واحدهای متعدد (۲ یا بیشتر) به دلیل کمبود ظرفیت یک واحد مورد استفاده قرار می‌گیرد. ظرفیت یک واحد معمولاً به اندازه کمپرسور و مبدل‌های حرارتی آن فرآیند بستگی دارد (پوتن^۷، ۲۰۰۴). فایده‌ی استفاده از یک واحد از لحاظ اقتصادی است ولی برای رسیدن به مقادیر بالای گاز طبیعی مایع باید از چند واحد استفاده کرد (فین، ۲۰۰۹)

انواع مختلفی از چرخه‌های مایع سازی تاکنون طراحی و به اجرا درآمده‌اند که مهم‌ترین آن‌ها عبارتند از:

- چرخه پی‌پی^۸
- چرخه میرد آمیخته‌ی تک مرحله‌ای^۹
- چرخه میرد آمیخته‌ی با پیش‌سردکن پروپان^{۱۰}
- چرخه میرد آمیخته‌ی دو مرحله‌ای^{۱۱}
- چرخه میرد آمیخته‌ی چند جریان پی‌پی^{۱۲} (MFC). (ونکاتارثرام^{۱۳}، ۲۰۰۸)

در یک مقایسه کلی می‌توان گفت که چرخه MFC شرکت لینده^{۱۴}، دارای بهترین عملکرد از نظر مصرف ویژه‌ی انرژی می‌باشد و به ازای هر کیلوگرم LNG تولیدی تنها ۰/۲۴۲۵ کیلو وات ساعت انرژی مصرف می‌کند، بعد از این چرخه، چرخه‌های فرآیند DMR و C3MR کم‌ترین انرژی ویژه‌ی مصرفی را دارند. مزیت چرخه‌های تک مرحله‌ای تجهیزات کمتر و سادگی

¹ Exploration & Production

² Liquefaction.

³ Shipping.

⁴ Pritchard

⁵ camel

⁶ Finn

⁷ poten

⁸ Cascade Cycle

⁹ Single Mixed Refrigerant

¹⁰ Propane-Precooled Mixed Refrigerant

¹¹ Double Mixed Refrigerant

¹² Mixed Fluid Cascade

¹³ Vennkatarthram

¹⁴ Linde

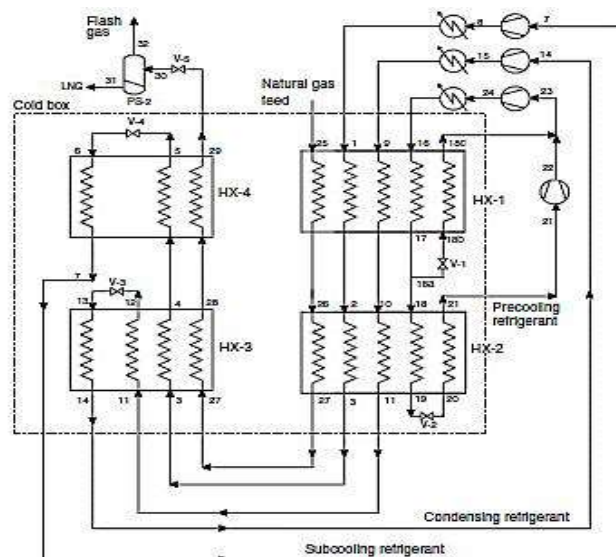
آنهاست و در مورد مصرف انرژی نسبت به چرخه‌های چند مرحله‌ای وضعیت خوبی ندارند ولی چرخه MFC از نظر هزینه‌های اولیه نسبت به سایر روش‌ها گران‌تر می‌باشد و این به خاطر زیاد بودن تجهیزات در این روش می‌باشد (کوتاس^۱، ۱۹۹۵).

چرخه مبرد آمیخته‌ی چند جریان‌ه پی‌ا پی

این چرخه که توسط شرکت لینده طراحی و ارائه شده است، سه چرخه مبرد آمیخته‌ی تک مرحله‌ای جداگانه دارد، که ترکیب درصد مبرد آمیخته‌ی هر کدام از چرخه‌ها با یکدیگر متفاوت بوده و این تفاوت، سبب می‌شود که کار محوری مورد نیاز در کمپرسورها به کمترین میزان خود برسد. علاوه بر این، استفاده از یک مبدل حرارتی برای پیش‌سرد کردن گاز ورودی باعث افزایش راندمان این چرخه شده است.

در شکل ۲، نمای کلی از این چرخه نشان داده شده است. مقایسه عملکرد این چرخه با چرخه‌های تک مرحله‌ای و چند مرحله‌ای نشان می‌دهد که این چرخه‌ها راندمان مناسب‌تری دارند. در این فرآیند سه مبرد مخلوط به منظور انجام پیش‌سرد کردن و فوق‌سردسازی مورد استفاده قرار می‌گیرد، چرخه پیش‌سردکن به عنوان یک فرآیند چند مرحله‌ای، که بخشی از مبرد با فشار متوسط متوقف شده و به عنوان منطقه‌ی سرد در اولین مبدل حرارتی چند جریان‌ی استفاده شده و بقیه مبرد در مبدل حرارتی خنک می‌شود، استفاده می‌گردد. پس از آن، با استفاده از یک شیر فشار شکن، منبسط می‌شود، پس از انبساط به عنوان منطقه‌ی سرد وارد مبدل دوم می‌شود. از طریق هر دو مبدل حرارتی بخار مبرد مخلوط پیش‌سردکن در حالی که خنک کننده است، وارد منطقه‌ی گرم می‌شود؛ بعد از تبخیر، جریان تا مایع شدن فشرده شده تا وارد کندانسور گردد (فورگ^۲، ۱۹۹۹).

بعد از فرآیند پیش‌سردکن، مبرد مخلوط مایع شده، بیشتر سرد می‌شود. جریان فشار به عنوان منطقه‌ی سرد در مبدل حرارتی، مایع سازی کار می‌کند، که تبخیر در منطقه‌ی گرم خنک می‌شود. بخار مبرد در یک کمپرسور فشرده شده، توسط یک کولر سرد می‌گردد. جریان پایین دست کندانسور، مایع مبرد مخلوط را به چرخه‌ی پیش‌سردکن به عقب می‌راند. در نهایت خنک کننده‌های مختلط فوق سرد ساز، وارد مبدل حرارتی می‌شود. در مبدل حرارتی فوق سرد ساز، مبرد توسط کمپرسور فشرده شده و توسط کولر سرد می‌شود. باید توجه داشته باشیم که برای همه‌ی چرخه ممکن است، بیش از یک کمپرسور لازم باشد (فورگ، ۱۹۹۹).



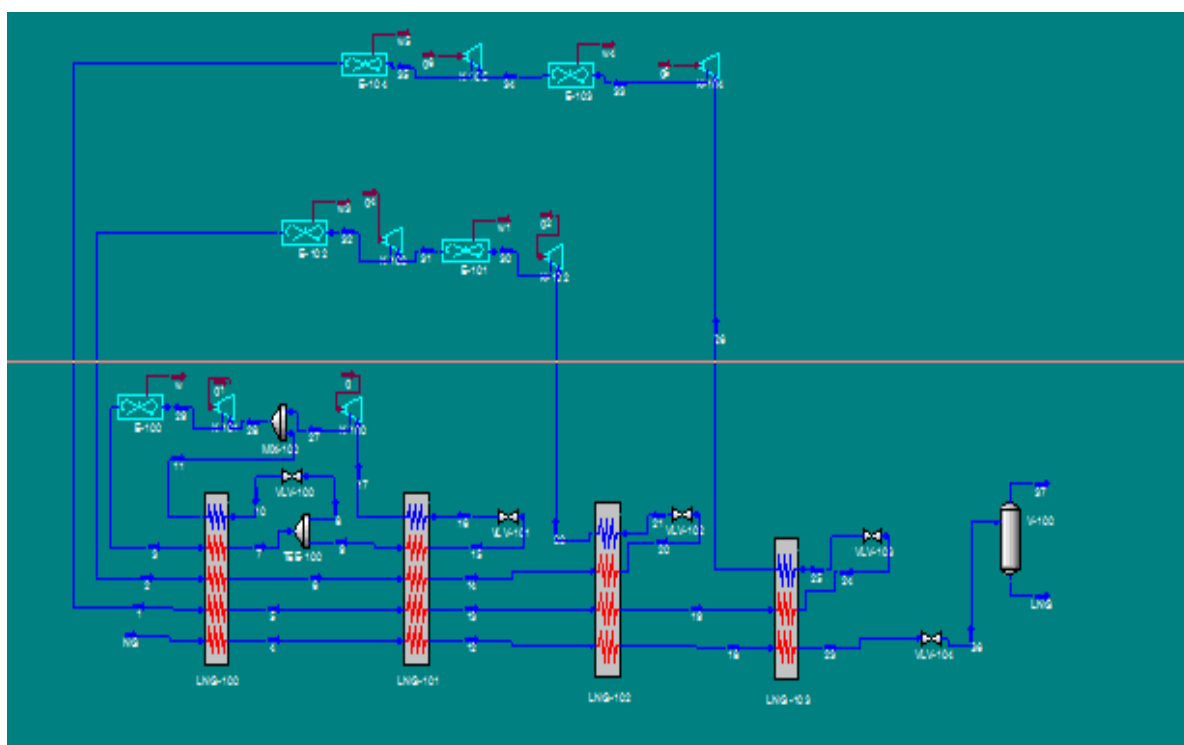
شکل ۲: نمودار فرآیند MFC توسط شرکت Linde (ونکاتار ترام، ۲۰۰۸)

^۱ Kotas

^۲ Forg

شبیه سازی فرآیند

گاز طبیعی در دمای ۱۳ درجه سانتیگراد و فشار ۶۰ بار وارد می شود. چرخه پیش خنک کننده، شامل مخلوطی از اتان و پروپان که در کمپرسور C1 مخلوط می شود و در کولر CW1 مایع شده و سپس در مبدل حرارتی E1A تبرید می شود. در قسمت دیگر در یک فشار متوسط برگشت ناپذیر و آدیاباتیک به عنوان یک مبرد استفاده می گردد. سپس در مبدل E1B، سیال تبرید شده در فشار آدیاباتیک در کمپرسور C1 متراکم شده و به عنوان مبرد در مبدل E1B استفاده می شود. چرخه مایع در کمپرسور C1 متراکم شده و در کولرهای CW2A و CW2B خنک می گردد و سپس در مبدل های حرارتی E1A, E2, E1B, E2, E3 خنک می شود و این سیال به عنوان مبرد در E2 استفاده شده، چرخه تبرید متراکم و در کمپرسور C3 و در کولر CW3A, CW3B خنک و سپس وارد مبدل های E1A, E1B, E2, E3 می شود و در توربین X منبسط گشته و به عنوان مبرد در E3 استفاده شده است. تمامی کمپرسورها، سیالشان در دمای بالاتر از نقطه شبیم گرم می شود (اسپیت)^۱، در شکل ۳ شبیه سازی سیکل MFC با نرم افزار اسپن هیزس نشان داده شده است. نکته مهم در شبیه سازی، مبدل های حرارتی در فرآیند، حداقل دما ۱/۵ درجه سانتی گراد می باشد. شرایط جریان های خوراک و مبرد و محصول، حاصل از شبیه سازی در جدول ۱ مشاهده می شود. نمودار منحنی تبرید فرآیند برای مبدل های LNG100, LNG101, LNG102, LNG103، به ترتیب در شکل های ۴، ۵، ۶، ۷ نشان داده شده است. به این نمودار ترکیبی^۲ (ccs) نیز می گویند (ونکاتارام، ۲۰۰۸).



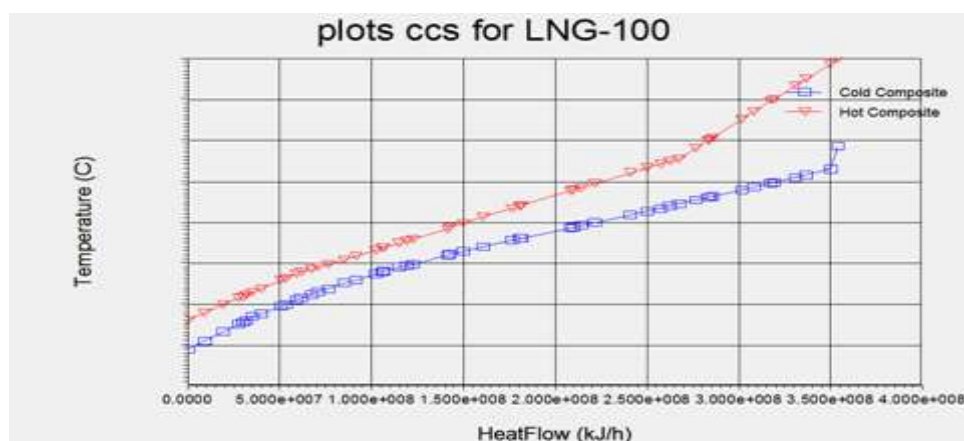
شکل ۳: شبیه سازی MFC در اسپن هیزس

¹ Speight

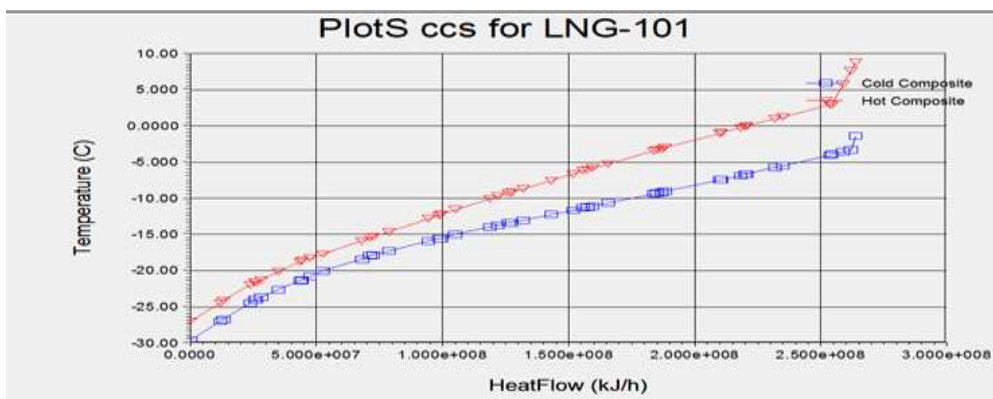
² Composite curves

جدول ۱: شرایط جریان های خوراک و مبرد و محصول، حاصل از شبیه سازی با اسپین هیزس

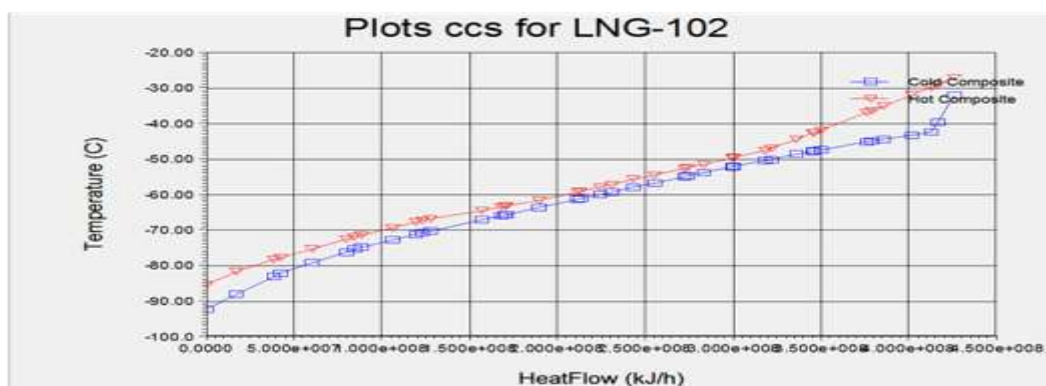
جریان	NG	LNG	مبرد پیش سرد کن	مبرد فوق سرما ساز	مبرد میعان کننده
دبی (kmol/hr)	$2/512 \times 10^4$	$2/41 \times 10^4$	$1/376 \times 10^4$	$1/81 \times 10^4$	$2/57 \times 10^4$
دما ©	۱۳	-۱۶۴/۳	-۱/۴۱	۳۵	۳۵
فشار (Kpa)	۶۰۰۰	۱۰۱	۳۰۰	۳۳۹۰	۲۷۹۰
آنتالپی (kj/ kmol)	$-2/5 \times 10^4$	$-9/2 \times 10^4$	$-9/19 \times 10^4$	$-1/12 \times 10^4$	$-5/19 \times 10^4$
اجزا					
متان	۰/۸۹	۰/۸۹۶۲	۰	۰/۴۲۴۵	۰/۱۲۶۵
اتان	۰/۰۵۵	۰/۰۵۷۱	۰/۰۰۰۱	۰	۰/۳۲۹۲
اتیلن	۰	۰	۰/۱۱۲۹	۰/۴۰۲۴	۰/۲۷۷۷
پروپان	۰/۰۲۵	۰/۰۲۶	۰/۷۳۵۷	۰	۰/۲۶۶۶
نرمال بوتان	۰/۰۱	۰/۰۱۰۴	۰/۱۵۱۳	۰	۰
نیتروژن	۰/۰۲	۰/۰۱۰۴	۰	۰/۱۷۳۱	۰



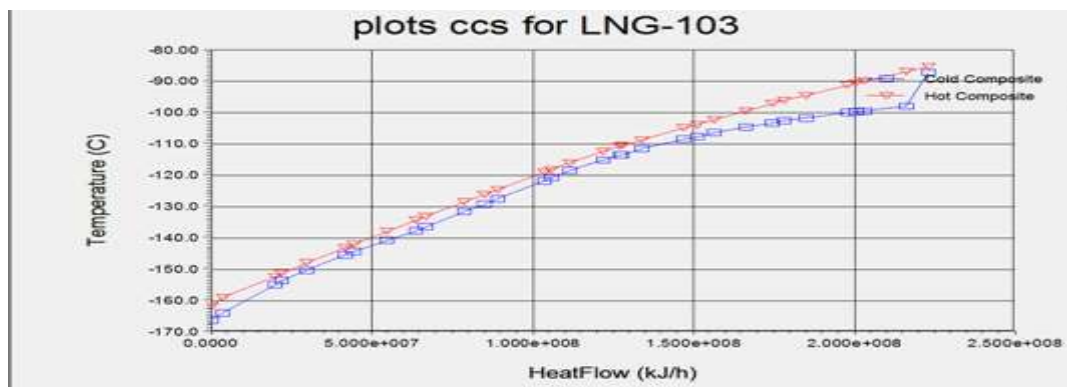
شکل ۴: نمودار ترکیبی فرآیند MFC برای مبدل LNG100



شکل ۵: نمودار ترکیبی فرآیند MFC برای مبدل LNG101



شکل ۶: نمودار ترکیبی فرآیند MFC برای مبدل LNG102



شکل ۷: نمودار ترکیبی فرآیند MFC برای مبدل LNG103

هر چه فاصله بین دو خط در نمودار کمتر گردد، سبب می‌شود که انرژی بیشتری مبادله گردد و بازده حرارتی بالاتر برود و از طرفی دیگر سبب افزایش سطح مبدل‌های مورد استفاده می‌گردد که این افزایش سطح، موجب افزایش هزینه‌ها می‌شود.

بهینه‌سازی

به منظور بهینه‌سازی فرآیند MFC، لازم است برای به حداقل رساندن عامل هزینه تابع هدف تعیین شود. تابع هدف این فرآیند را می‌توان به صورت معادله زیر نشان داد.

$$\text{Min } J=F(X)=\sum(P_{sw}W_s)+\sum(P_{sw}Q_s)+P_{NG}m_{NG}+P_{LNG}m_{LNG} \quad (1)$$

با این فرض که هزینه‌های خنک کننده توسط آب دریا نادیده گرفته شود و خوراک و محصول نیز نرخ برابر داشته باشند، تابع هدف را می‌توان به صورت معادله ۲ ساده‌تر کرد؛ به عبارت دیگر هزینه بهره‌برداری از فرآیند، صرفاً یک تابع از کار کمپرسور می‌باشد.

$$\text{Min } J=F(X)=\sum W_s \quad (2)$$

درجه آزادی سیستم

درجه آزادی سیستم، تعداد متغیرهای قابل تغییر در سیستم، جهت رسیدن به هدف مورد نظر می‌باشد. در این مقاله برای کاهش درجه آزادی می‌توان فرضیاتی را انجام داد.

- خوراک ورودی در حالت بهینه باشد.
 - آب را خنک در نظر گرفته و فرض می‌کنیم که دما ثابت باشد.
 - مقدار ضریب کلی انتقال حرارت (UA) در مبدل‌ها ثابت می‌باشد.
- با در نظر گرفتن فرضیات، می‌توان درجه آزادی سیستم جهت انجام بهینه سازی را به صورت جدول ۲ در نظر گرفت.

جدول ۲: درجه‌ی آزادی برای بهینه سازی

فشار جریان ۱۶	فشار جریان ۲۵	فشار جریان ۲۷	فشار جریان ۲۹	فشار جریان ۳۰	فشار جریان ۳۲
فشار جریان ۳۳	فشار جریان ۳۵	فشار جریان ۴	فشار جریان ۱۲	فشار جریان ۱۶	---

قیود

در هر فرآیند یک سری محدودیت وجود دارد که لازم است جهت انجام طراحی و بهینه سازی فرآیند رعایت گردد. در فرآیند MFC از جمله این که دمای LNG نباید کمتر از (-۱۶۴) درجه سانتی‌گراد گردد، زیرا باعث بروز مشکلاتی از قبیل یخ زدگی متان و انسداد خطوط جریان می‌شود و مبدل‌های حرارتی نیز نباید مینیمم دمای نزدیکی از مقداری کمتر گردد، زیرا باعث افزایش سطح و به تبع آن افزایش هزینه‌های اولیه می‌گردد و همچنین دمای ورودی به کمپرسور باید ۱۰ درجه از دمای اشباع آن بیشتر باشد. در جدول ۳ قیود مورد نظر جهت انجام بهینه سازی، ذکر گردیده است.

جدول ۳: قیود مورد نظر برای فرآیند MFC

خواص	شرایط (°C)
دمای LNG	< -۱۶۴
مینیمم دمای نزدیکی	> ۱/۵
درجه فوق گرم شدن	< ۱۰

بهینه سازی با تابع متلب

تابع متلب fmincon یک راه حل برای به حداقل رساندن قیدهای غیر خطی است. الگوریتم مجموعه‌ی تابع minion با استفاده از روش درجه دوم (SQP)^۱ می‌باشد که حل برنامه‌های درجه دوم (QP)^۲ در هر تکرار و هر بار انجام با استفاده از

^۱ Sequential quadratic programming

^۲ quadratic programming

روش هسین لاگرانژ است. متلب به یک حدود برای بهینه سازی حل مسئله نیازمند است. بیشترین تجربه گذشته برای بهینه سازی با Fmincon در متلب برای قیدها می باشد.

الگوریتم SQP برای محاسبه گرادیان تابع هدف با توجه به متغیرهای مستقیم اجرا می شود که به منظور تعیین گام بعدی این کار انجام می گردد. برای بهینه سازی، شیب محاسبه شده که تغییرات خیلی کوچک نیز در متغیر تاثیر می گذارد که ممکن است شیب نسبت به تابع هدف واقعی فاصله زیادی داشته باشد. در زیر نتایج بدست آمده در جدول ۴ و ۵ آورده شده است.

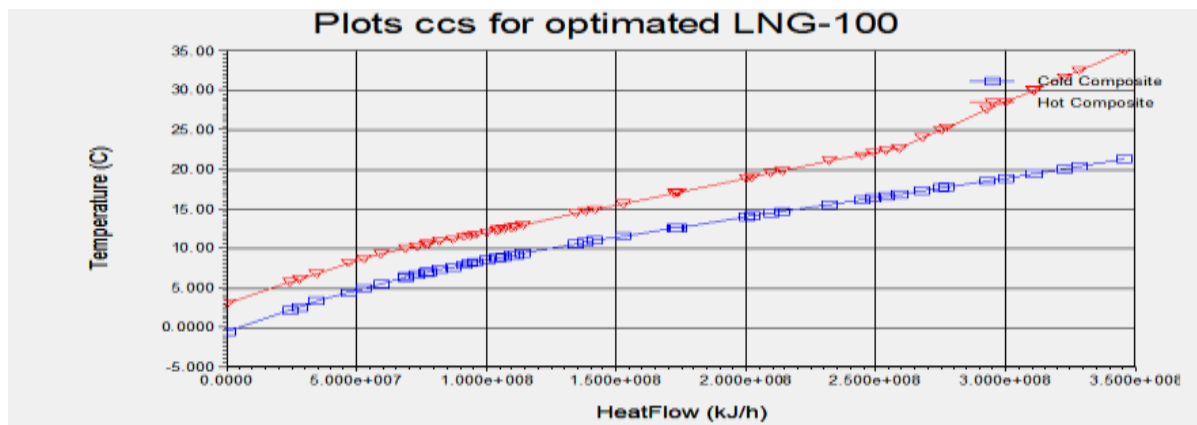
جدول ۴: نتایج بهینه تابع هدف و درجه آزادی با متلب

واحد	مقدار بهینه	مقدار اولیه	تابع هدف
KW	۶۹۶۵۲/۳۵	۱۱۰۶۵۶/۳۵	کار کمپرسور
-	مقدار بهینه	مقدار اولیه	متغیرها(درجه آزادی)
KPa	۳۲۰	۳۰۰	فشار ۱۶
KPa	۴۰۰	۳۵۰	فشار ۲۵
KPa	۶۷۰	۶۷۰	فشار ۲۷
KPa	۱۶۰۰	۱۶۹۰	فشار ۲۹
KPa	۱۲۰۰	۱۵۰۰	فشار ۳۰
KPa	۲۷۰۰	۲۷۹۰	فشار ۳۲
KPa	۲۴۷۷	۲۵۰۰	فشار ۳۳
KPa	۳۳۹۰/۶	۳۳۹۰	فشار ۳۵
C	۱۰	۳	دمای ۴
C	-۲۶	-۲۷	دمای ۱۲
C	-۸۸	-۸۵/۲	دمای ۱۸

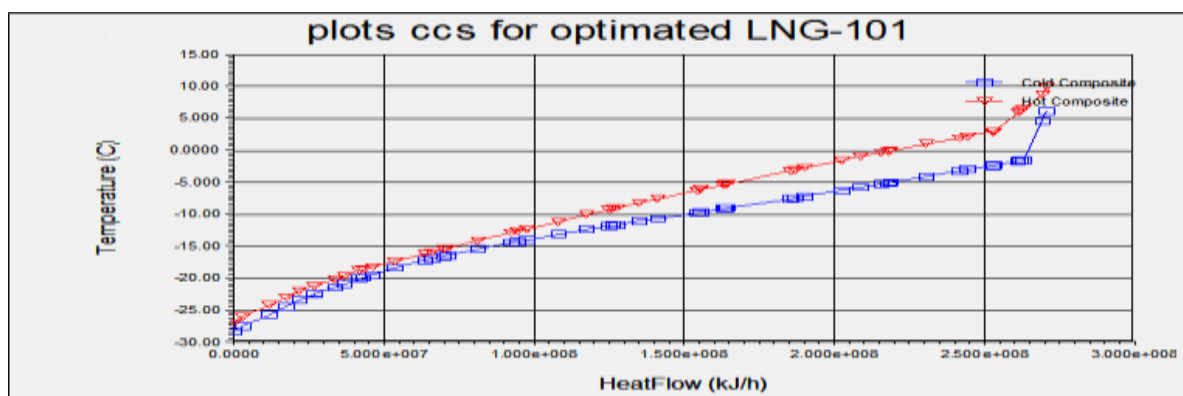
جدول ۵: قیدهای بهینه شده با تابع متلب

قید مورد نظر	مقدار بهینه شده (°C)
دما LNG	-۱۶۴/۳
دما LNG100	۴/۷
دما LNG101	1/2
دما LNG102	۲/۵
دما LNG103	۱/۵
دما ۱۷	۶/۱
دما ۲۲	-۲۶/۳
دما ۲۶	-۹۵/۳

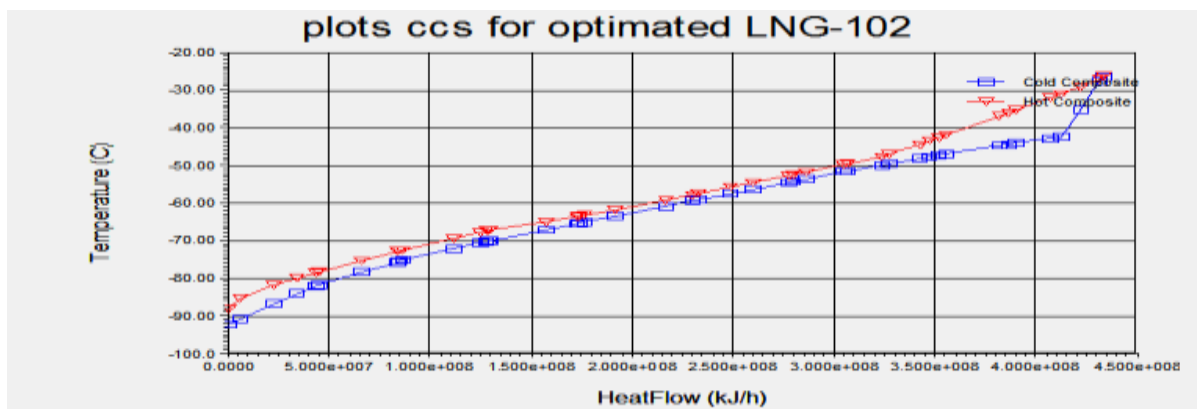
همچنین نمودار منحنی تبرید فرآیند برای مبدل‌های LNG103، LNG102، LNG101، LNG100 به ترتیب در شکل-های ۸ و ۹ و ۱۰ و ۱۱ نشان داده شده است.



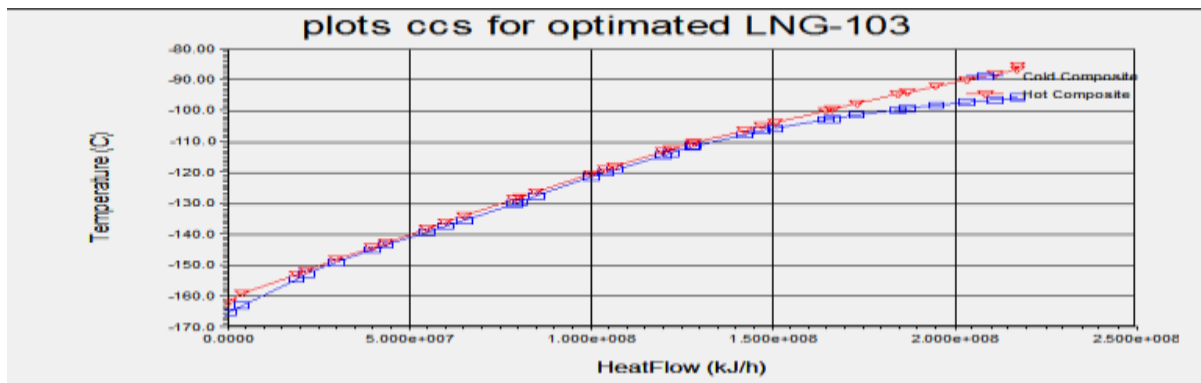
شکل ۸: نمودار ترکیبی فرآیند MFC بهینه شده با تابع متلب برای مبدل LNG101



شکل ۹: نمودار ترکیبی فرآیند MFC بهینه شده با تابع متلب برای مبدل LNG102



شکل ۱۰: نمودار ترکیبی فرآیند MFC بهینه شده با تابع متلب برای مبدل LNG102



شکل ۱: نمودار ترکیبی فرآیند MFC بهینه شده با تابع متلب برای مبدل LNG103

مشاهده گردید که با کاهش فاصله دمایی میان جریان‌های گرم و سرد در مبدل‌های حرارتی، کار مصرفی مجموعه، نسبت به حالتی که بهینه سازی صورت نگرفته بود کمتر است. نزدیکی دو منحنی در این حالت نسبت به قبل از بهینه سازی دلیلی بر این مدعاست.

مقایسه و بررسی

در جدول ۶ تابع هدف، یعنی کار کمپرسور برای دو حالت بهینه‌شده و حالت شبیه سازی شده بیان شده است.

جدول ۶: تابع هدف به دست آمده

	مینا	بهینه شده با تابع متلب
کار کمپرسور (KW)	۷۰۴۰۰	۶۹۶۵۲/۳۵

درصد کاهش کار بهینه شده، نسبت به مینا محاسبه می‌شود.

$$(۳) \text{ کار بهینه نشده} / (\text{کار بهینه شده} - \text{کار بهینه نشده}) = \text{درصد کاهش کار بهینه}$$

$$= ۱۰/۶۲\% = ۱۰۰ * (۷۰۴۰۰ - ۶۹۶۵۲/۳۵) / ۷۰۴۰۰$$

مشاهده می‌گردد که بهینه سازی با تابع متلب، موجب کاهش ۱۰/۶۲ درصدی کار کمپرسور گردیده است. بررسی اقتصادی فرآیند نیز با توجه به این که در این فرآیند قسمت اعظم هزینه به کمپرسور مربوط می‌گردد برآورد هزینه برای کمپرسور صورت گرفته است.

محاسبه هزینه‌های الکتریکی زمانی که کمپرسور دائم در فرآیند کار کند:

- توان کمپرسور (p) (KW)
- بازده نامی کمپرسور ($\dot{\eta}$)
- ساعات کارکرد سالیانه (h)
- قیمت الکتریسیته (\$/c(kwh))

قیمت الکتریسیته در سال ۲۰۱۲ در اروپا ۰/۱۲۲ یورو، به ازای هر کیلووات ساعت است؛ که یورو را به دلار تبدیل می‌کنیم. هزینه با استفاده از معادله ۴ بدست می‌آید.

$$\text{Cost} = P \times h \times C \times \dot{q} \quad (۴)$$

جدول ۷: هزینه کار کمپرسور

	حالت مبنا	بهینه شده با تابع متلب
هزینه (\$)	$۸۷/۵ \times ۱۰^۶$	$۷۵/۸ \times ۱۰^۶$

کاهش هزینه در سال عبارت است از:

$$(۵) \quad (\text{هزینه سالیانه بهینه} - \text{هزینه سالیانه مبنا}) = \text{هزینه کاهش یافته سالیانه}$$

$$= ۸۷/۵ \times ۱۰^۶ - ۷۵/۸ \times ۱۰^۶ = ۱/۷ \times ۱۰^۶ \text{ ($)} = \text{هزینه کاهش یافته سالیانه}$$

فرآیند MFC با اینکه کمترین هزینه انرژی را دارا می‌باشد، ولی به دلیل تجهیزات زیاد، گران‌ترین فرآیند محسوب می‌گردد، با بهینه‌سازی کار کمپرسور، سالیانه مقدار قابل توجهی هزینه صرفه جویی می‌شود که خود جای کار بیشتر در این زمینه را فراهم می‌کند.

نتیجه گیری

تولید گاز طبیعی مایع با روش‌های مختلفی انجام می‌پذیرد که هر یک مزایا و معایبی دارند ولی در این بین تولید گاز طبیعی مایع با روش MFC علی‌رغم هزینه اولیه بالا، مصرف انرژی کمتری نسبت به روش‌های دیگر دارد. در این مقاله ابتدا فرآیند MFC با نرم افزار HYSYS شبیه سازی شده و سپس تابع هدف مورد نظر که کار کمپرسور می‌باشد تعریف می‌گردد و از طریق درجه آزادی قیود مشخص گردید و توسط تابع متلب این تابع هدف بهینه شد.

نتایج به دست آمده به صورت جداول و اشکال به نمایش درآمد. نتایج نشان داد که با کاهش فاصله دمایی میان جریان‌های گرم و سرد در مبدل‌های حرارتی، کار مصرفی مجموعه کاهش می‌یابد. فاصله دمایی نیز توسط قیود محدود می‌گردد، زیرا با کاهش فاصله دمایی، سطح مورد نظر افزایش یافته و موجب افزایش هزینه‌های ساخت و بهره‌برداری و در ادامه هزینه‌های فرآیندی بیشتر مثل تعمیرات و همچنین سخت‌تر شدن کنترل مبدل‌ها می‌گردد، همچنین انتخاب سیال فرآیندی مناسب نیز می‌تواند به کاهش هزینه‌ها و افزایش بهره‌وری سیستم کمک نماید. همچنین مشاهده شد که در بهینه‌سازی با تابع متلب مقدار $۱۰/۶۲$ درصد کاهش کار کمپرسور و به تبع آن، باعث صرفه جویی سالیانه ۱×۱۰^۶ دلار، در هزینه‌ها می‌شود.

مراجع

۱. گیتی ابوالحمد، محمدرضا رسایی، علیرضا بهرامیان "گاز طبیعی؛ تولید، فرآوری، انتقال" انتشارات دانشگاه تهران ۱۳۸۲.

2. Bosma, P. and R.K. Nagelvoort, Liquefaction technology, "Developments through history", Proceedings of the 1st Annual Gas Processing Symposium, 2009.
3. British Petroleum Company," BP statistical review of world energy", British Petroleum Co,2010.
4. Finn, A.J. "Liquefaction process evaluation and selection", 2009.
5. Finn, A.J., G.L. Johnson, and T.R. Tomlinson, "LNG technology for offshore and midscale plants", 2000.
6. Förg, W., et al., "A new LNG baseload process and manufacturing of the main heat exchanger", Reports on science and technology Linde, 1999.
7. Kotas, T.J., "The Exergy Method of Thermal Plant Analysis", Krieger Publish Company, Malabar, FL,1995.
8. Kotzot, H., et al, "LNG Liquefaction –Not all plants are created equal", 2007.
9. N.Y. Nova,," Administration., U.S.E.I., International energy outlook and projections", Science Publishers, Vii, 453 p, 2001.
10. Poten, Partners, and M. Associates, "LNG Cost & Competition", A Global Analysis of LNG Import & Export Projects2004: Poten & Partners, 2004.
11. Ransbarger, W., "A fresh look at LNG process efficiency", LNG industry, 2007.
12. Shukri, T., "LNG technology selection. Hydrocarbon engineering", 9(2): p. 71-76, 2004.
13. Speight, J.G., "Natural gas: a basic handbook", Houston, Tex.: Gulf Pub. Co. xiii, 239 s, 2007.
14. Trigilio, A., A. Bouza, and S. Di Scipio, "Modelling and Simulation of Natural Gas Liquefaction Process "p. 22, 2011.
15. Unvested, M.E, "Transportation of natural gas: the impact of price variation on the choice between LNG and pipeline infrastructure", M.E. Unvested: Oslo.2011.
16. Venkatarathnam, G. and K.D. Timmerhaus, "Cryogenic mixed refrigerant processes", International cryogenics monograph series, New York: Springer. xv, 262 p, 2008.

Simulation and Optimization of Mixed Fluid Cascade Process to Produce Liquefied Natural Gas

H.mahmoodabadi

M.SC, Department of Chemical Engineering, sanaati university, Sirjan, Iran

Abstract

As the worldwide energy consumption continues to grow, natural gas and Especially LNG are expected to keep contributing significantly with this growth. Liquefied natural gas by cooling the natural gas is obtained. Due to the volume of liquefied natural gas is less than the volume of natural gas, leading to a substantial reduction in the cost of transport. The compressor is one of the most important equipment used in the liquefaction process. The overall objective of this thesis is to simulation an LNG liquefaction process, then describes optimized work compressor. The mixed fluid cascade (MFC) processes are used for this purpose. Optimization of the process was attempted using MATLAB by interfacing the Aspen Hysys with MATLAB software's. We must determine the objective function and constraints for optimization. The constraints are defined using the degrees of freedom, in this project we are working with 11 degrees of freedom and Compressor work, we consider the objective function. Optimization of both obtains good result. Optimization with MATLAB, decreased 10.67% energy consumption and 1×10^6 \$ per year savings are obtained with MATLAB.

Keywords: Liquefied natural gas, optimization, compressor work, MATLAB Function
