

شبیه‌سازی و بررسی فرآیند واحد تنظیم نقطه شبنم یک پالایشگاه گازی و استفاده از سیکل سردسازی پروپان به منظور دستیابی به شرایط بهینه عملکرد فرآیند

محمد لیراوی^۱، محسن محمدی^{۱*}، مسعود حق‌شناس‌فرد^۱، علیرضا خزعلی^۱، رضا سروی^۲ و علی اکبر ازوجی^۲
 ۱- گروه مهندسی شیمی، دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه صنعتی اصفهان، ایران
 ۲- شرکت پالایش گاز پارسیان (PGRC)

تاریخ دریافت: ۱۳۹۹/۰۴/۱۶ تاریخ پذیرش: ۱۳۹۹/۰۸/۰۶

چکیده

در این پژوهش، ابتدا به شناسایی نقاط دارای پتانسیل ایجاد مشکل در حالت عدم حصول به شرایط طراحی واحد ژول-تامسون (تنظیم نقطه شبنم) یک پالایشگاه گاز پرداخته شده و در ادامه، اتصال این واحد با یک سیکل سردسازی پروپان به منظور بهبود عملکرد فرآیند مورد بررسی قرار گرفت. اتلاف حرارت از لوله‌ها و تجهیزات فرآیندی، پدیده حمل مایع در جداکننده، شرایط جریان ورودی فرآیند و عملکرد شیرژول-تامسون از مواردی هستند که در این تحقیق به عنوان عوامل مؤثر بر عملکرد فرآیند بررسی شدند. بدین منظور، براساس اطلاعات واقعی فرآیندی، شبیه‌سازی با استفاده از نرم‌افزار ASPEN HYSYS V10.0 انجام شد. با استفاده از سنجش‌های میدانی و روابط تجربی، اتلاف حرارتی و میزان تأثیر آن بر عملکرد فرآیند محاسبه شد. سپس، پدیده‌ی ماندگی مایع در گاز و گاز در مایع مربوط به جداکننده‌ی دما پایین و حساسیت تغییرات دما و فشار ورودی بر دمای نقطه شبنم گاز خروجی از واحد بررسی شد. عملکرد شیر ژول-تامسون مورد سنجش قرار گرفت. در انتها، به طراحی و آنالیز اقتصادی ایجاد یک سیکل سردسازی پروپان و اتصال آن با واحد ژول-تامسون برای بهبود عملکرد واحد پرداخته شد. نتایج نشان داد که با بهبود عایق‌کاری لوله‌ها و جداکننده، می‌توان 2°C الی 4°C دمای شبنم گاز خروجی را کاهش داد. به علاوه، ماندگی مایع در گاز و گاز در مایع درون جداکننده و همچنین عملکرد شیر ژول-تامسون، عوامل اصلی دور شدن از شرایط طراحی در این پالایشگاه نیست. در مرحله آخر یک سیکل تبرید طراحی و در قالب تعداد ۱۰ طرح مختلف، به واحد مورد نظر متصل شد. برای یافتن بهترین عملکرد سیکل سردسازی، این طرحها از لحاظ انرژی مصرفی و اقتصادی مورد بررسی قرار گرفت. طرحی اتصال سیکل سردسازی به واحد از طریق یک مبدل در محل ورودی جداکننده و پس از شیر ژول-تامسون به عنوان طراحی بهینه از نظر اقتصادی تعیین شد.

کلمات کلیدی: پالایشگاه گاز، تنظیم نقطه شبنم، جداکننده دما پایین، شیرژول-تامسون، شبیه‌سازی و بهینه‌سازی.

مقدمه

این ضریب، در اغلب شرایط دما و فشاری موجود در صنایع و برای اغلب مواد دارای مقداری مثبت است. این بدان معنی است که با کاهش فشار در آنتالپی ثابت، دما نیز کاهش می‌یابد. بنابراین، در رابطه با گاز طبیعی، این امر می‌تواند سبب دو فازی شدن سیستم و جدا شدن مایع از فاز گاز شود. یکی از کاربردهای مهم فرآیند اختناق مربوط به جداکردن هیدروکربن‌های سنگین از گاز طبیعی و تنظیم نقطه شبنم گاز ورودی به خط انتقال گاز است [۶].

فرآیند تنظیم نقطه شبنم هیدروکربنی گاز طبیعی در واحدهای مشابه با پالایشگاه مورد مطالعه، با استفاده از یک شیر ژول-تامسون و سپس جداسازی میعان‌ات تشکیل شده از فاز گاز در یک جداکننده‌ی دما پایین انجام می‌شود. این واحدها معمولاً با عنوان واحد ژول-تامسون شناخته می‌شوند. پالایشگاه‌هایی که از واحد ژول-تامسون استفاده می‌کنند، معمولاً دارای ظرفیت بالا بوده و در مناطق گرمسیری قرار دارند و البته مصرف کننده‌های آن‌ها در مناطق سردسیری هستند [۷].

سرد سازی به کمک سیکل تبرید، از دیگر روش‌هایی است که برای تنظیم نقطه شبنم مورد استفاده قرار گرفته است. در سیکل‌های تبرید از یک مبرد برای چرخش در سیکل سردسازی استفاده می‌شود که سیالاتی از قبیل آمونیاک (R-717)، کلرومیل (R-40)، کربن‌دی‌اکسید (R-744)، پروپان (R-290) و همچنین، هیدروکربن‌های هالوژنه از مشهورترین مبردها هستند [۸]. در این میان، پروپان یکی از مشهورترین سیالات مورد استفاده برای تنظیم نقطه شبنم هیدروکربن‌هاست [۹].

در بعضی موارد، وجود مشکلات فرآیندی سبب عدم عملکرد صحیح فرآیند و فاصله گرفتن شرایط دمایی از شرایط طراحی واحد می‌شود. این امر سبب می‌شود که تنظیم نقطه شبنم به درستی انجام

تنظیم نقطه شبنم یکی از عملیات اصلی است که بر روی گاز طبیعی در پالایشگاه‌های گازی انجام می‌شود. هنگامی که گاز در فشار ثابت سرد می‌شود، نقطه شبنم هیدروکربن اولین دمایی است که اجزای هیدروکربن سنگین از فاز گازی شروع به مایع شدن می‌کنند [۲ و ۱]. بنابراین، نقطه شبنم بالا، معمولاً نشان دهنده یک نسبت بالا از اجزای هیدروکربن سنگین در گاز طبیعی است. روش‌های مختلفی برای کنترل نقطه شبنم گاز طبیعی وجود دارد که از میان این روش‌ها می‌توان به سردسازی مکانیکی، فرآیند اختناق با استفاده از اثر ژول-تامسون، جذب سطحی، جداسازی غشایی و سیکل‌های تبرید اشاره نمود [۳]. یکی از پرکاربردترین فرآیندها در این زمینه، کاهش دما با فرآیند اختناق (ژول-تامسون) و سپس جداسازی مایع و گاز در یک جداکننده است. وقتی که سیال گازی در مسیری جریان داشته باشد و با مانعی همچون شیر نیمه باز برخورد نماید در گذر از آن، فشارش افت پیدا کرده، سیال منبسط شده و دمای آن تغییر خواهد کرد. به دلیل سریع بودن این فرآیند فرصت کافی برای انتقال حرارت وجود نخواهد داشت. لذا می‌توان فرآیند مزبور را آنتالپی ثابت فرض نمود که به انبساط ژول-تامسون نیز معروف است [۴]. تغییرات دما نسبت به تغییرات فشار در آنتالپی ثابت با استفاده از ضریب ژول-تامسون^۱ و به صورت زیر بیان می‌شود:

$$\left(\frac{\partial T}{\partial P}\right)_h = \text{ضریب ژول-تامسون} \quad (1)$$

با داشتن ضریب ژول-تامسون می‌توان افزایش یا کاهش دمای گاز را طی عبور از مانع مشخص نمود. برای گازهای حقیقی، این ضریب می‌تواند دارای مقدارهای مثبت یا منفی باشد که به ترتیب در حین انجام فرآیند انبساط ژول-تامسون کاهش دما یا افزایش دما رخ می‌دهد. ضریب ژول تامسون به طور کلی تابع دما، فشار و ترکیب گاز است [۵].

حرارتی چندگذره صفحه‌ای^۳، شیر ژول-تامسون و جداکننده دما پایین تشکیل شده است. در این واحد، گاز ورودی بر اثر سردسازی اولیه توسط گاز سرد و سپس افت فشار تا دمای ۱۰- الی ۱۴- با استفاده از شیر ژول-تامسون سرد شده و پس از جداسدن هیدروکربن‌های مایع در جداکننده، در هنگام خروج با گاز گرم ورودی تبادل حرارت انجام می‌دهد تا عملیات سردسازی اولیه گاز ورودی را انجام دهد. لازم به ذکر است که مطابق شرایط طراحی، هیدروکربن‌های سنگین C_5^+ در مخزن LTS از گاز جدا شده و در نتیجه، نقطه شبنم هیدروکربن در فشار ۷۲۳۹ kPa در حدود ۱۰- تنظیم می‌شود. در این بخش به طور خاص به بررسی شرایط عملیاتی واحد ژول-تامسون در پالایشگاه گازی مورد مطالعه پرداخته می‌شود. اطلاعات عملیاتی ارائه شده مربوط به یک روز کاری در فصل تابستان است. در این پالایشگاه، گاز طبیعی با دمای ۴۸، فشار ۹۱۰۰ kPa و ترکیب ارائه شده در جدول ۱ وارد واحد تنظیم نقطه شبنم می‌شود. گاز ورودی در اولین مرحله وارد یک مبدل حرارتی از نوع فین پلیت^۴ می‌شود. گاز در این مرحله سرد می‌شود و دما و فشار آن به ۱۹ °C و ۸۹۰۰ kPa کاهش می‌یابد. سپس جریان گاز وارد شیر ژول-تامسون شده و فشار و دمای آن کاهش یافته و جریان به حالت دو فازی گاز-مایع تبدیل می‌شود. در مرحله بعد، گاز با دمای ۱۲ °C و فشار ۶۹۸۰ kPa وارد جداکننده می‌شود و گاز ورودی بر اثر افت فشار به دو فاز تبدیل می‌شود. در آخر فاز گاز از بالای جداکننده و فاز مایع از پایین آن به طرف مبدل حرارتی فرستاده می‌شود تا در مبدل به عنوان جریان سرد استفاده شود و در انتها گازی که از هیدروکربن‌های سنگین و میانی عاری شده، به واحد بعد ارسال شده و میعانات نیز به واحد تثبیت میعانات گاز ارسال می‌شود.

نشده و باعث تشکیل فاز مایع در خطوط لوله انتقال و توزیع گاز طبیعی، به خصوص در فصل زمستان شود. در این تحقیق، در ابتدا به بررسی مشکلات فرآیندی احتمالی در یک واحد ژول-تامسون برای یک پالایشگاه گاز واقعی پرداخته می‌شود. مشکلات فرآیندی که سبب عدم فعالیت واحد در شرایط طراحی است، می‌تواند شامل مواردی از قبیل: ماندگی مایع در گاز در جداکننده دما پایین^۱، اتلاف حرارتی در نقاط مختلف فرآیند، تشکیل هیدرات گازی، رسوب و کس یا خوردگی در مبدل حرارتی و عدم عملکرد مناسب شیر ژول-تامسون باشد. در ادامه، برای بهبود عملکرد فرآیند از ترکیب یک سیکل سردسازی پروپان و فرآیند اختناق استفاده شده و محل مناسب برای اتصال این دو فرآیند با کمک آنالیز و بهینه‌سازی فرآیند تعیین شده است. برای این کار، ابتدا شبیه‌سازی فرآیند و پس از آن، شبیه‌سازی به همراه لوله‌کشی^۲ انجام شده است. سپس اثر حمل مایع در گاز در جداکننده و میزان اتلاف حرارتی در نقاط مختلف فرآیند بررسی شده و همچنین، به بررسی حساسیت واحد به تغییرات دما و فشار ورودی و شیر ژول-تامسون، برای بهینه‌سازی واحد مورد نظر پرداخته شده است. در انتها، به بررسی ایجاد و اتصال واحد موجود با یک سیکل پروپان پرداخته شده است. در این بخش، شبیه‌سازی سیکل پروپان با ظرفیت پایین، مکان‌یابی مناسب برای آن و محاسبات اقتصادی و فرآیندی آن انجام و سعی شده است که عملکرد واحد به شرایط طراحی نزدیک شود.

واحد تنظیم نقطه شبنم پالایشگاه مورد مطالعه

در این تحقیق، واحد تنظیم نقطه شبنم مربوط به یکی از پالایشگاه‌های گازی جنوب ایران مورد بررسی قرار می‌گیرد. در این پالایشگاه، تعداد چهار واحد تنظیم نقطه شبنم به صورت موازی قرار دارد که با استفاده از پدیده ژول - تامسون فعالیت می‌کنند. این واحدها از تجهیزاتی شامل مبدل

1. Low Temperature Separation (LTS)
2. piping
3. Cold Box
4. Plate Fin Heat Exchanger

به مشابهت بسیار بالای واحدها در طراحی و عدم اثرگذاری آن‌ها بر فعالیت یکدیگر در حالت پایا و به منظور ساده سازی فرآیند شبیه‌سازی و تحلیل آن، شبیه‌سازی برای یک واحد ژول-تامسون انجام شده و مورد بررسی قرار می‌گیرد. هدف از طراحی این واحد، تنظیم نقطه‌ی شبنم گاز خروجی از فرآیند بر روی دمای 10°C - در شرایط فشاری 7239 kPa است. هرچند طراحی بر روی 14°C - انجام شده و میزان 4°C برای درجه اطمینان در طراحی در نظر گرفته شده است. شرایط خوراک واحد ژول-تامسون براساس طراحی در جدول ۲ ارائه شده است.

جدول ۲- خصوصیات جریان گاز ورودی به واحد در شرایط طراحی

شرایط جریان	دما	فشار	جریان مولی
مقدار	35°C	9271 kPa	$1/893 \times 10^4\text{ kgmol/h}$

از معادله حالت PRSV برای پیش‌بینی شرایط ترمودینامیکی سیال موجود در سیستم استفاده شده است. هر چند، بررسی انجام شده نشان داد که نتایج حاصل از معادله حالت‌های PR⁶، SRK و PRSV نتایج تقریباً مشابهی را در این شبیه‌سازی ارائه می‌دهد و تفاوت قابل توجهی در نتایج وجود ندارد. در ادامه برای شبیه‌سازی یک مبدل صفحه-پره سه گذره است از تجهیز LNG با سه گذر که شامل ۲ جریان سرد و یک جریان گرم است، استفاده شده است. گاز ورودی به مبدل حرارتی تا دمای 7°C - سرد شده و وارد شیر ژول-تامسون می‌شود. در این مرحله مطابق طراحی انجام شده، فشار جریان طی فرآیند آنتالپی ثابت تا میزان 7375 kPa کاهش یافته و دمای سیال به $14/9^{\circ}\text{C}$ - می‌رسد. نتایج نشان می‌دهد که در این شرایط مقدار $2/18\%$ از جریان ورودی به شیر تبدیل به فاز مایع می‌شود که بایستی در یک جداکننده دما پایین از فاز گاز جدا شود. در ادامه، جریان دوفازی وارد یک جداکننده دما پایین (LTS) شده و فازهای مایع و گاز از هم جدا می‌شوند. در این مرحله، جداکننده

جدول ۱- کسر مولی هر یک از اجزاء در جریان ورودی به واحد

ماده	کسر مولی جریان ورودی به واحد
نیترژن	$0/026$
کربن دی‌اکسید	$0/0188$
متان	$0/87$
اتان	$0/05$
پروپان	$0/016$
i-بوتان	$0/0039$
n-بوتان	$0/005$
i-پنتان	$0/0024$
n-پنتان	$0/0017$
n-هگزان	$0/0009$
2-Mpentane	$0/0015$
n-هپتان	$0/0004$
2-Mhexane	$0/0007$
C_7^+	$0/0024$

با توجه به اینکه سرمایه‌ی در واحد نقطه شبنم مطابق طراحی فرآیند ایجاد شده ولی نقطه شبنم مطابق طراحی حاصل نمی‌گردد، بنابراین احتمال فرار ترکیبات سبک از LTS وجود دارد. همچنین با توجه به اینکه افت فشار در شیر ژول-تامسون واحد تنظیم نقطه شبنم مطابق طراحی فرآیند ایجاد شده ولی افت دما و سرمایه‌ی لازم برای سرد سازی گاز تولید نمی‌شود، این امر می‌تواند بیانگر عدم انتقال حرارت لازم در مبدل حرارتی صفحه‌ای باشد.

شبیه‌سازی واحد

در ابتدا به منظور بررسی شرایط طراحی اولیه با نرم افزار ASPEN HYSYS V10، شبیه‌سازی براساس متغیرهای فرآیندی انجام شده است. تنظیم نقطه شبنم گاز در این پالایشگاه گاز از طریق دو واحد موازی انجام شده که هریک از این واحدها نیز دارای دو بخش موازی ژول-تامسون با ظرفیت طراحی 380 MMSCFD معادل 18930 gmol/h از گاز (طبق داده‌های طراحی واحد) است. با توجه

انرژی تابشی مادون قرمز را از سطحی از جسم که قابل مشاهده است، نشان می‌دهد [۱۰].

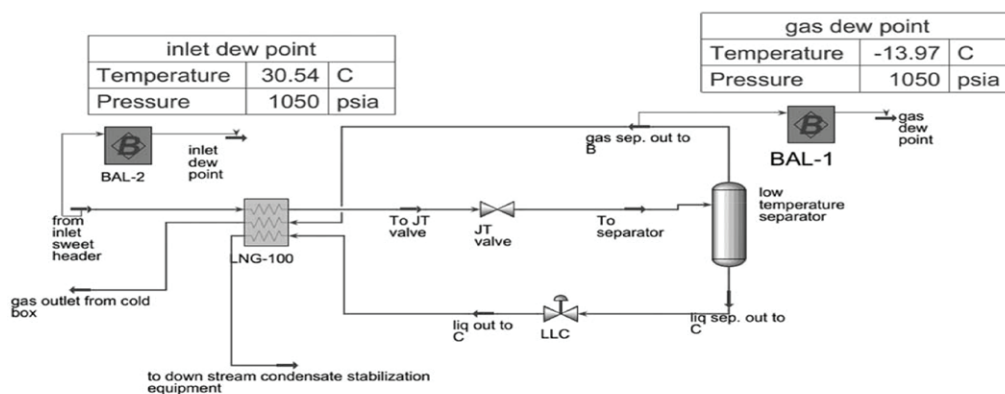
دمانگاری از واحد در دو نوبت صبح و عصر برای بررسی اثر وجود و عدم وجود نور آفتاب انجام شد که البته هر دو دارای نتیجه تقریباً یکسان بود. از نقاط مختلف تجهیزات فرآیند، عکس‌برداری شده و دماهای آن بررسی شده‌اند. در نقاطی که دمای آن نقطه پایین‌تر از دمای سطح یا با دمای داخل تجهیزات برابر هستند نشان‌دهنده عدم عملکرد مناسب عایق است. در ضمن برای اطمینان یافتن از صحت دستگاه عکس‌برداری، چند نقطه به طور همزمان با ترموکوپل آزمایش شده است که داده‌ها آن یکسان بود.

در ادامه، برای بررسی میزان اثرگذاری عدم عایق‌بندی صحیح بر روی عملکرد فرآیند، به بررسی میزان اتلاف حرارت در حضور و عدم حضور عایق در بخش‌های مختلف فرآیند پرداخته شد. برای این کار میزان انتقال حرارت در حضور و عدم حضور عایق بر روی لوله‌ها و همچنین، جداکننده دما پایین با دو روش استفاده از نرم‌افزار ASPEN HYSYS و همچنین به کمک روابط تجربی (برای اطمینان از صحت نتایج) محاسبه شده و سپس میزان اثرگذاری بر عملکرد فرآیند، با استفاده از نرم‌افزار تعیین شد.

به صورت آدیباتیک فرض شده است. نتایج نشان می‌دهد که دمای شبیم گاز خروجی از بالای LTS دارای مقدار 13.97°C - در فشار 7239 kPa بوده که معادل با مقدار در نظر گرفته شده برای طراحی است. پس از جداشدن دوفاز، گاز خروجی از بالای جداکننده وارد کلدباکس (LNG) شده و پس از سردکردن گاز ورودی از واحد خارج می‌شود. مایع خروجی از پایین LTS نیز پس از عبور از یک شیر که به منظور کنترل سطح LTS طراحی شده، دچار افت فشار و دما شده و با شرایط دما و فشاری حدود $14/9^{\circ}\text{C}$ - و 7375 kPa به کلدباکس ارسال شده و در کاهش دمای گاز ورودی مشارکت می‌کند. شکل ۱ طرح نمودار جریان فرآیندی (PFD) اولیه فرآیند را در نرم افزار نشان می‌دهد.

اتلاف حرارت در فرآیند

یکی از موارد مهمی که می‌تواند سبب کاهش کارایی فرآیند شود، عدم وجود عایق‌بندی مناسب در هر یک از بخش‌های فرآیند و در واقع انتقال گرمای پیش‌بینی نشده از محیط بیرون به سیال موجود در فرآیند است. به همین منظور ابتدا به‌وسیله دمانگاری^۱ و سپس با انجام محاسبات میزان اتلاف، به بررسی احتمال اتلاف حرارتی پرداخته شده است. یک ترموگرام یا تصویر حرارتی، تصویری است که نقشه‌ی توزیع سطوح مختلف



شکل ۱- نمودار جریان فرآیندی فرآیند در نرم‌افزار ASPEN HYSYS

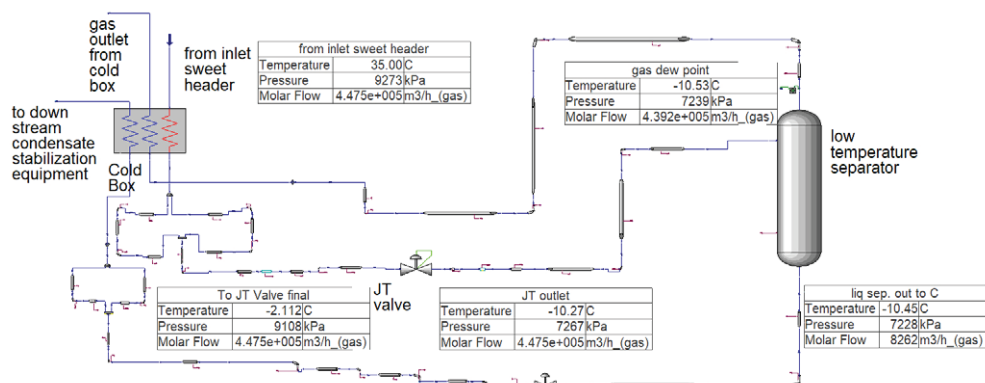
سیکل سردسازی پروپان

برای بهبود عملکرد فرآیند، یک سیکل تبرید پروپان با ظرفیت پایین به فرآیند اضافه شده است. سیکل تبرید میزان کمبود برودت لازم در واحد ژول-تامسون را برای تنظیم نقطه شبنم گاز فراهم می‌آورد. اصول کار این واحد شبیه به کار یک سیکل تبرید معمولی است. در این تحقیق، پس از شبیه‌سازی سیکل، محل اضافه شدن سیکل به واحد تنظیم نقطه شبنم با محاسبات اقتصادی تعیین شد. در این سیکل، پروپان پس از فشرده شدن در کمپرسور، به طرف کولر هوایی^۱ AC-100 جریان می‌یابد. پروپان ضمن عبور از لوله‌های متعدد در کولر هوایی، توسط جریان هوای دمیده شده، به وسیله تعدادی پروانه برقی^۲ خنک شده و چون فشار آن بالاست تبدیل به مایع می‌شود. پروپان مایع، سپس وارد مخزن میرد^۳ می‌شود. در ادامه، در پی عبور از یک شیر ژول-تامسون، فشار پروپان از ۱۸۴۷ به ۲۶۲/۵ kPa کاهش می‌یابد. بر اثر این افت فشار مقداری از پروپان به صورت بخار درآمده و دمای آن همزمان با افت فشار از ۵۳ °C به حدود ۱۸ °C- کاهش می‌یابد.

پروپان دوفازی وارد یک مبدل حرارتی^۴ شده که انتقال حرارت بین پروپان و گاز طبیعی موجود در فرآیند، از طریق این مبدل انجام می‌شود.

بدین منظور، دمای محیط ۴۴ °C در نظر گرفته شد. در روش استفاده از روابط تجربی برای محاسبه میزان اتلاف حرارت، پس از محاسبه ضریب کلی انتقال حرارت و میزان انتقال حرارت بین لوله‌ها و محیط بیرون، این میزان اتلاف در نرم‌افزار ASPEN HYSYS قرار داده شد. در نهایت، نتایج به دست آمده از هر دو روش با هم مقایسه شد. در بررسی‌های اولیه میزان سرعت متوسط وزش باد در منطقه ۶ km/h که معادل ۱/۶۷ m/s است در نظر گرفته شده است. جنس عایق از فوم پلی‌اورتان با ضریب انتقال حرارت ۰/۰۲۶ W/mK و دارای روکشی از آلومینیوم با ضریب انتقال حرارت در حدود ۲۳۷ W/mK است. ضخامت عایق به همراه روکش آن در حدود ۷/۶۷ cm است. شکل ۲ نمای کلی فرآیند به همراه لوله‌کشی سیستم، که در نرم‌افزار ASPEN HYSYS شبیه‌سازی شده است را نشان می‌دهد.

در حالت اول، از روابط تجربی ارائه شده در کتاب مقدمه‌ای بر انتقال حرارت نوشته برگمن و همکاران [۱۱] در حضور و عدم حضور عایق برای محاسبه میزان اتلاف حرارت در لوله‌ها و جداکننده دما پایین استفاده شد. در ادامه، علاوه بر استفاده از روابط تجربی، اتلاف از هر یک از لوله‌ها توسط نرم‌افزار نیز برای بررسی صحت محاسبات، تعیین شد و نتایج با یکدیگر مقایسه شدند.



شکل ۲- نمای کلی فرآیند در نرم‌افزار ASPEN HYSYS.

1. Air Cooler
2. Fans
3. Refrigerant Surge Tank
4. Heat Exchanger

برای محاسبه قیمت بدنه اسکرابر از رابطه ۲ استفاده می‌کنیم:

$$C_P = F_M C_V + C_{PL} \quad (2)$$

در رابطه فوق، CV هزینه پوسته اسکرابر است که شامل لبه‌ها، دریچه‌ها و نازل‌ها است. رابطه برای اسکرابر عمودی با وزن $1000000 \text{ Lb} < W < 4200$ برابر است با:

$$C_V = \exp\{7.1390 + 0.18255[\ln(W)] + 0.02297[\ln(W)^2]\} \quad (3)$$

همچنین در رابطه ۲، C_{PL} قیمت مربوط به امکانات اضافی مانند سکوها، نردبان‌ها، دستگیره‌ها و ... است. رابطه برای اسکرابر عمودی با قطر $21 \text{ ft} < D_i < 3$ و طول $40 \text{ ft} < L < 12$ برابر است با:

$$C_{PL} = 410(D)^{0.73960}(L)^{0.70684} \quad (4)$$

FM ضریب مربوط به جنس بدنه اسکرابر است. در سیکل تبرید با توجه به غیرخورنده بودن پروپان، بدنه اسکرابر را از جنس کربن استیل در نظر می‌گیریم و در نتیجه، ضریب جنس بدنه برابر یک خواهد بود.

مساحت انتقال حرارت لوله‌ها در کولر هوایی از طریق نرم‌افزار ASPEN EDR تعیین شده و هزینه کولر با استفاده از رابطه ۵ محاسبه می‌شود.

$$C_P = 2835A^{0.4} \quad (5)$$

در سیکل تبرید، از مبدل حرارتی پوسته و لوله استفاده شده است. هزینه ساخت مبدل، با استفاده از رابطه ۶ تعیین می‌شود:

$$C_P = F_P F_M F_L C_B \quad (6)$$

در این رابطه، F_P ضریب فشار بوده و براساس فشار دیواره پوسته با رابطه زیر محاسبه می‌شود:

$$F_P = 0.9803 + 0.018\left(\frac{P}{100}\right) + 0.0017\left(\frac{P}{100}\right)^2 \quad (7)$$

F_M ضریب جنس مبدل است و با استفاده از رابطه ۸ محاسبه می‌شود:

$$F_M = a + \left(\frac{A}{100}\right)^b \quad (8)$$

در این رابطه، ضرایب a و b براساس جنس مبدل تعیین می‌شوند. برای کربن استیل هر دو ضریب

در این مبدل، پروپان پس از سردسازی گاز طبیعی، به طور کامل به بخار تغییر فاز داده و از مبدل خارج می‌شود. در ادامه، پروپان پس از تراکم دوباره سیکل را طی می‌کند. برای یافتن بهترین نقطه اتصال سیکل پروپان به واحد تنظیم نقطه شبنم، مبدل در مکان‌هایی مختلفی از واحد مورد بررسی قرار گرفته است که عبارتند از: ورودی واحد، بعد از مبدل حرارتی و بعد از شیر ژول-تامسون. به علاوه، کارایی سیکل در حالت عدم حضور شیر ژول-تامسون در واحد مورد بررسی قرار گرفت.

محاسبات اقتصادی سیکل تبرید

یکی از مهمترین معیارهای مقایسه بین روش‌ها و طراحی‌های مختلف انجام شده برای یک فرآیند، بررسی اقتصادی آنها است. برای تخمین هزینه سرمایه‌گذاری از روش‌های مختلفی می‌توان استفاده کرد. انتخاب هر روش به مقدار اطلاعات موجود و دقت مورد نیاز بستگی دارد. از عمده‌ترین روش‌های تخمین سرمایه‌گذاری می‌توان به سه روش تخمین با اطلاعات تفصیلی، تخمین قیمت واحد تولیدی و درصد قیمت تجهیزات اشاره کرد. در این پژوهش از روش سوم استفاده شده است. روش درصد قیمت تجهیزات، برای تخمین سرمایه‌گذاری کل به کار می‌رود و نیاز به تعیین قیمت تجهیزات دارد [۱۲]. تجهیزات به کار رفته در سیکل سردسازی شامل اسکرابر، کمپرسور، کولر هوایی، مبدل حرارتی، و شیر ژول-تامسون است. هرچند، قیمت برخی از تجهیزات موجود در واحد، اعم از شیر فشارشکن، در مقایسه با سایر تجهیزات، قابل صرف نظر کردن است و نیازی به تخمین قیمت این تجهیزات نیست [۱۳].

شاخص قیمت مهندسی شیمی^۱ برای سال ۲۰۱۳ برابر ۵۶۷ و برای سپتامبر سال ۲۰۱۸ برابر ۶۱۷/۸ در نظر گرفته شده است [۱۴]. در این پژوهش برای محاسبه قیمت تجهیزات، از روابط ۲ تا ۱۱ استفاده شده است [۱۵].

گاز خروجی پالایشگاه را افزایش دهد. در ابتدا به بررسی این مشکل پرداخته می‌شود. قبل از بررسی این مشکل، به این نکته اشاره می‌شود که مطابق اطلاعات ارائه شده توسط واحد مورد بررسی، نقاط مختلف فرآیندی دارای دمایی بالاتر از دمای طراحی هستند. به خصوص در نقاطی از قبیل ورودی و خروجی شیر ژول-تامسون این واقعیت مشهود است. بنابراین به منظور بررسی اثر ماندگی مایع در فاز گاز خروجی از جداکننده، درصدهای متفاوتی از مایع موجود در جداکننده به فاز گاز خروجی اضافه شده و اثر آن بر تغییر پارامترهایی از قبیل نقطه شبنم گاز خروجی و همچنین، دمای سیال ورودی و خروجی شیر ژول-تامسون بررسی شد. برای تحلیل نتایج، ابتدا نمودار دمای نقطه شبنم گاز خروجی از جداکننده، دمای گاز ورودی به شیر ژول-تامسون و دمای سیال خروجی از این شیر برحسب میزان ماندگی مایع در فاز گاز رسم شد (شکل ۳).

مطابق شکل ۳، افزایش ماندگی مایع از میزان ۰ تا ۰/۰۱ کسر مولی سبب افزایش نقطه‌ی شبنم گاز خروجی از واحد از مقدار 10°C تا 15°C شده که البته با توجه به افزایش میزان هیدروکربن‌های سنگین‌تر (مایع) در فاز گاز خروجی، قابل پیش‌بینی است. بنابراین ماندگی مایع در فاز گاز سبب افزایش دمای نقطه شبنم و در واقع سبب کاهش قابل توجه کارآمدی واحد در مقادیر بالاتر از ۰/۰۰۱ کسر مولی می‌شود. البته بایستی به این نکته توجه داشت که مطابق نتایج حاصل از شبیه‌سازی (شکل ۳)، افزایش ماندگی در مقدارهای بالاتر از ۰/۰۰۱ باعث کاهش دمای سیال ورودی به شیر ژول-تامسون و همچنین، سبب کاهش دمای گاز خروجی از آن خواهد شد. به‌طور معمول سیستم‌های اقتصادی براساس هزینه‌های کلی سالیانه^۱ ارزیابی و انتخاب می‌شوند. هزینه‌های کلی سالیانه براساس سرمایه‌گذاری مورد نیاز^۲ و هزینه‌های عملیاتی سالیانه^۳ محاسبه می‌شود.

1. Total Annual Cost (TAC)

2. Investment Costs

3. Annual Operation Cost

برابر صفر خواهد بود و در نتیجه F_M برابر یک است. همچنین F_L ضریب اصلاح طول لوله است [۱۴]. همچنین در رابطه ۸، C_B مربوط به نوع مبدل است که در این پژوهش مبدل حرارتی پوسته و لوله از نوع U شکل است و از رابطه ۹ تعیین می‌شود:

$$C_B = \exp\left\{11.551 - 0.9186[\ln(A)] + 0.0979[\ln(A)]^2\right\} \quad (9)$$

هزینه کمپرسور نیز با استفاده از معادله ۱۰ محاسبه می‌شود:

$$C_P = F_D F_M C_B \quad (10)$$

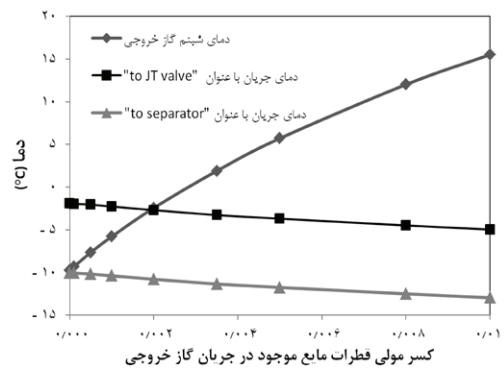
در رابطه بالا، ضریب F_D مربوط به نوع موتور کمپرسور و F_M مربوط به جنس کمپرسور است. ضریب C_B تابع قدرت مصرف بر حسب اسب بخار بوده که در این پژوهش از رابطه زیر مربوط به کمپرسور سانتریفیوژی محاسبه شده است:

$$C_B = \exp\{9.1553 + 0.63[\ln(P_C)]\} \quad (11)$$

بخش دیگری از هزینه‌های مربوط به یک فرآیند را هزینه‌های عملیاتی آن تشکیل می‌دهند. هزینه‌های انرژی براساس تعرفه‌های مصوب هیئت وزیران در تاریخ ۹۷/۱۲/۲۷ استفاده شده است. هزینه هر کیلووات‌ساعت برابر 0.0648 ریال در نظر گرفته شده است و هنگامی که در اعداد 365 روز و 24 h و میزان مصرف انرژی دستگاه ضرب شود میزان هزینه سالیانه آن به دست می‌آید. با توجه به اینکه هزینه‌های سرمایه‌گذاری بر حسب دلار محاسبه شده است و هزینه‌های کل، مجموع دو هزینه سرمایه‌گذاری و عملیاتی است، می‌بایست هر دو هزینه از یک واحد پولی پیروی کنند. بنابراین محاسبات بر حسب دلار انجام شده است.

نتایج و بحث

همانگونه که در بخش‌های پیشین بیان شد، یکی از مشکلاتی که در زمینه عملکرد واحد مطرح است، مربوط به پدیده ماندگی مایع در فاز بخار در جداکننده است. این پدیده می‌تواند سبب افزایش ترکیبات سنگین‌تر در فاز گاز شده و دمای شبنم



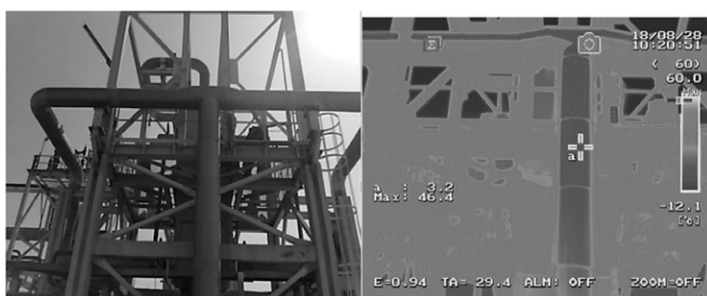
شکل ۳ نمودار دمای نقطه شبنم گاز خروجی از جداکننده، دمای گاز ورودی به شیر ژول-تامسون و دمای سیال خروجی از این شیر برحسب میزان ماندگی گاز در مایع خروجی جداکننده.

پرداخته می‌شود. این کار به صورت میدانی و با بررسی نقاط مختلف فرآیند به کمک دمانگاری و سپس محاسبات مربوط به اتلاف حرارت انجام شده است. با بررسی تصاویر دمانگاری در نقاطی که بیشتر در معرض نور آفتاب بودند اتلاف حرارتی بیشتری مشاهده می‌شود به طوری که در تمام واحدها اتلاف حرارتی قابل توجهی وجود دارد. همانطور که در شکل ۴ نشان داده شده است نقاط دارای رنگ تیره‌تر، دارای دمای پایین‌تر سطح و بنابراین دارای نقص در سیستم عایق‌بندی هستند.

در ادامه به بررسی میزان اتلاف حرارت در صورت وجود و عدم وجود عایق بندی مناسب در فرآیند پرداخته شده است. این کار، با استفاده از روابط تجربی و همچنین به کمک نرم افزار ASPEN HYSYS برای تأیید نتایج محاسبات انجام شده است. جدول ۳ مجموع مقادیر اتلاف حرارتی را در ۴ حالت استفاده از نرم‌افزار ASPEN HYSYS در حالت حضور و عدم حضور عایق و همچنین، انجام محاسبات با روابط تجربی در حالت حضور و عدم حضور عایق در لوله‌ها را نمایش می‌دهد. مطابق جدول ۳، محاسبات تجربی و نرم‌افزار نتایج تقریباً مشابهی (به خصوص از نظر مرتبه بزرگی) دارند. اگرچه محاسبات تجربی و نرم‌افزار دارای دو اختلاف ۳۰ و ۷ درصدی هستند ولی این اختلاف با توجه به تفاوت در روابط مورد استفاده و همچنین با توجه به فرضیات ساده کننده‌ای که در حالت استفاده از روابط تجربی در نظر گرفته شده است، قابل قبول است.

این موضوع در تناقض با رفتار واقعی فرآیند بوده و نشان‌دهنده این مطلب است که ماندگی مایع، نمی‌تواند به عنوان عامل اصلی در ایجاد مشکل برای فرآیندی که به طور کامل در دماهای بالاتر از دمای طراحی فعالیت می‌کند، مورد بحث قرار گیرد. در صورت وجود پدیده ماندگی مایع در گاز خروجی از جداکننده، گاز ورودی به واحد پس از گذر از کلدباکس و در هنگام ورود به شیر ژول-تامسون دارای دمای کمتری نسبت به حالت عدم وجود پدیده ماندگی مایع باشد که با افزایش دمای این نقطه در حالت واقعی در تناقض است.

سپس به بررسی تأثیرپذیری فرآیند از حضور حباب‌های گاز در فاز مایع خروجی از پایین LTS پرداخته شد. برای این کار مقادیر کسرهای مولی متفاوت از گاز موجود در LTS به فاز مایع خروجی از پایین آن اضافه شد. کسر مولی گاز در مایع از مقدار ۰/۰۰۱ تا ۰/۱ تغییر داده شد و دمای شبنم گاز خروجی به همراه دمای سایر نقاط که اطلاعات واقعی مربوط به آن‌ها در دسترس است، بررسی شد. نتایج نشان داد که اثر حضور گاز در فاز مایع بسیار ناچیز بوده و تغییر آن تا ۰/۱ کسر مولی تنها به میزان کمتر از ۰/۲ °C در دمای نقاط مختلف فرآیند مشکل ایجاد کرده و به همین صورت، اثر بسیار ناچیزی بر دمای شبنم گاز خروجی داشته و به نظر نمی‌رسد که این مورد بتواند مشکلی را در فرآیند ایجاد کند. در ادامه، به بررسی میزان اثرگذاری وجود نقص در عایق‌بندی جریان‌ها و تجهیزات بر عملکرد فرآیند



شکل ۴ یک نمونه از تصاویر حرارتی

جدول ۳ مقایسه اتلاف حرارتی از لوله‌ها در حالت حضور و عدم حضور عایق مناسب

Q روابط تجربی با عایق (kJ/h)	Q روابط تجربی بدون عایق (kJ/h)	با عایق Q_{Hysys} (kJ/h)	Q_{Hysys} بدون عایق (kJ/h)	مجموع اتلاف حرارتی در لوله‌ها
۴۲۰۰/۸۶۸	۹۳۱۰۸/۹۵۶	۲۷۸۸/۷۴۸	۸۵۸۶۵/۶۴	

تا حدی بهبود می‌یابد. با توجه به تحقیقات پیشین، مشکل دیگر مربوط به عدم انجام انتقال حرارت صحیح بین جریان‌های مختلف سرد و گرم در کلدباکس است که انتقال حرارت را به دلیل وجود وکس یا هیدرات یا خوردگی با مشکل روبه‌رو کرده است [۱۶-۱۷]. بنابراین تعمیر یا تعویض کلد باکس نیز می‌تواند به عنوان یک پیشنهاد برای بهبود فرآیند مطرح شود.

پس از اثر اتلاف حرارت، به بررسی میزان تأثیر شیر ژول-تامسون بر عملکرد واحد پرداخته شده است. بدین منظور تغییرات فشار و دما بر اثر پدیده‌ی اختناق در حالت شبیه‌سازی با داده‌های واقعی فرآیند (داده‌های ارائه شده در گزارشات) مقایسه شدند. برای این کار، میزان تغییرات دما در فصل‌های زمستان و تابستان در شیر ژول-تامسون تعیین شد و با داده‌های واقعی مقایسه شد که نشان دهنده کارایی مناسب شیر ژول-تامسون در واحد دارد.

در ادامه به بررسی دمای گاز ورودی به فرآیند که تحت تأثیر دمای محیط است، پرداخته می‌شود. بررسی گزارشات فرآیند نشان می‌دهد که تغییرات دمای محیط در روز و شب بر عملکرد فرآیند اثرگذار است. این مطلب را می‌توان به تغییر دمای ورودی به فرآیند در ساعات مختلف شبانه‌روز مرتبط

در تحلیل‌ها از نتایج نرم افزار استفاده شده است. نتایج حاصل از شبیه‌سازی، نشان می‌دهد که عدم عایق‌بندی مناسب لوله‌ها، در حدود 2°C دمای شبنم گاز خروجی را در فشار ثابت تغییر می‌دهد. بنابراین، ترمیم عایق‌بندی به میزان 2°C دمای شبنم گاز خروجی را بهبود خواهد بخشید.

در ادامه به بررسی اتلاف حرارت در جداکننده دما پایین پرداخته شده است. جدول ۴ میزان اتلاف حرارت از جداکننده در حضور و عدم حضور عایق را نشان می‌دهد. مقایسه نتایج نشان می‌دهد که تأثیر اتلاف حرارت از جداکننده بر دمای خروجی شیر ژول-تامسون به میزان 1°C است.

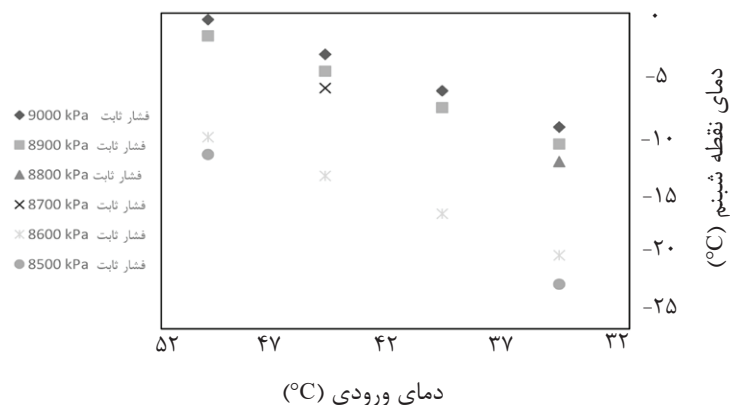
جدول ۴ مقایسه اتلاف حرارت از جداکننده در حضور و عدم حضور عایق‌بندی مناسب

سیستم مورد بررسی	Q (kJ/h)
جداکننده بدون عایق مناسب	-۳۱۳۴۹/۳۲۸
جداکننده با عایق‌بندی مناسب	-۱۷۶۱/۲۷۳

به صورت کلی، بررسی دمانگاری واحد ژول-تامسون نشان داد که اکثر بخش‌های واحد دارای مشکل در عایق‌بندی هستند. همچنین با توجه به محاسبات صورت گرفته، اتلاف حرارت از طریق لوله‌ها و جداکننده تأثیر 2°C الی 4°C بر دمای خروجی شیر ژول-تامسون دارد. بنابراین با عایق‌کاری مناسب لوله‌ها و تجهیزات فرآیندی، شرایط عملیاتی فرآیند

بررسی شد. نتایج در شکل ۵ ارائه شده است. مطابق انتظار، با توجه به شکل ۵، افزایش دمای گاز ورودی به واحد در فشار ثابت منجر به افزایش دمای نقطه شبنم گاز می‌شود. همچنین، نتایج نشان می‌دهد که با افزایش فشار گاز ورودی به واحد، دمای نقطه شبنم افزایش یافته و عملکرد فرآیند مختل می‌شود. هرچند که اثر فشار ورودی به نحوه شبیه‌سازی و عملکرد شیر ژول-تامسون وابسته است. در صورتی که فشار خروجی شیر ژول-تامسون به صورت ثابت در نظر گرفته شود، با افزایش فشار ورودی، میزان دمای جریان گاز خروجی کاهش می‌یابد. اما در حالتی که افت فشار در شیر ژول-تامسون به صورت ثابت در نظر گرفته شود، افزایش فشار جریان گاز ورودی، با توجه به ضریب ژول-تامسون گاز مورد بررسی (در شرایط دما و فشاری این واحد) سبب افزایش دمای جریان گاز خروجی می‌شود. نتایج شکل ۵ مربوط به حالتی است که ضریب عملکرد شیر برای شبیه‌ساز تعریف شده و نتایج نشان‌دهنده افزایش دما است. شرایط دما و فشاری گاز ورودی به فرآیند، تابع شرایط واحدهای قبلی و همچنین دمای محیط است. این موضوع به صورت قابل توجهی بر عملکرد فرآیند اثرگذار است. همانگونه که بیان شد، در بخش استفاده از سیکل سرد سازی، به عنوان یک پیشنهاد، استفاده از پیش سرد کن برای گاز ورودی مورد بررسی قرار گرفته است.

دانست که سبب تغییر در دمای گاز ورودی به شیر ژول-تامسون و به تبع آن، دمای ورودی به جداکننده می‌شود. مطابق اطلاعات لاگ شیت‌ها، با افزایش دمای محیط در یک شبانه‌روز، دمای گاز ورودی کلدباکس 3°C الی 5°C افزایش می‌یابد و در نتیجه دمای خروجی از شیر ژول تامسون نیز به همین میزان، افزایش خواهد یافت. بنابراین، در خنک‌ترین ساعت شبانه‌روز، واحدها بهترین عملکرد را دارا هستند. این مورد، بیش از اینکه به اتلاف حرارت در سیستم مربوط باشد به دمای سیال ورودی به فرآیند مرتبط است. این اثر در مقایسه دو فصل تابستان و زمستان با شدت بیشتری خود را نشان می‌دهد. با پیش سرد کردن جریان ورودی به فرآیند می‌توان دمای گاز ورودی به شیر ژول-تامسون و خروجی از آن را نیز کاهش داد و سبب بهبود عملکرد فرآیند شد. این پیشنهاد بایستی به صورت دقیق مورد بررسی اقتصادی قرار گیرد. بنابراین، این پیشنهاد به عنوان یک طرح در بخش مربوط به استفاده از سیکل سردسازی بررسی شده و با سایر موارد پیشنهادی، مقایسه می‌شود. به منظور بررسی میزان اثرگذاری شرایط جریان گاز ورودی به واحد بر عملکرد صحیح آن، آنالیز حساسیت مربوط به اثر تغییرات دما و فشار گاز ورودی به واحد بر دمای نقطه شبنم گاز خروجی از آن انجام شد. تغییرات دما و فشار گاز ورودی به ترتیب در محدوده‌ی 35°C تا 50°C و 8500 تا 9000 kPa



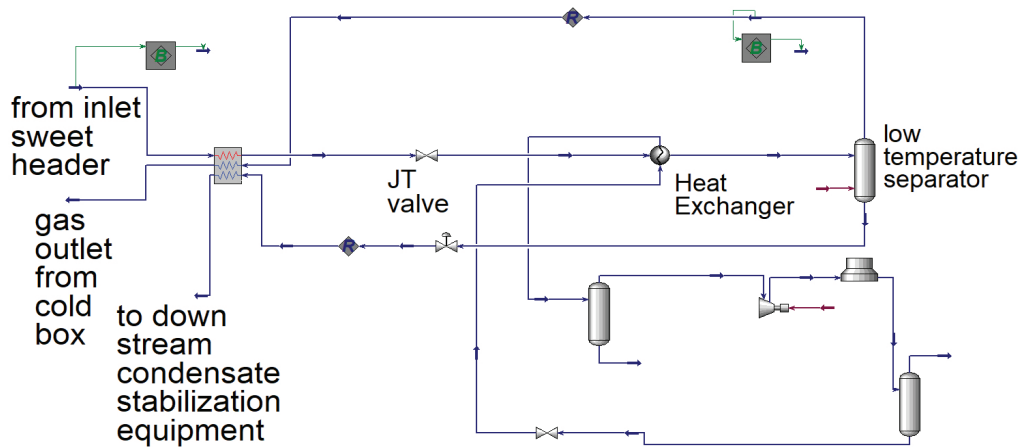
شکل ۵ نمودار تغییرات دمای نقطه شبنم گاز خروجی (در شرایط فشاری یکسان) با تغییر در دما و فشار گاز ورودی به واحد

همانگونه که در بخش‌های پیشین نیز بیان شد، سرد سازی گاز طبیعی ورودی فرآیند یکی از گزینه‌های مورد بررسی در این بخش است. ضمن این‌که برای هر یک از سه محل مورد بررسی، شرایط در دو حالت مختلف سیکل پروپان انجام شد. در حالت اول، دمای پروپان در نقاط مختلف سیکل ثابت در نظر گرفته شد و البته این موضوع سبب تغییر دبی پروپان برای هر یک از طرح‌های محل اتصال سیکل به واحد خواهد بود. در حالت دوم حداقل اختلاف دمای 3°C در مبدل اتصال دهنده دو واحد به عنوان مقدار ثابت در نظر گرفته شد و شبیه‌سازی برای هر سه محل اتصال تکرار شد. در ضمن، حالت عدم حضور شیر ژول-تامسون و استفاده از سیکل سردسازی برای تمامی بار حرارتی فرآیند نیز، به منظور مقایسه مورد بررسی قرار گرفته است. بنابراین به صورت کلی ۱۰ طرحی مختلف مورد بررسی قرار گرفته است. این طرح‌ها در جدول ۵ ارائه شده است. شکل ۶ نیز شبیه‌سازی یک نمونه از این طرح‌ها را نشان می‌دهد.

در این پژوهش با ایجاد و شبیه‌سازی یک سیکل تبرید و همچنین، مکان‌یابی مناسب و محاسبات اقتصادی آن، سعی شد عملکرد واحد مورد نظر با شرایط حاضر به شرایط طراحی نزدیک‌تر شود. برای بهبود عملکرد فرآیند از اتصال یک سیکل تبرید با واحد ژول-تامسون استفاده شده است. یافتن محل مناسب برای اتصال واحد با سیکل تبرید می‌تواند سبب کاهش مصرف انرژی و البته کاهش هزینه‌های عملیاتی و سرمایه‌گذاری شود. مبدل حرارتی بین دو جریان پروپان و گاز طبیعی محل اتصال دو فرآیند خواهد بود. بنابراین، برای دستیابی به مکان مناسب متصل کننده واحد ژول-تامسون به سیکل پروپان، محل‌های ورودی گاز به فرآیند، خروجی گاز از کلدباکس (ورودی شیر ژول-تامسون) و ورودی جریان دوفازی به جداکننده دما پایین (خروجی شیر ژول-تامسون) در شبیه‌سازی پیش بینی شد و میزان مصرف انرژی و همچنین، هزینه‌های اولیه در این سه حالت مقایسه شد.

جدول ۵ طرح‌های مورد بررسی در این تحقیق برای استفاده از سیکل تبرید پروپان

شماره طرح	شرح طرح
۱	اتصال سیکل تبرید به واحد در ورودی فرآیند (پیش سرد کردن گاز ورودی) - دمای مبدل مشابه
۲	اتصال سیکل تبرید به واحد قبل از شیر ژول-تامسون - دمای مبدل مشابه
۳	اتصال سیکل تبرید به واحد پس از شیر ژول-تامسون - دمای مبدل مشابه
۴	اتصال سیکل تبرید به واحد در ورودی فرآیند در غیاب شیر ژول-تامسون - دمای مبدل مشابه
۵	اتصال سیکل تبرید به واحد پس از کلدباکس در غیاب شیر ژول-تامسون - دمای مبدل مشابه
۶	اتصال سیکل تبرید به واحد در ورودی فرآیند (پیش سرد کردن گاز ورودی) - کمینه اختلاف دمای ثابت در مبدل
۷	اتصال سیکل تبرید به واحد قبل از شیر ژول-تامسون - کمینه اختلاف دمای ثابت در مبدل
۸	اتصال سیکل تبرید به واحد پس از شیر ژول-تامسون - کمینه اختلاف دمای ثابت در مبدل
۹	اتصال سیکل تبرید به واحد در ورودی فرآیند در غیاب شیر ژول-تامسون - کمینه اختلاف دمای ثابت در مبدل
۱۰	اتصال سیکل تبرید به واحد پس از کلدباکس در غیاب شیر ژول-تامسون - کمینه اختلاف دمای ثابت در مبدل



شکل ۶ طرح اتصال سیکل تبرید به واحد ژول-تامسون در محل خروجی شیر ژول-تامسون

شد. نتایج محاسبه مصرف انرژی، برای ۱۰ طرح در جدول ۶ ارائه شده است.

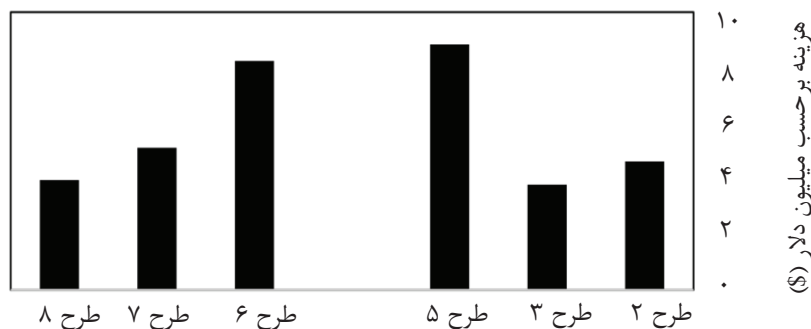
برای یافتن مکان مناسب اتصال دو واحد، میزان مصرف انرژی در حالت‌های مختلف بررسی و سپس هزینه‌های عملیاتی در هریک از طرح‌ها محاسبه

جدول ۶ میزان انرژی مصرفی در سیکل پروپان برای ۱۰ طرح مورد بررسی.

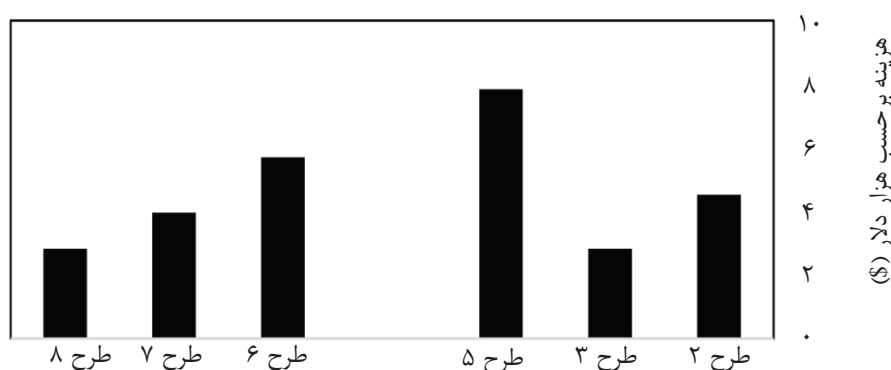
شماره طرح	میزان انرژی مبادله شده در مبدل حرارتی (kJ/h)	توان کمپرسور (kW)	دمای پروپان ورودی به مبدل (°C)	دمای پروپان خروجی از مبدل (°C)	دمای ورودی گاز به مبدل (°C)	دمای خروجی گاز از مبدل (°C)	دبی مولی پروپان (kgmole/h)
۱	$2/905 \times 10^7$	۴۹۳۰	-۱۸	-۱۶	۵۰	۲۱/۴۵	۳۲۲۵
۲	$8/02 \times 10^6$	۱۳۶۰	-۱۸	-۱۶	-۳/۷۱	-۱۰	۸۸۹
۳	$4/92 \times 10^6$	۸۳۵	-۱۸	-۱۶	-۱۰/۹۲	-۱۵	۵۴۶
۴	$6/86 \times 10^7$	$1/16 \times 10^7$	-۱۸	-۱۶	۵۰	-۱۱/۳۸	۷۶۱۸
۵	$1/32 \times 10^7$	۲۲۳۸	-۱۸	-۱۶	-۴/۹۴	-۱۵	۱۴۶۴
۶	$2/911 \times 10^7$	۱۷۱۰	۱۸	۱۸	۵۰	۲۱/۴	۲۷۱۴
۷	$8/02 \times 10^6$	۱۱۹۱	-۱۳	-۱۳	-۳/۷۱	-۱۰	۸۷۸
۸	$4/92 \times 10^6$	۸۳۰	-۱۸	-۱۸	-۱۰/۹۲	-۱۵	۵۵۵
۹	$6/89 \times 10^7$	$1/07 \times 10^4$	-۱۵	-۱۵	۵۰	-۱۲	۷۶۳۷
۱۰	$1/31 \times 10^7$	۲۲۲۳	-۱۸	-۱۸	-۴/۹۳	-۱۵	۱۴۸۸

بررسی قرار نمی‌گیرند. در ادامه، محاسبات اقتصادی برای طرح‌های منتخب انجام شد. نتایج مربوط به محاسبه هزینه‌های سرمایه‌گذاری در شکل ۷، هزینه‌های عملیاتی سالیانه در شکل ۸ و هزینه کلی

پس از بررسی میزان مصرف انرژی برای یافتن بهترین نقاط اتصال سیکل با واحد تنظیم نقطه شبنم، از میان طرح‌های مختلف، طرح‌های ۲، ۳، ۵، ۶ و ۷ انتخاب شده و طرح‌های ۱، ۴، ۹ و ۱۰ به علت مصرف انرژی زیاد، در مرحله‌ی آنالیز اقتصادی مورد



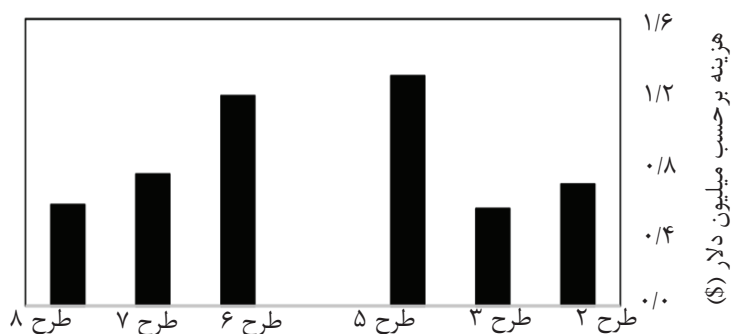
شکل ۷ هزینه‌های سرمایه‌گذاری برای هر یک از طرح‌های مورد بررسی در سپتامبر ۲۰۱۸



شکل ۸ هزینه‌های عملیاتی سالیانه در هر یک از طرح‌های مورد بررسی در سپتامبر ۲۰۱۸

جداکننده دما پایین است. بررسی هزینه‌های عملیاتی (شکل ۸) نشان می‌دهد که هزینه‌هایی عملیاتی سالانه نیز در حالت استفاده از مبدل پس از شیر ژول-تامسون در بین طرح‌های مورد بررسی دارای کمترین میزان هزینه خواهد بود. مطابق انتظار مقایسه هزینه‌های کلی سالیانه (شکل ۹) نیز نشان می‌دهد که مبدل اتصال سیکل تبرید به واحد در محل خروجی شیرژول-تامسون دارای شرایط بهینه از نظر هزینه خواهد بود.

سالیانه در شکل ۹ مربوط به سپتامبر سال ۲۰۱۸ ارائه شده است. با توجه به اینکه پالایشگاه گاز مورد مطالعه، یک شرکت دولتی بوده و محصول نهایی به صورت یارانه‌ای در اختیار مصرف‌کننده قرار می‌گیرد، بازگشت سرمایه محاسبه نشده است. بر اساس نتایج شکل ۷، کمترین هزینه سرمایه‌گذاری مربوط به استفاده از مبدل حرارتی برای یکپارچه‌سازی واحد ژول-تامسون و سیکل تبرید در محل خروجی شیرژول-تامسون و ورودی



شکل ۹ هزینه‌های کلی سالیانه

هیدرات و یا ذرات حاصل از خوردگی در کلد باکس و همچنین، بررسی استفاده از منبسط‌کننده^۱ به عنوان جایگزین شیر ژول-تامسون را پیشنهاد می‌دهند.

نتیجه‌گیری

در این پژوهش، دلایل عملکرد نامناسب واحد تنظیم نقطه شبنم یک پالایشگاه گازی بررسی و راهکارهایی برای بهبود عملکرد آن پیشنهاد شده است. در ابتدا، تأثیر ماندگی مایع در گاز و گاز در مایع مورد بررسی قرار گرفت. با توجه به نتایج، ماندگی مایع در گاز و گاز در مایع دلیل اصلی عدم عملکرد صحیح این واحد نیست. همچنین، عکس‌های دمانگاری و محاسبات میزان اتلاف حرارت از طریق لوله‌ها و جداکننده نشان داد که بهبود عایق بندی فرآیند به میزان ۲ تا ۴ °C عملکرد واحد را بهبود خواهد بخشید. به علاوه، مقایسه عملکرد شیر ژول-تامسون در شبیه‌سازی و داده‌های میدانی نشان می‌دهد که شیر ژول-تامسون عملکرد مناسبی دارد.

بنابراین، از میان طرح‌های مورد بررسی، مکان بهینه برای قراردادن اتصال سیکل تبرید به واحد، قبل از ورودی جداکننده است که هزینه سالانه ۵۴۱/۱ هزار دلار به همراه خواهد داشت. در این نقطه، گاز در خط اصلی پس از عبور از شیر ژول-تامسون وارد مبدل شده و بر اثر انتقال حرارت با پروپان، دمای آن به ۱۵ °C- می‌رسد که به شرایط طراحی نزدیک است. دمای شبنم گاز خروجی نیز به ۱۴/۴۷ °C- در فشار ۷۳۱۹ kPa می‌رسد که از نظر عملیاتی قابل قبول است. مطابق انتظار، در این حالت کسر مولی جریان گاز خروجی بهبود یافته و مقدار هیدروکربن‌های متوسط و سنگین در جریان گاز کاهش یافته است. جدول ۷ مشخصات جریان خروجی از واحد را قبل و پس از اتصال سیکل سردسازی برای طرح شماره ۳ به منظور مقایسه نشان می‌دهد.

محققین برای پژوهش‌های آتی در این زمینه، موضوعاتی از قبیل مدل‌سازی CFD کلدباکس و بررسی آزمایشگاهی و مدل‌سازی تشکیل رسوب پارافین‌ها،

جدول ۷ کسر مولی مواد در جریان گاز خروجی از واحد، قبل و پس از اتصال سیکل سردسازی

ماده	کسر مولی جریان خروجی پس از اتصال سیکل	کسر مولی جریان خروجی قبل از اتصال سیکل
نیترژن	۰/۰۲۶۵	۰/۰۲۶۴
کربن‌دی‌اکسید	۰/۰۱۸۸	۰/۰۱۸۸
متان	۰/۸۸۰۹	۰/۸۷۹۶
اتان	۰/۰۴۸۹	۰/۰۴۹۲
پروپان	۰/۰۱۴۶	۰/۰۱۴۹
i-بوتان	۰/۰۰۳۱	۰/۰۰۳۳
n-بوتان	۰/۰۰۳۸	۰/۰۰۴۰
i-پنتان	۰/۰۰۱۴	۰/۰۰۱۵
n-پنتان	۰/۰۰۰۹	۰/۰۰۱۰
n-هگزان	۰/۰۰۰۲	۰/۰۰۰۳
2-Mpentane	۰/۰۰۰۵	۰/۰۰۰۶
n-هپتان	۰/۰۰۰۱	۰/۰۰۰۱
2-Mhexane	۰/۰۰۰۱	۰/۰۰۰۱
C ₇ ⁺	۰/۰۰۰۳	۰/۰۰۰۳

$$Nu = \frac{h \times D}{k} \quad (\text{الف-۴})$$

در این روابط Re_D بیانگر عدد رینولدز در قطر لوله، u_∞ سرعت هوا، D_o قطر خارجی لوله، ν_{air} ویسکوزیته سینماتیک هوا، k_{air} نشان‌دهنده ضریب هدایت هوا، Nu_D بیانگر عدد ناسلت در قطر لوله، h_{air} ضریب جابجایی هوا و h_i ضریب جابه‌جایی سیال داخل لوله است که ضرایب جابجایی از معادله الف-۵ محاسبه می‌شود. در ادامه برای محاسبه اتلاف حرارت در حالت عدم حضور عایق از رابطه‌های الف-۵ و الف-۷ استفاده می‌کنیم:

$$U_o = \frac{1}{\frac{A_o}{A_i \times h_i} + \frac{A_o \times Ln \frac{r_o}{r_i}}{2\pi \times k_{pipe} \times l} + \frac{1}{h_{air}}} \quad (\text{الف-۵})$$

$$q = U_o \times A_o \times (T_\infty - T_i) \quad (\text{الف-۶})$$

که r_o شعاع خارجی لوله، r_i شعاع داخلی لوله، A_i سطح داخلی لوله، A_o سطح خارجی لوله، h_i ضریب انتقال حرارت جابه‌جایی سیال داخل لوله، U_o ضریب انتقال حرارت کلی سطح خارجی لوله، k_{pipe} ضریب هدایت لوله، T_∞ دمای هوا، T_i دمای سیال داخل لوله، l طول لوله و q میزان اتلاف حرارت است.

همچنین در حالت حضور عایق، از رابطه‌های الف-۱ تا الف-۴ استفاده می‌شود. به جای استفاده از قطر خارجی لوله، از قطر لوله با عایق استفاده می‌شود. روابط الف-۷ و الف-۸ به عنوان جایگزین روابط ۵ و ۶ مورد استفاده قرار می‌گیرد.

$$U_o = \frac{1}{\frac{A_o}{A_i \times h_i} + \frac{A_o \times Ln \frac{r_o}{r_i}}{2\pi \times k_{pipe} \times l} + \frac{A_{Ins} \times Ln \frac{r_{Ins}}{r_o}}{2\pi \times k_{Ins} \times l} + \frac{A_{CoverIns} \times Ln \frac{r_{CoverIns}}{r_{Ins}}}{2\pi \times k_{CoverIns} \times l} + \frac{1}{h_{air}}} \quad (\text{الف-۷})$$

$$q = U_o \times A_{CoverIns} \times (T_\infty - T_i) \quad (\text{الف-۸})$$

که A_{Ins} مساحت سطح عایق روی لوله، $A_{CoverIns}$

در ادامه، آنالیز حساسیت تغییرات دما و فشار جریان ورودی بر دمای نقطه شبنم گاز خروجی از واحد نشان داد که دمای نقطه شبنم گاز، رابطه مستقیم با شرایط گاز ورودی دارد. در انتها به بررسی استفاده از سیکل پروپان برای یکپارچه‌سازی سیکل با واحد، به منظور بهبود عملکرد واحد پرداخته شد. با طراحی ۱۰ طرح و انتخاب ۶ طرح برتر از نظر مصرف انرژی و در نهایت با بررسی اقتصادی آنها، اتصال سیکل تبرید به واحد قبل از ورودی جداکننده به عنوان طرح برتر برای بهبود عملکرد واحد انتخاب شد.

علائم و نشانه‌ها

C_B : ضریب نوع مبدل

C_{PL} : ضریب هزینه تجهیزات اضافی

F_P : ضریب فشار

Q : میزان اتلاف حرارت (kJ/h)

C_B : ضریب قدرت کمپرسور

C_V : ضریب هزینه پوسته

l : طول (m)

C_P : هزینه تجهیزات

F_M : ضریب جنس بدنه

P : فشار (kPa)

پیوست الف

روابط انتقال حرارت مورد استفاده برای محاسبه میزان اتلاف حرارت [۱۱]

$$Re_D = \frac{u_\infty \times D_o}{\nu_{air}} \quad (\text{الف-۱})$$

$$Nu_{air} = 0.3 + \frac{0.62 \times Re_D^{1/2} \times Pr^{1/3}}{\left[0.3 \pm \left(\frac{0.4}{Pr}\right)^{2/3}\right]^{1/4}} \left[1 + \left(\frac{Re_D}{282000}\right)^{5/8}\right]^{4/5} \quad (\text{الف-۲})$$

$$Nu_i = 0.023 \times Re^{0.8} \times Pr^{0.3} \quad (\text{الف-۳})$$

$$h_i = \frac{Nu \times k}{D_i} \quad (\text{الف-۱})$$

$$U_o = \frac{1}{\frac{A_o \times Ln \frac{r_o}{r_i}}{A_i \times h_i} + \frac{1}{2\pi \times k_{Separator} \times l} + \frac{1}{h_o}} \quad (\text{الف-۱۲})$$

$$q = A_o \times U_o \times (T_\infty - T_i) \quad (\text{الف-۱۳})$$

که h_i و u_i ، D_i ، v_i به ترتیب سرعت گاز داخل جداکننده، قطر داخلی جداکننده، ویسکوزیته سینماتیک گاز داخل جداکننده و ضریب جابجایی درون جداکننده است.

مساحت سطح پوشش عایق، r_{Ins} شعاع عایق روی لوله، $r_{CoverIns}$ شعاع پوشش عایق روی لوله از جنس آلومینیوم، k_{Ins} و $k_{CoverIns}$ به ترتیب ضریب هدایت عایق و پوشش عایق است.

برای محاسبه میزان اتلاف حرارتی در جداکننده LTS در حالت عدم حضور عایق از روابط الف-۹ تا الف-۱۳ استفاده شده است [۱۱]:

$$Re_D = \frac{u_i \times D_i}{\nu_i} \quad (\text{الف-۹})$$

$$Nu = 0.023 \times Re^{0.8} \times Pr^{0.3} \quad (\text{الف-۱۰})$$

مراجع

- [۱]. توسلی م.، طیاری م.، شریعتی نیاسری م.، بهجونیا م. (۱۳۹۳) «مروری بر واحدهای عملیاتی و فرآیندهای پالایشگاه‌های گاز»، نشریه مهندسی گاز ایران، شماره ۲، صفحات ۸-۱۵.
- [2]. Mokhtab S, Poe W A, Mak J Y (2019) Handbook of natural gas transmission and processing, 4th ed, Elsevier.
- [3]. Rincon M D, Jimenez-Junca C, Duarte C R (2016) A novel absorption process for small-scale natural gas dew point control and dehydration, Journal of Natural Gas Science and Engineering, 29, 264-274.
- [4]. Cengel Yunus A, Michael A (2015) Properties of Pure Substances, Thermodynamics (An Engineering Approach), 8th ed, McGraw-Hill Education.
- [۵]. قادریان پ.، بشی‌پور ف.، پرواره ا. (۱۳۹۸) «ارزیابی ضریب ژول-تامسون برای گاز طبیعی با استفاده از استانداردهای AGA 8 و GERG و مقایسه با مقادیر حقیقی»، چهارمین کنفرانس بین‌المللی نوآوری‌های اخیر در شیمی، مهندسی شیمی، تیر، تهران.
- [۶]. انصاری م.، دارایی ح.ن.، قاضی‌نیا ا. (۱۳۹۲) «بررسی اثر شیر ژول-تامسون و توربین انبساطی بر میزان بازیافت مایعات گازی مجتمع گاز و گاز مایع ۹۰۰: نتایج شبیه‌سازی و میدانی»، نخستین کنفرانس تجهیزات عملیاتی و فرآیندی، آبان، تهران.
- [۷] حمزوی سرخانی ف. (۱۳۸۸) «شبیه‌سازی سیکل تبرید یکی از پالایشگاه‌های گاز کشور با نرم‌افزار Aspen Plus به منظور بررسی راهکارهای افزایش کارایی آن»، پایان‌نامه کارشناسی ارشد، دانشگاه شیراز، ایران.
- [8] Smith J M, VanNess H C, Abbott M M, Swihart M T (2018) Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 8th ed., McGraw-Hill Education.
- [9] Erdmann E, Ruiz L A, Benitez L, Tarifa E (2012) Sensitivity analysis using dehydration process simulation of a condition plant for natural gas, Avances en Ciencias Ingenieria, 3, 3: 119-130.
- [۱۰] پاسبان آ.، محبی م.، صدرنیا ح. (۱۳۹۶) «شبیه‌سازی سه بعدی فرآیند انتقال حرارت و جرم طی خشک کردن همرفت برش‌های سیب با استفاده از روش عددی شبه طیفی و بررسی تغییرات دمایی نمونه با استفاده از دمانگاری مادون قرمز»، پایان‌نامه دکتری، دانشگاه فردوسی مشهد، ایران.
- [11] Bergman T L, Lavine A, Incropera F P, Dewitt D P (2017) Fundamentals of heat and mass transfer, 8th ed., Wiley.
- [۱۲]. موسوی س. ص. (۱۳۹۸) «شبیه‌سازی، بهینه‌سازی استفاده از غشا در شیرین‌سازی گاز طبیعی، برآورد اقتصادی و مقایسه آن با روش‌های جذب آمین»، پایان‌نامه کارشناسی ارشد، دانشگاه صنعتی اصفهان.

- [۱۳]. بابایی ا. (۱۳۸۸) «کمینه‌سازی هزینه توسط الگوریتم ژنتیک و بررسی مصرف انرژی در جداسازی مخلوط سه‌جزئی پروپان، بوتان و پنتان»، پایان‌نامه کارشناسی‌ارشد، دانشگاه صنعتی اصفهان.
- [14]. www.chemengonline.com/pci, 9.2018
- [15]. Seider W D, Lewin D R, Seader J D, Widagdo S, Gani R (2017) Product and process design principles synthesis, analysis and evaluation, 4th ed, Wiley.
- [16]. Kasumu A S, Mehrotra A K (2013) Solids deposition from two-phase wax-solvent-water “waxy” mixtures under turbulent flow, 13th International Conference on Petroleum Phase Behavior and Fouling, Energy and Fuels 27, 4: 1914-1925.
- [۱۷]. مهباندوست الف، زارع‌علی‌آبادی ح. (۱۳۹۶) «شبیه‌سازی و بهینه‌سازی سیکل پروپان و واحد تنظیم نقطه شب‌نم فاز دوازده پارس جنوبی به منظور جداسازی بهتر میعانات گازی»، چهارمین همایش ملی علوم و مهندسی جداسازی، دانشگاه صنعتی نوشیروانی بابل، خرداد.



Simulation and Analysis of Dew Point Regulation Unit Process of a Gas Refinery and Use of Propane Cooling Cycle in Order to Achieve Optimal Operation Conditions

Mohammad liravi¹, Mohsen Mohammadi^{1*}, Masoud Haghshenasfard¹, Ali Reza Khaz'ali¹, Reza Sarvi², Aliakbar Azoji²

1. Department of Chemical Engineering, Isfahan University of Technology, Isfahan, Iran

2. Parsian Gas Refinery Company (PGRC)

mohsen_mohammadi@iut.ac.ir

DOI: 10.22078/pr.2020.4197.2910

Received: July/06/2020

Accepted: October/27/2020

Introduction

Dew point adjustment is one of the main operations performed on natural gas in gas refineries. When the gas is cooled in constant pressure, the hydrocarbon dew point is the first temperature at which the heavy hydrocarbon components of the gas phase begin to liquefy [1-2]. Thus, high dew point usually indicates a high proportion of heavy hydrocarbon components in natural gas. There are various methods for controlling the dew point of natural gas, including Joule-Thomson expansion, turbo expansion, mechanical refrigeration, membrane separation, and supersonic centrifugal separation [3]. One of the most common processes in this field is the reduction of temperature with the Joule-Thomson process, which in relation to natural gas, this can cause the system to become two-phase and separate the liquid from the gas phase. One of the important applications of the Joule-Thomson process is to separate heavy hydrocarbons from natural gas and to adjust the dew point of the incoming gas to the gas transmission line [4].

In this study, we first investigate possible process problems in a Joule-Thomson unit for a real gas refinery. Process problems that cause the unit to be improper performance under design conditions can include: carry over in the low-temperature separator, heat loss in different parts of the process, formation of gas hydrate, wax deposition or corrosion in the heat exchanger, and malfunction of the Joules-Thomson

valve. Then, to improve the process performance, a combination of a propane cooling cycle and the Joules-Thomson process is used and a suitable place for the integration of these two processes is determined with the help of process analysis and optimization.

To do this, first the process is simulated and then the simulation is done with piping. Then, the effect of carryover in the separator and the rate of heat loss in different parts of the process are studied and also the sensitivity of the unit to changes in inlet temperature and pressure and the Joule-Thomson valve is investigated to optimize the unit.

In this study, the dew point unit of one of the gas refineries in southern Iran was investigated. In this refinery, natural gas at a temperature of 48 °C, pressure 9100 kPa enters the dew point unit. First, inlet gas enters a fin-plate heat exchanger. The gas is cooled at this stage and its temperature and pressure are reduced to 19 °C and 8900 kPa. Then, the gas flow enters the Joule-Thomson valve and its pressure and temperature decrease and the flow becomes gas-liquid phase. In the next step, the gas enters the separator with a temperature of 12 °C and a pressure of 6980 kPa and the inlet gas is converted into two phases due to the pressure drop. At the end, the gas phase is sent from the top of the separator and the liquid phase from the bottom to the heat exchanger to be used as a cold flow in the exchanger. Finally, the gas, which is free of heavy and medium hydrocarbons, is sent to the next

unit and the condensate is directed towards the gas condensate stabilization unit.

Results and Discussion

One of the problems in the performance of the unit is related to carryover in the separator. This phenomenon can increase heavier compounds in the gas phase and increase the dew point temperature of the refinery exhaust gas. This problem was investigated first. Increasing the carryover from 0 to 0.01 molar fraction leads to increase the dew point of the unit outlet gas from $-10\text{ }^{\circ}\text{C}$ to $15\text{ }^{\circ}\text{C}$, which is predictable due to the increase in the amount of heavier hydrocarbons (liquid) in the outlet gas phase. Therefore, carryover increases the dew point temperature and in fact causes a significant decrease in unit efficiency at values higher than 0.001 molar fraction. However, it should be noted that according to the simulation results, increasing the carryover in values higher than 0.001 will reduce the temperature of the inlet fluid to the Joule-Thomson valve and also decline the temperature of the exhaust gas. This is in contradiction with the actual behavior of the process and indicates that carryover, can not be discussed as a major factor in creating a problem for the process that operates completely at temperatures above the design temperature. If there is a carry over in the exhaust gas from the separator, the inlet gas to the unit after passing through the cold box and when entering the Joule-Thomson valve should have a lower temperature than in the absence of carryover which contradicts increasing actual temperature of this point. Then, the influence of the process from the presence of gas bubbles in the outlet liquid phase was investigated. To this aim, different molar fractions of gas were added to the liquid phase from below. The mole fraction of gas in the liquid phase was changed from 0.001 to 0.1 and the dew point temperature of the outlet gas along with the temperature of other points which the actual information available about them was checked. The results showed that the effect of the presence of gas in the liquid phase is insignificant and its variation to 0.1 molar, has affected less than $0.2\text{ }^{\circ}\text{C}$ on different process temperatures. Likewise, it has very little effect on the dew point temperature of the exhaust gas, and this does not seem to be a problem in the process.

In the following, the effect of the existence of defects in the insulation of flows and equipment on the performance of the process was investigated. This was done in the field by examining different points of the process with the help of thermography and then calculations related to heat loss. Examination of thermographic images shows more heat loss in the areas that were most exposed to sunlight, so that there is significant heat loss in all units.

Also, the amount of heat loss in the presence and absence of proper insulation in the process has been investigated. This was done by using experimental

relationships as well as ASPEN HYSYS software to confirm the computational results. The simulation results show that the lack of proper insulation of the pipes changes the dew temperature of the exhaust gas about $2\text{ }^{\circ}\text{C}$ at a constant pressure. Therefore, repairing the insulation to $2\text{ }^{\circ}\text{C}$ will improve the exhaust gas dew temperature. Also, a comparison of the heat loss resulted in the low temperature separator shows that the effect of heat loss from the separator on the outlet temperature of the Joule-Thomson valve is $1\text{ }^{\circ}\text{C}$.

After the effect of heat loss, the effect of Joule-Thomson valve on the performance of the unit was investigated. For this purpose, pressure and temperature changes in the simulation mode were compared with the actual process data for the Joule-Thomson process. To do this, the amount of temperature changes in winter and summer in the Joule-Thomson valve was determined and compared with real data, indicating the proper performance of the Joule-Thomson valve per unit. In the following, the temperature of the inlet gas to the process was investigated which is affected by the ambient temperature. Examination of process field information shows that changes in ambient temperature during the day and night affect process performance. This subject can be related to the change in inlet temperature to the process at different hours of the day, which causes a change in the inlet gas temperature to the Joule-Thomson valve and, consequently, to the inlet temperature to the separator. According to field data, as the ambient temperature increases during the day and night, the temperature of the inlet gas of the Cold-Box increases by $3\text{ }^{\circ}\text{C}$ to $5\text{ }^{\circ}\text{C}$, and as a result, the outlet temperature of the Joule-Thomson valve increases by the same amount.

In this research, by creating and simulating a cooling cycle, as well as proper location and its economic calculations, it was tried to close the performance of the unit to the design conditions with the present conditions. To improve process performance, a cooling cycle was connected to the Joule-Thomson unit. Finding the proper location to connect the unit to the cooling cycle can reduce energy consumption, operating and investment costs.

Among the scenarios under consideration, the best place to connect the cooling cycle to the unit is before the separator input, which will cost an annual cost of $541,100\text{ }\$$. At this point, the gas in the main line after passing through the Joule-Thomson valve enters a new heat exchanger and due to heat transfer with propane, its temperature reaches $-15\text{ }^{\circ}\text{C}$, which is close to the design conditions. Also, the dew point of the outlet gas reaches $-14.47\text{ }^{\circ}\text{C}$ at a pressure of 7319 kPa , which is operationally acceptable. As expected, in this case, the molar fraction of the exhaust gas flow is improved and the amount of medium and heavy hydrocarbons in the gas flow is reduced.

Conclusion

In this study, the reasons for improper performance of the dew point unit of a gas refinery were investigated and solutions to improve its performance were proposed. First, the effect of carryover was investigated. According to the results, carryover in the liquid is not the main reason for the improper operation of this unit. Also, thermographic photographs and calculations of heat loss through pipes and separators showed that improving process insulation by 2 °C to 4 °C would improve the unit performance. In addition, a comparison of the performance of the Joule-Thomson valve in the simulation and field data shows that the Joule-Thomson valve performs well. Then, the sensitivity analysis of inlet flow pressure and temperature changes on the dew point temperature of the outlet gas from the unit showed that the temperature of the gas dew point is directly related to the inlet gas conditions. Finally, the use of a propane cooling cycle to integrate the cycle with the unit to improve unit performance was investigated. By designing different scenarios and examining them in terms of energy consumption and economy, the connection of

the cooling cycle to the unit before the separator input was selected as the superior scenario to improve the performance of the unit.

Resources

- [1] Tavassoli M., Tayari M., Shariati Niasari M., Behjunia M (2014) Review of operational units and processes of gas refineries, Iranian Journal of Gas Engineering, 2, 8-15.
- [2] Mokhatab S., Poe W. A., Mak J. Y (2019) Handbook of Natural Gas Transmission and Processing, 4th ed, Elsevier.
- [3] Rincon M D, Jimenez-Junca C, Duarte C R (2016) A novel absorption process for small-scale natural gas dew point control and dehydration, Journal of Natural Gas Science and Engineering, 29, 264-274.
- [4] Ansari M, Daraei H N, Ghazinia A (2013) Study of the effect of Joules-Thomson valve and expansion turbine on the gas recycling rate of gas and liquefied gas complex 900: simulation and field results, the first conference of operational equipment and Process, November, Tehran.