

تحلیل انرژی، اکسرژی و ترمواکونومیک خط لوله انتقال نفت

عادل عاکفیان^{۱*}، غلامرضا صالحی^۲، پدram طهرانی^۳

^۱ کارشناس ارشد مهندسی سیستم‌های انرژی، دانشگاه آزاد اسلامی واحد تهران مرکزی

^۲ دکتری مهندسی سیستم‌های انرژی، دانشگاه آزاد اسلامی واحد تهران مرکزی، عضو هیئت علمی

^۳ دکتری مهندسی مکانیک، دانشگاه آزاد اسلامی واحد تهران مرکزی، عضو هیئت علمی

نوع مقاله: ترویجی

دریافت: ۱۳۹۹/۰۴/۱۴ پذیرش: ۱۳۹۹/۱۰/۰۶

چکیده

در این تحقیق، خط لوله ۱۶ اینچ انتقال نفت اهواز-ری به طول ۷۵۰ کیلومتر با استفاده از نرم‌افزارهای اسپن پلاس و پایپ فیز جهت به دست آوردن اطلاعات خروجی جریان‌ها و تجهیزات شبیه‌سازی گردید. تحلیل اکسرژی خطوط لوله و ایستگاه‌های تقویت فشار جهت مشخص شدن نرخ تخریب (هدر رفت) اکسرژی محاسبه شد. کم‌ترین تخریب اکسرژی با مقدار تقریبی ۳۴ کیلووات در ایستگاه تقویت فشار چشمه شور به دست آمد. تحلیل ترمواکونومیک جهت به دست آوردن نرخ هزینه تجهیزات، جریان‌های ماده، کار و حرارت و همچنین محاسبه ضریب ترمواکونومیک به منظور بهینه‌سازی سیستم از نظر اقتصادی انجام شد. بیش‌ترین نرخ قیمت با مقدار ۰/۰۰۱۳۰ دلار بر ثانیه در ایستگاه تقویت فشار سیزاب مشاهده شد. بیش‌ترین مقدار ضریب ترمواکونومیک برابر با ۰/۸۴۷۷ در ایستگاه چشمه شور به دست آمد. مقدار بیشینه این ضریب برای خطوط لوله برابر با ۰/۸۷۴۵ بین ایستگاه‌های آسار و پل بابا به دست آمد. مشخص شد افزایش دمای محیط، فشار عملیاتی، دبی جرمی، طول و قطر خط لوله موجب افزایش هزینه نهایی انتقال می‌گردد.

کلمات کلیدی: خط لوله انتقال نفت، شبیه‌سازی، تخریب اکسرژی، ترمواکونومیک، بهینه‌سازی

مقدمه

از خطوط لوله به صورت روزافزون به منظور انتقال حامل‌های انرژی استفاده می‌شود. استفاده از روش‌های پربازده و اقتصادی برای انتقال حامل‌های انرژی توسط خطوط لوله به خصوص لوله انتقال نفت ضروری است. توربین‌های گاز و پمپ‌های سانتریفیوژ که وظیفه انتقال فرآورده‌های نفتی و نفت خام را بر عهده دارند از تجهیزات مهم در هدر رفت اکسرژی به شمار می‌روند. آنالیز اکسرژی در ارزیابی مراحل طراحی، مدل‌سازی و عملکردی سیستم‌های حرارتی و شیمیایی می‌تواند به کاهش استفاده از منابع طبیعی و نیز کاهش آلودگی محیط‌زیست کمک نماید.

فعالیت‌هایی در خصوص آنالیز انرژی و اکسرژی نیروگاه‌ها، سیستم‌های سرمایشی، برج‌های تقطیر، کارخانه سیمان و ساختمان‌ها انجام شده است اما آنالیز اکسرژی همراه با تحلیل ترموآکونومیک روی خطوط لوله و تأثیر آن بر هزینه نهایی تابه‌حال صورت نگرفته است. اودجوبی^۱ شبیه‌سازی و تحلیل ترموآکونومیک واحد تقطیر پالایشگاه نفت خام را با استفاده از نرم‌افزار اسپن‌پلاس انجام داد [۱]. کروژک و بیلاکی^۲ مطالعه‌ای در رابطه با جرم، حفاظت از انرژی، توصیف حالت پایدار، جریان آدیاباتیک در یک خط لوله با استفاده از شکل کلی از معادلات حالت در یک حجم خاص را انجام دادند [۲]. همچنین ال سید^۳ روش‌های مختلفی در خصوص صرفه‌جویی در هزینه‌ها و انرژی در نظریه ترموآکونومیک ارائه کرده است [۳].

در این تحقیق تحلیل اکسرژی و ترموآکونومیک خط لوله ۱۶ اینچ انتقال نفت اهواز-ری با توجه به مسیر طولانی و تعداد تجهیزات زیاد آن توسط روابط ریاضی و شبیه‌سازی با نرم‌افزارهای اسپن‌پلاس و پایپ‌فیز انجام شده است. تحلیل حساسیت با توجه به متغیرهای دمای محیط، فشار و دبی جرمی بر روی پارامترهای مختلف انجام گردیده است. همچنین تأثیر فشار، طول خط لوله و قطر لوله بر هزینه‌های نهایی (احداث) بررسی شده است که تاکنون هیچ‌یک از موارد صورت نگرفته است.

۲- مدل‌سازی ریاضی

۱-۲ آنالیز اکسرژی

سه نوع اکسرژی وجود دارد: (۱) اکسرژی جریان ماده (۲) اکسرژی جریان کار (۳) اکسرژی جریان حرارت. اکسرژی جریان ماده خود شامل دو نوع فیزیکی و شیمیایی می‌شود. ماده با اجزای تشکیل دهنده محیط واکنش شیمیایی داده و محصولات واکنش در نهایت به حالت مرده می‌رسند [۴]. اکسرژی شیمیایی برای سوخت‌های هیدروکربنی (با فرمول شیمیایی C_nH_m) از روابط جدول ۱ محاسبه می‌شود [۱۴]:

جدول ۱- روابط تجربی برای محاسبه اکسرژی شیمیایی سوخت‌های متداول هیدروکربنی

ماده سوختنی	رابطه تجربی
سوخت‌های گازی	$\Sigma=1.033+0.0169 m/n - 0.0698/n$
سوخت‌های مایع	$\Sigma=1.04224+0.011925 m/n - 0.042/n$
سوخت‌های جامد	$\Sigma=1.0435 + 0.0159 m/n - 0.042/n$

¹ Oludare j. Odejobi

² Kruczek & Bilaecki

¹ Yahia M. El Sayed

در این جدول $\xi = \frac{ex_{ch}}{LHV}$ و LHV ارزش حرارتی پایین سوخت است. موازنه اکسرژی (I) برای یک سیستم در حالت پایا به این صورت زیر نوشته می‌شود:

$$I = \sum_{in} \dot{E}x - \sum_{out} \dot{E}x \quad (1)$$

بنابراین بازده اکسرژی (Ψ) را می‌توان این‌گونه تعریف نمود:

$$\Psi = \frac{\sum_{out} \dot{E}x}{\sum_{in} \dot{E}x} = 1 - \frac{I}{\sum_{in} \dot{E}x} \quad (2)$$

جهت آنالیز اکسرژی ابتدا نوشتن معادلات موازنه جرم (\dot{m}_i) و انرژی (معادله ۴) برای سیستم مورد مطالعه نیاز است.

$$\sum \dot{m}_i = \sum \dot{m}_e \quad (3)$$

$$\dot{Q} - \dot{W} = \sum \dot{m}_e h_e - \sum \dot{m}_i h_i \quad (4)$$

با استفاده از قوانین اول و دوم ترمودینامیک می‌توان معادله موازنه اکسرژی را به صورت زیر نوشت:

$$\dot{E}x_Q + \sum_i \dot{m}_i ex_i = \sum_e \dot{m}_e ex_e + \dot{W} + \dot{E}x_d + \dot{E}x_l \quad (5)$$

در این معادله ex بیان‌گر اکسرژی مخصوص کل و $\dot{E}x_d$ بیان‌گر تخریب اکسرژی است. اندیس‌های i و e به ترتیب نشانگر جریان خروجی و ورودی حجم کنترل می‌باشند.

جهت برآورد اکسرژی شیمیایی مخصوص سوخت مصرفی در توربین‌های گازی (محرک پمپ‌ها) از ضریب اکسرژی شیمیایی سوخت به صورت زیر استفاده می‌شود:

$$\xi = ex_{ch} / LHV_f \quad (6)$$

و اکسرژی شیمیایی سوخت ($\dot{E}x_{ch}$) برابر خواهد بود با:

$$\dot{E}x_{ch} = \dot{m}_f ex_{ch} \quad (7)$$

برای اغلب سوخت‌های گازی، ضریب اکسرژی شیمیایی ξ برای ارزش حرارتی پایین سوخت معمولاً نزدیک به ۱ است. با توجه به اینکه بیش از ۸۵٪ از ترکیب گاز طبیعی، متان است لذا مقدار این ضریب معادل ضریب گاز متان یعنی ۱/۰۶ در نظر می‌گیرند [۴ و ۵].

اکسرژی فیزیکی k امین جریان ماده به کمک روابط ۸ و ۹ محاسبه می‌شوند:

$$e_k^{PH} = (h_k - h^0) - T_0(s_k - s^0) \quad [kJ/kg] \quad (8)$$

$$E_k^{PH} = \dot{m}_k \times e_k^{PH} \quad [kW] \quad (9)$$

و اکسرژی شیمیایی k امین جریان ماده با استفاده از رابطه ۱۰ به دست می‌آید:

$$e_k^{CH} = \frac{\bar{e}_k^{CH}}{MW} \quad [kJ/kg] \quad (10)$$

که MW وزن مولکولی ماده و e_k^{CH} اکسرژی شیمیایی مولی استاندارد k امین جریان ماده است.

از آنجایی که نفت یک ماده خالص نیست و از ترکیب چند ماده خالص دیگر به دست می‌آید بنابراین با استفاده از رابطه ۱۱ اکسرژی شیمیایی مولی استاندارد نفت را می‌توان به دست آورد.

$$\bar{e}_{mix}^{CH} = \sum x_n \bar{e}_n^{CH} + R_u T_0 \sum x_n \ln(x_n) \quad [kJ/kmol] \quad (11)$$

در این رابطه x_n کسر مولی n امین جزء ترکیب و R_u ثابت عمومی گازها است.

اکسرژی جریان کار از رابطه ۱۲ محاسبه می‌شود.

$$E_{work} = \dot{W} [KW] \quad (12)$$

برای محاسبه اکسرژی جریان حرارت از رابطه ۱۳ استفاده می‌شود.

$$E_{heat} = Q(1 - \frac{T_0}{T}) \quad (13)$$

T_0 نشان دهنده دمای محیط است. مقدار تخریب اکسرژی هر تجهیز از رابطه ۱۴ محاسبه می‌گردد.

$$E_D = \sum E_{material,out} - \sum E_{material,in} \pm E_{work} \pm E_{heat} [kW] \quad (14)$$

۲-۲ تحلیل ترموآکونومیک

از تحلیل ترموآکونومیک برای تعیین نرخ هزینه تجهیزات، نرخ هزینه جریان‌های ماده، کار و حرارت برحسب دلار بر ثانیه استفاده می‌شود. برای به دست آوردن نرخ هزینه جریان خروجی k امین تجهیز، موازنه ترموآکونومیک به صورت رابطه ۱۵ نوشته می‌شود [۱۵].

$$\sum \dot{C}_{in} - \sum \dot{C}_{out} + \dot{C}_{work,in} - \dot{C}_{work,out} + \dot{C}_{heat,out} + \dot{Z}_k = 0 \quad (15)$$

$\sum \dot{C}_{in}$ مجموع نرخ هزینه جریان‌های ورودی به تجهیز k ام، $\sum \dot{C}_{out}$ مجموع نرخ هزینه جریان‌های خروجی از تجهیز k ام و \dot{Z}_k نرخ هزینه تجهیز k ام همگی برحسب دلار بر ثانیه هستند. برای به دست آوردن نرخ هزینه جریان‌های خروجی از تجهیز k ام لازم است رابطه ۱۵ به شکل زیر بازنویسی شود:

$$\sum C_{in} Ex_{in} - \sum C_{out} Ex_{out} + C_{w,in} \dot{W}_{in} - C_{w,out} \dot{W}_{out} + C_{q,in} Ex_{heat,in} - C_{q,out} Ex_{heat,out} + \dot{Z}_k = 0 \quad (16)$$

در این رابطه C هزینه جریان در واحد اکسرژی برحسب دلار بر کیلوژول است. برای محاسبه نرخ هزینه جریان k امین تجهیز برحسب دلار بر ثانیه از روابط ۱۷ تا ۲۵ استفاده می‌شود:

$$\dot{Z} = \frac{\phi \times \dot{C}}{3600 \times 8000} \quad (17)$$

$$\dot{C} = PW \times CRF \quad (18)$$

$$PW = PEC - (S_n PWF) \quad (19)$$

$$(S_n PWF) \cong (0.1:0.15) \times PEC \quad (20)$$

$$PW \cong PEC - (0.1:0.15) \times PEC \quad (21)$$

$$CRF = \frac{i_{eff}(1+i_{eff})^n}{(1+i_{eff})^n - 1} \quad (22)$$

$$i_{eff} = e^i - 1 \quad (23)$$

$$\phi \cong 1.06 \quad (24)$$

$$i_{tran} \cong (0.15:0.18) \quad (25)$$

در این روابط PEC^۴ هزینه خرید تجهیز برحسب دلار است. بر اساس قیمت‌های فروشگاه لوله‌های فولادی [۶] قیمت هر کیلوگرم از این لوله‌ها ۲۷۸۰۰ ریال است. با داشتن اطلاعاتی از قبیل چگالی فولاد، قطر نامی لوله‌ها، ضخامت لوله‌ها و قیمت دلار به ریال می‌توان قیمت خرید هر مترمربع از این خطوط لوله را از روابط ۲۶ تا ۳۰ محاسبه کرد:

$$C_{pipe} = 27800 \left(\frac{\text{Rials}}{\text{Kg}} \right) \quad (26)$$

$$\rho_{steel} = 7850 \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) \quad (27)$$

$$\text{Volume per meter} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{m}} \right) = \frac{\pi}{4} \{ D^2 - (D-2t)^2 \} \quad (28)$$

$$1 (\text{USD}) = 37770 (\text{Rials}) \quad (29)$$

$$PEC_{pipelines} \left(\frac{\$}{\text{m}} \right) = 27800 \times 7850 \times \frac{\pi}{4} \{ D^2 - (D-2t)^2 \} \times \frac{1}{37770} \quad (30)$$

در رابطه ۳۰ قیمت لوله‌ها به ازای واحد طول به دست می‌آید.

۲-۳ محاسبه قطر اقتصادی

جهت محاسبه قطر بهینه لوله می‌توان از روش پیترز^۵ [۱۲] برای لوله‌های ۱ اینچ و بیش‌تر استفاده کرد.

$$D_{i,opt} = 0.363 Q^{0.45} \rho^{0.13} \quad (31)$$

$D_{i,opt}$ قطر داخلی بهینه لوله، Q دبی حجمی برحسب مترمکعب بر ثانیه و ρ دانسیته سیال برحسب کیلوگرم بر مترمکعب است.

روش دیگری جهت محاسبه قطر اقتصادی لوله فرمول دارسی^۶ است [۱۱ و ۱۳]:

$$D = 0.131 \left[\frac{1+t}{m} \right]^{0.167} Q^{0.5} \left(\frac{SCf}{\eta} \right)^{0.167} \quad (32)$$

در این رابطه D قطر اقتصادی برحسب اینچ، n تعداد دستگاه‌های مورد بهره‌برداری، m نسبت قدرت مورد بهره‌برداری از یک دستگاه به کل قدرت موجود در آن دستگاه، Q حداکثر دبی برحسب بشکه در شبانه‌روز، S چگالی مایع نسبت به آب، η بازده پمپ‌ها، C متوسط هزینه تمام شده احداث مراکز انتقال نفت تقسیم بر متوسط هزینه تمام‌شده خط اصلی و f ضریب اصطکاک جداره داخلی لوله است.

۳- مورد مطالعاتی، صحت سنجی نتایج و بحث

۱-۳ مورد مطالعاتی

خط لوله ۱۶ اینچ انتقال نفت اهواز-ری با ۸ ایستگاه تقویت فشار و طول ۷۵۰ کیلومتر یکی از طولانی‌ترین خطوط انتقال نفتی در ایران است. اطلاعات دقیق این خط لوله در جدول ۲ آورده شده است.

¹ PEC=Present Equipment Capital

² Peters & Timmerhaus

³ William Knox Darcy

جدول ۲- اطلاعات مربوط به خط لوله ۱۶ اینچ انتقال نفت اهواز-ری

اطلاعات مسیر خط لوله ۱۶ اینچ انتقال نفت اهواز-ری											
ردیف	نام مرکز	کیلومتر محل	فاصله تا مرکز بعدی (km)	ارتفاع از سطح دریا (m)	قطر لوله تا مرکز بعدی (inch)	تعداد ولوهای بین‌راهی	محركه پمپاژ	قدرت محركه (kw)	فشار ورودی ایستگاه (psi)	فشار خروجی ایستگاه (psi)	دبی حجمی (m ³ /h)
۱	نظامیه	۰۰+۰۰	۱۱۴	۲۰+۱۰	۱۶	*	الکتروموتور	۸۹۵	۳۲	۷۰۰	۷۰۰-۳۰۰
۲	سبزاب	۱۳۰+۶۷۸	۴۵	۱۰۷+۲۰	۲۰	۱	الکتروموتور	۶۷۲	۲۵	۱۲۲۰	۷۰۰-۳۰۰
۳	تنگ فنی	۲۳۳+۹۸۵	۳۴	۵۴۷+۲۰	۲۰	۲	الکتروموتور	۸۹۵	۱۰۰	۶۰۰	۵۷۰-۳۰۰
۴	آسار	۲۶۰+۰۰	۷۸	۱۳۰۲	۲۶	۲	توربین	۷۴۶	۱۰۰	۷۳۰	۵۷۰-۳۰۰
۵	پل بابا	۳۴۶+۳۸۲	۴۰	۱۴۳۷+۵۳	۱۶	۱	الکتروموتور	۸۹۵	۴۳۰	۸۰۰	۵۷۰-۳۰۰
۶	رازان	۳۸۶+۰۰	۹۳	۱۸۳۰+۶۵	۱۶	۱	الکتروموتور	۸۹۵	۸۰	۹۵۰	۵۷۰-۳۰۰
۷	شازند	۴۸۰+۰۰	۲۱۶	۱۸۸۵	۱۶	۴	الکتروموتور	۹۰۰	۲۰	۷۲۰	۸۵۰-۴۵۰
۸	چشمه شور	۶۸۵+۳۳۷	۵۶	۹۰۸+۵۸	۱۶	۲	توربین	۱۳۰۵	۹۰	۸۵۰	۸۵۰-۴۵۰
۹	ری	۷۵۲+۹۱۰	*	۱۰۲۲	*	*	بوستر پمپ	*	*	*	*

۲-۳ صحت سنجی نتایج با توجه به اطلاعات واقعی خط

در مرحله شبیه‌سازی سعی شده مقادیر فشار در مقاطع مختلف خط، بر مقادیر فشار واقعی منطبق باشد. میزان انحراف مقادیر فشار در شبیه‌سازی نسبت به مقادیر واقعی در جدول‌های ۳ و ۴ آورده شده است.

جدول ۳- صحت سنجی نتایج شبیه‌سازی با نرم‌افزار پایپ‌فیز

Station	Real Profile		Pipe Phase Simulated Results			
	Inlet Pressure (psi)	Outlet Pressure (psi)	Inlet Pressure (psi)	Relative Error (%)	Outlet Pressure (psi)	Relative Error (%)
1	32	700	32	0.00	700	0.00
2	25	1220	25.22	0.80	1220	0.00
3	100	600	100.10	0.10	600	0.00
4	100	730	100.30	0.30	730	0.00
5	430	800	430.50	0.12	800	0.00
6	80	950	80.14	0.17	950	0.00
7	20	720	20.22	1.10	720	0.00
8	90	850	90.08	0.09	850	0.00

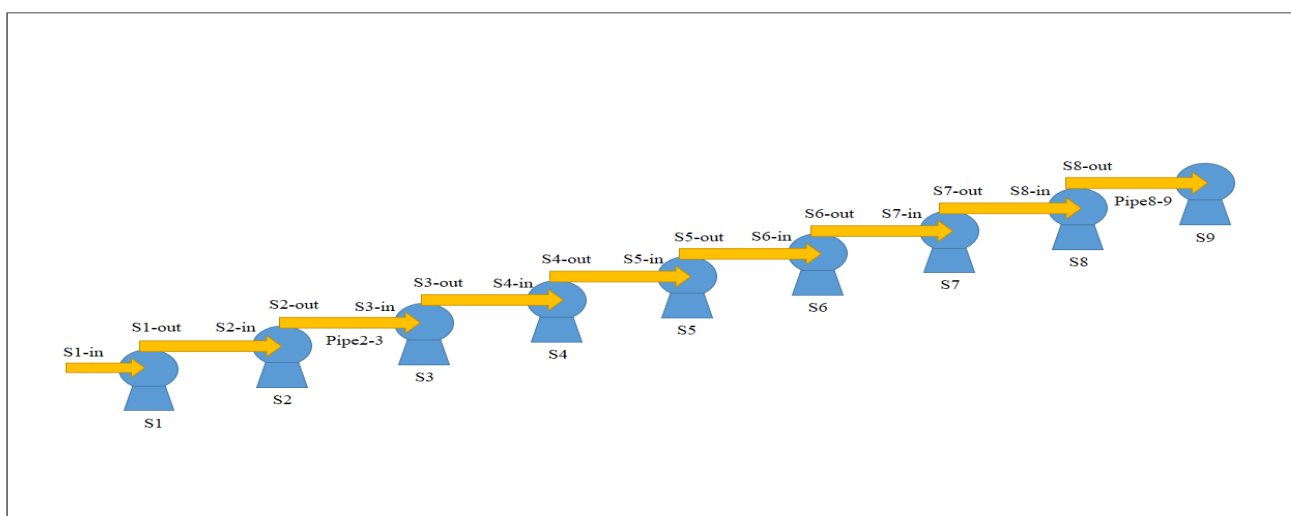
جدول ۴- صحت سنجی نتایج شبیه‌سازی با نرم‌افزار اسپن‌پلاس

Station	Real Profile		Aspen Plus Simulated Results			
	Inlet Pressure (psi)	Outlet Pressure (psi)	Inlet Pressure (psi)	Relative Error (%)	Outlet Pressure (psi)	Relative Error (%)
1	32	700	32	0.00	700	0.00
2	25	1220	25.21	0.84	1220	0.00
3	100	600	99.84	0.16	600	0.00
4	100	730	99.71	0.29	730	0.00
5	430	800	429.79	0.05	800	0.00
6	80	950	79.93	0.09	950	0.00
7	20	720	19.52	2.4	720	0.00
8	90	850	89.78	0.24	850	0.00

فشار ورودی ایستگاه‌ها اندکی انحراف دارند زیرا این فشارها مربوط به جریان‌های خروجی خطوط لوله هستند که قابلیت مقید شدن ندارند و تابع پارامترهای مربوط به خطوط لوله مانند زبری سطح داخلی لوله، طول خطوط لوله، تغییر ارتفاع لوله و دبی جرمی جریان داخل لوله هستند.

۳-۳ تحلیل اکسرژی

با در نظر گرفتن اکسرژی شیمیایی مقدار اکسرژی جریان‌های ماده با توجه به شکل ۱ و روابط ۸ الی ۱۳ مطابق جدول ۵ خواهد بود.



شکل ۱- مسیر جریان‌های ماده خط لوله ۱۶ اینچ انتقال نفت اهواز-ری

جدول ۵- مقادیر اکسرژی فیزیکی (E_{PH})، شیمیایی (E_{CH}) و اکسرژی کل (E_{total}) جریان‌های ماده

Stream	h (kJ/kg)	s(kj/kgk)	T (K)	\dot{m} (kg/s)	E_{PH} (kW)	E_{CH} (kW)	E_{total} (kW)
S1-IN	-1929.955	-6.772	303.150	155.4638	0	6850738.565	6850738.565
S1-OUT	-1923.008	-6.770	304.014	155.4638	985.375	6850738.565	6851723.941
S2-IN	-1930.034	-6.772	303.150	155.4638	0	6850738.565	6850738.565
S2-OUT	-1918.372	-6.771	304.248	155.4638	1739.567	6850738.565	6852478.133
PIPE23	-1929.435	-6.773	303.150	155.4638	0	6850738.565	6850738.565
S3-IN	-1929.435	-6.773	303.150	93.87168	0	4136592.174	4136592.174
S3-OUT	-1923.249	-6.768	304.319	93.87168	507.509	4136592.174	4137099.683

S4-IN	-1929.434	-6.773	303.150	93.87168	0	4136592.174	4136592.174
S4-OUT	-1923.076	-6.771	303.847	93.87168	621.243	4136592.174	4137213.417
S5-IN	-1926.785	-6.774	303.150	93.87168	0	4136592.174	4136592.174
S5-OUT	-1923.056	-6.773	303.553	93.87168	682.454	4136592.174	4137274.628
S6-IN	-1929.594	-6.773	303.150	93.87168	0	4136592.174	4136592.174
S6-OUT	-1920.815	-6.770	304.109	93.87168	814.022	4136592.174	4137406.197
S7-IN-1	-1930.073	-6.772	303.150	93.87168	0	4136592.174	4136592.174
S7-IN-2	-1930.073	-6.772	303.150	70.38088	0	3101435.890	3101435.890
S7-OUT	-1923.264	-6.771	303.789	164.2526	1071.581	7238029.826	7239101.408
S8-IN	-1929.512	-6.773	303.150	164.2526	0	7238029.826	7238029.826
S8-OUT	-1922.122	-6.772	303.839	164.2526	1270.959	7238029.826	7239300.785
PIPE89	-1926.747	-6.774	303.150	164.2526	0	7238029.826	7238029.826

میزان اکسرژی جریان‌های کار و حرارت و همچنین میزان تخریب اکسرژی با توجه به روابط ۸ الی ۱۴ و جدول ۵ برای هر تجهیز در جدول ۶ آمده است.

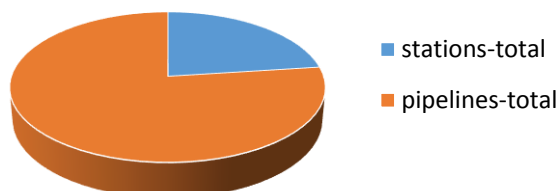
جدول ۶- اکسرژی جریان‌های کار و حرارت و تخریب اکسرژی تجهیزات

Station	work(kW)/heat(kW)	Exergy Destruction(kW)
Station-1	1200	214.624
Station-2	672	1067.567
Station-3	895	387.490
Station-4	746	124.756
Station-5	895	212.545
Station-6	895	80.977
Station-7	900	173.344
Station-8	1305	34.040
Pipeline-1-2	1092	985.375
Pipeline-2-3	1720	1739.567
Pipeline-3-4	581	507.509
Pipeline-4-5	348	621.243
Pipeline-5-6	614	682.454
Pipeline-6-7	869	814.022
Pipeline-7-8	1026	1071.581
Pipeline-8-9	760	1270.959
stations-total	7508	2295.345
pipelines-total	7010	7692.715

با توجه به مقادیر موجود در جدول ۶ کم‌ترین تخریب اکسرژی در ایستگاه چشمه شور (ایستگاه ۸) و بیش‌ترین مقدار تخریب اکسرژی در ایستگاه سبزاب (ایستگاه ۲) رخ می‌دهد. همچنین خط لوله موجود بین ایستگاه‌های تنگ فنی و آسار (ایستگاه ۳ و ۴) کم‌ترین و خط لوله بین ایستگاه‌های سبزاب و تنگ فنی (ایستگاه ۲ و ۳) بیش‌ترین مقدار تخریب اکسرژی را دارند. میزان تخریب اکسرژی در خطوط لوله و ایستگاه‌های تقویت فشار در نمودار ۱ نشان داده

شده است. همان گونه که به وضوح می توان دید تخریب اکسرژی در خطوط لوله بسیار بیش تر از ایستگاه های تقویت فشار است.

Total Exergy Destruction



نمودار ۱- توزیع تخریب اکسرژی بین مجموع ایستگاه های تقویت فشار و خطوط لوله

۳-۴ تحلیل ترمو اکونومیک

تحلیل ترمو اکونومیک کمک می کند تا جنبه های مالی و اقتصادی در بهینه سازی سیستم در نظر گرفته شود. این تحلیل باعث می شود بهترین شرایط عملکردی سیستم از هر دو بعد ترمودینامیکی و اقتصادی به دست آید. پس تحلیل ترمو اکونومیک باعث می شود بهینه سازی انجام شده عملیاتی و قابل اجرا باشد.

۳-۴-۱ نرخ هزینه تجهیزات، جریان های ماده، کار و حرارت

برای محاسبه قیمت خرید پمپ های مورد استفاده در ایستگاه های تقویت فشار از روابط ارائه شده توسط یحیا السید (۳) استفاده گردید. قیمت محاسبه شده این پمپ ها در جدول ۷ آورده شده است.

جدول ۷- قیمت خرید پمپ های ایستگاه های تقویت فشار بر حسب دلار

Station	c_a (\$/m ²)	k	\dot{m} (kg/s)	dP (KPa)	etha	PEC (\$)
Station-1	32000	0.000435	155.4638	4605.689	0.85	142837.240
Station-2	32000	0.000435	155.4638	8239.220	0.85	196682.964
Station-3	32000	0.000435	93.87168	3447.372	0.85	92288.1246
Station-4	32000	0.000435	93.87168	4343.689	0.85	104797.185
Station-5	32000	0.000435	93.87168	2551.055	0.85	78202.973
Station-6	32000	0.000435	93.87168	5998.427	0.85	125154.914
Station-7	32000	0.000435	164.2526	4826.321	0.85	151061.556
Station-8	32000	0.000435	164.2526	5240.006	0.85	158051.094

همچنین قیمت خرید لوله ها با توجه به قیمت فروشندگان و روابط ۲۶ الی ۳۰ در جدول ۸ آمده است.

جدول ۸- قیمت خرید خطوط لوله بر حسب دلار

station	NPS (in)	steel pipe price (Rials/kg)	steel density (kg/m ³)	USD price (Rials)	pipeline length (Km)	PEC (\$)
Pipeline-1-2	16	27800	7850	37770	114	4971271.83
Pipeline-2-3	20	27800	7850	37770	45	2460281.618
Pipeline-3-4	20	27800	7850	37770	34	1858879.445

Pipeline-4-5	26	27800	7850	37770	78	5559125.573
Pipeline-5-6	16	27800	7850	37770	40	1744305.905
Pipeline-6-7	16	27800	7850	37770	93	4055511.229
Pipeline-7-8	16	27800	7850	37770	216	9419251.888
Pipeline-8-9	16	27800	7850	37770	56	2442028.267

اولین جریان که ورودی ایستگاه تقویت فشار اول است نفتی است که هیچ‌گونه تجهیزاتی هنوز روی آن اثر نگذاشته است، پس قیمت این جریان را می‌توان مطابق قیمت به‌روز نفت اعلام شده در اخبار بورس جهانی برای نفت ایران در نظر گرفت. قیمت نفت ایران حدود ۴۷ دلار برای هر بشکه و هر بشکه ۱۵۸/۹۸۷ لیتر است؛ بنابراین نرخ قیمت جریان ورودی به ایستگاه اول از رابطه زیر به دست می‌آید:

$$\dot{C}_{station.in} \left(\frac{\$}{s} \right) = \frac{47 \times 1000}{158.987} \left(\frac{\$}{m^3} \right) \times \frac{1}{\rho} \left(\frac{m^3}{kg} \right) \times \dot{m} \left(\frac{kg}{s} \right) \quad (33)$$

ρ چگالی جریان ورودی به ایستگاه اول و \dot{m} دبی جرمی این جریان است.

برای تکمیل موازنه ترموآکونومیک ایستگاه‌های تقویت فشار لازم است نرخ قیمت برق ورودی به ایستگاه‌ها جهت مصرف الکتروپمپ‌ها مشخص شود. تعرفه برق صنعتی برای واحدهای بزرگ در ایران ۷۵۰ ریال بر کیلووات ساعت است. همچنین طبق یک اصل اساسی در تحلیل ترموآکونومیک قیمت جریان‌های اتلافی برابر صفر در نظر گرفته می‌شود.

بنابراین نرخ قیمت ایستگاه‌های تقویت فشار و خطوط لوله با توجه به روابط ۱۷ الی ۲۵ مطابق جدول ۹ به دست می‌آیند.

جدول ۹- نرخ قیمت ایستگاه‌های تقویت فشار و خطوط لوله بر حسب دلار بر ثانیه

Station	i	i _{eff}	phi	n	CRF	PW	\dot{C}	\dot{Z} (\$/s)
Station-1	0.18	0.197217363	1.06	15	0.211426381	121411.654	25669.626	0.000944785
Station-2	0.18	0.197217363	1.06	15	0.211426381	167180.519	35346.372	0.001300943
Station-3	0.18	0.197217363	1.06	15	0.211426381	78444.905	16585.322	0.000610432
Station-4	0.18	0.197217363	1.06	15	0.211426381	89077.608	18833.35634	0.000693172
Station-5	0.18	0.197217363	1.06	15	0.211426381	66472.527	14054.045	0.000517267
Station-6	0.18	0.197217363	1.06	15	0.211426381	106381.677	22491.893	0.000827827
Station-7	0.18	0.197217363	1.06	15	0.211426381	128402.323	27147.638	0.000999184
Station-8	0.18	0.197217363	1.06	15	0.211426381	134343.430	28403.745	0.001045416
Pipeline-1-2	0.18	0.197217363	1.06	30	0.198112153	4225581.055	837138.959	0.030811364
Pipeline-2-3	0.18	0.197217363	1.06	30	0.198112153	2091239.375	414299.934	0.015248539
Pipeline-3-4	0.18	0.197217363	1.06	30	0.198112153	1580047.528	313026.6172	0.011521119
Pipeline-4-5	0.18	0.197217363	1.06	30	0.198112153	4725256.737	936130.784	0.034454814
Pipeline-5-6	0.18	0.197217363	1.06	30	0.198112153	1482660.019	293732.968	0.010811005
Pipeline-6-7	0.18	0.197217363	1.06	30	0.198112153	3447184.545	682929.151	0.025135587
Pipeline-7-8	0.18	0.197217363	1.06	30	0.198112153	8006364.105	1586158.028	0.058379427
Pipeline-8-9	0.18	0.197217363	1.06	30	0.198112153	2075724.027	411226.155	0.015135407

همچنین نرخ قیمت جریان‌های ماده، کار و حرارت با توجه به روابط ۱۵ و ۱۶ و ۳۳ در جدول ۱۰ آورده شده است.

جدول ۱۰- نرخ قیمت جریان‌های ماده، کار و حرارت بر حسب دلار بر ثانیه و دلار بر گیگاژول

stream	\dot{m} (kg/s)	E_{total} (kW)	\dot{C} (\$/s)	C (\$/GJ)
S1-IN	155.4638	6850738.565	54.413	7.9427
S1-OUT	155.4638	6851723.941	54.421	7.9427
S2-IN	155.4638	6850738.565	54.452	7.9484
S2-OUT	155.4638	6852478.133	54.457	7.9471
PIPE2-3	155.4638	6850738.565	54.472	7.9513
S3-IN	93.87168	4136592.174	32.891	7.9513
S3-OUT	93.87168	4137099.683	32.896	7.9517
S4-IN	93.87168	4136592.174	32.908	7.9554
S4-OUT	93.87168	4137213.417	32.913	7.9554
S5-IN	93.87168	4136592.174	32.947	7.9649
S5-OUT	93.87168	4137274.628	32.953	7.9649
S6-IN	93.87168	4136592.174	32.963	7.9689
S6-OUT	93.87168	4137406.197	32.969	7.9687
S7-IN-1	93.87168	4136592.174	32.994	7.9763
S7-IN-2	70.38088	3101435.89	24.633	7.9427
S7-OUT	164.2526	7239101.408	57.634	7.9616
S8-IN	164.2526	7238029.826	57.693	7.9708
S8-OUT	164.2526	7239300.785	57.701	7.9706
PIPE8-9	164.2526	7238029.826	57.716	7.9741
work-S1	---	1200	0.00661901	5.515
work-S2	---	672	0.003706645	5.515
work-S3	---	895	0.004936678	5.515
work-S4	---	746	0.004114818	5.515
work-S5	---	895	0.004936678	5.515
work-S6	---	895	0.004936678	5.515
work-S7	---	900	0.004964257	5.515
work-S8	---	1305	0.007198173	5.515

نرخ قیمت تجهیزات نسبت به پارامترهای ورودی مانند افزایش فشار پمپ‌ها برای ایستگاه‌های تقویت فشار و طول لوله‌ها برای خطوط لوله حساس هستند و با تغییر متغیرهای ورودی، نرخ هزینه این تجهیزات به صورت محسوسی تغییر می‌کند؛ اما نرخ هزینه جریان‌های ماده به صورت قابل ملاحظه‌ای تابع دبی جرمی این جریان‌ها است. باید گفت که نرخ هزینه جریان‌های ماده می‌تواند تابع نرخ هزینه جریان‌های قبل از خود، نرخ هزینه تجهیزات و نرخ هزینه جریان‌های کار باشد. وابستگی نرخ هزینه جریان به نرخ هزینه جریان‌های قبلی همین‌طور ادامه می‌باید تا به جریان

اول برسد که نرخ هزینه این جریان هیچ‌گونه وابستگی به اکسرژی جریان‌ها ندارد و تابع قیمت نفت، مشخصات فیزیکی نفت مانند چگالی و دبی جرمی جریان اول است. نرخ هزینه تجهیزات نیز مستقل از مقادیر اکسرژی جریان‌ها است و همچنین نرخ هزینه جریان‌های کار نیز تابع قیمت برق مصرفی و مقدار آن‌هاست و ارتباطی با اکسرژی جریان‌ها ندارد.

۳-۴-۲ ضریب ترمواکونومیک

ضریب ترمواکونومیک مشخص می‌کند کدام تجهیزات نیاز به بهینه‌سازی دارند. اگر ضریب ترمواکونومیک خیلی کوچک باشد بدین معنی است که تخریب اکسرژی تجهیز هزینه گزافی را ایجاد می‌کند. برای حل این مشکل باید نرخ تخریب اکسرژی را از طریق افزایش راندمان تجهیز بالا برد. اگر ضریب ترمواکونومیک خیلی بزرگ باشد به این معنی است که این تجهیز بیش‌ازحد گران است و با قیمت کم‌تری نیز می‌تواند با تخریب اکسرژی قابل قبولی کار کند؛ بنابراین برای رفع این مشکل باید تجهیز ارزان‌قیمت‌تری جایگزین شود تا سیستم هم از نظر ترمودینامیکی و هم از نظر اقتصادی بهینه باشد.

ضرایب ترمواکونومیک که در جدول ۱۱ آمده‌اند با استفاده از روابط ۳۶ و ۳۷ محاسبه شده‌اند.

$$f_k = \frac{\dot{Z} + \dot{C}_D}{\dot{Z}} \quad (34)$$

$$\dot{C}_D = C_{fuel} \times E_D \quad (35)$$

\dot{C}_D نرخ قیمت تخریب اکسرژی تجهیز بر حسب دلار بر ثانیه و C_{fuel} قیمت جریان خوراک تجهیز بر حسب دلار بر کیلوژول و E_D تخریب اکسرژی تجهیز موردنظر بر حسب کیلووات است.

جدول ۱۱- ضریب ترمواکونومیک برای ایستگاه‌های تقویت فشار و خطوط لوله

Station	Exergo-Economic Factor: f_k
Station-1	0.4438
Station-2	0.1809
Station-3	0.2221
Station-4	0.5018
Station-5	0.3061
Station-6	0.6495
Station-7	0.5110
Station-8	0.8477
Pipeline-1-2	0.7974
Pipeline-2-3	0.5244
Pipeline-3-4	0.7405
Pipeline-4-5	0.8745
Pipeline-5-6	0.6654
Pipeline-6-7	0.7948
Pipeline-7-8	0.8724
Pipeline-8-9	0.5990

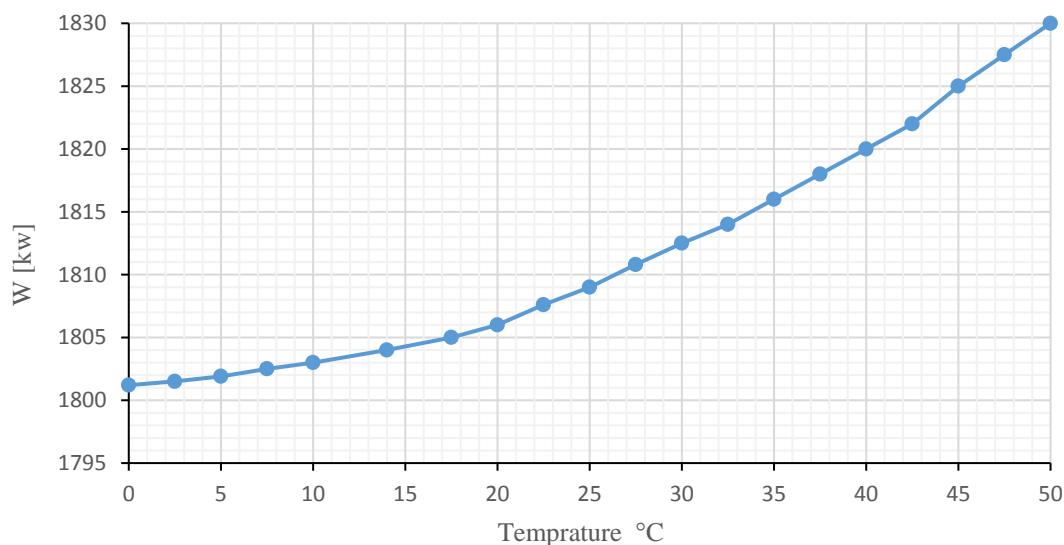
بیشترین ضریب ترمواکونومیک ایستگاه‌ها مربوط به ایستگاه شماره ۸ (چشمه‌شور) و کمترین آن مربوط به ایستگاه شماره ۲ (سبزاب) است. بیشترین ضریب ترمواکونومیک خطوط لوله مربوط به آسار به پل بابا و کمترین آن مربوط به سبزاب به تنگ فنی است.

۳-۵ تحلیل حساسیت

در تحلیل حساسیت یک متغیر در یک بازه مشخص از کران پایین تا کران بالا در فواصل مشخص تغییر داده می‌شود تا اثر تغییر این متغیر روی دیگر متغیرهای سیستم مشخص گردد.

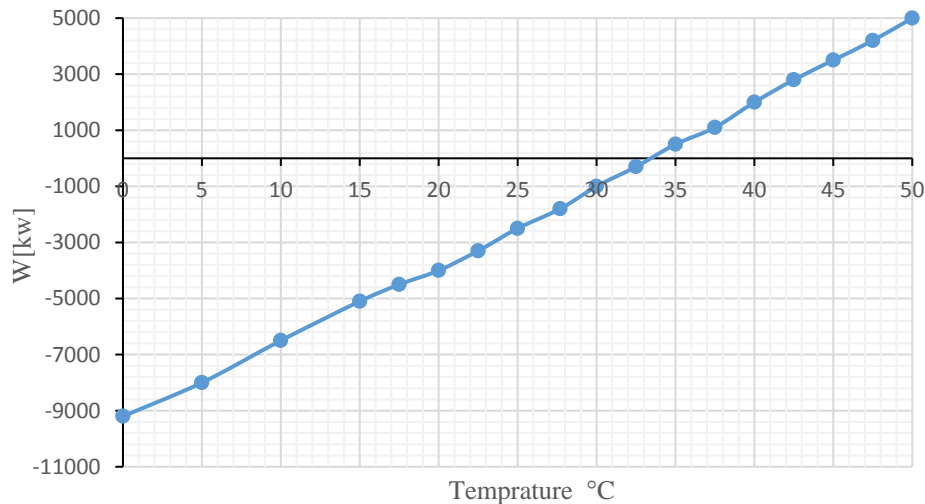
۳-۵-۱ تحلیل حساسیت با توجه به تغییرات دمای محیط

در نمودار ۲ حساسیت کار مصرفی ایستگاه تقویت فشار دوم در اثر تغییرات دمای محیط پیرامون خط لوله بین ایستگاه اول و دوم رسم شده است. با افزایش دمای محیط پیرامون خط لوله بین ایستگاه‌های اول و دوم کار مصرفی ایستگاه تقویت فشار دوم افزایش می‌یابد پس می‌توان به صورت کلی نتیجه گرفت با افزایش دمای محیط پیرامون خطوط لوله کار مصرفی ایستگاه‌های تقویت فشار افزایش می‌یابد زیرا آنتالپی جریان نفت با افزایش دما افزایش می‌یابد. همچنین از آنجایی که ایستگاه‌های فشار موظف‌اند یک فشار خروجی مشخص را ایجاد کنند با افزایش کار مصرفی موردنیاز این ایستگاه‌ها، نرخ هزینه این ایستگاه‌ها و به دنبال آن نرخ هزینه جریان‌های خروجی ایستگاه‌های تقویت فشار نیز افزایش می‌یابد.



نمودار ۲- حساسیت کار مصرفی ایستگاه تقویت فشار دوم در اثر تغییرات دمای محیط بین ایستگاه اول و دوم

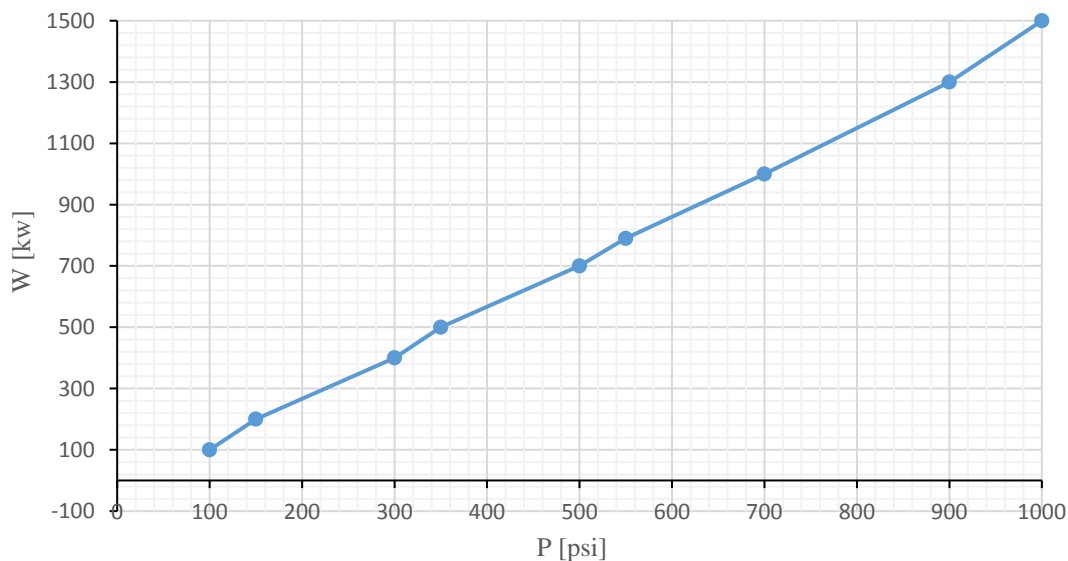
نمودار ۵ حساسیت مقدار حرارت مبادله شده با محیط پیرامون در خط لوله بین ایستگاه‌های تقویت فشار اول و دوم در اثر تغییرات دمای محیط پیرامون این خط لوله را نشان می‌دهد. با افزایش دمای محیط از ۰ تا حدود ۳۴ درجه سانتی‌گراد میزان انتقال حرارت کاهش می‌یابد و به حدود صفر می‌رسد. به عبارتی دیگر زمانی که دمای محیط با دمای نفت برابر است میزان انتقال حرارت صفر است. از این نقطه به بعد تا ۵۰ درجه سانتی‌گراد مقدار انتقال حرارت افزایش می‌یابد.



نمودار ۳- حساسیت مقدار حرارت مبادله شده با محیط در خط لوله بین ایستگاه‌های تقویت فشار اول و دوم در اثر تغییرات دمای محیط

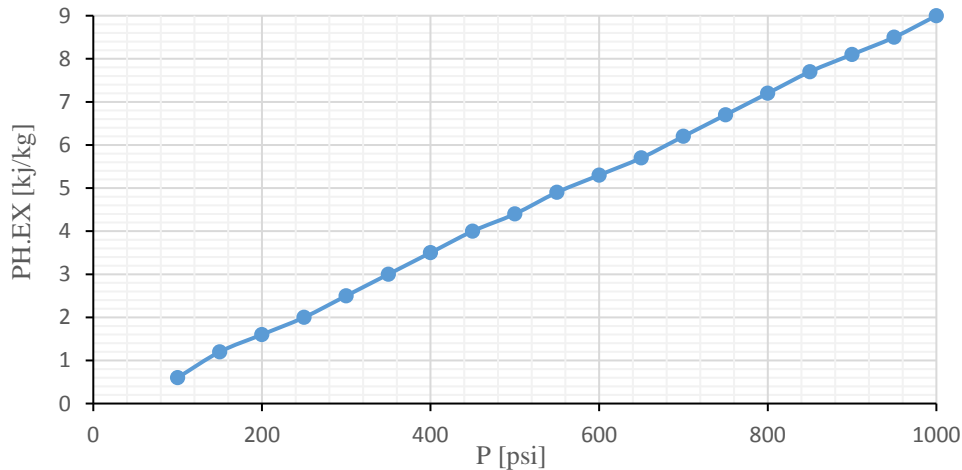
۳-۵-۲ تحلیل حساسیت با توجه به تغییرات فشار

نمودار ۴ حساسیت کار مصرفی ایستگاه اول نسبت به تغییرات فشار خروجی این ایستگاه را نشان می‌دهد. با تغییر فشار خروجی ایستگاه تقویت فشار اول از ۱۰۰ تا ۱۰۰۰ psi کار مصرفی این ایستگاه از حدود ۱۰۰ تا ۱۴۰۰ کیلووات تغییر می‌کند یعنی در حدود ۱۳۰۰ درصد افزایش می‌یابد. در عمل تغییرات فشار در این بازه انجام نمی‌شود. مثلاً در ایستگاه اول که فشار خروجی ۷۰۰ psi است تغییرات در حدود ۲۵۰ psi انجام می‌گیرد یعنی کار مصرفی در حدود ۴۰ درصد افزایش یا کاهش پیدا می‌کند. دلیل این امر نیز محدودیت‌های ایجاد شده توسط پروفایل خط و تأمین فشار ورودی ایستگاه بعدی است. این افزایش کار مصرفی باعث افزایش نرخ قیمت این ایستگاه و همچنین افزایش نرخ قیمت جریان خروجی آن می‌شود.



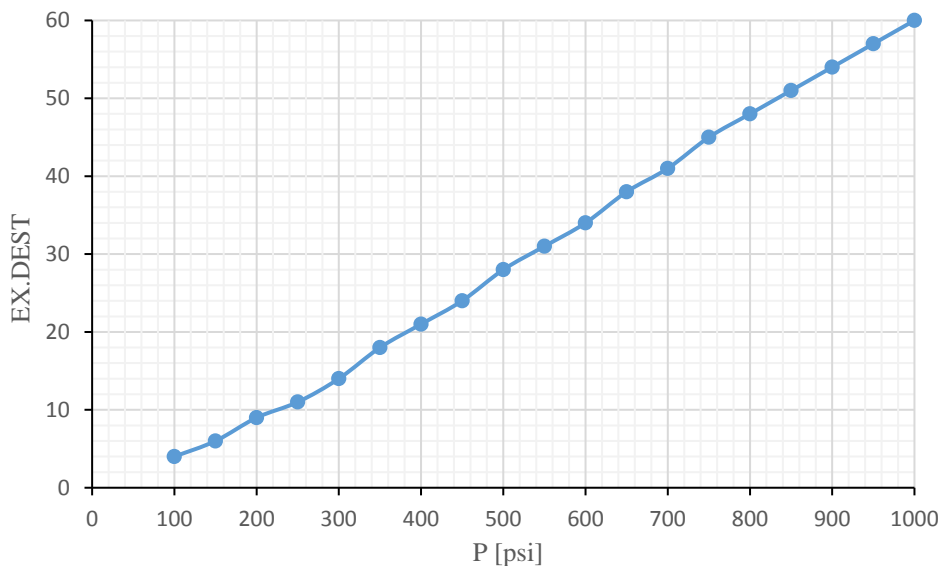
نمودار ۴- حساسیت کار مصرفی ایستگاه اول در اثر تغییر فشار خروجی

نمودار ۵ تأثیر تغییرات فشار ایستگاه اول روی اکسرژی فیزیکی جریان خروجی این ایستگاه نشان داده شده است. با افزایش فشار خروجی ایستگاه اول مقدار اکسرژی فیزیکی از ۰/۶ تا ۹ کیلوژول بر کیلوگرم افزایش می‌یابد. از آنجایی که اکسرژی شیمیایی جریان نفت پس از گذر ایستگاه اول تغییری نمی‌کند پس اکسرژی کل جریان خروجی این ایستگاه با افزایش فشار ایستگاه افزایش خواهد یافت. تحلیل اکسرژی در نمودار ۵ نشان می‌دهد که با افزایش فشار خروجی ایستگاه‌ها، تخریب اکسرژی آن‌ها افزایش می‌یابد.



نمودار ۵- تأثیر تغییر فشار ایستگاه اول روی اکسرژی فیزیکی جریان خروجی

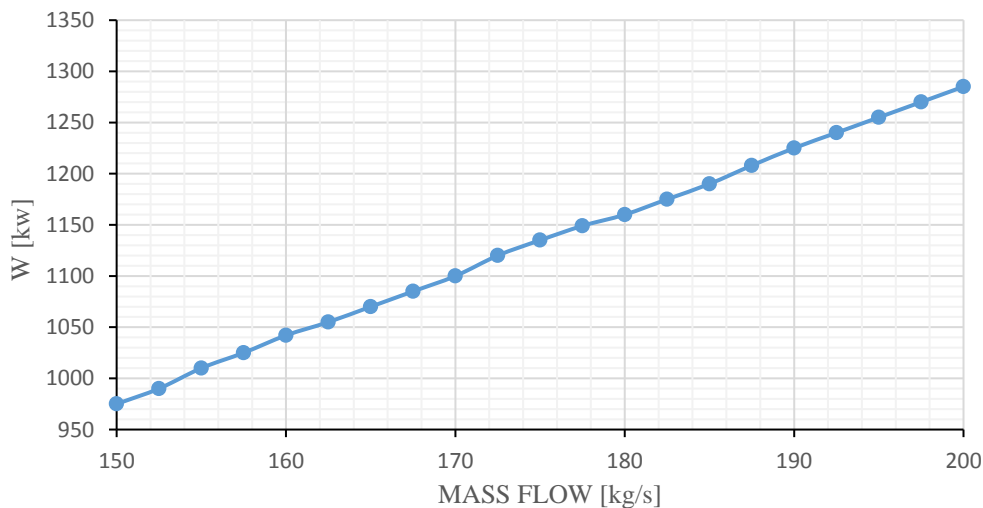
همچنین با توجه به نمودار ۶ اگر فشار در ایستگاه اول از ۴۵۰ تا ۷۰۰ psi متغیر باشد تخریب اکسرژی در حدود ۶۸ درصد کاهش یا افزایش پیدا می‌کند.



نمودار ۶- میزان تخریب اکسرژی ایستگاه تقویت فشار اول برای جریان خروجی

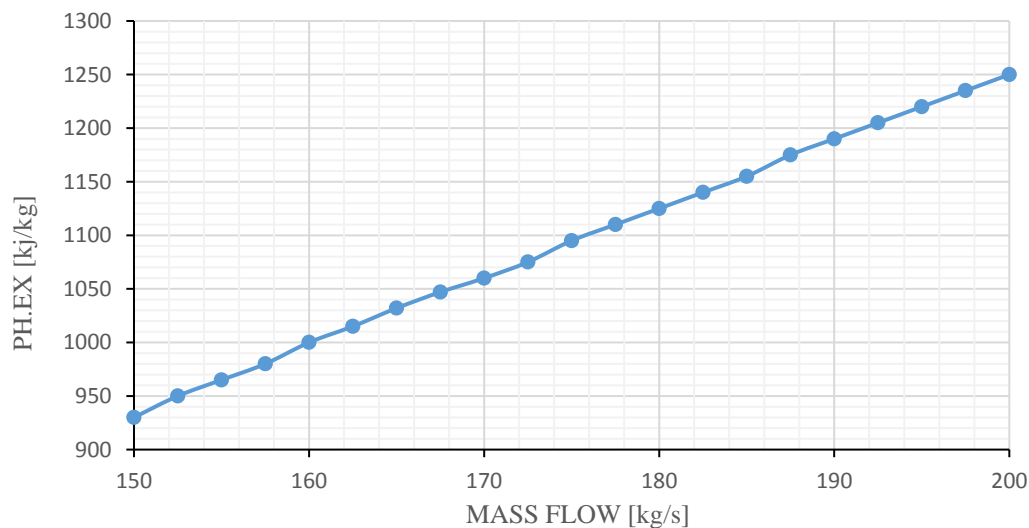
۳-۵-۳ تحلیل حساسیت با توجه به تغییرات دبی جرمی

نمودار ۷ نحوه حساسیت کار مصرفی ایستگاه اول را در اثر تغییرات دبی جرمی ورودی به ایستگاه اول از ۱۵۰ تا ۲۰۰ کیلوگرم بر ثانیه نشان می‌دهد. با افزایش دبی جرمی، کار مصرفی ایستگاه نیز افزایش می‌یابد. این افزایش باعث افزایش نرخ قیمت این ایستگاه و همچنین افزایش نرخ قیمت جریان خروجی آن می‌شود.



نمودار ۷- حساسیت کار مصرفی ایستگاه اول در اثر تغییر دبی جرمی جریان ورودی

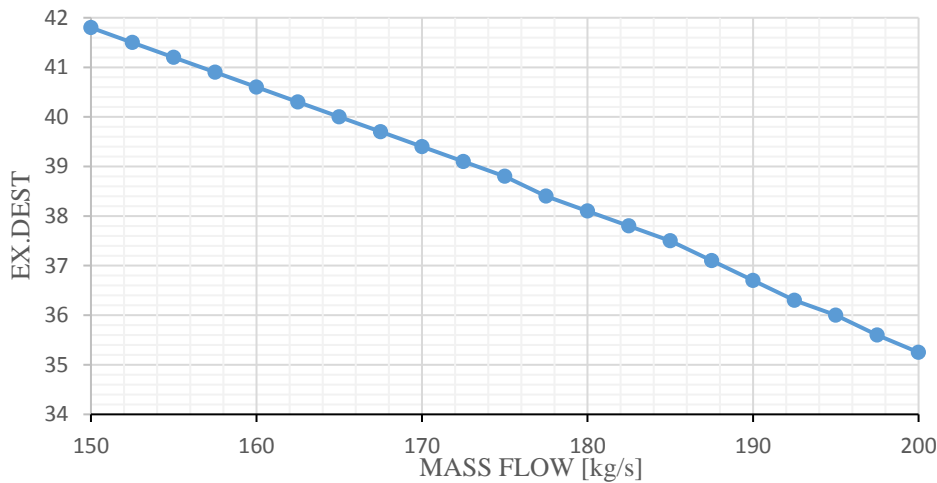
تأثیر تغییرات دبی جرمی جریان ورودی روی اکسرژی فیزیکی جریان خروجی در نمودار ۸ نشان داده شده است. با افزایش دبی جرمی جریان ورودی به ایستگاه تقویت فشار اول مقدار اکسرژی فیزیکی این جریان از حدود ۹۴۰ تا ۱۲۵۰ کیلووات افزایش می‌یابد. از آنجایی که اکسرژی شیمیایی جریان نفت پس از گذر از ایستگاه اول تغییر نمی‌کند پس اکسرژی کل جریان خروجی این ایستگاه با افزایش فشار ایستگاه افزایش خواهد یافت. این تغییر اکسرژی فیزیکی به راحتی قابل توجیه است زیرا تنها دبی جرمی جریان تغییر کرده است. پس اکسرژی فیزیکی برحسب کیلوژول بر کیلوگرم ثابت باقی می‌ماند و تنها این مقدار ثابت وقتی در دبی جرمی که در حال افزایش است ضرب می‌شود افزایش می‌یابد.



نمودار ۸- تأثیر تغییر دبی جرمی جریان ورودی به ایستگاه اول روی اکسرژی فیزیکی جریان خروجی

همان‌گونه که در نمودار ۹ نشان داده شده است با افزایش دبی جرمی جریان ورودی به ایستگاه اول میزان تخریب اکسرژی در حدود ۱۸/۷ درصد کاهش می‌یابد؛ اما نمی‌توان به صورت کلی نتیجه گرفت که تنها با افزایش دبی جرمی تخریب اکسرژی ایستگاه‌ها کاهش می‌یابد چون که در رابطه تخریب اکسرژی ایستگاه، دبی جرمی در یک مقدار مثبت

ضرب می‌شود و باعث افزایش آن می‌شود ولی افزایش دبی جرمی کار مصرفی ایستگاه را نیز افزایش می‌دهد که تأثیر یک عبارت منفی را در این رابطه می‌افزاید.



نمودار ۹- حساسیت میزان تخریب اکسرژی ایستگاه اول در اثر تغییر دبی جرمی جریان ورودی به ایستگاه

۳-۶-۲ تأثیر دمای محیط، فشار، طول و قطر خط لوله بر هزینه نهایی

۳-۶-۱ تأثیر دما

همان‌گونه که در نمودار ۲ هم نشان داده شده بود با افزایش دمای محیط پیرامون خط لوله، کار مصرفی ایستگاه تقویت فشار افزایش می‌یابد. پس با افزایش دمای محیط از طریق افزایش نرخ هزینه ایستگاه‌های تقویت فشار و افزایش نرخ هزینه جریان‌های خروجی این ایستگاه‌ها باعث افزایش قیمت نهایی سیستم خواهد شد. کاهش بیش از حد دما نیز با توجه به اینکه جهت جبران دما باید از تجهیزات گرمایشی استفاده نمود هزینه نهایی را افزایش می‌دهد. جهت افزایش دمای هر مترمکعب مواد نفتی به ازای هر درجه سلسیوس حدود ۵۲ ریال در ساعت بابت هزینه گاز پرداخت می‌شود.

از روابط زیر می‌توان هزینه انرژی مصرف شده جهت افزایش دمای فرآورده موردنظر را محاسبه نمود:

$$\dot{Q} = \dot{m}C\Delta T \quad (36)$$

$$\dot{m}_{g.oil} \times c_{p.g.oil} = \dot{m}_{gas} \times \Delta H_{c.gas} \quad (37)$$

که در آن \dot{Q} نرخ انتقال حرارت برحسب کیلوژول بر ساعت، \dot{m} جرم برحسب کیلوگرم بر ساعت، C ظرفیت حرارتی ویژه برحسب کیلوژول بر کیلوگرم کلوین و ΔT افزایش دما به اندازه یک درجه، C_p گرمای ویژه برحسب کیلوژول بر کیلوگرم کلوین و ΔH_c ارزش حرارتی برحسب کیلوژول بر مترمکعب است [۴ و ۵]

۳-۶-۲ تأثیر فشار

با افزایش فشار خروجی ایستگاه‌های تقویت فشار، میزان تخریب اکسرژی این ایستگاه‌ها نیز افزایش می‌یابد و تخریب اکسرژی به معنای هدر رفت انرژی مفید سیستم است. پس برای تأمین یک میزان مشخص انرژی، تخریب اکسرژی بیش‌تر به معنای صرف هزینه‌های بیش‌تر خواهد بود؛ بنابراین با افزایش فشار خروجی ایستگاه‌های تقویت فشار، از طریق افزایش نرخ هزینه ایستگاه‌های تقویت فشار، افزایش نرخ هزینه جریان‌های خروجی این ایستگاه‌ها و افزایش تخریب اکسرژی آن‌ها باعث افزایش قیمت نهایی سیستم خواهد شد. البته ذکر یک نکته ضروری است که افزایش

فشار خروجی ایستگاه‌ها خود باعث افزایش اکسرژی کل جریان خروجی این ایستگاه‌ها نیز می‌شود پس دو عامل افزایش اکسرژی کل و افزایش تخریب اکسرژی که از نتایج افزایش فشار خروجی ایستگاه‌ها هستند در مقابل هم عمل می‌کنند ولی در این مورد تأثیر تخریب اکسرژی بیش‌تر بوده است. افزایش فشار بر دو آیت مهم دیگر نیز تأثیرگذار است که باعث افزایش هزینه می‌گردد:

۱- استفاده از نیروی محرکه

۲- کلاس و ضخامت تجهیزات

در صورتی افزایش فشار خروجی ایستگاه تقویت فشار مدنظر باشد نیاز به راه‌اندازی نیروی محرکه اضافی است که مستلزم افزایش انرژی و در نتیجه افزایش هزینه می‌گردد. با افزایش فشار، کلاس تجهیزات استفاده شده در سیستم و همچنین ضخامت لوله‌های به‌کاررفته در طول مسیر با توجه به پروفیل خط نیز بیش‌تر شده و هزینه نهایی را افزایش می‌دهد.

اگر در طراحی خطوط لوله و تجهیزات، فشار بالاتری را انتخاب کنیم مجبور می‌شویم از تجهیزاتی با کلاس بالاتر استفاده نماییم [۸-۱۱]

۳-۶-۳ تأثیر طول لوله

بدیهی است که با افزایش طول لوله هزینه بیش‌تری صرف خرید لوله می‌گردد. همچنین در محاسبات بایستی هزینه لوله‌گذاری نیز محاسبه گردد. افزایش هزینه‌های مربوط به خرید لوله و نصب آن باعث افزایش نرخ هزینه جریان‌های خروجی خط لوله برحسب دلار بر ثانیه نیز می‌شود؛ بنابراین افزایش طول خطوط لوله با ثابت بودن پارامترهای دیگر سیستم از طریق افزایش نرخ هزینه خطوط لوله و جریان‌های خروجی آن‌ها باعث افزایش هزینه نهایی سیستم خواهد شد.

۳-۶-۴ تأثیر قطر لوله

قطر لوله روی هزینه نهایی انرژی مصرفی پمپ‌ها و هزینه خرید آن‌ها تأثیر می‌گذارد. قطر لوله همچنین روی اندازه شیرآلات و سایر متعلقات آن‌ها مؤثر است. اگر قطر لوله بزرگ باشد افت فشار کاهش خواهد یافت که به این معناست که پمپ کوچک‌تری برای پمپاژ مایعات مورد نیاز است و در نتیجه انرژی کم‌تری برای انتقال صرف خواهد شد اما بزرگی قطر لوله باعث افزایش قیمت لوله، هزینه عایق‌کاری و قیمت شیرآلات می‌شود. هرچقدر قطر لوله کوچک‌تر انتخاب شود هزینه لوله‌کشی تقلیل می‌یابد و ضخامت لوله بیش‌تر شده و در نتیجه هزینه نهایی بیش‌تر می‌شود [۱۱-۸]؛ بنابراین باید قطر بهینه لوله جهت به حداقل رساندن هزینه‌ها انتخاب گردد. مقادیر محاسبه شده قطر بهینه با توجه به روابط ۳۱ و ۳۲ در جدول ۱۲ آورده شده است.

جدول ۱۲- مقادیر قطر بهینه مسیر خط لوله ۱۶ اینچ انتقال نفت اهواز-ری

اطلاعات مسیر خط لوله ۱۶ اینچ انتقال نفت اهواز-ری						
ردیف	نام مرکز	اندازه لوله تا مرکز بعدی (inch)	دبی حجمی (m ³ /h)	ρ	قطر بهینه (m)	قطر بهینه (inch)
۱	مرکز انتقال نفت نظامیه	۱۶	۳۰۰-۷۰۰	۸۳۰	۰/۴۱۵۸۱۲۵۱	۱۶/۳۷
۲	مرکز انتقال نفت سبزاب	۲۰	۳۰۰-۷۰۰	۸۳۰	۰/۴۱۵۸۱۲۵۱	۱۶/۳۷
۳	مرکز انتقال نفت تنگ فنی	۲۰	۳۰۰-۵۷۰	۸۳۰	۰/۳۷۹۱۲۵۰۴	۱۴/۹۲

۱۴/۹۲	۰/۳۷۹۱۲۵۰۴	۸۳۰	۳۰۰-۵۷۰	۲۶	مرکز انتقال نفت آسار	۴
۱۴/۹۲	۰/۳۷۹۱۲۵۰۴	۸۳۰	۳۰۰-۵۷۰	۱۶	مرکز انتقال نفت پل بابا	۵
۱۴/۹۲	۰/۳۷۹۱۲۵۰۴	۸۳۰	۳۰۰-۵۷۰	۱۶	مرکز انتقال نفت رازان	۶
۱۷/۸۷	۰/۳۷۹۱۲۵۰۴	۸۳۰	۴۵۰-۸۵۰	۱۶	مرکز انتقال نفت شازند	۷
۱۷/۸۷	۰/۳۷۹۱۲۵۰۴	۸۳۰	۴۵۰-۸۵۰	۱۶	مرکز انتقال نفت چشمه شور	۸
*	*	*	*	*	تأسیسات انتهایی ری	۹

همان گونه که در جدول ۱۲ مشخص است مقادیر قطر لوله در ایستگاه‌های ۲، ۳ و ۴ اختلاف زیادی با قطر بهینه دارند که این موضوع افزایش هزینه‌ها را در پی دارد. هزینه احداث خطوط لوله مسیر ۱۶ اینچ اهواز-ری مطابق جدول ۱۳ است.

جدول ۱۳- برآورد هزینه احداث خط لوله با توجه به قطر

برآورد هزینه احداث خط لوله ۱۶ اینچ انتقال نفت اهواز - ری با توجه به قطر و طول لوله															
ردیف	نام مرکز	فاصله تا مرکز بعدی (متر)	اندازه لوله تا مرکز بعدی (متر)	تعداد ولوهای بین‌راهی تا مرکز بعدی	کلاس ولوهای بین‌راهی	قیمت هر شاخه لوله ۱۲ متری (ریال)	هزینه ریسه کردن هر متر لوله (ریال)	سرچوش و جوشکاری هر سرچوش (ریال)	خم زدن و جوشکاری هر سرچوش (ریال)	پرتونگاری هر سرچوش (ریال)	هر عدد (ریال)	نصب شیرهای بین‌راهی هر متر (ریال)	آزمایش هیدرو استاتیکی مترمکعب (ریال)	حفاری تا عمق ۲ متر مترمکعب (ریال)	هزینه نهایی (ریال)
۱	نظامیه	۱۱۴	۱۶	۰	۶۰۰	۱۹۷۶۴۷۳۰	۳۱۴۳۰	۱۷۰۱۵۳۰	۷۷۳۶۴۰	۷۷۳۶۴۰	۲۱۶۳۲۵۹۰	۶۰۶۶۰	۲۷۸۰۵۰	۴۳۵۴۷۷۶۲۵۰۰۰	
۲	سبزاب	۴۵	۲۰	۱	۶۰۰	۲۴۷۷۹۹۵۶	۳۸۰۰۰	۲۰۹۰۷۵۰	۹۴۰۴۹۰	۹۴۰۴۹۰	۲۷۱۵۳۵۴۰	۷۱۴۸۰	۲۷۸۰۵۰	۱۹۵۶۸۶۳۸۸۵۴۰	
۳	تنگ فنی	۳۴	۲۰	۲	۶۰۰	۲۴۷۷۹۹۵۶	۳۸۰۰۰	۲۰۹۰۷۵۰	۹۴۰۴۹۰	۹۴۰۴۹۰	۲۷۱۵۳۵۴۰	۷۱۴۸۰	۲۷۸۰۵۰	۱۴۷۸۸۵۷۲۹۰۸۰	
۴	آسار	۷۸	۲۶	۲	۶۰۰	۳۲۳۰۳۷۹۶	۴۸۸۱۰	۲۸۴۶۳۳۰	۲۸۴۶۳۳۰	۱۱۷۵۶۲۰	۳۳۸۸۲۸۳۰	۸۵۵۷۰	۲۷۸۰۵۰	۴۰۲۹۳۶۸۲۹۶۶۰	
۵	پل بابا	۴۰	۱۶	۱	۶۰۰	۱۹۷۶۴۷۳۰	۳۱۴۳۰	۱۷۰۱۵۳۰	۷۷۳۶۴۰	۷۷۳۶۴۰	۲۱۶۳۲۵۹۰	۶۰۶۶۰	۲۷۸۰۵۰	۱۵۲۸۲۰۷۹۹۲۵۷	
۶	رازان	۹۳	۱۶	۱	۶۰۰	۱۹۷۶۴۷۳۰	۳۱۴۳۰	۱۷۰۱۵۳۰	۷۷۳۶۴۰	۷۷۳۶۴۰	۲۱۶۳۲۵۹۰	۶۰۶۶۰	۲۷۸۰۵۰	۳۵۵۲۷۹۶۹۵۰۹۰	
۷	شازند	۲۱۶	۱۶	۴	۶۰۰	۱۹۷۶۴۷۳۰	۳۱۴۳۰	۱۷۰۱۵۳۰	۷۷۳۶۴۰	۷۷۳۶۴۰	۲۱۶۳۲۵۹۰	۶۰۶۶۰	۲۷۸۰۵۰	۸۲۵۲۰۲۰۳۰۳۶۰	
۸	چشمه شور	۵۶	۱۶	۲	۶۰۰	۱۹۷۶۴۷۳۰	۳۱۴۳۰	۱۷۰۱۵۳۰	۷۷۳۶۴۰	۷۷۳۶۴۰	۲۱۶۳۲۵۹۰	۶۰۶۶۰	۲۷۸۰۵۰	۲۱۳۹۶۲۰۹۸۵۱۳	
۹	ری	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	*	

همان طور که در جدول ۱۳ مشخص است در صورتی که در طراحی خطوط لوله انتقال نفت قطر بهینه محاسبه و انتخاب گردد هزینه‌ها به طور چشمگیری کاهش پیدا می‌کند.

۴- نتیجه‌گیری

در این پژوهش تحلیل انرژی، اکسرژی و ترموآکونومیک خط لوله ۱۶ اینچ انتقال نفت اهواز-ری انجام شد. نتایج نشان داد کم‌ترین تخریب اکسرژی ایستگاه‌ها با مقدار تقریبی ۳۴ کیلووات در ایستگاه تقویت فشار چشمه شور و بیش‌ترین مقدار آن با مقدار تقریبی ۱۰۶۸ کیلووات در ایستگاه تقویت فشار سبزاب بود. بیش‌ترین تخریب اکسرژی در خط لوله

بین ایستگاه‌های سبزاب به تنگ فنی با مقدار تقریبی ۱۷۴۰ کیلووات و کم‌ترین آن بین ایستگاه‌های تنگ فنی به آسار با مقدار تقریبی ۵۰۸ کیلووات به دست آمد. تحلیل ترموآکونومیک جهت به دست آوردن نرخ هزینه تجهیزات، جریان‌های ماده، کار و حرارت و محاسبه ضریب ترموآکونومیک به منظور بهینه‌سازی سیستم از نظر اقتصادی انجام شد. بیش‌ترین نرخ قیمت با مقدار ۰/۰۰۱۳۰ دلار بر ثانیه در ایستگاه تقویت فشار سبزاب و کم‌ترین نرخ قیمت با مقدار ۰/۰۰۰۵۱ دلار بر ثانیه در مرکز انتقال نفت پل بابا مشاهده شد. همچنین بیش‌ترین نرخ قیمت خطوط لوله بین ایستگاه‌های شازند و چشمه شور با مقدار ۰/۰۵۸۳۷ دلار بر ثانیه و کم‌ترین مقدار آن در خط لوله بین ایستگاه‌های پل بابا و رازان با مقدار ۰/۰۱۰۸۱۱ دلار بر ثانیه به دست آمد.

با توجه به آنالیز ترموآکونومیک، بیش‌ترین مقدار ضریب ترموآکونومیک برابر با ۰/۸۴۷۷ در ایستگاه چشمه شور و کم‌ترین مقدار آن ۰/۱۸۰۹ در ایستگاه سبزاب بود. بیش‌ترین مقدار این ضریب برای خطوط لوله برابر با ۰/۸۷۴۵ بین ایستگاه‌های آسار و پل بابا و کم‌ترین مقدار آن ۰/۵۲۴۴ بین ایستگاه‌های سبزاب و تنگ فنی بود.

پارامترهای دمای محیط، فشار عملیاتی، دبی جرمی، طول و قطر خط لوله در بهینه‌سازی طراحی بررسی گردید. با توجه به تحقیق انجام شده بهتر است پس از طراحی خطوط لوله انتقال نفت و همچنین تجهیزات ایستگاه‌های پمپاژ، تحلیل انرژی، اکسرژی و ترموآکونومیک خطوط و تجهیزات انجام شده تا بهینه‌ترین روش طراحی اجرا گردد.

علائم و نشانه‌ها

- C: unit cost of production (US\$/MJ)
- \dot{C} : monetary flow rate (\$/Rate or \$/h)
- CRF: capital recovery factor
- e: EXP i
- \dot{E}_x : rate of exergy flow (MW)
- i: interest rate
- \dot{m} : mass flow rate (kg/s)
- PW: present worth
- PWF: present worth factor
- S_n : salvage value (US\$)
- USD: united state dollar
- \emptyset_k : maintenance factor



۵- منابع

- [1] Exergy and economic analyses of crude oil distillation Unit Oludare J. Odejobi Applied Thermodynamics and Process Design Research Laboratory, Department of Chemical Engineering, Obafemi Awolowo University, Ile-Ife 220005, Nigeria.(12 August 2015).
- [2] Exergy-based analysis of gas transmission system with application to Yamal-Europe pipeline, M. Chaczykowski, A.J. Osiadacz, F.E. Uilhoorn, Warsaw University of Technology, Faculty of Environmental Engineering, Heating and Gas Systems Department, Nowowiejska 20, 00-653 Warszawa, Poland.
- [3] Yehia M. el Sayed, 2009, The Thermodynamics of Energy Conversion.
- [4] Yunuas A. Cengel, Michael A. Boles, 2008. Thermodynamics an Engineering Approach, Seventh Edition in SI Units.
- [5] Ashrae Handbook of Fundamentals. SI version. Atlanta, GA: American Society of Heating, Refrigerating, and Air-Conditioning Engineers, Inc, 1993.
- [6] Seam pipes of Esfahan, 2017- www.ahanonline.com.
- [7] Bejan A., 1997, Thermal design and optimization.
- [8] American National Standard, ASME, Mechanical Engineers, 2016.
- [9] National Iranian Oil Engineering & Construction Company, NIOEC SP, 2017.
- [10] American Petroleum Institute, API, 2016.
- [۱۱] احمد روحانی، انتقال مایعات و طراحی خطوط لوله مایع، انتشارات بنیاد فرهنگی رضوی، ۱۳۷۳.
- [12] Max S. Peters, Klaus D. Timmerhaus, 1991, Plant design and economics for chemical engineers, fourth edition.
- [13] E.W. Mc Allister, Pipeline Rules of Thumb, Handbook, 2002, By Butterworth-Einemann.
- [14] W.L.Kam, 1996, Applied Thermodynamics: Availability Method And Energy Conversion, 2nd. Taylor & Francis, Washington.
- [15] H.Y Kwak , D.J Kim , J.S Jeon, 2015, Exergetic and thermoeconomic analyses of power plants, Department of Mechanical Engineering, Chung-Ang University, seoul, Energy 28, 2003, pp. 343–360.