

Reducing Economic and Environmental Costs in the North Utility Plant of Tehran Oil Refinery Using MINLP

Fateme Mohammad Mohammadi¹, Nassim Tahouni^{2*}, M. Hassan Panjeshahi³

1- M.Sc. of Chemical Engineering, University of Tehran

2- Associate Professor of Chemical Engineering, University of Tehran.

3- Professor of Chemical Engineering, University of Tehran.

Email: ntahuni@ut.ac.ir

Abstract

In this research, a new approach was proposed to analyze water, energy and environment in the north utility plant of Tehran Oil Refinery. Operating costs were defined as an economic objective function and five scenarios were examined, including the elimination of some equipment such as boilers and turbines. By removing equipment that operates at minimal capacity, increasing the efficiency of other equipment and importing electricity, a 1-22% saving in operational costs can be achieved. Subsequently, the addition of the organic Rankine cycle to the existing equipment was proposed as a scenario aimed at reducing both economic costs and environmental impacts. The environmental objective function was presented based on life cycle assessment methods, and the multi-objective optimization of the refinery's steam network was performed using the ϵ -constraint method. The results showed that the minimum amount of operating costs is equal to 35.09 M\$/y, while the most environmental effects are observed at this point (24.68 MPt/y). On the other hand, the minimum value of the environmental objective function is equal to 20.68 MPt/y, while the operating costs of the unit reach their highest value, that is, 35.26 M\$/y. The final selection, in terms of prioritizing the importance of each objective function, rests with the decision-makers based on the existing conditions. The scenario of adding the organic Rankine cycle with a payback period of 5 years, is a suitable solution for generating part of the power demand of the network with a lower operating cost and reducing environmental effects.

Keywords: Steam network, Mathematical modeling, Utility plant, Water, Energy, Environment Nexus, Process integration

کاهش هزینه‌های اقتصادی و زیست‌محیطی واحد سرویس جانبی پالایشگاه تهران با استفاده از برنامه‌ریزی غیرخطی عدد صحیح مختلط

فاطمه محمدمحمدی^۱، نسیم طاهونی^{۲*}، محمدحسن پنجه‌شاهی^۳

۱- کارشناس ارشد مهندسی شیمی، دانشگاه تهران

۲- دانشیار مهندسی شیمی، دانشگاه تهران

۳- استاد مهندسی شیمی، دانشگاه تهران

پیام‌نگار: ntahuni@ut.ac.ir

چکیده

در پژوهش حاضر رویکردی جدید برای تحلیل آب، انرژی و محیط زیست در واحد سرویس جانبی پالایشگاه تهران پیشنهاد شد. هزینه‌های عملیاتی به‌عنوان تابع هدف اقتصادی تعریف و ۵ طرح پیشنهادی شامل حذف تعدادی از تجهیزات فعال مانند دیگ بخار و توربین بررسی شد. با از مدار خارج کردن تجهیزاتی که با حداقل ظرفیت خود کار می‌کنند و افزایش راندمان دیگر تجهیزات، به‌علاوه واردات برق با نرخ پایین‌تر می‌توان به ۱-۲۲ درصد صرفه‌جویی در هزینه‌های عملیاتی دست یافت. سپس، طرح افزودن چرخه رانکین آلی به تجهیزات موجود با هدف کاهش هزینه‌های اقتصادی و آثار زیست‌محیطی مطرح شد. تابع هدف زیست‌محیطی بر پایه روش‌های ارزیابی چرخه حیات ارائه و بهینه‌سازی دو هدفه شبکه بخار پالایشگاه با کمک روش محدودیت اسیلون انجام شد. نتایج نشان داد که مقدار کمینه هزینه‌های عملیاتی برابر با $۳۵/۰۹ \text{ M\$/y}$ است (معادل با بیشترین اثرات زیست‌محیطی $۲۴/۶۸ \text{ MPt/y}$). همچنین مقدار کمینه تابع هدف زیست‌محیطی برابر با $۲۰/۶۸ \text{ MPt/y}$ (معادل با بیشترین مقدار هزینه‌های عملیاتی یعنی $۳۵/۲۶ \text{ M\$/y}$) است. انتخاب نهایی در زمینه وزن‌دهی به اهمیت هر کدام از این توابع هدف بر اساس شرایط موجود برعهده تصمیم‌گیرندگان است. طرح افزودن چرخه رانکین آلی با دوره بازگشت سرمایه ۵ ساله می‌تواند راه‌حلی مناسب برای تأمین بخشی از توان موردنیاز شبکه با هزینه عملیاتی پایین‌تر و کاهش آثار زیست‌محیطی باشد.

کلیدواژه‌ها: شبکه بخار، مدل‌سازی ریاضی، واحد سرویس جانبی، همبست آب، انرژی و محیط زیست، یکپارچه‌سازی فرآیند

* تهران، دانشگاه تهران، دانشکده‌گان فنی، دانشکده مهندسی شیمی

۱- مقدمه

راندمان عملیاتی سامانه‌های تولید توان و بخار در صنایع فرایندی نقش مهمی در مصرف انرژی و همچنین انتشار گازهای گلخانه‌ای دارد. به همین دلیل در دهه‌های گذشته تلاش‌های قابل توجهی برای بهینه‌سازی واحدهای سرویس‌های جانبی صورت گرفته است.

در دسته‌ای از پژوهش‌های انجام شده، روش برنامه‌ریزی ریاضی برای مدل کردن و بهینه‌سازی واحدهای فرآیندی و واحد سرویس جانبی مربوطه به کار رفته است. این روش بر مبنای بهینه‌سازی یک ابرساختار بوده و شامل سه بخش اصلی ایجاد یک ابرساختار، توسعه مدل ریاضی و حل مدل است. مدل‌های بهینه‌سازی بر دو حالت خطی و غیرخطی استوار است: شامل برنامه‌ریزی خطی، برنامه‌ریزی غیرخطی، برنامه‌ریزی خطی عدد صحیح مختلط^۱ و برنامه‌ریزی غیرخطی عدد صحیح مختلط^۲.

پژوهش‌های متعددی بر روی واحد سرویس جانبی در پالایشگاه‌های نفت انجام شده است، زیرا این فرآیندها از بزرگترین مصرف‌کننده‌های آب و انرژی در بخش تولید هستند. اکثر آنها با کمک برنامه‌ریزی ریاضی که بر پایه موازنه‌های جرم و انرژی و ارتباط متقابل میان واحدها است و با هدف حداقل کردن هزینه عملیاتی صورت گرفته است [۴-۱] در برخی از پژوهش‌ها ارزیابی زیست‌محیطی نیز انجام شده است و فناوری‌هایی برای کاهش انتشار گازهای گلخانه‌ای در واحد سرویس جانبی در یک مجتمع فرایندی [۵]، یک مجتمع پتروشیمی [۶]، صنعت تولید آهن و فولاد [۷]، پالایشگاه نفت [۸، ۹] و تولید سوخت زیستی [۱۰] پیشنهاد شده است. برخی از محققان بهینه‌سازی چندهدفه را برای واحد سامانه تولید توان و بخار به کار گرفتند و به‌طور همزمان دو تابع هدف هزینه‌های اقتصادی و اثرات زیست‌محیطی را لحاظ کرده‌اند. روش کلاسیک محدودیت افسیلون^۳ نیز برای یافتن جواب‌های بهینه پارتو^۴ استفاده شده است [۱۱، ۱۲]. در پژوهش‌های پیشین مقایسه کاملی بین انواع روش‌های مورد استفاده در بهینه‌سازی چندهدفه ارائه شده است. که به صورت خلاصه در جدول ۱ قابل مشاهده است [۱۳، ۱۴].

جدول ۱. مقایسه روشهای مختلف بهینه‌سازی [۱۳، ۱۴]

Table 1. Comparison of different optimization methods

Method	Algorithm Type	Strengths	Weaknesses	Computational Complexity
NSGA-II ^۵	Evolutionary Algorithm	Fast Pareto front, diversity in solutions	Parameter tuning required	Moderate
MOEA/D ^۶	Decomposition	Good for large-	Can struggle	High

¹ Mixed Integer Linear Programming (MILP)

² MINLP

³ ϵ -constraint method

⁴ Pareto

⁵ Non-Dominated Sorting Genetic Algorithm

	Algorithm	scale problems	with complex problem landscapes	
ε -Constraint	Scalarization Method	Precise control over objectives	High computation time for many objectives	High
MOPSO ^y	Swarm Intelligence	Easy to implement, suitable for continuous	Poor diversity in some cases	Moderate
PSA [^]	Metaheuristic	Suitable for both discrete and continuous	Slow convergence	Moderate

طبق بررسی‌های انجام شده، مسئله‌ی همبست آب، انرژی و محیط زیست در واحد سرویس جانبی پالایشگاه تهران با ارزیابی چرخه حیات و بهینه‌سازی دو هدفه اقتصادی و زیست محیطی، در پژوهش‌های پیشین عنوان نشده است و جنبه نوآورانه تحقیق حاضر خواهد بود. در این پژوهش این همبست در واحد سرویس جانبی پالایشگاه تهران مورد تحقیق و بررسی قرار می‌گیرد. مدل‌سازی ریاضی شبکه بخار انجام می‌شود و دو تابع هدف بهینه‌سازی برای به حداقل رساندن هزینه‌های عملیاتی و آثار زیست‌محیطی تعریف می‌شوند. ابتدا بهینه‌سازی شرایط فعلی شبکه بخار با استفاده از پنج طرح پیشنهادی و با لحاظ تابع اقتصادی انجام می‌شود. سپس، طرح پیشنهادی افزودن چرخه رانکین آلی بررسی و نتایج بهینه‌سازی دو هدفه اقتصادی و زیست‌محیطی آن ارائه می‌شود.

۲- مساله مورد مطالعه - پالایشگاه تهران

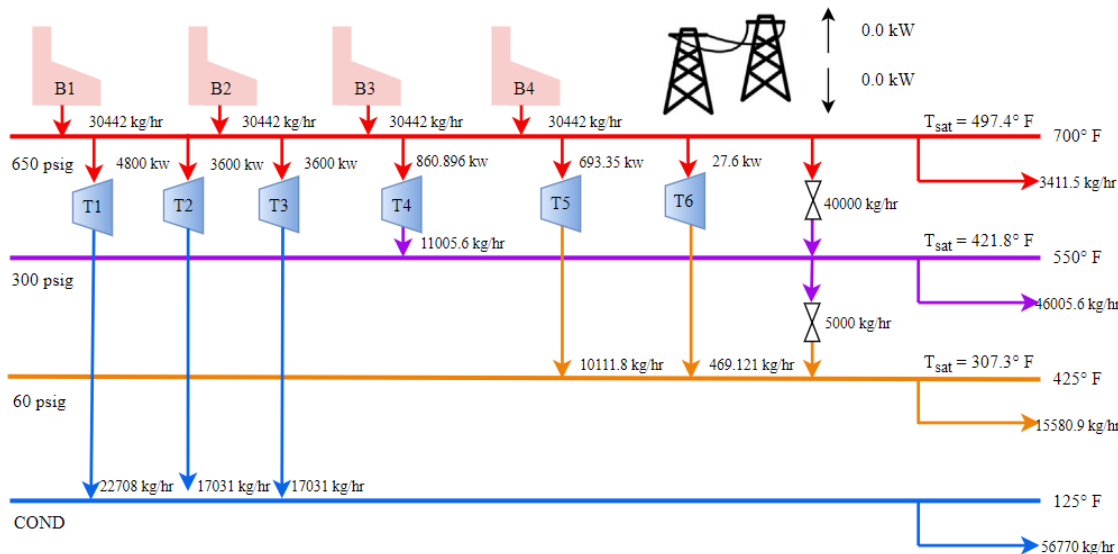
مجتمع پالایشی تهران متشکل از دو پالایشگاه جنوبی و شمالی است. این پالایشگاه سه واحد آب، برق و بخار به نام‌های شماره ۱ (جنوبی)، شماره ۲ (شمالی) و شماره ۳ (جدید) دارد. در این پژوهش واحد آب، برق و بخار شمالی پالایشگاه نفت تهران به‌عنوان یک مطالعه موردی صنعتی در نظر گرفته شده است که جزو پرمصرف‌ترین واحدها از نظر آب و انرژی است و آلاینده‌های قابل توجهی تولید می‌کند.

⁶ Multi-objective Evolutionary Algorithm

⁷ Multi-Objective Particle Swarm Optimization

⁸ Pareto Simulated Annealing

واحد سرویس جانبی شمالی پالایشگاه تهران متشکل از ۴ دیگ بخار (B1-B4)، ۳ توربین بخار برای تولید برق (T1-T3) و تعدادی توربین کار محوری شامل توربین پمپ آب خوراک دیگ بخار (T4)، توربین فن دیگ بخار (T5) و توربین کمپرسور ابزار دقیق (T6) است. سرشاخه^۹ میعانات (COND) و همچنین سه سرشاخه بخار شامل بخار ۶۵۰ psig (بخار پرفشار)، بخار ۳۰۰ psig (فشار متوسط) و بخار ۶۰ psig (فشار پایین) در پالایشگاه وجود دارد. شکل ۱ طرح فعلی و شرایط عملیاتی شبکه بخار واحد سرویس جانبی پالایشگاه را نشان می‌دهد. جداول ۲، ۳ و ۴ به ترتیب شرایط سرشاخه‌های بخار و میعانات، دبی شیرهای فشارشکن و تقاضای توان واحد سرویس جانبی شمالی پالایشگاه را نشان می‌دهند.



شکل ۱. شرایط فعلی شبکه بخار پالایشگاه تهران

Figure 1. Current conditions of the steam network of Tehran refinery

جدول ۲. شرایط سرشاخه‌های بخار و میعانات

Table 2. Conditions of steam and condensate headers

Pressure (psig)	Temperature (°F)	Enthalpy (kJ/kg)
Steam @ 650	700	3133.1
	Saturation: 497.4	Saturation: 1127.7
Steam @ 300	550	2990.3
Steam @ 60	425	2894.2
Condensate @ 50	125	216.7

جدول ۳. دبی شیرهای فشارشکن

Table 3. Flowrate of pressure reducing valves

Pressure relief valve	Flow rate (kg/h)
Between 650 and 300 psig	40000
Between 300 and 60 psig	5000

⁹ Header

جدول ۴. تقاضای توان
Table 4. Power demands

Turbines	Power demands (kW)
Power demand of turbo generators	12000
Shaft demand of boiler feed water (BFW) pump	860.9
Shaft demand of boiler fan	693.4
Shaft demand of compressor control	27.6

۳- مدل ریاضی شبکه بخار پالایشگاه

مدل ریاضی شبکه بخار پالایشگاه بر اساس کنار هم قرار دادن مدل‌های تجهیزات مختلف شامل دیگ‌های تولید بخار در سطوح متفاوت $b \in B$ ، توربین‌های بخار $t \in T$ برای تولید برق یا کار محوری و سرشاخه‌های $i \in I$ برای توزیع بخار به دست می‌آید. این مدل‌ها در کنار هم مانند یک ابرساختار عمل می‌کند که بیانگر شبکه بخار فعلی است.

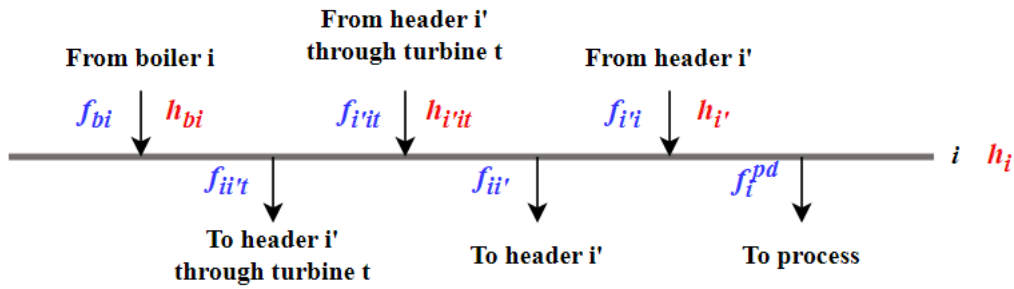
معادله ۱ و ۲ موازنه جرم و انرژی را برای سرشاخه بخار i نشان می‌دهد. مطابق با شکل ۲، جریان‌های ورودی به هر سرشاخه بخار ممکن است بخار خروجی از دیگ‌های بخار b (f_{bi})، توربین‌های بخار t متصل به سرشاخه بخار با فشار بالاتر i' ($f_{i't}$) و شیرفشارشکن از سرشاخه با فشار بالاتر به پایین تر ($f_{i'i}$) باشد. بخار خروجی از یک سرشاخه ممکن است از طریق توربین t وارد سرشاخه با فشار پایین تر i' شود ($f_{ii't}$) یا به مصرف فرآیندها (F_i^{pd}) برسد و یا از طریق شیرفشارشکن از سرشاخه با فشار بالاتر به پایین تر ($f_{ii'}$) منتقل شود. h_{bi} انتالپی بخار خروجی از دیگ بخار، $h_{i't}$ انتالپی بخار خروجی از توربین و h_i انتالپی سرشاخه‌ها است. جریان‌هایی که از یک سرشاخه خارج می‌شوند همگی انتالپی معادل با انتالپی سرشاخه (h_i) دارند [۱۵].

(۱)

$$\sum_{b \in B} f_{bi} + \sum_{\substack{i' \in I \\ i' < i}} \sum_{t \in T} f_{i't} + \sum_{\substack{i' \in I \\ i' < i}} f_{i'i} = \sum_{\substack{i' \in I \\ i' > i}} \sum_{t \in T} f_{ii't} + \sum_{\substack{i' \in I \\ i' > i}} f_{ii'} + F_i^{pd} \quad \forall i \in I$$

(۲)

$$\sum_{b \in B} f_{bi} h_{bi} + \sum_{\substack{i' \in I, i' < i}} \sum_{t \in T} f_{i't} h_{i't} + \sum_{\substack{i' \in I, i' < i}} f_{i'i} h_{i'} = \left(\sum_{\substack{i' \in I, i' > i}} \sum_{t \in T} f_{ii't} + \sum_{\substack{i' \in I, i' > i}} f_{ii'} \right. \\ \left. + F_i^{pd} \right) h_i \quad \forall i \in I$$



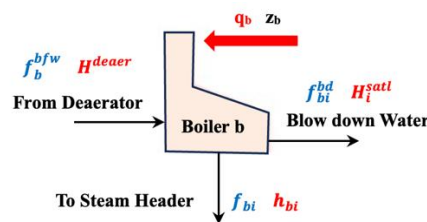
شکل ۲. سرشاخه بخار
Figure 2. Steam header

معادله ۳ موازنه جرم در دیگ بخار b را نشان می‌دهد. دبی آب ورودی خوراک دیگ بخار (f_b^{bfw}) برابر با مقدار بخار تولید شده (f_{bi}) به علاوه دبی جریان زیرکش^{۱۰} (f_{bi}^{bd}) است. جریان زیرکش به صورت مایع اشباع است و دبی آن درصد ثابتی (φ) از تولید بخار است. در این پالایشگاه مقدار زیرکش دیگ‌های بخار ۱۰ درصد در نظر گرفته شده است.

$$f_b^{bfw} = \sum_{i \in I} f_{bi} + \sum_{i \in I} f_{bi}^{bd} \quad \forall b \in B \quad (3)$$

معادله ۴ موازنه انرژی در دیگ بخار b (شکل ۳) را نشان می‌دهد. آب ورودی خوراک با انتالپی H^{deaer} از هوازدا خارج شده و وارد دیگ بخار می‌شود. انتالپی آب خروجی از هوازدا برابر با $63/07 \text{ kJ/kg}$ است. با سوزاندن سوخت در دیگ بخار و آزاد شدن انرژی q_b بخار تولید می‌شود [۱۵].

$$f_b^{bfw} H^{deaer} + q_b = \sum_{i \in I} f_{bi} h_{bi} + \sum_{i \in I} f_{bi}^{bd} H_i^{sat,l} \quad \forall b \in B \quad (4)$$



شکل ۳. دیگ بخار
Figure 3. Boiler

مصرف سوخت دیگ بخار توسط رابطه ۵ نشان داده می‌شود. η_b راندمان دیگ بخار b و H_u^{LHV} ارزش حرارتی سوخت u است [۱۵]. ارزش حرارتی سوخت برابر با 49670 kJ/kg در نظر گرفته می‌شود.

$$f_{bu} = \frac{q_b}{\eta_b H_u^{LHV}} \quad \forall b \in B, u \in U \quad (5)$$

¹⁰ Blowdown

معادله ۶ راندمان دیگ بخار را نشان می‌دهد. این راندمان بر اساس بار اعمالی بر دیگ بخار و نسبتی از ظرفیت کل آن (cap_b^{max}) که فعال است تعریف می‌شود. از این رابطه در محاسبات نیمه‌باری^{۱۱} استفاده می‌شود [۸].

$$\eta_b = 0.0373 \frac{f_b^{bfw}}{cap_b^{max}} + 0.9028 \quad \forall b \in B \quad (۶)$$

رابطه ۷ کار خروجی توربین را بر حسب کیلووات نشان می‌دهد که از تفاوت انتالپی جریان ورودی و خروجی به دست می‌آید [۸].

$$w_{ii't} = \frac{f_{ii't}(h_i - h_{ii't}) \eta_t}{3600} \quad \forall i, i' \in I, i < i', t \in T \quad (۷)$$

معادله ۸ راندمان توربین را نشان می‌دهد. این راندمان بر اساس بار اعمالی بر توربین و نسبتی از ظرفیت کل آن ($cap_{ii't}^{max}$) که فعال است تعریف می‌شود. از این رابطه نیز در محاسبات نیمه‌باری استفاده می‌شود [۱۶].

$$\eta_t = \frac{f_{ii't}}{cap_{ii't}^{max}} \quad \forall i, i' \in I, i < i', t \in T \quad (۸)$$

معادله ۹ موازنه توان کلی برای شبکه بخار را نشان می‌دهد. توربین‌های بخار برای تامین تقاضای توان در شبکه وجود دارند. با توجه به تقاضای کلی شبکه، صادرات ($w^{exp,e}$) یا واردات ($w^{imp,e}$) الکتریسیته نیز لحاظ شده‌اند. به‌علاوه فرض می‌شود که بخار تولید شده توسط شبکه بخار نمی‌تواند صادر شود مگر اینکه ابتدا تقاضای همه فرآیندها و تجهیزات تأمین شود. از طریق رابطه ۱۰ از این موضوع اطمینان حاصل می‌شود، به این صورت که صادرات و واردات برق همزمان نمی‌تواند اتفاق بیفتد. معادلات ۱۱ و ۱۲ برای ارتباط متغیرهای صفر و یکی و متغیرهای پیوسته با اعمال Ω به‌عنوان حداکثر امکان واردات یا صادرات برق نشان داده می‌شود [۱۵].

$$\sum_{\substack{i, i' \in I \\ i < i'}} \sum_{t \in TE} w_{ii't} + w^{imp,e} = W^{dem,e} + w^{exp,e} \quad (۹)$$

$$z^{imp,e} + z^{exp,e} \leq 1 \quad (۱۰)$$

$$w^{imp,e} \leq \Omega z^{imp,e} \quad (۱۱)$$

$$w^{exp,e} \leq \Omega z^{exp,e} \quad (۱۲)$$

قیود ۱۳ تا ۱۵ حدهای بالا و پایین را برای دبی‌ها و میزان توان تولیدی نشان می‌دهند. $\underline{\Omega}_b$ ، $\underline{\Omega}_t$ و $\underline{\Gamma}_t$ حدهای پایین و $\bar{\Omega}_b$ ، $\bar{\Omega}_t$ و $\bar{\Gamma}_t$ حدهای بالا هستند [۱۵]. این قیود در جدول ۵ نشان داده شده است.

$$\underline{\Omega}_b z_{bi} \leq f_{bi} \leq \bar{\Omega}_b z_{bi} \quad \forall b \in B, i \in I \quad (۱۳)$$

¹¹ Part load

$$\underline{\Omega}_t z_{ii't} \leq f_{ii't} \leq \bar{\Omega}_t z_{ii't} \quad \forall i, i' \in I, i < i', t \in CT \quad (14)$$

$$\underline{\Gamma}_t z_{ii't} \leq w_{ii't} \leq \bar{\Gamma}_t z_{ii't} \quad \forall i, i' \in I, i < i', t \in CT \quad (15)$$

جدول ۵. حد بالا و حد پایین متغیرهای تصمیم‌گیری

Table 5. Upper and lower bounds of decision variables

Variable	Lower bound	Upper bound
Steam flowrate for boiler (f_{bi})	30442 kg/h	78925 kg/h
Steam flowrate for steam turbine ($f_{ii't}$)	17031 kg/h	34062 kg/h
Power generation for steam turbine ($w_{ii't}$)	3600 kW	7200 kW
Electricity import or export	0	10000 kW

۴- بهینه‌سازی توابع اقتصادی و زیست‌محیطی

در این پژوهش در ارزیابی اقتصادی و زیست‌محیطی فقط به مسئله به حداقل رساندن هزینه‌های عملیاتی و همچنین اثرات زیست‌محیطی سرویس‌های جانبی مصرفی پرداخته می‌شود.

ارزیابی اقتصادی واحد سرویس جانبی با حداقل کردن تابع هزینه عملیاتی سالیانه (J^{AOC}) انجام می‌شود. در رابطه ۱۶، C_u نرخ سوخت مورد استفاده در دیگ بخار، C^{cw} نرخ آب خنک‌کننده مورد استفاده در کندانسور، $C^{imp,e}$ نرخ واردات برق، $C^{exp,e}$ نرخ صادرات برق و t^{hrs} نیز ساعات کاری سالیانه (۸۰۰۰ ساعت) است. همچنین f_{bu} دبی سوخت، $f_{ii't}^{cw}$ دبی آب خنک‌کننده، $w^{imp,e}$ برق وارداتی و $w^{exp,e}$ برق صادراتی است [۱۵]. قیمت سرویس‌های جانبی و سوخت در جدول ۶ درج شده است.

$$J^{AOC} = \left(\sum_{b \in B} \sum_{u \in U} C_u f_{bu} + \sum_{i, i' \in I} \sum_{t \in CT} C^{cw} f_{ii't}^{cw} + C^{imp,e} w^{imp,e} - C^{exp,e} w^{exp,e} \right) t^{hrs} \quad (16)$$

جدول ۶. قیمت سرویس‌های جانبی

Table 6. utility cost

Utilities	Price
Electricity import	0.108 \$/kWh
Electricity export	0.064 \$/kWh
Natural gas fuel	0.42 \$/kg
Cooling water	0.00043 \$/kg

در ارزیابی زیست‌محیطی، هدف کمینه کردن تابع اثرات زیست‌محیطی مصرف سوخت، آب، و برق وارداتی در شبکه فعلی بخار پالایشگاه است. در پژوهش حاضر، برای ارزیابی زیست‌محیطی چرخه عمر از Eco-indicator 99 استفاده می‌شود. در این روش اثرات زیست‌محیطی یک ماده یا فرآیند به کمک ضرایب آسیب توصیف می‌شود و با توجه به عدم قطعیت‌ها، اکثر ضرایب آسیب را به صورت یک مقدار متوسط ارائه

می‌کنند [۱۶]. در رابطه ۱۷ علامت D بیانگر ضریب آسیب^{۱۲} است. D_u ، D^{cw} و $D^{imp,e}$ ، به ترتیب ضریب آسیب استخراج منابع و سوزاندن سوخت و انتشار آلاینده‌ها، ضریب آسیب مصرف آب و ضریب آسیب واردات برق است [۱۲]. جدول ۷ ضرایب آسیب سرویس‌های جانبی را ارائه می‌دهد. Pt به اختصار واحد پوینت (Point) را نشان می‌دهد [۱۷].

$$J^{AEI} = \left(\sum_{b \in B} \sum_{u \in U} D_u q_b + \sum_{i, i' \in I} \sum_{t \in CT} D^{cw} f_{ii't}^{cw} + D^{imp,e} W^{imp,e} \right) t^{hrs} \quad (17)$$

جدول ۷. ضرایب آسیب سرویس‌های جانبی

Table 7. Damage factors of utilities

Utility	Damage factor
Fuel	0.000006422 Pt/kJ
Water	0.00005005 Pt/kg
Electricity	0.7873 Pt/kWh

در این پژوهش مسئله بهینه‌سازی چندهدفه با تقابل بین تابع هدف اقتصادی و تابع هدف زیست محیطی در شبکه فعلی پالایشگاه بخار تهران تعریف می‌شود. برای حل این مسئله از روش محدودیت افسیلون استفاده می‌شود. این روش یکی از روش‌های متداول در بهینه‌سازی چند هدفه است که یکی از تابع هدف را به عنوان تابع هدف اصلی بهینه می‌کند و سایر تابع هدف‌ها را به عنوان محدودیت‌ها در نظر می‌گیرد و مقدار آن‌ها را تغییر می‌دهد. پیاده‌سازی روش محدودیت افسیلون باید به صورت گام‌به‌گام در نرم‌افزار GAMS انجام شود. در این روش در گام اول باید یکی از توابع هدف را انتخاب کرده و دیگری را کنار گذاشت. تابع هدف انتخاب شده با لحاظ قیود بررسی و جواب‌های بهینه برای تابع هدف اول به دست می‌آید (f_1^b). سپس، این مقادیر در تابع هدف دوم ثابت در نظر گرفته شده و مقدار تابع دوم به دست می‌آید. از آنجا که این دو تابع هدف با هم تعارض دارند، مقدار حاصل برای تابع هدف دوم در این حالت بدترین مقدار این تابع است (f_2^w). در گام دوم، این بار مقدار بهینه تابع هدف دوم به دست می‌آید (f_2^b). مقادیر بهینه متغیرها که در این مرحله به دست می‌آید را در تابع هدف اول جایگزین کرده و بدترین مقدار تابع هدف اول بدست می‌آید (f_1^w). پس از به دست آوردن این مقادیر نهایتاً یکی از توابع هدف به دلخواه انتخاب و تابع هدف دیگر به صورت قید یا محدودیت درمی‌آید، به این صورت که تابع هدف دوم باید کمتر یا مساوی یک مقدار افسیلونی (ε) باشد. بنابراین یک محدودیت به محدودیت‌های مسئله افزوده می‌شود و تابع هدف اول بر این اساس بهینه می‌شود. در این مسئله مطابق با رابطه ۱۸ تابع هدف اقتصادی (f_1) به عنوان تابع هدف اصلی انتخاب و تابع هدف زیست محیطی (f_2) به صورت قید درمی‌آید.

$$J^{AOC} = \left(\sum_{b \in B} \sum_{u \in U} C_u f_{bu} + \sum_{i, i' \in I} \sum_{t \in CT} C^{cw} f_{ii't}^{cw} + C^{imp,e} W^{imp,e} - C^{exp,e} W^{exp,e} \right) t^{hrs}$$

$$\left(\sum_{b \in B} \sum_{u \in U} D_u q_b + \sum_{i, i' \in I} \sum_{t \in CT} D^{cw} f_{ii't}^{cw} + D^{imp,e} W^{imp,e} \right) t^{hrs} \leq \varepsilon$$

¹² Damage factor

روش محدودیت اسیلون یک روش تکرارشونده است. اسیلون را باید مرتباً تغییر داد. ابتدا مقدار آن برابر با f_2^w قرار داده می‌شود، سپس اسیلون مرتباً کاهش می‌یابد تا به f_2^b برسد. بنابراین باید تعدادی مقادیر اسیلون نیز بین این دو عدد تعریف شود. این تعداد می‌تواند کم یا زیاد و کاملاً متغیر باشد. این کار با استفاده از یک حلقه در نرم‌افزار GAMS انجام می‌شود. نهایتاً مسئله با حل‌کننده مناسب حل می‌شود تا جواب‌های بهینه پارتو به دست آیند.

۵- طرح‌های پیشنهادی مورد مطالعه

با هدف بهبود نتایج بهینه‌سازی و نیز شرایط عملکردی شبکه فعلی بخار پالایشگاه، در این پژوهش ۶ طرح پیشنهادی شامل بهینه‌سازی شبکه بخار فعلی (طرح ۱)، بررسی حذف یک دیگ بخار (طرح ۲)، بررسی حذف دو دیگ بخار (طرح ۳)، بررسی حذف همزمان دو دیگ بخار و یک توربین (طرح ۴)، بررسی حذف همزمان دو دیگ بخار و دو توربین (طرح ۵) و استفاده از چرخه رانکین آلی (طرح پیشنهادی ۶) تحلیل می‌شوند. برای هر طرح مدل در محیط نرم‌افزار GAMS با حل‌کننده ۱۳ ANTIGONE حل می‌شود.

انجام اصلاحات در شبکه بخار می‌تواند شامل افزودن تجهیزات جدید به واحد باشد. چرخه رانکین آلی گزینه‌ای است که می‌تواند برای بازیابی حرارت از گاز دودکش خروجی از دیگ‌های بخار و تولید برق مورد استفاده قرار گیرد (طرح ۶). در جدول ۸ مشخصات گاز دودکش یکی از دیگ‌های بخار پالایشگاه مشاهده می‌شود. سوخت مورد استفاده این دیگ بخار گاز طبیعی با دبی ۳۴۲۵ کیلوگرم بر ساعت (۸۵ درصد متان و ۱۵ درصد اتان) است.

دمای گاز دودکش دیگ‌های بخار، طبق گزارش ممیزی آب و انرژی پالایشگاه، بین ۲۰۰ تا ۳۲۰ درجه سلسیوس متغیر است که در این پژوهش ۲۵۰ درجه سانتی‌گراد در نظر گرفته شده است. دمای آب خنک‌کن نیز ۱۰ درجه سانتی‌گراد لحاظ شده است. با داشتن دما و دبی منبع گرم و دمای منبع سرد، سیال تولوئن به عنوان سیال کاری انتخاب شده است. جدول ۹ شرایط عملیاتی چرخه رانکین آلی را نشان می‌دهد. توربین ایزونتروپیک و افت فشار در مبدل‌های حرارتی ناچیز فرض شده است.

جدول ۸. مشخصات گاز دودکش دیگ بخار

Table 8. Specifications of boiler's flue gas

Parameter	Value	
Mass Flowrate (kg/h)	78423.5	
Temperature (°C)	200-320	
Pressure (atm)	1.0	
Composition (% mass)	N ₂	75.7
	H ₂ O	9.5
	O ₂	2.4

	CO ₂	12.4
--	-----------------	------

جدول ۹. شرایط چرخه رانکین آلی
Table 9. Conditions of organic Rankine cycle

Conditions of organic Rankine cycle	Value
Heat source temperature (flue gas)	250 °C
Heat sink temperature (cooling water)	10 °C
Working fluid flowrate	4.5 kg/s
Turbine inlet/outlet pressure	5.4/0.04 bar
Pump outlet temperature	20 °C

برای ارزیابی اقتصادی افزودن این چرخه به شبکه بخار پارامترهای هزینه همتراز شده انرژی^{۱۴} و زمان بازگشت سرمایه باید محاسبه شوند. به این منظور ابتدا باید هزینه سرمایه‌گذاری کلی^{۱۵} متشکل از هزینه تجهیزات پمپ، توربین و دو مبدل حرارتی محاسبه شود.

هزینه اولیه (C_0) هر تجهیز که از جنس کربن استیل باشد و در فشار محیط کار کند از رابطه ۱۹ محاسبه می‌شود. سپس اگر جنس تجهیز و فشار عملیاتی متفاوت باشد به کمک رابطه ۲۰ هزینه اولیه اصلاح می‌شود. در این رابطه ضریب فشار (F_P) و ضریب جنس (F_M) دیده می‌شود. ضریب فشار با رابطه ۲۱ محاسبه می‌شود. ضریب جنس و سایر مقادیر ثابت برای هر یک از تجهیزات با کمک جدول ۱۰ به دست می‌آید [۱۸].

$$\log C_0 = [K_1 + K_2 \log w + K_3(\log w)^2] \quad (19)$$

$$C_e = C_0[B_1 + (B_2 \times F_M \times F_P)] \quad (20)$$

$$\log F_P = [C_1 + C_2 \log P + C_3(\log P)^2] \quad (21)$$

جدول ۱۰. ثوابت مربوط به هزینه تجهیزات (سال ۲۰۰۱)

Table 10. Constants for cost of equipment

Constants Equipment	w	K_1	K_2	K_3	C_1	C_2	C_3	B_1	B_2	F_M
Pump	Power (kW)	3.3892	0.0536	0.1538	-0.3935	0.3957	-0.00226	1.89	1.35	1.5
Evaporator & Condenser	Area (m ²)	4.6656	-0.1557	0.1547	0	0	0	0.96	1.21	1
Turbine	Power (kW)	2.2476	1.4965	-0.1618	-	-	-	-	-	-

مقادیر تمامی ضرایب جدول ۱۰ مربوط به سال ۲۰۰۱ بوده و هزینه سال ۲۰۲۳ باید اصلاح شود. شاخص هزینه^{۱۶} سال ۲۰۰۱ برابر با ۳۹۴/۳ و شاخص هزینه سال ۲۰۲۳ برابر با ۷۹۷/۹ است [۱۹-۲۲].

¹⁴ Levelized cost of energy (LCOE)

¹⁵ Total investment cost (TIC)

¹⁶ Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)

هزینه تعمیر و نگهداری^{۱۷} (C_{mtn}) این چرخه برابر با ۱/۵ درصد هزینه کل تجهیزات یا همان هزینه سرمایه‌گذاری است. تنها به یک پارامتر دیگر برای محاسبه دوره بازگشت سرمایه نیاز است. درآمد سالیانه^{۱۸} از حاصل ضرب توان خالص خروجی (W_{net}) - تفاوت کار توربین و کمپرسور - در قیمت برق شبکه (P_e) و تعداد ساعت کاری در یک سال (t^{hrs}) طبق رابطه ۲۲ به دست می‌آید.

$$AI = W_{net} \times P_e \times t^{hrs} \quad (22)$$

نرخ بهره سالانه یا همان نرخ تنزیل (i) معادل با ۱۰ درصد در نظر گرفته می‌شود. دوره بازگشت سرمایه (PP) از رابطه ۲۳ محاسبه می‌شود.

$$PP = \frac{\ln \left(\frac{AI - C_{mtn}}{AI - C_{mtn} - iTIC} \right)}{\ln(1 + i)} \quad (23)$$

برای محاسبه هزینه همتراز شده انرژی نیز تنها به یک پارامتر دیگر نیاز است. ضریب بازیابی سرمایه^{۱۹} طبق رابطه ۲۴ محاسبه شده و نهایتاً هزینه همتراز شده انرژی با استفاده از رابطه ۲۵ محاسبه می‌گردد. T_s طول عمر سامانه است که برابر با ۲۰ سال در نظر گرفته می‌شود.

$$CRF = \frac{i \times (1 + i)^{T_s}}{(1 + i)^{T_s} - 1} \quad (24)$$

$$LCOE = \frac{CRF \times TIC + C_{mtn}}{W_{net} \times t^{hrs}} \quad (25)$$

۶- نتایج

در این بخش در مرحله اول نتایج بهینه‌سازی اقتصادی شبکه فعلی بخار پالایشگاه مربوط به پنج طرح پیشنهادی آورده شده است. در ادامه نتایج بهینه‌سازی اقتصادی و زیست‌محیطی طرح پیشنهادی افزودن چرخه رانکین آلی ارائه می‌شود.

۶-۱- نتایج طرح‌های پیشنهادی برای بهینه‌سازی شبکه فعلی بخار

هزینه عملیاتی در وضعیت فعلی شبکه بخار شمالی پالایشگاه ۳۵/۶۷۵ میلیون دلار در سال است که شامل هزینه سوخت (۲۸/۴۸۳) و هزینه آب خنک‌کننده (۷/۱۹۲) می‌باشد. هزینه‌ای بابت واردات برق پرداخت نمی‌شود و تمام تقاضای توان توسط توربین‌های خود واحد تأمین می‌شود. در بهینه‌سازی با توجه به نرخ برق

¹⁷ Maintenance cost

¹⁸ Annual income (AI)

¹⁹ Capital Recovery Factor (CRF)

وارداتی و نرخ مصرف سوخت و آب خنک‌کننده بهترین نقطه عملیاتی تعیین می‌شود. جدول ۱۱ شرایط عملیاتی طرح‌های پیشنهادی مختلف را نشان می‌دهد.

طرح پیشنهادی اول که به منظور بهینه‌سازی اقتصادی شبکه فعلی بخار - بدون ایجاد تغییراتی در ساختار آن اعم از اضافه کردن یا حذف تجهیزات - است، هزینه عملیاتی برابر با ۳۵/۳۵۶ میلیون دلار در سال برآورد می‌شود. هزینه سوخت نسبت به وضعیت فعلی تغییری نکرده است، زیرا تمامی دیگ‌های بخار با حداقل ظرفیت خود در سرویس هستند و اجازه حذف تجهیزات هم داده نشده است. هزینه آب خنک‌کننده برابر با ۵/۸۳۶ و هزینه برق ۱/۰۳۷ میلیون دلار در سال است. به دلیل امکان واردات برق از نیروگاه‌های مجاور تا حداکثر سقف مجاز (مطابق با جدول ۵) هزینه واردات برق اضافه شده و از آنجایی که برق کمتری توسط توربین‌ها تولید می‌شود، مصرف آب خنک‌کننده کاهش یافته است. با توجه به حداقل ظرفیت توربین‌های فعال، در صورت واردات تنها ۱۲۰۰ کیلووات برق و تولید مابقی تقاضا توسط شبکه امکان صرفه‌جویی ۰/۳۱۹ میلیون دلار وجود خواهد داشت.

در مقایسه، در طرح پیشنهادی دوم حذف یک دیگ بخار از شبکه موجود بررسی می‌شود. به دلیل آنکه دیگ‌های بخار با حداقل ظرفیت خود فعالیت می‌کنند، امکان افزایش تولید بخار آن‌ها تا حداکثر ظرفیت مجاز وجود دارد. حذف یک دیگ بخار منجر به صرفه‌جویی ۲/۵۹۱ میلیون دلاری در سال می‌شود. این کاهش هزینه به دلیل کاهش مصرف سوخت و افزایش راندمان دیگ‌های بخار است. راندمان دیگ بخار با دبی عبوری از آن رابطه مستقیم دارد، بنابراین با عبور میزان آب یکسان از تعداد دیگ بخار کمتر، دیگ‌های بخار راندمان بیشتری خواهند داشت. مشابه طرح پیشنهادی قبل، واردات ۱۲۰۰ کیلووات بخار نسبت به تولید آن ترجیح داده می‌شود. (امکان واردات بیش از این وجود ندارد، زیرا هر ۳ دیگ بخار در سرویس هستند و باید با حداقل ظرفیت خود فعالیت کرده و حداقل توان - به ازای هر توربین ۳۶۰۰ کیلووات - را تولید کنند.)

در طرح پیشنهادی سوم با هدفی مشابه طرح پیشنهادی قبل حذف دو دیگ بخار به صورت همزمان بررسی می‌شود. به علاوه بررسی می‌شود که آیا تنها ۲ دیگ بخار فعال در شبکه توانایی تأمین تقاضای بخار شبکه را دارند یا خیر. همان‌طور که طبق جداول ۱۱ و ۱۲ مشاهده می‌شود، در این طرح نیز به دلیل کاهش مصرف سوخت و افزایش راندمان دیگ‌های بخار، در هزینه‌های عملیاتی صرفه‌جویی خواهد شد. میزان کاهش هزینه برابر با ۲/۹۵۴ میلیون دلار در سال است و این دو دیگ بخار ظرفیت کافی برای تأمین نیاز بخار شبکه را دارا هستند.

در طرح پیشنهادی چهارم با توجه به اطلاعات قبلی و بررسی امکان صرفه‌جویی در هزینه عملیاتی با حذف دو دیگ بخار، امکان حذف همزمان یک توربین علاوه بر این دو دیگ بخار بررسی می‌شود. از آنجایی که توربین‌ها نیز با حداقل ظرفیت خود (۵۰ درصد ظرفیت) در حال حاضر در پالایشگاه کار می‌کنند، امکان افزایش توان تولیدی آن‌ها وجود دارد. همچنین امکان واردات برق تا ۱۰۰۰۰ کیلووات از نیروگاه‌های مجاور

نیز فراهم است. مطابق با جدول ۱۱ مشاهده می‌شود به دلیل حذف دو دیگ بخار و یک توربین، مصرف سوخت نسبت به شرایط فعلی کاهش قابل توجهی داشته است. بنابراین در این طرح پیشنهادی نقطه بهینه عملیاتی کاهش مصرف سوخت تا جای ممکن و تأمین برق موردنیاز از طریق واردات است. بخش عمده هزینه‌های عملیاتی مربوط به سوخت مصرفی دیگ‌های بخار است. هزینه واردات برق در این طرح پیشنهادی کمتر از هزینه مصرف سوخت و تولید بخار بیشتر برای تولید برق و سپس خنک کردن این بخار تولیدی است.

در طرح پیشنهادی پنجم، امکان حذف همزمان دو دیگ بخار و دو توربین بررسی می‌شود. در طرح پیشنهادی قبل بررسی شد که با حذف همزمان دو دیگ بخار و یک توربین صرفه‌جویی قابل توجه در هزینه‌های عملیاتی را شاهد خواهیم بود. به‌علاوه مشاهده شد که واردات برق به صرفه‌تر از مصرف سوخت و تولید آن در داخل پالایشگاه است. در این طرح پیشنهادی با هدفی مشابه طرح‌های پیشنهادی پیشین، بررسی می‌شود که آیا با حذف دو دیگ بخار و دو توربین همزمان نیاز برق و بخار پالایشگاه شمالی برآورده می‌شود یا خیر. همان‌طور که مشاهده می‌شود، در این طرح دبی سوخت و متعاقباً هزینه سوخت کاهش قابل ملاحظه‌ای نسبت به وضعیت فعلی داشته و ۱۰/۲۰۶ میلیون دلار در سال در مصرف سوخت صرفه‌جویی می‌شود. در این طرح پیشنهادی با توجه به وجود تنها یک توربین فعال در شبکه، امکان افزایش میزان واردات وجود دارد. هزینه آب خنک‌کننده به دلیل کاهش تولید برق داخلی کاهش می‌یابد. بنابراین افزایش هزینه به دلیل واردات برق کاملاً توجیه‌پذیر خواهد بود. در مجموع میزان صرفه‌جویی کلی در هزینه‌ها برابر با ۸/۱۹۵ میلیون دلار در سال است.

جدول ۱۱. شرایط عملیاتی طرح‌های پیشنهادی مختلف

Table 11. Operating conditions for different scenarios

Parameter	Senario#1	Senario#2	Senario#3	Senario#4	Senario#5
BFWs flowrate (kg/h)	133944.8	123947.4	123947.4	105213.3	86479.2
Steam produced in boilers (kg/h)	121768	112679.5	112679.5	95648.5	78617.5
Boiler blowdowns (kg/h)	12176.8	11267.9	11267.9	9564.8	7861.7
Fuel flowrate (kg/h)	8477.2	7800.9	7692.8	6570.8	5439.6
Electricity produced (kW)	10800	10800	10800	7200	3600
Steam flowrate of turbo generators (kg/h)	51093	51093	51093	34062	17031
Cooling water flowrate (kg/h)	1696440	1696440	1696440	1130960	565480
Electricity import (kW)	1200	1200	1200	4800	8400

هزینه‌های عملیاتی طرح‌های پیشنهادی برای بهبود در شبکه بخار پالایشگاه و مقایسه آن با شرایط موجود در جدول ۱۲ قابل مشاهده است.

جدول ۱۲. هزینه‌های عملیاتی طرح‌های پیشنهادی مختلف

Table 12. Operating costs for different scenarios

Cost (M\$/y)	Current	Senario#1	Senario#2	Senario#3	Senario#4	Senario#5
Operating Cost	35.7	35.4	33.1	32.7	30.2	27.5
Fuel Cost	28.5	28.5	26.2	25.8	22.1	18.3
Cooling Water Cost	7.2	5.8	5.8	5.8	3.9	1.9
Electricity Cost	0	1.1	1.1	1.1	4.1	7.3
Saving (%)	---	0.9	7.3	8.3	15.6	23

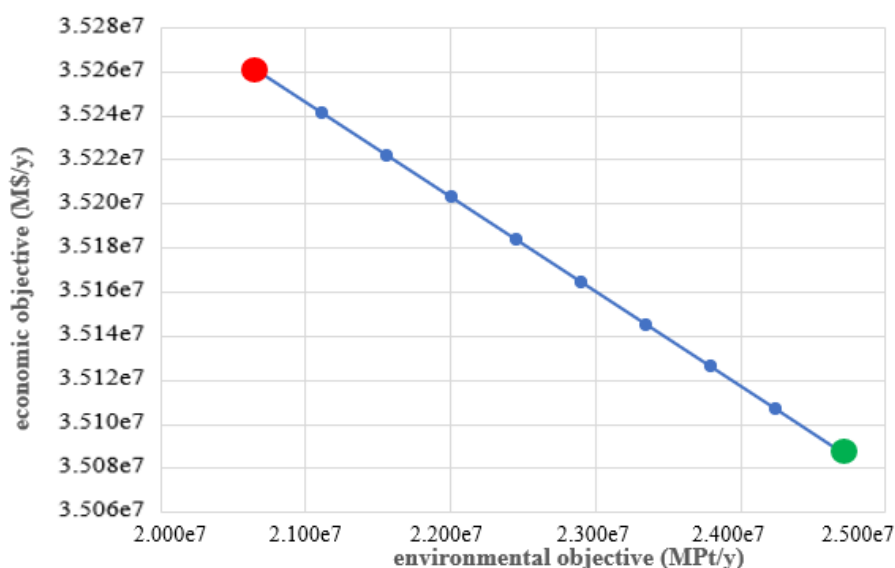
۶-۲- نتایج بهینه‌سازی اقتصادی و زیست‌محیطی طرح پیشنهادی افزودن چرخه رانکین آلی

افزودن یک چرخه رانکین آلی با هدف بازیابی حرارت و تولید برق ارزان قیمت می‌تواند یک راه‌حل مناسب برای تأمین بخشی از توان موردنیاز شبکه باشد. به این منظور شبیه‌سازی چرخه رانکین آلی و محاسبات مربوط به دوره بازگشت سرمایه و هزینه همتراز شده انرژی انجام شد. با استفاده از اطلاعات جدول ۱۰، زمان بازگشت سرمایه این چرخه رانکین آلی ۴ سال و ۱۱ ماه است. هزینه همتراز شده تولید توان نیز ۰/۰۴۶۹۸ دلار بر کیلووات ساعت به دست می‌آید. بنابراین نرخ برق تولیدی با این روش ارزان‌تر از تولید برق در داخل پالایشگاه با سوزاندن سوخت‌های فسیلی یا واردات برق از نیروگاه‌های مجاور است. با این روش ۵۵۰ کیلووات برق تولید می‌شود که با تغییر شرایط عملیاتی چرخه میزان توان خروجی می‌تواند افزایش یابد.

در این قسمت به بهینه‌سازی همزمان اهداف اقتصادی و زیست محیطی با استفاده از روش کلاسیک محدودیت افسیلون پرداخته می‌شود. نقاطی که در شکل ۴ قابل مشاهده است جواب‌های بهینه پارتو این مسئله هستند که اصطلاحاً هر یک از این نقاط نمی‌توانند دیگری را مغلوب کنند^{۲۰}. به این معنا که این نقاط هیچ برتری نسبت به هم ندارند و تمامی جواب‌ها به یک اندازه خوب هستند و تصمیم‌گیرنده یکی از این نقاط را به‌عنوان جواب انتخاب می‌کند. در نمودار شکل ۴ محور عمودی تابع هدف اقتصادی و محور افقی تابع هدف زیست محیطی را نشان می‌دهد. نقطه سبز رنگ بهترین مقدار هزینه‌های عملیاتی را در شبکه بخار فعلی پالایشگاه را نشان می‌دهد (۳۵/۰۹ M\$/y)، در حالی که در این نقطه بدترین مقدار تابع هدف زیست محیطی و بیشترین اثرات زیست محیطی به دلیل واردات برق مشاهده می‌شود (۲۴/۶۸ MPT/y). نقطه قرمز رنگ در نمودار کمترین آسیب و اثرات زیست محیطی را نشان می‌دهد (۲۰/۶۸ MPT/y). در حالی که در این حالت مبلغ بیشتری، عمدتاً برای سوخت فسیلی مورد استفاده پالایشگاه باید هزینه شود (۳۵/۲۶ M\$/y).

همان‌طور که مشاهده می‌شود با یک سرمایه‌گذاری اولیه، چرخه رانکین آلی می‌تواند با بازیابی حرارت و تأمین بخشی از توان موردنیاز سبب کاهش هزینه‌های عملیاتی و نیز کاهش آثار زیست محیطی شبکه بخار پالایشگاه گردد.

²⁰ Non-dominated solution (NDS)



شکل ۴. جبهه پارتو
Figure 4. Pareto front

۷- نتیجه گیری

همان‌گونه که در قسمت نتایج مشاهده شد با کاهش مصرف سوخت و افزایش راندمان دیگ‌های بخار در طرح‌های پیشنهادی، هزینه عملیاتی سالیانه به میزان قابل توجهی کاهش می‌یابد. به دلیل کمتر بودن نرخ برق وارداتی به نسبت هزینه تولید برق در پالایشگاه، با افزایش سهم واردات برق نیز هزینه عملیاتی سالیانه کاهش می‌یابد. نتایج طرح‌های پیشنهادی ارتباط تنگاتنگ میان انرژی و آب را نشان می‌دهد. زیرا در هر طرح پیشنهادی با کاهش مصرف سوخت و کاهش نیاز به تولید برق داخلی، مصرف آب خنک‌کننده نیز کاهش می‌یابد. به‌علاوه همان‌طور که در طرح پیشنهادی افزودن چرخه رانکین آلی اشاره شد، مقادیر به دست آمده از بهینه‌سازی دوهدفه توابع هدف اقتصادی و زیست محیطی به یک اندازه قابل قبول هستند و بنا به انتخاب مدیران فنی پالایشگاه هر یک از نقاط جبهه پارتو می‌توانند به‌عنوان نقطه بهینه عملیاتی انتخاب شده و عملیاتی شوند.

مراجع

- [1] Micheletto, S. R., Carvalho, M. C. A., and Pinto, J. M., (2008), Operational optimization of the utility system of an oil refinery, *Computers & Chemical Engineering*, 32(1), 170-185.
- [2] Chen, C.-L., Lin, C.-Y., and Lee, J.-Y., (2013), Retrofit of steam power plants in a petroleum refinery, *Applied Thermal Engineering*, 61(1), 7-16.
- [3] Zhao, H., Rong, G., and Feng, Y., (2015), Effective solution approach for integrated optimization models of refinery production and utility system, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 54 (37), 9238-9250.

- [4] Xu, T., Li, T., Long, J., Zhao, L., and Du, W., (2023), Data-driven multi-period modeling and optimization for the industrial steam system of large-scale refineries, *Chemical Engineering Science*, 282(2), 119112.
- [5] Kim, S. H., Yoon, S. G., Chae, S. H., and Park, S., (2010), Economic and environmental optimization of a multi-site utility network for an industrial complex, *Journal of Environmental Management*, 91(3), 690-705.
- [6] Luo, X., Zhang, B., Chen, Y., and Mo, S., (2012), Operational planning optimization of multiple interconnected steam power plants considering environmental costs, *Energy*, 37 (1), 549-561.
- [7] Zhang, Q., Zhao, T., Ni, T., and Gao, J., (2021), Optimization models for operation of a steam power system in integrated iron and steel works, *Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization, and Environmental Effects*, 43(9), 1100-1114.
- [8] Hosseini, S. M., (2017), A methodology for the Design of an integration system for water capturing, carbon capture, and heat recovery from flue gas in power plants, M.Sc. Thesis, Sharif University of Technology, Iran.
- [9] Xu, T., Li, T., Long, J., Zhao, L., and Du, W., (2023), Data-driven multi-period modeling and optimization for the industrial steam system of large-scale refineries, *Chemical Engineering Science*, 282, 119112.
- [10] Akhlaghi, N., and Darzi, G., (2022), A review on effective processes in biodiesel production using microalgae, *Journal of Iranian Chemical Engineering*, 21(122), 63-76.
- [11] Luo, X., Hu, J., Zhao, J., Zhang, B., Chen, Y., and Mo, S., (2014), Multi-objective optimization for the design and synthesis of utility systems with emission abatement technology concerns, *Applied Energy*, 136, 1110-1131.
- [12] Wu, L., Liu, Y., Liang, X., and Kang, L., (2016), Multi-objective optimization for design of a steam system with drivers option in process industries, *Journal of Cleaner Production*, 136, 89-98.
- [13] Ortega, J., Barragan, R., and Marquez, C., (2024). "Optimization of chemical processes: a sustainable perspective", First Online Edition, Springer, 179.
- [14] Sharma, S., Kumar, V., (2022), A comprehensive review on multi-objective optimization techniques: past, present and future, *Archives of Computational Methods in Engineering*, 29, 5605-5633.
- [15] Chen, C.-L., Lin, C.-Y., and Lee, J.-Y., (2013), Retrofit of steam power plants in a petroleum refinery, *Applied Thermal Engineering*, 61(1), 7-16.
- [16] Hoffmann, V., McRae, G., and Hungerbühler, K., (2004), Methodology for early-stage technology assessment and decision making under uncertainty: Application to the selection of chemical processes, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 43(15), 4337-4339.
- [17] Hischer, R., Weidema, B., Althaus, H.-J., Bauer, C., Doka, G., Dones, R., Frischknecht, R., Hellweg, S., Humbert, S., Jungbluth, N., Köllner, T., Loerincik, Y., Margni, M., and Nemecek, T., (2010), Implementation of Life Cycle Impact Assessment Methods, *Ecoinvent Report No. 3*, v2.2.
- [18] Zhar, R., Allouhi, A., Jamil, A., and Lahrech, K., (2021), A comparative study and sensitivity analysis of different ORC configurations for waste heat recovery, *Case Studies in Thermal Engineering*, 28, 101608.
- [19] <https://www.chemengonline.com/2023-cepci-annual-average-value-decreases-from-previous-year/> (accessed April 11, 2024).

- [20] Zhao, Y., Du, B., Chen, S., Zhao, J., Gong, Y., Bu, X., Li, H., Wang, L., (2021), Thermo-Economic comparison between organic Rankine cycle and binary-flashing cycle for geothermal energy, *Frontiers in Earth Science*, 9, 759872.
- [21] Hou, S., Zhou, Y., Yu, L., Zhang, F., and Cao, S., (2018), Optimization of the combined supercritical CO₂ cycle and organic Rankine cycle using zeotropic mixtures for gas turbine waste heat recovery, *Energy Conversion & Management*, 160, 313-325.
- [22] Zhang, X., Cao, M., Yang, X., Guo, H., and Wang, J., (2019), Economic analysis of organic Rankine cycle using R123 and R245fa as working fluids and a demonstration project report, *Applied Sciences*, 9(2), 288.