

جوانب فنی و اقتصادی دو گزینه خط لوله و کارخانه تولید گاز طبیعی مایع^۱ برای انتقال گاز طبیعی از مخزن پارس جنوبی

فرزاد عبداللهی دمنه^۱، سید محمدعلی موسویان^{۱*}، محمدرضا امیدخواه^۲، حسین بهمنیار^۱

۱- تهران، دانشگاه تهران، پردیس دانشکده‌های فنی، دانشکده مهندسی شیمی

۲- تهران، دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه تربیت مدرس

پیام‌نگار: moosavian@yahoo.com

چکیده

در طول دههٔ اخیر همواره این بحث در بین مدیران کلان کشور مطرح بوده که در صورت تولید گاز طبیعی، بیش از نیاز داخل، چگونه آن را به ارزش افزوده بیشتری تبدیل کنیم. در این مقوله گزینه‌های پیش روی آنها عبارت بودند از: انتقال از طریق خط لوله تا مرز ترکیه و تزریق به خط لوله نابوکو^۲ جهت تغذیه شبکه گاز اروپا - تولید گاز طبیعی مایع در عسلویه (منطقه تمبک) و فروش آن در بازار گسترده گاز مایع طبیعی - تولید برشهای هیدروکربنی نظیر بنزین و گازوییل از گاز طبیعی با استفاده از فرایند تبدیل گاز به مایع^۳ - تولید متانول

- تولید اتیلن با استفاده از فرایند زوج اکسایش متان^۴

تاکنون از میان گزینه‌های تولید فوق تنها تولید متانول اجرایی شده و فرایندهای گاز به مایع و زوج اکسایش متان در مقیاسهای کوچک در پژوهشگاه صنعت نفت و پیرو آن در مقیاس نیمه صنعتی پیگیری می‌شوند. بدیهی است که هرچه قیمت نفت کاهش یابد از سوددهی فرایندهای گاز به مایع و زوج اکسایش متان کاسته می‌شود تا جایی که با قیمت‌هایی بسیار پایین‌تر از نفت ضررده خواهند شد. در مورد دوگزینه اول همواره مسئولان مردد بوده‌اند که به کدامیک همت گمارند گویی که تنها یکی از آنها می‌بایست انتخاب شود که این تعلل به عقب افتادن اجرای طرحهای گاز طبیعی مایع و خط لوله نهم (خط لوله از عسلویه تا مرز ترکیه) انجامید. خوشبختانه در سالهای اخیر هردو گزینه دنبال شده و در حال اجرایی شدن هستند. در این مقاله سعی بر آنست که جوانب فنی و اقتصادی این دو گزینه که محل مناقشه بین مدیران کلان کشور بوده است موشکافی شود.

کلمات کلیدی: خط لوله، گاز طبیعی مایع، جوانب فنی و اقتصادی

۱- خط لوله گاز نابوکو

امارات و مصر) و حاشیه دریای خزر (ترکمنستان، قزاقستان و آذربایجان) به غرب اروپا طراحی شده است. شکل (۱) طرح اجمالی مسیر این خط لوله را که از کشورهای ترکیه، بلغارستان، رومانی و مجارستان گذشته و به اتریش می‌رسد، نشان می‌دهد. طول این خط لوله ۵۶ اینچی حدود ۳۳۰۰ کیلومتر (۲۰۰۰۰۰ قطعه لوله فولادی به وزن ۲ میلیون تن) بوده و در مسیر آن ۳۰ واحد کمپرسور قرار

پروژه خط لوله گاز نابوکو با هدف انتقال گاز تا سقف ۳۰۰۰ میلیون فوت مکعب استاندارد در روز، از خاورمیانه (عسلویه در ایران، عراق،

1. Liquefied Natural Gas (LNG)
2. Nabucco
3. Gas to Liquid (GTL)
4. Oxidative Coupling of Methane (OCM)

متعدد متصل به اروپا را داراست و ثانیاً فلسفه وجودی خط لوله نابوکو یافتن یک منبع رقیب برای گاز روسیه بوده است. انتقال گاز ترکمنستان و قزاقستان تنها از داخل ایران مقرون به صرفه خواهد بود و سایر گزینه‌ها از جمله عبور از داخل دریای خزر، اولاً هزینه بر و مشکل ساز است و ثانیاً به دلیل عدم ثبات منطقه قفقاز، بخصوص بعد از جنگ بین روسیه و گرجستان در سال ۲۰۰۸ میلادی، مسیر نامنی خواهد بود. لازم به ذکر است که در میان منابع گازی در نظر گرفته شده نیز تنها ایران است که ذخایر گازی قابل اتکا و پروژه‌های در حال ساخت تولید گاز دارد. پس از بالا گرفتن اختلاف بین روسیه و اوکراین بر سر انتقال گاز از طریق این کشور در زمستان اخیر و مشکلات ناشی از آن که گریبانگیر اروپا شد لزوم وجود این خط لوله بیش از پیش احساس گردید و به نظر می‌رسد اروپایی‌ها در اجرای آن تسریع به عمل آورند.



شکل ۳- نقاط تزریق گاز به خط لوله نابوکو (برگرفته از مرجع [۱])

۲- تحقیقات گروه انی^۲

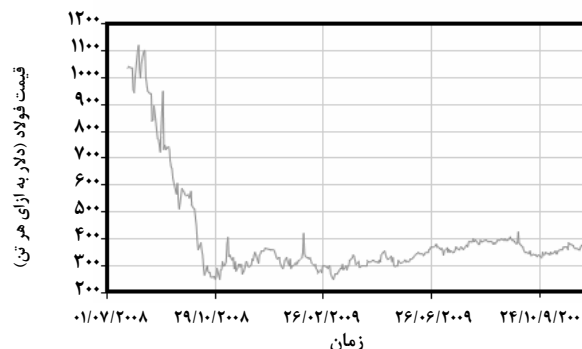
گروه انی از سال ۱۹۹۵ میلادی، یک برنامه تحقیقاتی را به رهبری (اسنم/اسنم پروجتی)^۳ و همکاری مرکز توسعه مواد (سی‌اس‌ام)^۴ و شرکت نووپینونه^۵، برای بررسی مسائل فنی و اقتصادی خطوط لوله پرفشار (فشار بالاتر از ۱۰۰ بار) آغاز کرده است [۱۱-۳]. در تحقیقات آنها طراحی یک خط لوله برای انتقال گاز از چارگو در ترکمنستان تا براتیسلاوا در جمهوری اسلواکی مورد مطالعه قرار گرفت. شکل (۴) مسیر ۵۰۰۰ کیلومتری در نظر گرفته شده برای

2. Ente Nazionale Idrocarburi (ENI)
3. Snam/Snamprogetti
4. Centro Sviluppo Materiali (CSM)
5. Nuovo Pignone

دارد و قیمت اجرای آن قبل از کاهش قیمت جهانی فولاد ۷/۹ میلیارد دلار تخمین زده شده [۱] که به نظر می‌رسد می‌بایست در آن تجدید نظر شود. شکل (۲) منحنی تغییرات قیمت فولاد را در فاصله زمانی بحران اقتصادی سال ۲۰۰۸ میلادی نمایش می‌دهد. طبق اطلاعات منتشر شده [۱]، این پروژه از سال ۲۰۱۰ میلادی شروع شده و در سال ۲۰۱۳ میلادی به بهره‌برداری اولیه با ظرفیت ۲۶ درصد طراحی خواهد رسید. طبق برنامه زمانبندی این پروژه، زمان دستیابی به ظرفیت نهایی خط لوله انتقال گاز، سال ۲۰۱۸ میلادی خواهد بود.



شکل ۱- مسیر خط لوله گاز نابوکو (بر گرفته از مرجع [۱])

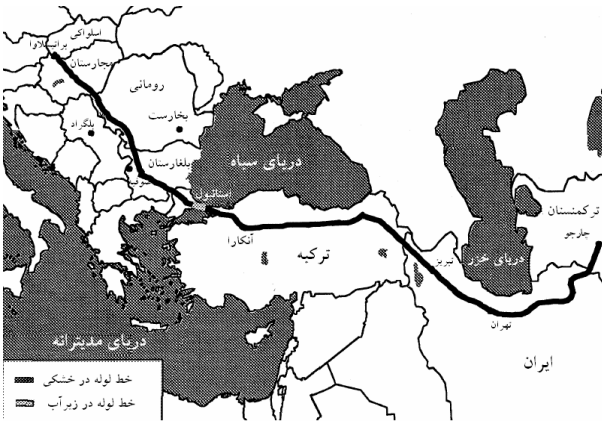


شکل ۲- تغییرات قیمت فولاد بر اساس اطلاعات بورس فلزات لندن^۱ [۲]

در این پروژه منابع گازی نشان داده شده در شکل (۳)، جهت تزریق گاز به خط لوله نابوکو در نظر گرفته شده‌اند. در حال حاضر مسیر انتقال گاز از مصر به این خط لوله (اردن - سوریه) به دلیل عدم ثبات منطقه، ضریب اطمینان بالایی ندارد. در مورد روسیه نیز اولاً این کشور در حال حاضر صادرکننده گاز به اروپاست و خطوط لوله

1. London Metal Exchange (LME)

استفاده شود. به طور مثال در شدت جریان‌های گاز بالاتر از ۱۴۵۲ میلیون فوت مکعب استاندارد در روز قطر مقرون به صرفه در فشار طراحی ۷۹ بار، از ۵۶ اینچ بزرگتر خواهد شد که این امر در دسترس بودن، عملیات حمل و نقل و لوله‌گذاری را مشکل خواهد کرد لذا برای ظرفیت‌های خیلی بالا می‌بایست از فشارهای بالاتر استفاده نمود تا قطر بهینه چندان بزرگ نشود.



شکل ۴- مسیر خط لوله مطالعه شده گروه انی (بر گرفته از مرجع [۳])

نتایج فوق‌الذکر در قالب یک شکل کلی برای انتخاب قطر در فشار کارکرد خط و شدت جریان مشخص گاز، ارائه شده است (شکل (۵)). در این شکل با در دست داشتن شدت جریان انتقالی می‌توان مشخص کرد که در قطرهای متفاوت با کارکرد بهینه، خط لوله در کدامیک از محدوده‌های پرفشار (فشار عملیاتی ۱۴۰ بار) یا کم فشار (فشار عملیاتی ۷۶ بار) قرار می‌گیرد. بر اساس نتایج ارائه شده در این تحقیقات، سهم هزینه مربوط به خط لوله، ایستگاه‌های تقویت فشار، الکتریسیته و گاز سوخت و سایر هزینه‌های جاری، به ترتیب، ۷۷-۷۳، ۱۰-۸، ۱۲-۹ و ۶-۵ درصد از کل هزینه‌های اجرای خط لوله خواهد بود [۴].

۳- مبانی ارزیابی اقتصادی

۳-۱ خط لوله از عسلویه تا مرز ترکیه

همان‌طور که پیش از این گفته شد یکی از نقاط تزریق به خط لوله نابوکو، در مرز ایران و ترکیه واقع شده که در این بخش به مبانی

خط لوله مذکور را که بسیار به مسیر خط لوله نابوکو شبیه است نشان می‌دهد. این گروه تحقیقاتی قطر بهینه اقتصادی این خط لوله را برای دو گزینه فشار عملیاتی معمولی (ماکزیمم فشار عملیاتی ۷۹ بار) و فشار عملیاتی بالا (ماکزیمم فشار عملیاتی ۱۴۶ بار) با در نظر گرفتن طول عمر خط لوله و هزینه‌های جاری و ثابت برای دو شدت جریان انتقال، ۱۴۵۲ و ۲۹۰۴ میلیون فوت مکعب استاندارد در روز، به دست آوردند [۴]. در گزارش منتشره از شرکت اسنم و سی‌اس‌ام در سال ۲۰۰۰ میلادی، اندیس هزینه واقعی انتقال^۱ برای دو شدت جریان انتقال ۱۴۵۲ و ۲۹۰۴ میلیون فوت مکعب استاندارد در روز به ترتیب ۰/۰۴۷ و ۰/۰۳۹ دلار به ازای هر متر مکعب استاندارد تخمین زده شده است [۳]. لازم به ذکر است که اندیس هزینه واقعی انتقال عبارت از نسبت مجموع هزینه ثابت و هزینه جاری در طول عمر خط لوله به حجم واقعی منتقل شده در این فاصله زمانی است. همان‌طور که از این اندیس‌ها بر می‌آید هزینه انتقال به ازای واحد حجم گاز در شدت جریان بالاتر کمتر از شدت جریان پایین‌تر است.

علاوه بر ارزیابی اقتصادی، در بخشی دیگر از تحقیقات گروه انی هزینه کلی خط لوله انتقال با استفاده از روابط ساده‌سازی شده بر حسب فشار میانگین و قطر خط لوله، به دست آمده و سپس با مشتق‌گیری کمینه شده است. محققین گروه انی بر اساس روابط حاصله و تایید ارزیابی اقتصادی برای دو شدت جریان انتقال ۱۴۵۲ و ۲۹۰۴ میلیون فوت مکعب استاندارد در روز در خط لوله مورد مطالعه ۵۰۰۰ کیلومتری به این نتیجه رسیدند که در هر فشار طراحی می‌توان قطری را انتخاب کرد که از لحاظ اقتصادی بهینه و علاوه بر آن با هزینه قطر بهینه در فشار طراحی دیگر برابری کند. بر اساس نتایج آنها رابطه قطر بهینه و فشار طراحی برعکس است یعنی در فشار بالاتر قطر بهینه اقتصادی کوچکتر از فشارهای پایین‌تر خواهد بود. برای یک شدت جریان مشخص گاز انتقالی، در فشارهای طراحی و عملیاتی بالا، چگالی گاز بیشتر و سرعت آن کمتر خواهد بود لذا نرخ افت فشار اصطکاکی در طول خط لوله کاهش می‌یابد که می‌توان قطر کوچکتری را انتخاب کرد. بنابراین برای رعایت مسائل ایمنی، بهتر است تا جایی که قطر بهینه خیلی بزرگ نشده است از فشارهای طراحی رایج (کمتر از ۱۰۰ بار)

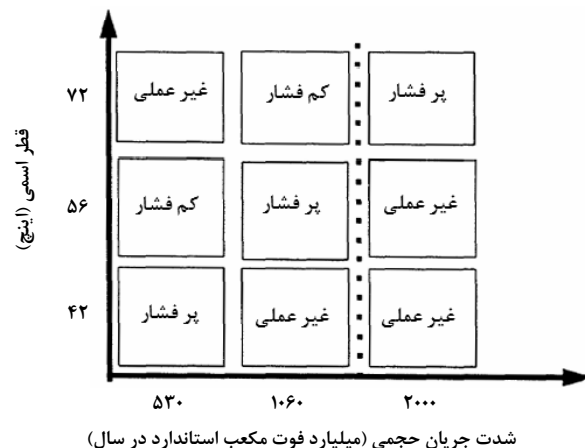
1. Actualized Transport Cost Index (ATCI)

تولید نمی‌شود [۱۲] و علاوه بر آن، هزینه انتقال لوله به محل لوله‌گذاری، حفر کانال و جایگذاری آن برای لوله‌های بزرگتر از ۵۶ اینچ به شدت افزایش می‌یابد. بر این اساس، می‌توان نتیجه گرفت که می‌بایستی قطر ۵۶ اینچ و فشار طراحی بالاتر از ۷۹ بار برای این خط لوله انتخاب شود. با وجود قیمت بالاتر در ضخامت یکسان، در فشارهای طراحی بالا، لوله‌های (ایکس-۸۰)، به دلیل مینیمم تنش تسلیم بالاتر، در مقایسه با (ایکس-۷۰)، ضخامت کمتر و در نتیجه وزن کمتر و غالباً قیمت کمتری خواهند داشت، بنابراین یکی از پارامترهایی که می‌بایست بررسی شود جنس لوله فولادی خواهد بود.

از طرف دیگر کاهش هزینه حاصل از سری کاری ایستگاه‌های تقویت فشار بیشتر از بهینه کردن هر ایستگاه و در نتیجه ساخت چندین ایستگاه تقویت فشار متفاوت است، نتیجتاً می‌توان فشار ورودی و خروجی تمام کمپرسورها را یکسان گرفت و از نظر اقتصادی بهینه کرد. به منظور کاهش تعداد کمپرسور در ایستگاه‌های تقویت فشار، می‌توان توربوکمپرسور تک محوره از نوع انشعاب عمودی شرکت زیمنس (اس‌تی‌سی-اس‌وی)^۲ را به عنوان کمپرسور و توربین‌گازی ۲۵ مگاواتی (اس‌جی‌تی-۶۰۰)^۳ شرکت زیمنس را به عنوان نیروی محرکه^۴ آن انتخاب کرد. در طراحی کمپرسور پارامترهای اساسی که تعداد مراحل فشرده سازی و بار حرارتی خنک‌کن‌های بین مرحله‌ای را مشخص می‌کنند عبارتند از:

- انتخاب ماکزیمم دمای حین کار کمپرسور (دمای ۱۵۰ درجه سلسیوس معمول است)
- نسبت تراکم هر مرحله که توسط ماکزیمم تعداد پره در هر مرحله تراکم (معمولاً تا ۶ عدد و برای کمپرسور نوع بشکه‌ای^۵ تا ۸ عدد) محدود شده و غالباً کمتر از ۵ و در محدوده ۱/۵ تا ۲/۵ است.
- ماکزیمم شدت جریان گاز ورودی که برای کمپرسورهای (اس‌تی‌سی-اس‌وی)، ۴۰۳/۲ میلیون فوت مکعب استاندارد در روز می‌باشد.
- راندمان پلی‌تروپیک کمپرسورها (۸۰ درصد متداول است).

2. Siemens Turbo Compressor- Single-shaft Vertically Split-casing (STC-SV)
 3. Siemens Gas Turbine-600 (SGT-600)
 4. Driver
 5. Barrel



شکل ۵- قطر بهینه خط لوله بر اساس فشار کارکرد و شدت جریان گاز انتقالی (بر گرفته از مرجع [۴])

محاسبه هزینه ثابت و جاری احداث خط لوله از عسلویه تا این نقطه مرزی (بطول ۱۸۶۳ کیلومتر) و ایستگاه‌های تقویت فشار بین راهی آن برای انتقال ۱۹۱۰ میلیون فوت مکعب استاندارد گاز طبیعی در روز از عسلویه به منظور تعیین قیمت فروش گاز، می‌پردازیم. علت انتخاب شدت جریان گاز ۱۹۱۰ میلیون فوت مکعب استاندارد در روز آنست که در حال حاضر یک طرح تولید گاز طبیعی مایع به نام گاز طبیعی مایع ایران^۱ در منطقه تمبک در ۴۰ کیلومتری عسلویه در حال ساخت است که خوراک گازی در نظر گرفته شده برای آن همین مقدار است. لذا اگر بخواهیم یک مقایسه اقتصادی منطقی بین دو طرح داشته باشیم بهتر است خوراک ورودی به آنها یکسان در نظر گرفته شود. بدیهی است که گاز تحویلی در مرز ترکیه به دلیل مصرف در توربین‌های گازی ایستگاه‌های تقویت فشار از خوراک ورودی به خط کمتر خواهد بود.

بر اساس نتایج تحقیقات گروه انی برای انتقال ۱۴۵۲ میلیون فوت مکعب استاندارد در روز، قطر مقرون به صرفه در فشار طراحی ۷۹ بار ۵۶ اینچ است. لذا در شدت جریان بالاتر از ۱۹۱۰ میلیون فوت مکعب استاندارد در روز و در همان فشار طراحی، قطر بهینه بزرگتر خواهد بود. همان‌طور که در بخش ۲ شرح داده شد منحنی هزینه بر حسب فشار طراحی برای یک قطر لوله (جنس فولاد (ایکس-۷۰) یا (ایکس-۸۰)) سهموی دارای مینیمم خواهد بود. لازم به ذکر است که در حال حاضر خط لوله با قطر بزرگتر از ۵۶ اینچ در داخل کشور

1. Iran LNG

لازم به ذکر است که اگر قرار بود خط لوله از کشوری یا کشورهای دیگری بگذرد به هزینه‌های جاری فوق‌الذکر حق ترانزیت گاز نیز اضافه می‌شد.

حال برگردیم به این پرسش که اصولاً چرا اینگونه ارزیابی‌ها را انجام می‌دهیم؟ دلیل انجام اینگونه ارزیابی‌ها تعیین قیمت فروش محصول (در اینجا گاز طبیعی) برای دستیابی به یک برگشت سرمایه منطقی است. بدین منظور برای شدت جریان ورودی به خط ۱۹۱۰ میلیون فوت مکعب استاندارد در روز و یک قیمت مفروض برای فروش گاز، تابع هدف اقتصادی مینیمم شده و پارامترهای بهینه‌سازی یعنی (ایکس-۷۰) یا (ایکس-۸۰) بودن لوله، فشار ورودی و خروجی کمپرسورها و به تبع آن فشار طراحی و ضخامت خط لوله، گاز مصرفی ایستگاه‌های تقویت فشار، و میزان گاز تحویلی به مرز ترکیه و مدت بازگشت سرمایه مشخص می‌شوند. در نهایت، برای دستیابی به یک مدت برگشت سرمایه مطلوب، قیمت گاز در مرز ترکیه مشخص می‌گردد. تابع هدف اقتصادی که باید برای تعیین پارامترهای خط لوله کمینه شود عبارت است از:

$$\text{تابع هدف} = (\text{کل هزینه‌های جاری در طول عمر تجهیزات}) + (\text{هزینه‌های ثابت})$$

برای محاسبه تابع هدف فوق به دلیل تقسیم شدن هزینه‌های جاری در یک فاصله زمانی، می‌بایست آنها را به یک مجموع هزینه در ابتدای پروژه تبدیل کرد. بدین منظور میزان بهره سالیانه (بطور مثال ۸ درصد)، نرخ تعدیل سالیانه (به‌طور مثال ۵ درصد) و طول عمر تجهیزات (معمولاً ۲۵ سال) باید در نظر گرفته شوند. قیمت گاز مصرفی توربین‌ها در هزینه‌های جاری را می‌توان به قیمت گاز ترش خریداری شده در عسلویه محاسبه کرد.

لازم به ذکر است که برای اینکه گاز طبیعی به مشخصات انتقال در خط لوله برسد و به گاز شیرین تبدیل شود، می‌بایست در پالایشگاه گاز تصفیه شود. در پالایشگاه‌های گاز نوین (مثل فازهای پارس جنوبی) واحدهای حذف گازهای اسیدی^۵، نمزدایی^۶، مرکاپتان‌زدایی^۷ و حذف جیوه به ترتیب برای کاهش غلظت سولفید هیدروژن (کمتر از ۰/۰۰۲۵٪ گرین در فوت مکعب استاندارد یا ۴ پی پی ام حجمی) و دی‌اکسید کربن (۱-۰/۵ درصد [۱۴])، آب (کمتر از ۷ پوند در هر

دمای خروجی خنک‌کن‌ها (۵۰ درجه سلسیوس برای دمای محیطی ۳۹ درجه سلسیوس مناسب است)

عموماً فشار طراحی خط لوله انتقال گاز ۱/۰۵ برابر فشار خروجی از کمپرسورها در نظر گرفته شده و ضخامت خط لوله بر اساس کد طراحی (بی-۳۱/۸) جامعه مهندسیین مکانیک آمریکا^۱ تعیین می‌شود [۱۳]. جهت محاسبه هزینه ثابت و جاری خط لوله مذکور می‌بایست اجزای تشکیل‌دهنده هزینه ثابت و جاری را برای گزینه‌های کاندید شده مشخص کرد. هزینه‌های ثابت خط لوله انتقال گاز مربوط است به:

- ایستگاه تقویت فشار (کمپرسورها، خنک‌کن‌های هوایی، شیرآلات و تجهیزات جانبی)
 - خط لوله پوشش داخلی داده شده و حمل و نقل آن
 - عایقکاری لوله
 - سیستم ارتباط از راه دور^۲ در مسیر
 - حفاظت کاتدی
 - گرفتن حق عبور، حفر مسیر خط لوله، لوله‌گذاری، جوشکاری، آزمایش‌های کنترل کیفی و دفن (برای (ایکس-۷۰) و (ایکس-۸۰) متفاوت است)
 - ایستگاه‌های فرستنده و گیرنده توپک^۳
 - شیرهای قطع خط لوله^۴ و اتصالات
 - آزمایش و راه اندازی
- هزینه‌های جاری خط لوله انتقال گاز نیز مربوط است به:
- گاز مصرفی توربین‌های گازی گرداننده کمپرسورها
 - برق مصرفی خنک‌کن‌های هوایی (غالباً درصدی از هزینه سوخت توربین‌های گازی در نظر گرفته می‌شود)
 - تعمیرات و نگهداری خط و ایستگاه‌های تقویت فشار (غالباً درصدی از قیمت خط و ایستگاه تقویت فشار در نظر گرفته می‌شود)
 - هزینه پرسنلی
 - هزینه بالاسری (درصدی از هزینه پرسنلی و هزینه تعمیرات و نگهداری است)

1. American Society of Mechanical Engineers (ASME) - Code B31.8
2. Telecommunication (mainly supervisory control and data acquisition (SCADA) system)
3. Pig launcher and receiver stations
4. Line Break Valve (LBV)

5. Acid Gas Removal (AGR)
6. Dehydration
7. Mercaptan Removal

ثابت و جاری پالایشگاه گاز سربار هزینه انتقال گاز از طریق خط لوله است و می‌بایست در ارزیابی اقتصادی پروژه گنجانده شود، البته اگر ارزیابی اقتصادی پالایشگاه گاز برای نیل به یک سوددهی مناسب انجام شود و قیمت گاز خروجی آن تعیین شده باشد می‌توان از هزینه‌های ثابت و جاری پالایشگاه در ارزیابی اقتصادی صرف نظر کرد. در این حالت، هزینه گاز مصرفی توربینها را می‌توان به قیمت گاز شیرین خریداری شده در عسلویه محاسبه کرد.

۲-۳ تولید گاز طبیعی مایع در عسلویه

تولید گاز طبیعی مایع در کنار دریا یک گزینه برای انتقال گاز طبیعی کشورهایی است که به دریای آزاد راه دارند. با توجه به راه داشتن ایران به دریای آزاد دو گزینه خط لوله و تولید گاز طبیعی مایع برای انتقال گاز ایران و سایر کشورهای هم مرز مثل ترکمنستان و آذربایجان پیش رو خواهد بود. در این قسمت نیز همانند بخش ۱-۳ نحوه محاسبه هزینه ساخت یک کارخانه گاز طبیعی مایع در عسلویه برای خوراک ورودی ۱۹۱۰ میلیون فوت مکعب استاندارد گاز طبیعی در روز شرح داده می‌شود. شکل (۶) نمودار جریان بلوکی ساده شده یک کارخانه گاز طبیعی مایع را نشان می‌دهد. همان‌طور که از این شکل پیداست بخش فرایندی این کارخانه از سه قسمت اصلی تصفیه گاز، فرایند بازیافت مایعات گازی، و فرایند مایع‌سازی تشکیل شده است. بر اساس مطالب شرح داده شده در بخش ۱-۳، نمودار جریان بلوکی ساده شده پالایشگاه گاز نیز مشابه شکل (۶) است با این تفاوت که فرایند مایع‌سازی ندارد و فرایند بازیافت مایعات گازی آن دارای یک محصول اضافه‌تر اتان و یک بخش اضافه‌تر تصفیه اتان^۷ است.

جهت محاسبه هزینه ثابت و جاری کارخانه گاز طبیعی مایع مذکور می‌بایست اجزای تشکیل‌دهنده هزینه‌های ثابت و جاری را مشخص کرد. این اجزاء برای هزینه‌های ثابت کارخانه گاز طبیعی مایع عبارتند:

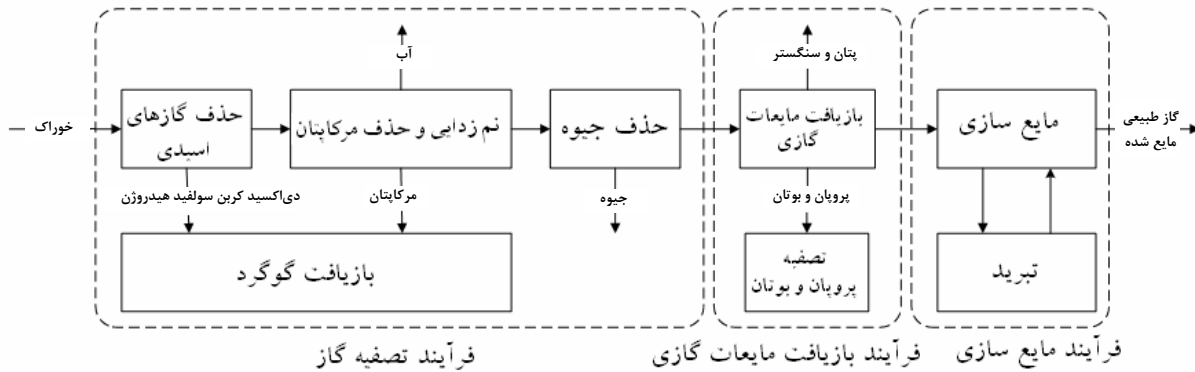
- ساخت و راه اندازی بخش تصفیه گاز طبیعی (مشابه پالایشگاه گاز)

تفاوت فرایند تصفیه در کارخانه گاز طبیعی مایع با پالایشگاه گاز در مشخصات دی‌اکسیدکربن و آب گاز خروجی از آنست که به ترتیب

میلیون فوت مکعب استاندارد یا ۱۴۷ پی پی ام حجمی)، کربونیل سولفاید (کمتر از ۸ پی پی ام) و مرکاپتانها (کمتر از ۱۵ میلی‌گرم در متر مکعب نرمال گوگرد) و جیوه (کمتر از ۱۰ نانوگرم در متر مکعب نرمال) تعبیه شده‌اند. علت کاهش غلظت آب، سولفید هیدروژن و مرکاپتانها، به ترتیب، به دلیل ممانعت از تشکیل جریان دوفازی در فصول سرد سال در خط لوله انتقال گاز، جلوگیری از خوردگی (در حضور آب) و کاهش محتوای گوگردی گاز (به کمتر از ۱۴۱ میلی‌گرم در هر متر مکعب نرمال گوگرد) برای ایمنی بیشتر می‌باشد [۱۵]. علاوه بر این کربونیل سولفاید و سولفید هیدروژن به دلیل ورود به خوراک ورودی به بخش مایع‌سازی گاز طبیعی امکان انجماد دارند. جیوه به دلیل تشکیل ملغمه با آلومینیم تبادلگرهای (صفحه- پره‌ای)^۱ در فرایندهای دما پایین پالایشگاه، و دی‌اکسید کربن در درجه اول به دلیل نداشتن ارزش حرارتی^۲ و در نتیجه اشغال بیهوده ظرفیت خط لوله و در درجه دوم و سوم به ترتیب به دلیل یخ زدن در دماهای پایین بخش بازیافت اتان پالایشگاه و خورنده بودن در حضور آب می‌بایست از گاز طبیعی جدا شوند. به دلیل مسائل زیست محیطی این کارخانه‌ها به واحد بازیافت گوگرد^۳ از گازهای اسیدی و سایر جریانات جانبی نیز مجهزند. علاوه بر این، جهت تثبیت نقطه شبنم هیدروکربوری، واحدی به نام بازیافت مایعات گازی^۴ در پالایشگاه گاز وجود دارد که در آن ترکیبات هیدروکربوری سنگین گاز جدا می‌شوند (بخش بازیافت مایعات گازی در کارخانه گاز طبیعی مایع نیز چنین کارکردی دارد) تا در فصول سرد سال در خطوط لوله انتقال گاز جریان دوفازی تشکیل نشود. مایعات گازی شامل اتان، پروپان، بوتان و برش پنتان و سنگین‌تر است که در واحد بازیافت به ترتیب از هم جدا شده و پس از تصفیه ناخالصی‌های گوگردی (غالباً در مورد اتان، پروپان و بوتان صادق است) به تفکیک فروخته می‌شوند [۱۶]. پروپان، بوتان و برش پنتان و سنگین‌تر هر کدام به طور جداگانه در مخازن ذخیره جمع‌آوری می‌شوند و اتان غالباً به پتروشیمی‌ها منتقل می‌گردد. بدیهی است که برای بارگیری پروپان و بوتان که به گاز نفت مایع^۵ معروفاند نیاز به اسکله است. با توجه به مطالب فوق‌الذکر هزینه‌های

1. Plate-fin
2. Higher Heating Value (HHV)
3. Sulfur Recovery Unit (SRU)
4. Natural Gas Liquids (NGL) Recovery
5. Liquefied Petroleum Gas (LPG)

6. LNG base load plants
7. Ethane sweetening



شکل ۶- نمودار جریان بلوکی ساده شده یک کارخانه گاز طبیعی مایع

در فرایندهای مایع‌سازی که کمپرسورهای سیکلهای تبرید آن راننده‌های توربین‌گازی دارند این بخش مشابه پالایشگاه گاز است در صورتی که در فرایندهایی که از موتور الکتریکی بهره می‌برند این بخش بسیار گرانتر از نیروگاه پالایشگاه گاز است و درصد قابل توجهی از هزینه ثابت و بیشتر هزینه جاری کارخانه گاز طبیعی مایع یعنی گاز سوخت^۳ مصرفی کارخانه را به خود اختصاص می‌دهد.

- ساخت و راه اندازی سرویسهای کمکی و جانبی
- ساخت و راه اندازی مخازن ذخیره گاز طبیعی مایع
- ساخت و راه اندازی اسکله گاز طبیعی مایع
- هزینه‌های جاری کارخانه گاز طبیعی مایع مربوط است به:
 - گاز مصرفی در سیستم گاز سوخت
 - تعمیرات و نگهداری تجهیزات (درصدی از قیمت تجهیزات در نظر گرفته می‌شود) (مشابه پالایشگاه گاز)
 - هزینه پرسنلی (مشابه پالایشگاه گاز)
 - هزینه بالاسری (درصدی از هزینه پرسنلی و هزینه تعمیرات و نگهداری در نظر گرفته می‌شود) (مشابه پالایشگاه گاز)
 - مواد شیمیایی (مشابه پالایشگاه گاز)
- قیمت گاز مصرفی در سیستم گاز سوخت که در هزینه‌های جاری آمده، بر مبنای قیمت گاز ترش خریداری شده در عسلویه محاسبه می‌گردد. لازم به ذکر است که اگر در ارزیابی خط لوله هزینه‌های ثابت و جاری پالایشگاه گاز در نظر گرفته نشود و به جای آن، قیمت گاز شیرین شده لحاظ گردد، بهتر است در ارزیابی اقتصادی پروژه

عبارتند از ۵۰ و ۱ پی پی ام حجمی. علت کاهش بیشتر این ناخالصی‌ها از گاز ممانعت از یخ‌زدگی و انسداد در تبادلهای کم دمای به کاررفته در فرایند مایع‌سازی گاز طبیعی است.

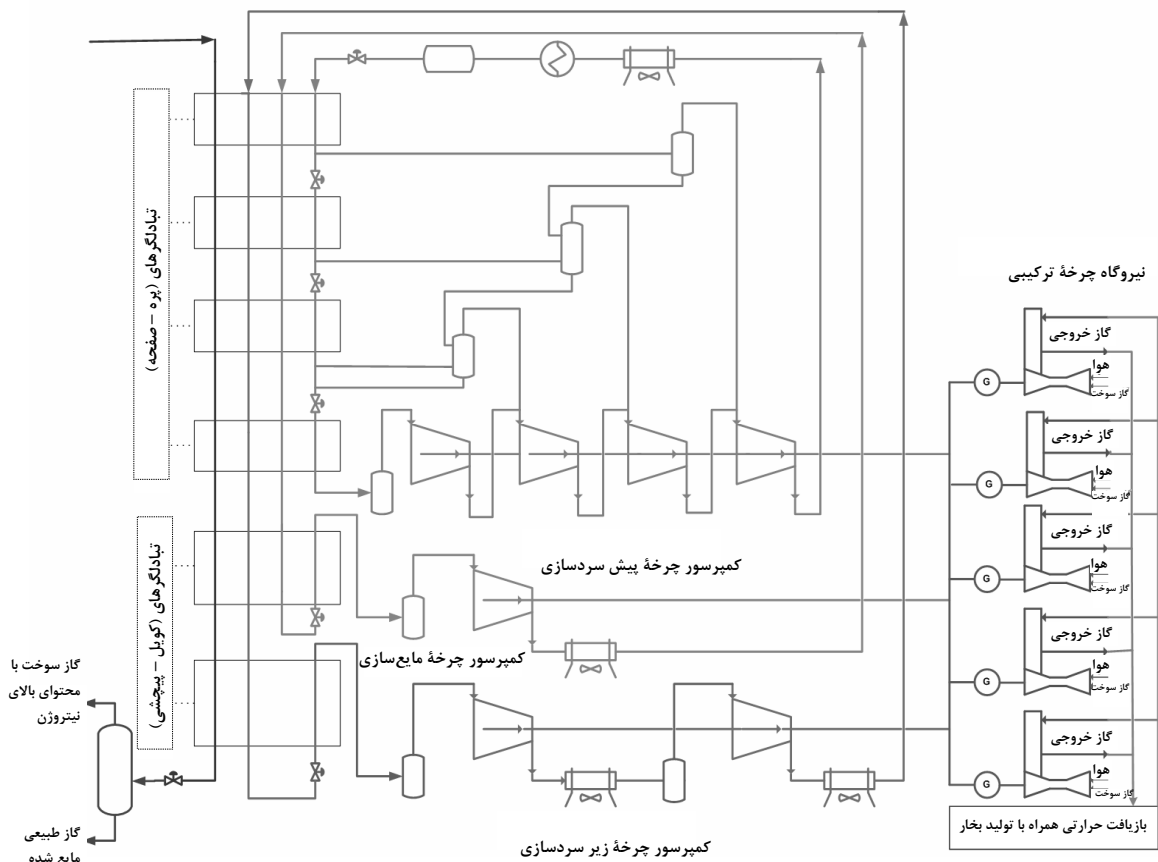
- ساخت و راه اندازی مخازن ذخیره گاز نفت مایع (مشابه پالایشگاه گاز)
- ساخت و راه اندازی اسکله گاز نفت مایع (مشابه پالایشگاه گاز)
- ساخت و راه اندازی بخش جداسازی گاز طبیعی (مشابه پالایشگاه گاز)
- فرایند بازیافت مایعات گازی در کارخانه گاز طبیعی مایع ساده‌تر از پالایشگاه گاز است و نیاز آن به سرویس جانبی تبرید بسیار کمتر است (فقط برای تولید اتان جبرانی^۱ چرخه‌های تبرید بخش مایع‌سازی، نیاز به منبع تبرید خارجی است) و اصطلاحاً خودسردساز^۲ است [۱۷]. علت این امر محدودیت حداقلی برای ارزش حرارتی گاز طبیعی مایع تولیدی در بخش مایع‌سازی (۱۰۰۰ بی‌تی‌یو برای هر فوت مکعب استاندارد) و در نتیجه عدم امکان بازیافت اتان از گاز در بخش جداسازی است [۱۸]. در نتیجه این تفاوت، هزینه ثابت این فرایند کمتر از فرایند مشابه در پالایشگاه گاز است ولی در عوض محصول اتان در آن به جای فروش در قالب خوراک پتروشیمی گرانتر، در قالب ارزش حرارتی ارزانتر خود در گاز طبیعی مایع به فروش می‌رسد و سود کمتری را حاصل می‌کند.
- ساخت و راه اندازی بخش مایع‌سازی گاز طبیعی
- ساخت و راه اندازی نیروگاه

1. Make-up ethane
2. Self-refrigerated

3. Fuel gas

گاز طبیعی مایع نیز هزینه‌های مشترک با پالایشگاه گاز از ارزیابی اقتصادی حذف گردد و به جای آن قیمت گاز شیرین ورودی به بخش مایع‌سازی گاز طبیعی لحاظ شود. بدیهی است که در این حالت می‌توان هزینه سوخت مصرفی را با قیمت گاز شیرین خریداری شده حساب کرد. هزینه کل این پروژه نیز همانند تابع هدف ارائه شده در بخش ۳-۱ محاسبه شده که به دلیل تقسیم شدن هزینه‌های جاری در یک فاصله زمانی، می‌بایست آنها را به یک مجموع هزینه در ابتدای پروژه تبدیل کرد. بدین منظور می‌بایست میزان بهره سالانه (بطور مثال ۸ درصد)، نرخ تعدیل سالیانه (بطور مثال ۵ درصد) و طول عمر تجهیزات (معمولاً ۲۵ سال) در نظر گرفته شود. در این ارزیابی می‌بایست قیمت مناسب گاز طبیعی مایع برای دستیابی به یک برگشت سرمایه منطقی مشخص گردد. فرایند استفاده شده در طراحی پایه بخش مایع‌سازی کارخانه گاز طبیعی مایع ایران موسوم به ام‌اف‌سی^۱ است و ظرفیت تولید گاز

طبیعی مایع آن حدود ۱۰/۸ میلیون تن در سال در دو ردیف فرایندی خواهد بود [۱۹]. فرایند ام‌اف‌سی توسط شرکتهای معتبر و با سابقه لینده^۲ و استات‌ویل^۳ توسعه داده شده و از سه چرخه تبرید که یکی مبرد تقریباً خالص (محصول پروپان فرایند بازیافت مایعات گازی کارخانه) بوده و دوتای دیگر مخلوط مبردند تشکیل شده است. با تغییر ترکیب دو چرخه آخر می‌توان بازدهی حرارتی فرایند را در صورت تغییر شرایط گاز ورودی و محیط، بهبود بخشید. در این فرایند بار حرارتی مایع‌سازی گاز طبیعی به گونه‌ای بین سه چرخه تبرید تقسیم می‌شود که منتج به ظرفیت متوازن کمپرسورها (و یا تبادلهای حرارتی دما پایین اصلی^۴) گردد. این فرایند قابلیت آن را دارد که در یک ردیف فرایندی با توجه به محدودیت ابعاد دست‌یافتنی برای تبادلهای حرارتی دما پایین اصلی و کمپرسورهای چرخه‌های تبرید، به ظرفیت ۱۲ میلیون تن در سال برسد. شکل (۷) طرح اجمالی از این فرایند را نمایش می‌دهد.



شکل ۷- طرح اجمالی از فرایند ام‌اف‌سی

1. Mixed Fluid Cascade (MFC)
2. Linde
3. Statoril
4. Main Cryogenic Heat Exchanger (MCHE)

در چرخه اول (پیش‌سردسازی^۱) ترکیب غالب، پروپان است در حالی که در چرخه دوم (چرخه مایع‌سازی^۲)، ترکیب غالب، به ترتیب، پروپان، اتان و متان، و در چرخه سوم که به چرخه زیرسردسازی^۳ معروف است ترکیبات غالب، اتان، متان و نیتروژن می‌باشند. در هر چرخه مبردها فشرده شده و با یکی یا مجموعه‌ای از سیالهای سرد هوا، آب، مبرد چرخه قبل (در صورت وجود) و یا خود مبرد، مایع زیرسرد می‌شوند، سپس به فشار پائینتر منبسط شده با محیط گرم (گاز طبیعی یا سیال مبرد چرخه بعد از خود) تبادل حرارت می‌کنند. در چرخه پیش‌سردسازی این فرایند از تبادلگرهای (بلوک-در-کتری)^۴ که زیرمجموعه تبادلگرهای (صفحه-پره‌ای) هستند استفاده شده و برای چرخه مایع‌سازی و زیر سردسازی دو تبادلگر (کوئل-مارپیچ)^۵ به کار رفته است. این فرایند از نیروی محرکه الکتریکی برای راه‌اندازی کمپرسورها استفاده می‌کند که مزایایی نسبت به راننده‌های توربین گازی دارد و قابلیت آنها را دارا می‌باشد که از سیستم بازیافت حرارتی با بازدهی بالاتری در مقایسه با فرایندهایی که گرداننده توربین گازی دارند بهره‌مند شود [۲۰ و ۲۱].

۴- نتیجه‌گیری

اگر بخواهیم یک مقایسه کلی بین اجزای تشکیل دهنده هزینه‌های جاری (خط لوله-پالایشگاه گاز) و کارخانه گاز مایع داشته باشیم درمی‌یابیم که بخش عمده هزینه جاری آن دو مربوط به گاز سوخت مصرفی است و سایر هزینه‌ها اولاً در قیاس با هزینه گاز سوخت ناچیزند و ثانیاً برای دو پروژه در یک مرتبه‌اند. برای انتقال ۱۹۱۰ میلیون فوت مکعب استاندارد گاز طبیعی در روز از طریق خط لوله ۵۶ اینچ در فشارهای بالا به ازای هر ۱۰۰۰ کیلومتر بین ۰/۸ تا ۱/۱ درصد از گاز ورودی به خط لوله، صرف سوخت ایستگاههای تقویت فشار می‌شود که اگر مصرف گاز در پالایشگاه گاز به همراه معادل برق مصرفی در پالایشگاههایی که نیروگاه ندارند، یعنی، ۴ تا ۵ درصد از گاز ورودی به پالایشگاه گاز را جزء هزینه جاری طرح خط لوله در نظر بگیریم آنگاه در مقایسه با تولید گاز مایع که حدود ۸/۵

درصد گاز ورودی به کارخانه را مصرف می‌کند (عمدتاً در نیروگاه کارخانه) برای فواصل دورتر از ۲۰۰۰ کیلومتر در خشکی قطعاً هزینه جاری خط لوله بیشتر از کارخانه تولید گاز مایع خواهد بود. لازم به ذکر است که اطلاعات میزان سوخت مصرفی برای کارخانه گاز مایع از مدارک طراحی پایه کارخانه گاز مایع ایران و برای پالایشگاه گاز از مدارک فازهای پارس جنوبی اقتباس شده است [۱۹ و ۲۲]. در مورد هزینه ثابت نیز برای بخش داخل کشور از عسلویه تا مرز ترکیه طبق برآوردهای انجام شده برای خط لوله نهم هزینه‌ها قدری کمتر از هزینه ثابت کارخانه گاز مایع ایران در حال ساخت در تمبک می‌باشد ولی با در نظر گرفتن هزینه ثابت پالایشگاه گاز به عنوان بخشی از هزینه‌های انتقال با خط لوله، سرمایه‌گذاری اولیه طرح خط لوله-پالایشگاه گاز قطعاً از کارخانه تولید گاز مایع بیشتر خواهد بود. لازم به ذکر است که طول خط لوله نهم ۱۸۶۳ کیلومتر با قطر ۵۶ اینچ از جنس فولاد X80 بوده و در مسیر آن ۱۷ واحد کمپرسور در نظر گرفته شده است.

علاوه بر اقتصاد یک طرح صنعتی، مسائل سیاسی و استراتژیک نیز بر تصمیم‌گیری‌های مدیران کلان کشور تاثیرگذار است. به طور مثال، از یک طرف، آینده بازار گاز مایع در دنیا رو به رشد است و در صورت تولید، دست کشور عزیزمان برای عرضه این محصول به نقاط زیادی از دنیا باز خواهد بود ولی از طرف دیگر تکنولوژی صنعتی به کار گرفته شده در بخش مایع‌سازی گاز طبیعی (تبادلگرهای حرارتی کم دمای اصلی و کمپرسورهای چرخه‌های تبرید) پیچیده و در انحصار شرکت‌های محدودی است. در مورد خط لوله از عسلویه تا مرز ترکیه نیز اولاً تأمین گاز اروپا از طریق خط لوله نابوکو از لحاظ سیاسی بسیار با اهمیت است ثانیاً تکنولوژی ساخت آن نسبت به گاز مایع ساده‌تر بوده و تجربه داخلی خوبی در مورد آن وجود دارد ولی مشکلاتی را شبیه آنچه که بین روسیه و اوکراین به وجود آمد نیز به همراه دارد.

در ارزیابی اقتصادی دو طرح فوق‌الذکر فاکتورهای کلیدی مورد بررسی عبارتند از هزینه‌های ثابت و جاری، مدت بازگشت سرمایه و کل سود حاصله در طول عمر پروژه. اگر تنها از منظر ارزش حرارتی به قیمت گاز طبیعی در قیاس با نفت بنگریم با تخمین حدودی ارزش حرارتی یک بشکه نفت (میلیون بی‌تی‌یو به ازای بشکه) و قیمت آن (دلار به ازای بشکه) می‌توان قیمت واحد حرارتی گاز طبیعی (دلار به ازای میلیون بی‌تی‌یو) را محاسبه کرد. در این صورت

1. Precooling
2. Liquefaction
3. Subcooling
4. Block-in-Kettle
5. Coil-Wound or Spiral-Wound

- [2] <http://www.lme.co.uk>
- [3] Buzzichelli, G. and Scopesi, L., "Fracture propagation control in very high strength gas pipelines", *La Revue de Métallurgie-CIT*, November, 1409-1416, (2000).
- [4] Mariani, O., Ancillai, F. and Donati, E., "Design of gas pipeline: Optimal configuration", Paper 9706, Pipeline Interest Simulation Group (PSIG) Conferences, Arizona, USA, October, (1997).
- [5] Pistone, V. and Ercolani, D., "Technologies and materials for high pressure long distance pipeline", 20th World Gas Conference, Copenhagen, Denmark, June, (1997).
- [6] Donati, E., Tiberio, U., Gallipoli, M. and Ercolani, D., "Future Mediterranean platforms for natural gas production", gathering and export to Western Europe, 20th World Gas Conference, Copenhagen, Denmark, June, (1997).
- [7] Ercolani, D. and Donati, E., "Long distance transport of natural gas by high pressure pipelines", The 4th International Conference on Northeast Asian Natural Gas Pipelines, Ulanbator, Mongolia, August, (1998).
- [8] Ercolani, D., "Optimization and analysis of long distance gas pipelines", The 5th International Conference on Northeast Asian Natural Gas Pipelines, Yakutsk, Republic of Sakha, Russia, July, (1999).
- [9] Mannucci, G., Demofonti, G., Galli, M.R. and Spinelli, C.M., "Fracture properties of large diameter API X70-X80 steel grade pipes for high pressure natural gas transportation", 12th Biennial Joint Technical Meeting on Line Pipe Research, Groningen, Netherlands, May, (1999).
- [10] Rizzi, L., Pistone, V. and Demofonti, G., "Fracture properties of API X70 steel 30.5 mm thick for high pressure long distance pipelines", 11th Biennial Joint Technical Meeting on Line Pipe Research EPRG/PRC, Arlington, USA, April, (1997).
- [11] Pistone, V., Donati, E. and Buzzichelli, G., "Il trasporto di gas naturale su lunghe distanze con condotte ad alta pressione", Proceedings ATIG Conference, Torino, Italy, November, (1999).
- [12] مکاتبات شخصی با شرکت لوله‌سازی اهواز (<http://www.apm-ir.com>)
- [13] ASME B31.8a-2000, "Gas transmission and distribution piping systems", American Society of Mechanical Engineers, New York, USA, (2001).
- [14] Lynch, J.T., Wilkinson, J.D., Hudson, H.M. and Pitman, R.N., "Process retrofits maximize the value of existing NGL and LPG recovery plants", Proceedings of 82th GPA annual convention, Texas, USA, March, (2003).
- [15] "Engineering Data Book", 11th Edition, Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, USA, (1998).

قیمت واحد حرارتی گاز و قیمت نفت به ازای هر بشکه همواره یک رابطه خطی دارند که عرض از مبدأ آن صفر است، حال آنکه ارزش نفت تنها به دلیل ارزش حرارتی آن نیست و سایر مصارف آن باعث می‌شود قیمت واحد حرارتی آن نسبت به گاز طبیعی بالاتر باشد. در عمل نیز برای خرید گاز طبیعی و گاز مایع بر اساس واحد حرارتیشان فرمولهایی ارائه می‌شود که غالباً رابطه‌ای خطی با قیمت نفت به ازای هر بشکه دارند ولی شیب آنها از روش معادل‌گذاری ارزش حرارتی فوق‌الذکر کمتر، و علاوه بر آن، عرض از مبدأ آن یک عدد مثبت است. برای درک بهتر مسئله به قیمت‌های بازار انرژی مراجعه می‌کنیم، به طور مثال در اواسط ماه دسامبر سال ۲۰۰۹ میلادی قیمت گاز طبیعی بر اساس شاخص هنری هاب^۱ در بورس نایمکس^۲ حدود ۵/۷ دلار به ازای هر میلیون بی‌تی‌یو ثبت شده در حالیکه قیمت هر بشکه نفت خام وست تگزاس اینترمدییت^۳ حدود ۷۳ دلار بوده که با در نظر گرفتن ارزش حرارتی ۵/۸ میلیون بی‌تی‌یو برای یک بشکه نفت خام وست تگزاس اینترمدییت معادل با قیمت ۱۲/۶ دلار به ازای هر میلیون بی‌تی‌یو است [۲۳]. این در حالیست که وب سایت آژانس انرژی آمریکا قیمت گاز طبیعی تصفیه نشده در سرچاه را در محدوده زمانی اکتبر تا نوامبر ۲۰۰۹ حدود ۳/۵ دلار به ازای هر میلیون بی‌تی‌یو اعلام کرده است [۲۳]. لازم به ذکر است که در نیمه دوم سال ۱۳۸۸ قیمت گاز مصرفی بدون یارانه برای بخش خانگی در ایران ۶۹ تومان به ازای هر متر مکعب اعلام شده که با در نظر گرفتن ارزش حرارتی ۱۱۷۰-۱۰۰۰ بی‌تی‌یو برای هر فوت مکعب استاندارد گاز طبیعی و نرخ تبدیل ۱۰۰۰ تومان برای دلار، معادل ۱/۹-۱/۷ دلار به ازای هر میلیون بی‌تی‌یو خواهد بود.

در بازار جهانی، قیمت گاز طبیعی تصفیه شده تحویلی توسط خط لوله گاز مایع معادل ارزش حرارتی آن، کمتر است و بسته به فاصله تولید گاز تا محل تحویل آن توسط خط لوله متفاوت خواهد بود. لذا با در دست داشتن قیمت گاز شیرین یا ترش در عسلویه و با استفاده از رویه توضیح داده شده در بخش ۳ می‌توان قیمت گاز در مرز ترکیه و گاز مایع در عسلویه را برای دستیابی به سود مناسب مشخص کرد.

مراجع

[1] <http://www.nabucco-pipeline.com>

1. Henry Hub
2. New York Mercantile Exchange (NYMEX)
3. West Texas Intermediate (WTI)

- [16] Wilkinson, J.D., Hudson, H.M., Kyle, T.C. and Richard, N.P., "Next generation processes for NGL/LPG recovery", Proceedings of 84th GPA annual convention, Texas, USA, March, (2005).
- [17] "Liquefied Natural Gas", Report 103A, Process Economic Program, SRI, (2004).
- [18] Mak, J., "A Flexible LNG Conditioning and NGL Recovery Process for LNG Receiving Terminals", LNG II-Technology and Equipment Forum, AIChE Meeting, Orlando, USA, April, (2006).
- [۱۹] مکاتبات شخصی با شرکت مایع سازی گاز طبیعی ایران
(<http://www.iranlng.ir>)
- [20] Kleiner, F., Rausch, S. and Knabe, J, "Increase power and efficiency of LNG refrigeration compressor drivers", Hydrocarbon Processing, January, 67-69, (2003).
- [21] Mosbergvik, O.A., "Statoil to begin Snøvit LNG operations by yearend 2007", Oil and Gas Journal, April, 48-56, (2007).
- [۲۲] مکاتبات شخصی با شرکت نفت و گاز پارس
(<http://www.pogc.ir>)
- [23] <http://www.eia.doe.gov/>