

Targeting of Energy Consumption for SAGD Processes and Identification of Key Parameters

Matineh Mohammadi Hezaveh¹, Nassim Tahouni^{2*}, M. Hassan Panjeshahi³

1. M. Sc. Student of Chemical Engineering, College of Engineering, University of Tehran

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

3. Professor of Chemical Engineering, College of Engineering, University of Tehran

Corresponding Author Email: ntahuni@ut.ac.ir

Abstract

Steam-assisted gravity drainage (SAGD) is the most common method for heavy oil extraction which has high energy consumption and carbon dioxide emissions. In this study, the optimal energy consumption for 6 SAGD processes has been targeted using pinch analysis. To ensure that the targeted results are achievable, the design of the heat exchanger network of unit 3 has been presented. The results showed that if the units are designed correctly, the required hot utility and energy consumption in the boiler are 7.3-13 and 4.5-10.6 % lower than the existing condition, respectively. Then, the effects of key parameters on the energy consumption of the process were investigated. The steam to oil ratio in the range of 1.5-7, the steam quality between 65-95 %, the steam injection temperature between 200-350°C, the water recovery rate between 65-95 %, and the emulsion temperature between 140-250°C were changed. Varying the steam to oil ratio had the most significant impact (100.94%) and changing the water recovery had the least effect (1.77%) on the optimal energy consumption of the process.

Keywords: Energy consumption, Bitumen, Pinch analysis, Sensitivity analysis, SAGD

هدف گذاری مصرف انرژی در فرایندهای ریزش ثقلی نفت به کمک بخار و شناسایی پارامترهای مؤثر

متینه محمدی هزاوه^۱، نسیم طاهونی^{۲*}، محمدحسن پنجه‌شاهی^۳

۱- دانشجوی کارشناسی ارشد مهندسی شیمی، دانشگاه تهران

۲- دانشیار مهندسی شیمی، دانشکده فنی، دانشگاه تهران

۳- استاد مهندسی شیمی، دانشکده فنی، دانشگاه تهران

پیام‌نگار: ntahuni@ut.ac.ir

چکیده

ریزش ثقلی نفت به کمک بخار، متداول‌ترین روش برای استخراج نفت سنگین است که مصرف انرژی و انتشار کربن‌دی‌اکسید بالایی دارد. در این مطالعه، میزان مصرف بهینه انرژی برای ۶ فرایند ریزش ثقلی نفت با استفاده از تحلیل پینچ هدف‌گذاری شده است. برای اطمینان از قابل‌دستیابی بودن نتایج هدف‌گذاری، طراحی شبکه مبدل حرارتی واحد شماره ۳ در این مقاله ارائه شده است. نتایج نشان داد که در صورت طراحی صحیح واحدها، مصرف سرویس‌جانبی گرم فرایند و مصرف انرژی در دیگ بخار به ترتیب به میزان ۱۳-۷/۳ و ۱۰/۶-۴/۵ درصد کمتر از حالت موجود است. سپس، تأثیر پارامترهای کلیدی بر انرژی مصرفی واحدها بررسی شدند. نسبت بخار به نفت در بازه ۷-۱/۵، کیفیت بخار بین ۶۵-۹۵ درصد، دمای بخار تزریقی بین ۲۰۰-۳۵۰ درجه سانتی‌گراد، میزان بازیابی آب بین ۶۵-۹۵ درصد و دمای امولسیون بین ۲۵۰-۱۴۰ درجه سانتی‌گراد تغییر داده شد. تغییر نسبت بخار به نفت بیشترین تأثیر (۱۰۰/۹۴ درصد) و تغییر میزان بازیابی آب کمترین تأثیر (۱/۷۷ درصد) را بر مصرف انرژی بهینه فرایند نشان دادند.

واژه‌های کلیدی: مصرف انرژی، نفت سنگین، تحلیل پینچ، تحلیل حساسیت، ریزش ثقلی نفت به کمک بخار

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

۱. مقدمه

مصرف سوخت‌های فسیلی در جهان در حال افزایش است و اداره اطلاعات انرژی ایالات متحده^۱ پیش‌بینی می‌کند که تا سال ۲۰۵۰، مصرف سوخت‌های فسیلی نسبت به سال ۲۰۲۱، ۲۵ درصد افزایش خواهد داشت. در این میان، نفت سنگین^۲ بیش از دو سوم ذخایر نفتی جهان را تشکیل می‌دهد که عمدتاً در کشورهای کانادا، چین، ونزوئلا و ایالات متحده آمریکا قرار دارند [۱]. نفت‌های دارای API^۳ بیشتر از ۲۲، نفت‌های سبک و متوسط و نفت‌های با API کمتر از ۱۰، نفت‌های فوق سنگین را تشکیل می‌دهند و از گرانروی بالایی برخوردار هستند. به همین دلیل، روش‌های متداول استخراج نفت، کارایی چندانی برای استخراج نفت سنگین نخواهند داشت. با توجه به حساسیت گرانروی نفت نسبت به دما، فرایندهای حرارتی برای استخراج و بهره‌برداری از مخازن نفت سنگین، مورد توجه قرار گرفتند. در این روش‌ها با انتقال حرارت و یا با ایجاد حرارت درون مخزن، گرانروی نفت را کاهش داده و تولید آن را ممکن می‌سازند [۲، ۳].

روش ریزش ثقلی نفت به کمک بخار^۴، در اواخر دهه ۱۹۷۰ توسط باتلر و همکارانش برای بهره‌برداری از منابع نفت سنگین و قیر پیشنهاد شده است. در این روش، یک جفت چاه افقی به صورت موازی با فاصله عمودی بین ۴ تا ۱۰ متر و با طول بین ۵۰۰ تا ۱۵۰۰ متر در یک مخزن حفر می‌شوند. بخار از طریق چاه بالایی، به مخزن تزریق می‌شود و به سمت سطح مخزن جریان یافته و یک محفظه بخار ایجاد می‌کند. با گسترش بخار، دمای نفت سنگین موجود در مخزن افزایش پیدا کرده و گرانروی آن کاهش پیدا می‌کند و با کمک گرانش به سمت چاه پایین (چاه تولید) جریان پیدا می‌کند و می‌توان آن را استخراج کرد [۴، ۵]. این روش انرژی زیادی مصرف می‌کند؛ بنابراین، انگیزه قوی برای توسعه و بهبود فرایندهای استخراج با مصرف انرژی و شدت انتشار کمتر وجود دارد. در سال‌های اخیر پژوهش‌های متعددی با هدف کاهش مصرف انرژی و مدل‌سازی این فرآیند انجام شده است. اشرفی و همکاران با کمک تحلیل پینچ مبدل‌های ناکارآمد موجود در شبکه مبدل حرارتی در یک واحد ریزش ثقلی نفت را شناسایی کرده و اصلاحاتی برای بهبود مصرف انرژی پیشنهاد دادند. نتایج این مطالعه، صرفه‌جویی ۸ درصدی در مصرف انرژی را نشان داد [۶]. اونی و همکاران به مقایسه میزان انتشار کربن‌دی‌اکسید و کارآمدی انرژی سه روش ریزش ثقلی نفت به کمک بخار معمولی، تزریق حلال و گرمایش الکترومغناطیسی به همراه تزریق حلال پرداختند. برای بازیابی حلال نیز از سه روش تقطیر زیر دمای محیط، جداکننده با فشار بالا و تقطیر در دمای محیط استفاده شد. فرایندهای مذکور توسعه داده شده و مورد بررسی قرار گرفتند. نتایج نشان دادند که استفاده از گرمایش الکترومغناطیسی به همراه تزریق حلال و روش تزریق حلال، عملکرد بهتری نسبت به روش متداول ریزش ثقلی نفت به کمک بخار دارند. همچنین روش تقطیر در دمای محیط نیز نسبت به دو روش دیگر از عملکرد بهتری برخوردار است [۷]. اشرفی و همکاران با کمک تحلیل پینچ و جذب کربن^۵، به کاهش انرژی و

¹ U.S. Energy Information Administration (EIA)

² Bitumen

³ American Petroleum Institute (API)

⁴ Steam-Assisted Gravity Drainage (SAGD)

⁵ Carbon capture

انتشار کربن دی‌اکسید در واحدهای ریزش ثقلی نفت به کمک بخار پرداختند. سه پیکربندی مختلف مربوط به این فرایند را شبیه‌سازی کرده و با کمک تحلیل پینچ به بازیابی حرارت و بهینه‌سازی انرژی مصرفی واحد پرداختند. در مرحله بعد سه فناوری جذب کربن شامل حلال فعال شده با آنزیم، جذب فیزیکی و حلال مبتنی بر آمین نیز در هر سه پیکربندی مورد بررسی قرار گرفتند [۸].

نیمانا و همکاران به توسعه یک مدل برای پیش‌بینی میزان انتشار گازهای گلخانه‌ای و انرژی مصرفی واحد ریزش ثقلی نفت به کمک بخار پرداختند. مصرف گاز طبیعی واحد براساس پارامترهای نسبت بخار به نفت^۶، شرایط عملیاتی بخار تولیدی (فشار، دما و کیفیت بخار تولیدی)، گاز طبیعی تولیدی در واحد، دمای آب ورودی به دیگ‌بخار و بازده تجهیزات واحد و در دو دسته با تولید همزمان حرارت و برق و بدون تولید همزمان به‌دست آمده است و در نهایت تجزیه و تحلیل حساسیت برای تعیین اثر پارامترهای کلیدی انجام شده‌است [۹]. سی و همکاران به بررسی روش‌های استخراج نفت سنگین با استفاده از روش‌های یادگیری ماشین^۷ پرداختند. نسبت بخار به نفت، شاخصی است که برای ارزیابی میزان انرژی مصرفی استفاده شده‌است. این مطالعه نشان داد که تزریق گازهای غیرفشرده به همراه بخار می‌تواند نسبت بخار به نفت را کاهش دهد [۱۰].

انصاری و همکاران به پیش‌بینی عملکرد و ضریب بازیابی ریزش ثقلی با کمک شبکه عصبی مصنوعی^۸ پرداختند. در این پژوهش ۲۵۰ داده جمع‌آوری و مورد استفاده قرار گرفتند. نتایج این پژوهش با دقت بالا و خطای کمتر از ۱۰ درصد ضریب بازیافت را پیش‌بینی کرد. همچنین نتایج نشان دادند که نفوذپذیری افقی بیشترین تأثیر و تخلخل کمترین تأثیر را بر میزان بازیابی دارد [۱۱]. ژانگ و همکاران روشی را برای ارزیابی اثرات توسعه فناوری ریزش ثقلی نفت در مراحل میانی بهره‌برداری مخازن نفتی توسعه دادند. در این پژوهش ۴۲ جفت چاه در میدان نفتی سین کیانگ چین به عنوان نمونه در نظر گرفته شد. ابتدا یک مدل تحلیل خوشه‌ای^۹ بر اساس سه شاخص از پارامترهای زمین‌شناسی برای طبقه‌بندی مخازن ایجاد شد که نشان‌دهنده پتانسیل تولید هر جفت چاه بود. در قدم بعدی مدلی با در نظر گرفتن ۵ شاخص تولید برای ارزیابی اثرات توسعه ایجاد شد [۱۲]. مونتیرو و همکاران به تحلیل حساسیت پارامترهای تزریق در فرایند ریزش ثقلی نفت پرداختند. ابتدا تأثیر پارامترهای مهندسی مانند میزان تزریق، فشار، دما و کیفیت بخار ارزیابی شد و سپس پارامترهای زمین‌شناسی مورد بررسی قرار گرفت [۴]. با بررسی پژوهش‌های پیشین، می‌توان دریافت که بیشتر آنها به شبیه‌سازی مخزن و تحلیل اثر پارامترهای عملیاتی مربوط بوده و به بررسی مصرف انرژی و انتشار گازهای گلخانه‌ای در تجهیزات سطح‌الارضی واحدهای فرایندی ریزش ثقلی نفت به کمک بخار و توسعه فرایند بهینه کمتر توجه شده‌است. در این مطالعه، به شناسایی پارامترهای مؤثر در تعیین معیار مصرف انرژی در این فرایند پرداخته شده‌است. ابتدا اطلاعات مربوط به ۶ واحد فرایندی ریزش ثقلی نفت به کمک بخار تهیه شده‌است. پس از استخراج داده‌های جریان، هدف‌گذاری برای تعیین میزان مصرف انرژی هر واحد با کمک تحلیل پینچ انجام شده‌است. برای اطمینان از قابل‌دستیابی بودن نتایج، طراحی شبکه

⁶ Steam oil ratio (SOR)

⁷ Machine learning

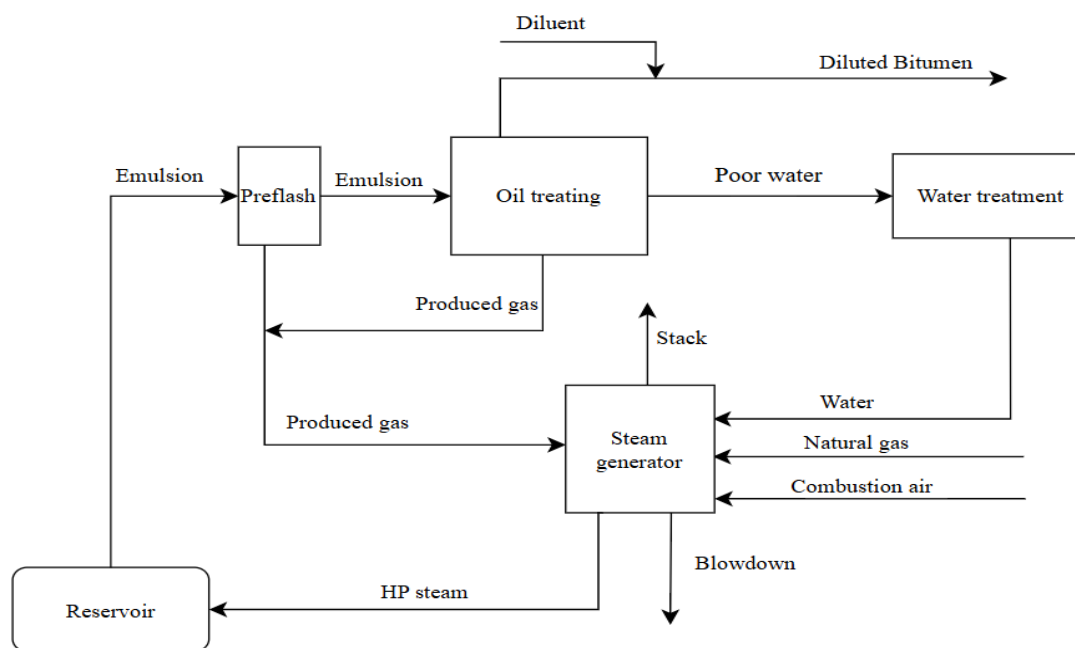
⁸ Artificial neural networks (ANN)

⁹ Cluster Analysis

مبدل حرارتی واحد شماره ۳ در این مقاله نشان داده شده است. در ادامه، شبیه‌سازی واحد سوم به منظور مطالعه پارامترهای کلیدی انجام شده است. نسبت بخار به نفت، دمای بخار، دمای امولسیون، کیفیت بخار و میزان بازیابی آب پارامترهای مورد بررسی در این پژوهش هستند. با تغییر پارامترهای مذکور در هر مرحله و بررسی اثر آن بر کمینه انرژی مصرفی فرایند، پارامترهای مؤثر شناسایی شده است.

۲. شرح کلی فرایند

فرایند ریزش ثقلی نفت به کمک بخار مطابق شکل ۱، دارای سه بخش اصلی جداسازی نفت از آب، تصفیه آب و تولید بخار با فشار بالا برای تزریق به چاه است. سرویس‌های جانبی سرد این واحد، شامل خنک‌کننده با هوا و چرخه گلایکول است و سرویس‌های جانبی گرم نیز شامل چرخه گلایکول و گاز طبیعی است. در ابتدا، امولسیون شامل آب، نفت سنگین و گاز با استفاده از بالابر مکانیکی^{۱۰} یا گازی^{۱۱} از چاه استخراج می‌شود. گاز طبیعی از امولسیون جدا شده و برای گرمایش در واحد استفاده می‌شود. آب، نفت سنگین و مقدار کمی گاز طبیعی باقی‌مانده، در بخش جداسازی آب و نفت از یکدیگر جدا می‌شوند. نفت سنگین پس از رقیق شدن با رقیق‌کننده^{۱۲} به عنوان محصول خارج می‌شود. آب جدا شده به بخش تصفیه آب رفته و با استفاده از تبخیرکننده یا نرم‌کننده آهک گرم^{۱۳} تصفیه می‌شود. استفاده از تبخیرکننده باعث افزایش کیفیت آب تولیدی می‌شود.



شکل ۱. نمای کلی واحد ریزش ثقلی نفت به کمک بخار

Fig1. Schematic diagram of the Steam-Assisted Gravity Drainage (SAGD) Unit

¹⁰ Mechanical lift

¹¹ Gas lift

¹² Diluent

¹³ Warm lime softening (WLS)

آب تصفیه شده در دیگ بخار تبدیل به بخار می‌شود. برای تولید بخار، از چند مرحله تولیدکننده بخار یک‌بار گذر^{۱۴} معمولی و یا تولید همزمان بخار و برق^{۱۵} استفاده می‌شود. برای جلوگیری از رسوب و خوردگی دیگ بخار و تجهیزات مربوط به آن، بخار تولیدی از آب تصفیه شده با نرم‌کننده آهک گرم دارای کیفیت ۷۷ درصد و بخار تولیدی از آب تصفیه شده با تبخیرکننده دارای کیفیت ۹۰ درصد می‌باشد. بخار تولیدی در جداساز جدا شده و به مخزن نفت تزریق می‌شود [۶، ۱۳]. در این مطالعه ۶ واحد فرایندی ریزش ثقلی نفت به کمک بخار بررسی می‌شوند. نقشه‌های فرایندی مربوطه از سایت اتحادیه نوآوری ماسه‌های نفتی کانادا^{۱۶} تهیه شده‌است [۱۳].

۳. روش کار

۳-۱- طراحی بهینه فرایند ریزش ثقلی نفت به کمک بخار با استفاده از تحلیل پینچ

تحلیل پینچ روشی ساده و قوی برای یکپارچه‌سازی حرارتی است که از اصول ترمودینامیکی برای بهینه‌سازی فرایندها استفاده می‌کند. قدم اول در تحلیل پینچ، استخراج اطلاعات جریان‌های فرایندی است. در جدول ۱ اطلاعات استخراج شده از جریان‌های واحد شماره ۳، شامل دماهای ابتدا و انتها، دبی و آنتالپی جریان‌ها خلاصه شده‌اند. ۹ جریان گرم (H1-H9) و ۵ جریان سرد (C1-C5) در این واحد وجود دارد. واحد مذکور در شکل ۲ به صورت ساده نمایش داده شده‌است.

جدول ۱. اطلاعات جریان‌های فرایندی واحد ۳

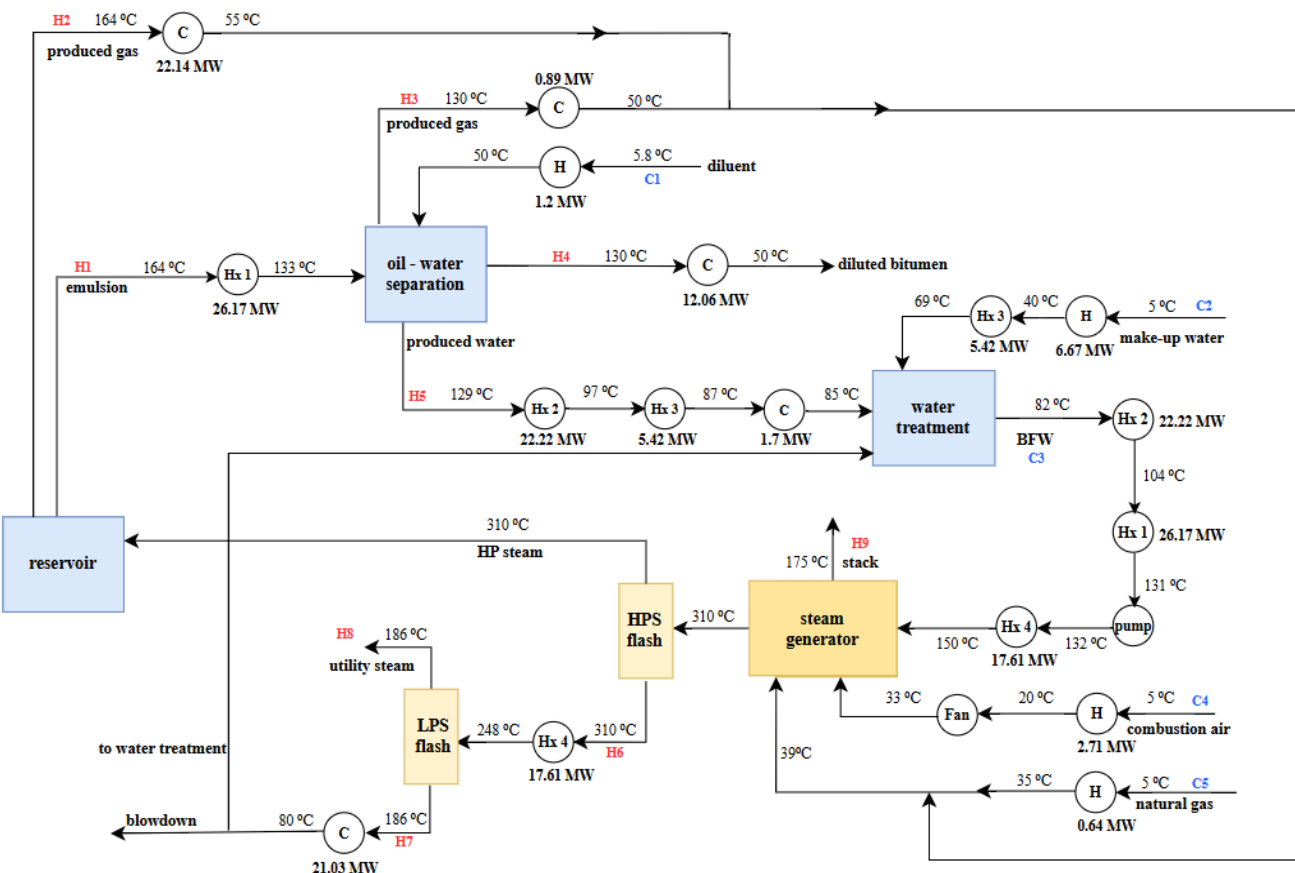
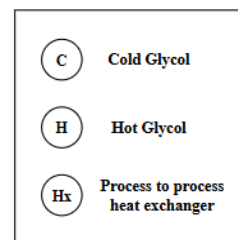
Table 1. Process stream data for Unit-3

| Stream | Supply Temperature (°C) | Target Temperature (°C) | Flowrate (kg/h) | ΔH (kW) |
|--------|-------------------------|-------------------------|-----------------|-----------------|
| H1 | 164 | 133 | 812476.8 | 26167 |
| H2 | 164 | 55 | 325896.3 | 22139 |
| H3 | 130 | 50 | 2729.8 | 889 |
| H4 | 130 | 50 | 273252.6 | 12056 |
| H5 | 129 | 85 | 589210 | 29342 |
| H6 | 310 | 248 | 195715 | 17611 |
| H7 | 186 | 80 | 168129.1 | 21028 |
| H8 | 186 | 185 | 27586 | 15500 |
| H9 | 175 | 130 | 680511.6 | 9167 |
| C1 | 5.8 | 50 | 52030.2 | 1222 |
| C2 | 5 | 69 | 157544 | 12083 |
| C3 | 82 | 310 | 851809 | 486419 |
| C4 | 5 | 20 | 643862.5 | 2708 |
| C5 | 5 | 35 | 35677.9 | 639 |

¹⁴ One-through steam generator (OTSGs)

¹⁵ Co-generation

¹⁶ Canada's Oil Sands Innovation Alliance (COSIA)



شکل ۲. نقشه فرایندی ساده شده واحد مورد مطالعه شماره ۳ ریزش ثقلی نفت به کمک بخار

Fig 2. Simplified process flow diagram of the SAGD – Unit 3

داده‌های مربوط به قیمت تجهیزات در جدول ۲ نمایش داده شده است، داده‌های اولیه مربوط به سال ۲۰۱۲ هستند [۱۴] و با کمک شاخص هزینه مهندسی شیمی^{۱۷} برای سال ۲۰۲۴ به روزرسانی شده‌اند. این شاخص در سال ۲۰۱۲ برابر با ۵۸۵ و در سال ۲۰۲۴ برابر ۸۰۰/۳ است [۱۵]. قیمت سرویس‌های جانبی نیز از مراجع مربوطه به دست آمده است [۱۶].

جدول ۲. اطلاعات اقتصادی

Table 2. Economic data

| | Value |
|--|--|
| Exchanger capital cost (\$) [14, 15] | $13680.34 + 120.39 (A)$, A: m ² |
| Fired heater (boiler) capital cost (\$) [14, 15] | $72478.63 + 94358.97 (Q)^{0.8}$, Q: Duty (MW) |
| Hot utility cost (\$/GJ) [16] | 2.85 |
| Cold utility cost (\$/GJ) [16] | 1.2 |
| Plant life time (N) (yr) | 15 |
| Interest rate (i) (%) | 20 |
| Annualization factor | $A.F = \frac{i(i+1)^N}{(i+1)^N - 1}$ |

¹⁷ Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)

به کمک تحلیل پینچ می‌توان میزان انرژی مصرفی و میزان سطح موردنیاز شبکه مبدل حرارتی این واحد را هدف‌گذاری کرد، قبل از آن که این شبکه طراحی شود. هدف‌گذاری انرژی به کمک منحنی‌های مرکب^{۱۸} (دما بر حسب انتالپی) انجام می‌شود. در این نمودار، برآیند ترمودینامیکی همه جریان‌های گرم فرایند با یک منحنی و برآیند ترمودینامیکی همه جریان‌های سرد فرایند با یک منحنی دیگر رسم می‌شوند. حداقل اختلاف دمایی در شبکه مبدل حرارتی (ΔT_{min})، که نقطه پینچ نامیده می‌شود، موقعیت این دو منحنی را نسبت به هم تعیین می‌کند. ناحیه همپوشانی بین دو منحنی مرکب گرم و سرد، مقدار حداکثر بازیافت حرارت بین جریان‌های گرم و سرد فرایند را نشان می‌دهد. تفاوت در انتالپی مربوط به دو انتهای منحنی مرکب گرم و سرد در سمت بالا و پایین پینچ به ترتیب حداقل نیاز به سرویس‌جانبی گرم و سرد را نشان می‌دهد. حداقل سطح موردنیاز شبکه مبدل حرارتی واحد نیز با کمک رابطه BATH به دست می‌آید. توضیح کامل در ارتباط با چگونگی هدف‌گذاری انرژی و سطح در شبکه مبدل حرارتی شبکه در مراجع مربوطه قابل دسترسی است [۱۷].

با افزایش حداقل اختلاف دمایی (ΔT_{min}) در شبکه مبدل حرارتی، مقدار انرژی موردنیاز افزایش و سطح موردنیاز شبکه کاهش می‌یابد. بدین ترتیب در هر ΔT_{min} مقدار انرژی و سطح موردنیاز و هزینه‌های مربوط به آن محاسبه می‌شود. در ادامه، نمودار هزینه کل سالیانه (مجموع هزینه‌های انرژی و سطح) بر حسب محدوده‌ای از ΔT_{min} رسم می‌شود. قابل ذکر است که هزینه مربوط به سطح با کمک ضریب سالیانه جدول ۲ با هزینه انرژی هم‌واحد شده (دلار بر سال) و قابل جمع کردن می‌شوند. نقطه‌ای که حداقل هزینه کل را نشان می‌دهد، معادل کمترین اختلاف دمای بهینه ($\Delta T_{min, optimum}$) است که طراحی واحد در آن انجام خواهد شد. در این اختلاف دمای بهینه، دمای گرم و سرد نقطه پینچ و مقدار کمینه انرژی و سطح تبادل حرارت موردنیاز واحد به دست می‌آید.

جهت اطمینان از قابل‌دستیابی بودن نتایج هدف‌گذاری، فرایندی بهینه با کمک روش طراحی پینچ^{۱۹} برای این واحد ارائه می‌شود. طراحی شبکه مبدل حرارتی به صورت جداگانه برای بخش بالا و پایین پینچ و با کمک قوانین مربوط به علم پینچ انجام می‌شود. قابل ذکر است که رویکرد انتخابی در مطالعه حاضر، رویکرد طراحی از پایه^{۲۰} است. توضیح کامل در ارتباط با اصول طراحی این شبکه و چگونگی انتخاب جریان‌های سرد و گرم در یک مبدل، در مراجع مربوطه قابل دسترسی است [۱۷].

لازم به ذکر است که در فرایند موجود از چرخه گلایکول و گاز طبیعی برای تأمین گرمایش و از هوا و چرخه گلایکول برای تأمین سرمایش واحدهای مورد مطالعه استفاده شده است. چرخه گلایکول، به علت انتقال با واسطه حرارتی و انتقال چندباره حرارت، از بازده پایینی برخوردار است و عمدتاً برای انعطاف‌پذیری در طرح‌های اولیه مورد استفاده قرار گرفته است. استفاده از این چرخه به عنوان نیاز اصلی فرایند در نظر گرفته نمی‌شود و بیشتر در روش‌های طراحی محافظه‌کارانه منطقی است. بنابراین در این تحقیق، از گاز طبیعی برای سرویس جانبی گرم و از آب خنک و هوای خنک برای سرویس جانبی سرد استفاده شده است [۱۸].

¹⁸ Composite Curves

¹⁹ Pinch Design Method

²⁰ Grass roots

۳-۲- شبیه‌سازی واحد

شبیه‌سازی واحد شماره ۳ ریزش ثقلی نفت به کمک بخار به منظور شناسایی پارامترهای مؤثر بر انرژی مصرفی فرایند انجام شده است. شبیه‌سازی اولیه برای واحدی با ظرفیت ۳۳۰۰۰ بشکه در روز، نسبت بخار به نفت ۳، هدررفت ۱۰ درصدی آب (میزان بازیابی ۹۰ درصدی آب)، دمای بخار ۳۱۰ درجه سانتی‌گراد، کیفیت بخار ۷۷ درصد و دمای امولسیون ۱۶۴ درجه سانتی‌گراد انجام شده است [۱۳]. مشخصات نفت سنگین و رقیق‌کننده، از سایت اتحادیه نوآوری ماسه‌های نفتی کانادا دریافت و مطابق جدول ۳ و ۴ در شبیه‌ساز وارد شده است. برای شبیه‌سازی از معادلات حالت پنگ رابینسون^{۲۱} و معادله حالت بخار^{۲۲} (استاندارد انجمن مهندسان مکانیک آمریکا) استفاده شده است. معادله حالت پنگ رابینسون، در پیش‌بینی خواص آب و بخار موجود در فرایند از دقت پایینی برخوردار است و به همین علت برای بخش‌های مربوط به آب و بخار از معادله حالت بخار استفاده شده است.

جدول ۳. خواص نفت سنگین [۱۳]

Table 3. Bitumen properties [13]

| Variable | Value |
|----------------------|------------------------|
| TBP ²³ 0% | 242 °C |
| TBP 5% | 337 °C |
| TBP 10% | 354 °C |
| TBP 30% | 456 °C |
| TBP 50% | 567 °C |
| Standard density | 1019 kg/m ³ |
| API | 7.3 |

جدول ۴. خواص رقیق‌کننده [۱۳]

Table 4. Diluent properties [13]

| Variable | Value |
|------------------|-----------------------|
| TBP 0% | -2 °C |
| TBP 5% | 76 °C |
| TBP 10% | 91 °C |
| TBP 30% | 109 °C |
| TBP 50% | 127 °C |
| TBP 70% | 146 °C |
| TBP 90% | 200 °C |
| TBP 95% | 240 °C |
| Standard density | 765 kg/m ³ |
| API | 53.5 |

مطابق با شکل ۲ شبیه‌سازی با کمک مبدل‌های حرارتی، راکتور تبدیلی، جداساز سه‌فازی، جداساز دوفازی، مخلوط‌کننده، پمپ و کمپرسور صورت گرفته است. برای شبیه‌سازی بخش جداسازی آب از روغن، از جداساز

²¹ Peng-Robinson

²² ASME Steam (American Society of Mechanical Engineers)

²³ True Boiling Point

سه‌فازی استفاده شده‌است. همچنین، شبیه‌سازی دیگ‌بخار با استفاده از ترکیب راکتور تبدیلی و مبدل حرارتی انجام شده‌است. واکنش‌های احتراق با تبدیل ۱۰۰ درصد، واکنش‌های موجود در فرایند هستند. هوا، گازهای تولیدی در فرایند و گاز طبیعی، ورودی‌های راکتور هستند و گاز حاصل از احتراق خروجی راکتور است. گاز حاصل از احتراق و آب در مبدل حرارتی تبادل حرارتی انجام داده و بخار موردنیاز فرایند تولید می‌شود. در این تحقیق، با توجه به اهمیت بالای صحت تغییرات آنالپی در مطالعه پینچ، میزان تغییرات آنالپی موجود در تجهیزات با مراجع مقایسه شده [۱۳] و اعتبارسنجی واحد انجام شده‌است. نتایج شبیه‌سازی نشان می‌دهند که مقدار خطا در اکثر موارد زیر ۱ درصد بوده و حداکثر مقدار آن نیز از ۴ درصد فراتر نرفته است.

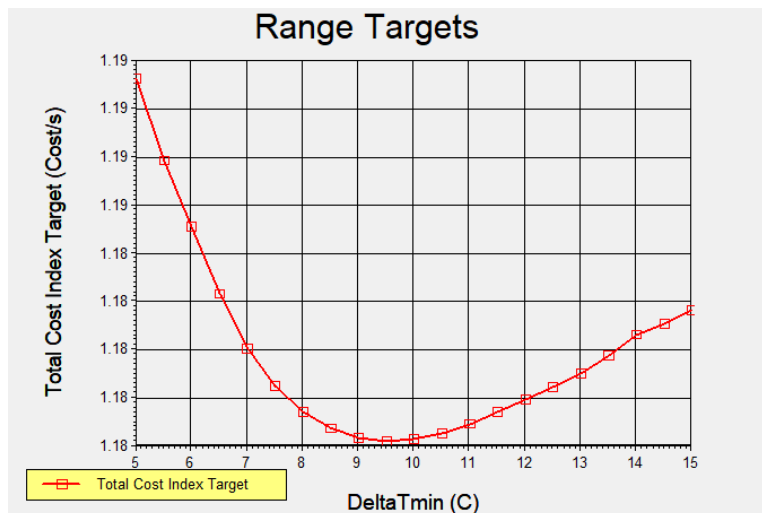
۳-۳- تحلیل حساسیت

در این مطالعه، از تحلیل حساسیت یک متغیره^{۲۴}، برای شناسایی پارامترهای مؤثر در انرژی مصرفی فرایند استفاده شده‌است. در هر مرحله تنها یک پارامتر در فرایند تغییر داده شده و اثر آن بر روی نتایج بررسی می‌شود [۱۹]. نسبت بخار به نفت، که معیاری مهم برای تعیین کارایی اقتصادی، انرژی و انتشار گازهای گلخانه‌ای واحد ریزش ثقلی نفت به کمک بخار است، به عنوان یکی از پارامترهای کلیدی بررسی شده‌است [۲۰]. از انرژی گرمایی امولسیون استخراج شده می‌توان برای گرمایش در واحد استفاده کرد و به این طریق در مصرف انرژی صرفه‌جویی کرد، بنابراین این پارامتر نیز به عنوان پارامتر کلیدی بررسی شده‌است. شرایط عملیاتی بخار تولیدی یعنی کیفیت و دمای بخار نیز پارامترهای تأثیرگذار بر فرایند هستند [۹]. میزان هدررفت آب یا میزان بازیابی آب نیز در این تحقیق بررسی شده‌است. در این مطالعه، نسبت بخار به نفت بین ۱/۵ تا ۷، کیفیت بخار بین ۶۵ تا ۹۵ درصد، دمای بخار تزریقی بین ۲۰۰ تا ۳۵۰ درجه سانتی‌گراد، میزان بازیابی آب بین ۶۵ تا ۹۵ درصد و دمای امولسیون بین ۱۴۰ تا ۲۵۰ درجه سانتی‌گراد تغییر داده شده‌است [۹، ۲۱، ۲۲]. در هر مرحله هر یک از پارامترهای مذکور تغییر داده شده و نتایج حاصل از شبیه‌سازی در هر مرحله با کمک تحلیل پینچ مورد بررسی قرار گرفته و هدف‌گذاری انرژی انجام شده‌است. بنابراین در این مطالعه، تغییرات پارامترها بر روی حداقل انرژی موردنیاز تجهیزات سطح‌الارضی فرایند بررسی شده‌است که می‌تواند تفاوت این کار با پژوهش‌های قبل باشد.

۴. نتایج و بحث

۴-۱- نتایج حاصل از تحلیل پینچ

با رسم تغییرات هزینه سالیانه کل بر حسب ΔT_{min} در فرایند شماره ۳، مقدار بهینه مؤلفه کلیدی ΔT_{min} مطابق با شکل ۳ برابر با ۹/۵ درجه سانتی‌گراد است.



شکل ۳. نمودار هزینه سالانه کل بر حسب کمترین اختلاف دما در واحد ۳

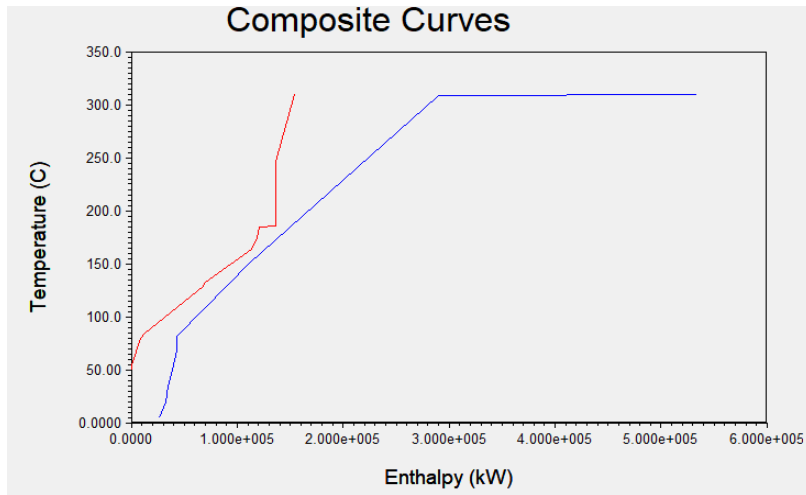
Fig 3. Total annual cost vs. ΔT_{min} for Unit 3

همچنین، نتایج هدف‌گذاری شبکه مبدل حرارتی در فرایند شماره ۳ در حالت طراحی از پایه نشان داد که مقدار کمینه بار حرارتی سرد و گرم موردنیاز واحد به ترتیب برابر $374/4$ و $25/2$ مگاوات و دمای نقطه گرم و سرد پینچ به ترتیب، 164 و $154/5$ درجه سانتی‌گراد است. مقدار اولیه بار دیگ‌بخار برابر با $419/4$ مگاوات بوده است؛ با کاهش بار دیگ‌بخار، دبی جریان‌های گاز طبیعی، هوای ورودی و گازهای احتراق خروجی نیز به میزان $10/6$ درصد کاهش پیدا می‌کند. این جریان‌ها در جدول ۱ تغییر داده شده و هدف‌گذاری مجدد انرژی انجام شده است. پس از همگرا شدن نتایج، مقدار کمینه بار حرارتی سرد و گرم موردنیاز واحد به ترتیب برابر $374/7$ و $24/9$ مگاوات به دست آمده است. شکل ۴، منحنی‌های مرکب سرد و گرم واحد ۳ را نشان می‌دهد. با مشاهده منحنی می‌توان دریافت که این واحد، پتانسیل بالایی برای بازیابی حرارت بین جریان‌های گرم و سرد دارد. با استفاده از تحلیل پینچ می‌توان به صورت مؤثری بار حرارتی موردنیاز را کاهش داد. همچنین، مشاهده می‌شود که مقدار حداقل بار حرارتی گرم موردنیاز در این واحد بسیار زیاد می‌باشد.

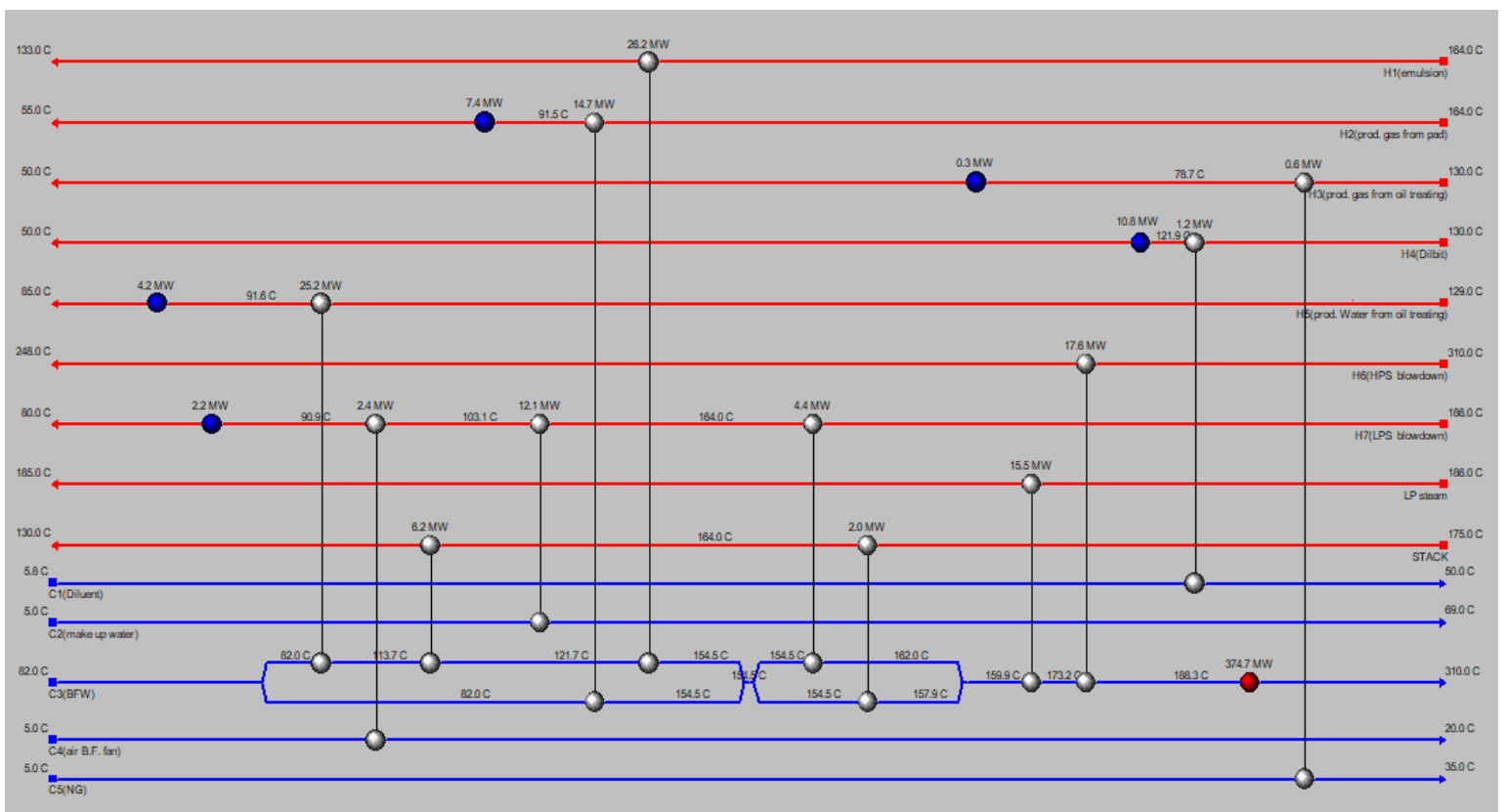
شبکه مبدل حرارتی این واحد نیز با کمک روش طراحی پینچ طراحی شده و در شکل ۵ قابل مشاهده است. ۹ جریان گرم فرایند از راست به چپ و ۵ جریان سرد فرایند از چپ به راست رسم شده‌اند. دماها در نقاط مختلف شبکه بر روی خطوط نمایش داده شده‌اند. دایره‌های قرمز و آبی به ترتیب نشان‌دهنده گرم‌کن^{۲۵} و خنک‌کننده^{۲۶} هستند. دایره‌های طوسی که با یک خط رابط به هم متصل شده‌اند، دو سر یک مبدل حرارتی را نشان می‌دهند که روی جریان سرد و گرم منتخب قرار گرفته است. اعداد نوشته شده در بالای دایره‌ها میزان بار حرارتی را نشان می‌دهد. با بررسی میزان استفاده از سرویس‌جانبی گرم و سرد در شکل ۵ مشخص می‌شود که نتایج هدف‌گذاری انرژی در طراحی حاصل شده است. این تطابق، دقت کار در هدف‌گذاری و طراحی این شبکه را معین می‌کند.

²⁵ Heater

²⁶ Cooler



شکل ۴. منحنی‌های مرکب گرم و سرد واحد ۳ در حداقل اختلاف دمایی ۹/۵ درجه سانتی‌گراد
Fig 4. Hot and cold composite curves of Unit 3 @ $\Delta T_{\min} = 9.5^{\circ}\text{C}$



شکل ۵. شبکه مبدل حرارتی طراحی شده برای واحد ۳ در حداقل اختلاف دمایی ۹/۵ درجه سانتی‌گراد
Fig 5. Heat exchanger network (HEN) design for unit 3 @ $\Delta T_{\min} = 9.5^{\circ}\text{C}$

جدول ۵، نتایج هدف‌گذاری انرژی در مقدار بهینه ΔT_{min} را برای ۶ واحد فرایندی مورد مطالعه نشان می‌دهد. روش تصفیه آب، دمای امولسیون و روش انتقال آن، روش تولید بخار و کیفیت بخار تولیدی و دمای آب ورودی به دیگ‌بخار در این فرایندها با هم متفاوت است. $Q_{C,min}$ و $Q_{H,min}$ به ترتیب مقدار هدف‌گذاری حداقل مورد نیاز سرویس جانبی گرم و سرد در فرایند است. چنانچه واحد فرایندی بر اساس اصول صحیح پینچ طراحی شود، مقادیر کاهش مصرف انرژی در این جدول گزارش شده است.

جدول ۵. نتایج هدف‌گذاری انرژی به کمک تحلیل پینچ در ۶ واحد فرایندی مورد مطالعه

Table 5. Results of energy targeting using pinch analysis for 6 process SAGD units

| Parameter | Unit-1 | Unit-2 | Unit-3 | Unit-4 | Unit-5 | Unit-6 |
|---|---------------------|------------------|------------------|----------------------|----------------------|------------------|
| Water treatment method | WLS ²⁷ | Evaporator | WLS | WLS | Evaporator | WLS |
| Emulsion transfer method | ML ²⁹ | ML | GL ²⁸ | ML | ML | ML |
| Steam generation method | OTSGs ³⁰ | OTSGs | OTSGs | OTSGs/ Co-generation | OTSGs/ Co-generation | Co-generation |
| Steam quality (%) | 77 | 90 | 77 | 77 | 90 | 77 |
| BFW ³¹ temperature (°C) | 170 | 163.3 | 150 | 170 | 163.2 | 170 |
| Emulsion temperature (°C) | 175.3 | 175.3 | 163.8 | 175.3 | 175.3 | 175.3 |
| Electricity Consumption (MWh/m ³ of bitumen) | 0.3 | 0.56 | 0.25 | 0.27 | 0.54 | 0.23 |
| Electricity generation (MW) (GJ/m ³ of bitumen) | 0 (0) | 0 (0) | 0 (0) | 43 (0.708) | 43 (0.708) | 88 (1.5) |
| Equivalent heat of electricity generation (MW) (GJ/m ³ of bitumen) | 0 (0) | 0 (0) | 0 (0) | 78.2 (1.288) | 78.2 (1.288) | 160 (2.635) |
| $\Delta T_{min,optimum}$ (°C) | 12.5 | 9 | 9.5 | 12.5 | 8 | 12 |
| $T_{Cold,pinch}$ (°C) | 173.5 | 175 | 154.5 | 173.5 | 176 | 174 |
| $T_{Hot,pinch}$ (°C) | 186 | 184 | 164 | 186 | 184 | 186 |
| Emulsion temperature (°C) | 175.3 | 175.3 | 163.8 | 175.3 | 175.3 | 175.3 |
| Stack temperature (°C) | 195 | 188.3 | 174.9 | 195 | 188 | 195 |
| $Q_{H,min}$ (MW) (GJ/m ³ of bitumen) | 369.3 (6.081) | 365.8 (6.023) | 374.7 (6.17) | 368.6 (6.07) | 364.6 (6.004) | 367.8 (6.056) |
| $Q_{C,min}$ (MW) (GJ/m ³ of bitumen) | 13.7 (0.226) | 25.4 (0.418) | 24.9 (0.410) | 16.1 (0.265) | 28.3 (0.466) | 21.7 (0.357) |
| Boiler heat reduction (%) | 7.45 | 4.5 | 10.6 | 7.66 | 4.84 | 7.86 |
| Hot utility reduction (%) | 10.5 | 7.3 | 13 | 10.34 | 7.36 | 9.6 |

²⁷ Warm lime softening

²⁸ Mechanical lift

²⁹ Gas lift

³⁰ One-through steam generator

³¹ Boiler feed water

باتوجه به نتایج می‌توان دریافت که میزان کمینه بار حرارتی گرم واحدها اختلاف اندکی دارند. علت این موضوع را می‌توان یکسان بودن پارامترهای کلیدی شامل نسبت بخار به نفت و دمای بخار دانست. واحد سوم نسبت به سایر واحدها انرژی بیشتری نیاز دارد که می‌توان علت آن را در کمتر بودن دمای امولسیون این واحد جستجو کرد. همچنین نتایج نشان می‌دهند که نوع تجهیزات مورد استفاده در فرایند، تأثیر اندکی بر انرژی موردنیاز فرایند دارد. با توجه به این موارد، شبیه‌سازی این واحدها برای بررسی تأثیر پارامترهای کلیدی ضروری است.

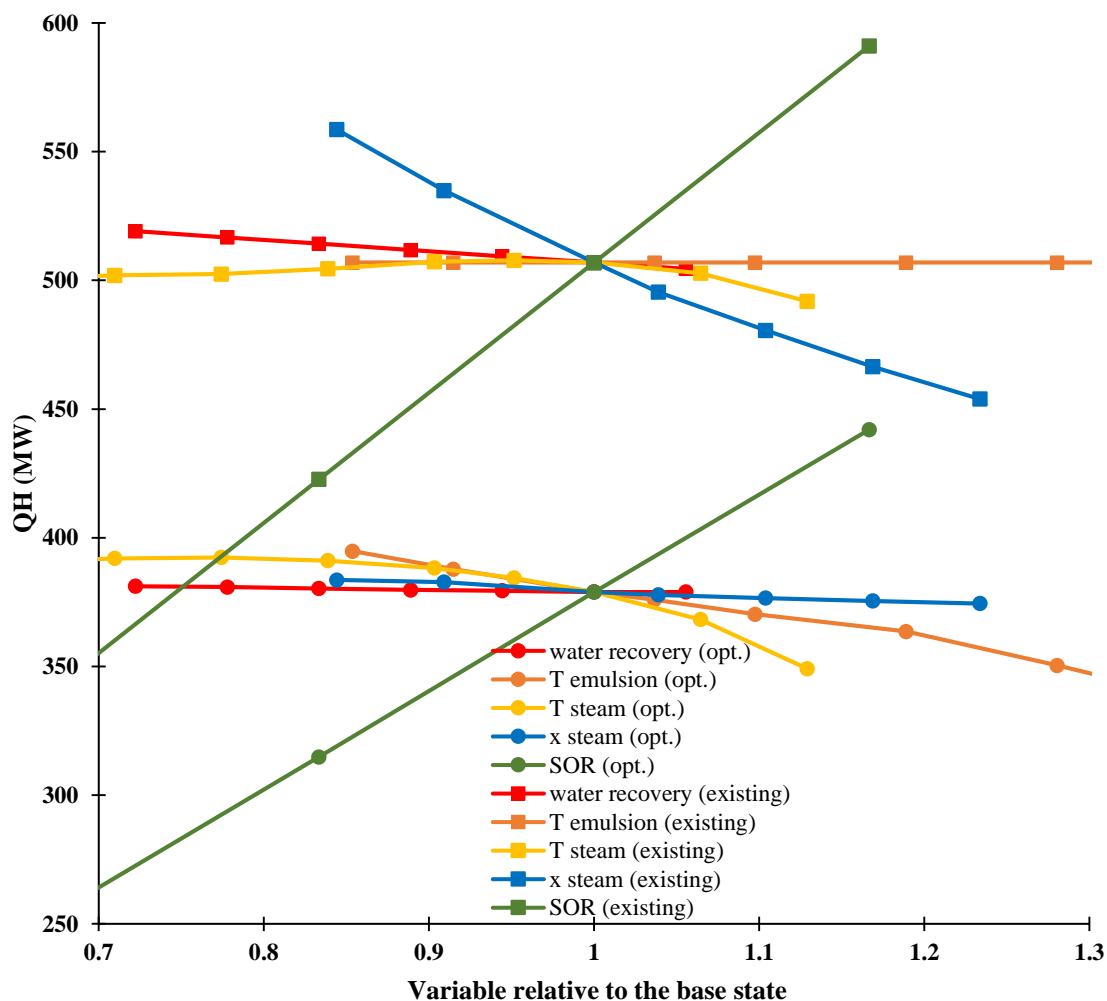
۴-۲- بررسی پارامترهای تأثیرگذار بر مصرف انرژی در فرایند

برای شناسایی تأثیر پارامترهای کلیدی بر مصرف انرژی فرایند، تحلیل حساسیت بر روی نسبت بخار به نفت، دمای بخار، کیفیت بخار، دمای امولسیون و میزان بازیابی آب انجام شده‌است. نتایج این تحلیل که در شکل ۶ نشان داده شده‌است، میزان مصرف انرژی مربوط به سرویس جانبی گرم فرایند را در دو حالت شرایط موجود فرایند و شرایط بهینه طراحی شده با پینچ مشخص می‌کند. برای سهولت در رسم نمودار و یکسان کردن محدوده متغیرهای محور افقی، پارامترهای مورد مطالعه بدون بعد شده‌اند. بدین‌منظور، اعداد مربوط به محدوده موردنظر برای هر کدام از متغیرها بر مقدار موجود اولیه آن تقسیم شده‌است.

نتایج نشان می‌دهند که نسبت بخار به نفت، مهم‌ترین و تأثیرگذارترین پارامتر در تعیین انرژی مصرفی فرایند است. افزایش این نسبت، باعث افزایش میزان بخار تزریقی فرایند می‌شود که این عامل نیاز حرارتی واحد را افزایش داده و باعث افزایش چشم‌گیر انرژی مصرفی فرایند می‌شود. بیشتر انرژی مصرفی واحد مربوط به بخش تولید بخار است؛ با افزایش نسبت بخار به نفت، انرژی مصرفی به صورت خطی افزایش می‌یابد. همچنین بررسی هزینه‌های کلی فرایند نیز نشان می‌دهد که نسبت بخار به نفت، بیشترین تأثیر را دارد. با توجه به شکل ۷ مشاهده می‌شود که با افزایش نسبت بخار به نفت، هزینه کلی سالیانه فرایند به صورت خطی افزایش پیدا می‌کند. با افزایش نسبت بخار به نفت، هزینه انرژی مصرفی سالیانه (عملیاتی) و هزینه سرمایه‌گذاری افزایش پیدا می‌کند؛ بنابراین، هزینه کلی فرایند افزایش پیدا می‌کند.

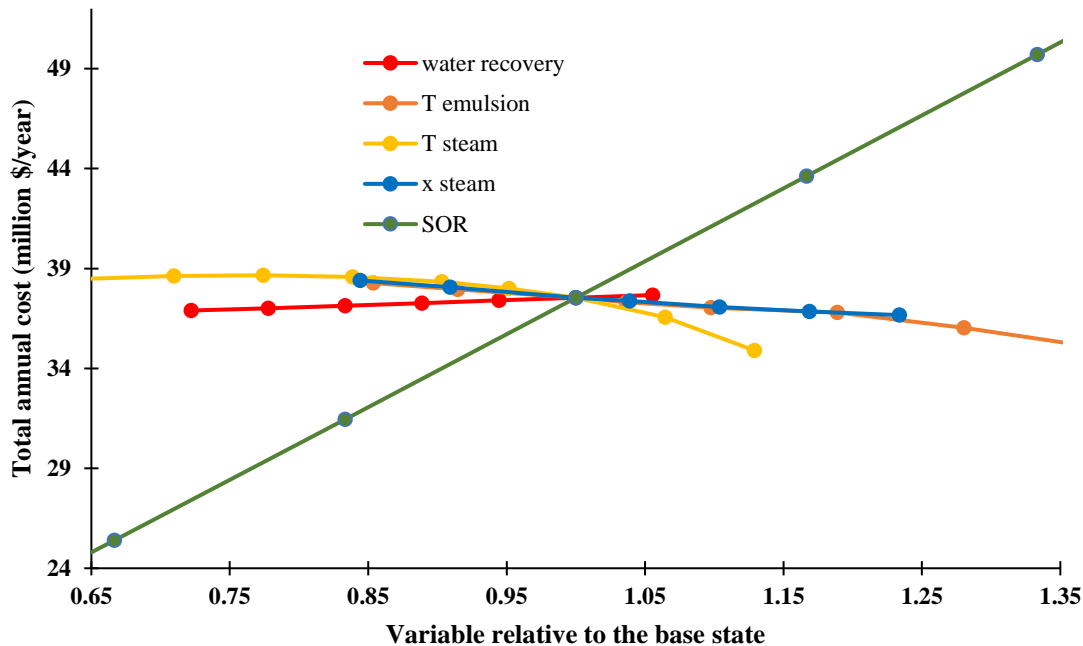
کیفیت بخار و دمای بخار تزریقی نیز تأثیر قابل‌توجهی بر مصرف انرژی دارند. با توجه به ثابت بودن میزان بخار تزریقی به مخزن، با افزایش کیفیت بخار تولیدی، میزان آب ورودی به دیگ‌بخار کاهش پیدا می‌کند. کاهش آب ورودی به دیگ‌بخار باعث کاهش انرژی مصرفی واحد می‌شود. با توجه به شکل ۶، میزان کاهش انرژی مصرفی کمینه واحد، نسبت به کاهش انرژی واحد روند کندتری دارد. علت این امر این است که با کمک تحلیل پینچ، از انرژی آب خروجی از جداساز با فشار بالا، در تامین گرمایش واحد استفاده شده‌است و این امر سبب کاهش انرژی موردنیاز فرایند شده‌است. با افزایش کیفیت بخار، انرژی بازیابی شده کاهش پیدا کرده و باعث کاهش هزینه سرمایه‌گذاری می‌شود. همچنین با کاهش انرژی موردنیاز فرایند، هزینه عملیاتی واحد نیز کاهش پیدا می‌کند. بنابراین، با کاهش هزینه سرمایه‌گذاری و عملیاتی واحد، هزینه کلی موردنیاز واحد کاهش پیدا می‌کند (شکل ۷). افزایش دمای بخار تزریقی در ابتدا باعث افزایش انرژی موردنیاز فرایند و سپس باعث کاهش انرژی شده‌است. با افزایش دما، میزان گرمای نهان تبخیر کاهش و میزان گرمای محسوس افزایش می‌یابد. در ابتدا با افزایش دما،

تأثیر افزایش گرمای محسوس بیشتر بوده و سبب افزایش انرژی مصرفی واحد شده است. پس از مدتی با افزایش دما تأثیر گرمای نهان تبخیر بیشتر شده و انرژی مورد نیاز کاهش پیدا می کند؛ قابل ذکر است که با افزایش دمای بخار تزریقی، فشار تزریقی بخار نیز افزایش پیدا می کند که سبب افزایش برق مصرفی پمپ مورد استفاده در فرایند می شود. با افزایش دمای بخار، هزینه سرمایه گذاری افزایش یافته و هزینه عملیاتی همانند انرژی مصرفی فرایند، ابتدا افزایش و سپس کاهش پیدا می کند. با توجه به شکل ۷ مشاهده می شود که افزایش دمای بخار نیز در ابتدا باعث افزایش هزینه کل سالیانه و سپس کاهش آن می شود.



شکل ۶. تأثیر پارامترهای فرایند بر انرژی مصرفی

Fig 6. The effect of process parameters on energy consumption



شکل ۷. تأثیر پارامترهای فرایند بر هزینه کل سالیانه

Fig 7. The effect of process parameters on total annual cost

با توجه به شکل ۶، دمای امولسیون خروجی تأثیری بر انرژی کل مصرفی واحد ندارد؛ هرچند باعث افزایش نیاز واحد به سرمایه می‌شود، اما تأثیری بر انرژی مصرفی برای گرمایش واحد ندارد. افزایش دمای امولسیون، باعث بهبود بازیابی حرارت شده و می‌توان از انرژی حرارتی آن برای تأمین گرمایش واحد استفاده کرد. با افزایش دمای امولسیون، گرمای بیشتری به فرایند بازگردانده شده و نیاز به تأمین گرمایش واحد کاهش یافته و باعث کاهش انرژی مصرفی کمینه واحد می‌شود. افزایش دمای امولسیون، باعث کاهش هزینه عملیاتی و افزایش هزینه سرمایه‌گذاری می‌شود. با جمع هر دو هزینه، هزینه کلی سالیانه روند کاهشی خواهد داشت (شکل ۷).

در نهایت، میزان بازیابی آب کمترین تأثیر را در مقایسه با سایر پارامترها بر انرژی مصرفی واحد دارد. افزایش بازیابی آب، باعث کاهش انرژی مصرفی واحد می‌شود؛ اما به علت کاهش میزان گرمای بازیابی شده، تغییر چشم‌گیری بر انرژی مصرفی کمینه واحد مشاهده نمی‌شود. همچنین افزایش بازیابی آب، با کاهش هزینه سرمایه‌گذاری، باعث کاهش هزینه کلی واحد می‌شود. در صد تغییرات انرژی مصرفی بهینه نسبت به محدوده تغییرات بدون بعد پارامترهای نسبت بخار به نفت، دمای امولسیون، دمای بخار، کیفیت بخار و میزان بازیابی آب به ترتیب برابر با ۱۰۰/۹۴، -۳۲/۵۳، -۲۵/۹۵، -۶/۲۱ و -۱/۷۷ است.

۵. نتیجه‌گیری

در این تحقیق، با استفاده از تحلیل پینچ، میزان حداقل انرژی مصرفی در ۶ فرایند ریزش ثقلی نفت به کمک بخار مطالعه شد. نتایج نشان می‌دهند که اگر طراحی اولیه این واحدها به کمک پینچ و به‌درستی انجام شده بود، بار

حرارتی گرم موردنیاز واحد به میزان $7/3$ تا 13 درصد کمتر از حالت فعلی و بار مصرفی دیگبخار نیز $4/5$ تا $10/6$ درصد کمتر بود. همچنین، نتایج شبیه‌سازی و تحلیل حساسیت به‌منظور شناسایی پارامترهای مؤثر نشان می‌دهند که نسبت بخار به نفت بیشترین تأثیر را بر انرژی مصرفی واحد دارد، در حالی که میزان بازیابی آب کمترین تأثیر را بر انرژی مصرفی می‌گذارد. قابل ذکر است که در این تحقیق، تعداد واحدهای مورد بررسی محدود بوده است. همچنین، تحلیل حساسیت به صورت تک‌متغیره انجام شده و بررسی اثرات متقابل پارامترها، برای افزایش دقت نتایج در پژوهش‌های آتی پیشنهاد می‌شود. نتایج این تحقیق در پژوهش‌های آتی برای توسعه یک مدل به منظور تعیین معیار مصرف انرژی^{۳۲} در فرایند ریزش ثقلی نفت به کمک بخار مورد استفاده قرار خواهد گرفت.

منابع

- [1] Yang, S., Huang, S., Jiang, Q., Jiang, G., Liu, Q., Wang, Z. & Gong, R. (2024). In-situ solvents generation enhanced steam assisted gravity drainage (ISSG-SAGD): A low carbon and high-efficiency approach for heavy oil recovery. *Energy*, 291, 130370.
- [2] Sabet, S. A., Omidkhan, M. R. & Jafari, A. (2020). A review of methods for reducing the viscosity of heavy crude oil with an emphasis on the use of nanocatalysts. *Iranian Journal of Chemical Engineering*, 19(112), 74-85. In Persian.
- [3] Kashani-Nia, E., Sarrafi, A. & Mohibi, A. (2011). Numerical simulation and sensitivity analysis of the in-situ combustion process in a laboratory system. *Iranian Journal of Chemical Engineering*, 10(58), In Persian.
- [4] Monteiro, L., Baptista-Pereira, C., & Azevedo, L. (2022). Sensitivity analysis of injection parameters in steam-assisted gravity drainage under geological uncertainty, *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 208, 109732.
- [5] Yang, S., & Yang, D. (2024). Development of a heat-penetration criterion to characterize steam chamber growth and propagation dynamics during a steam-assisted gravity drainage (SAGD) process, *Applied Thermal Engineering*, 238, 121855.
- [6] Ashrafi, O., Navarri, P., Hughes, R. & Lu, D. (2016). Heat recovery optimization in a steam-assisted gravity drainage (SAGD) plant, *Energy*, 111, 981-990.
- [7] Oni, A. O., Monsalve, I. T. & Kumar, A. (2023). The development of life cycle greenhouse gas emission footprints of novel pathways for the solvent-assisted and solvent-electromagnetic heating oil sands extraction processes, *Fuel*, 346, 128399.
- [8] Ashrafi, O., Navarri, P., & Zamor, O. (2019). Energy integration of steam-assisted gravity drainage facilities with carbon capture, *Chemical Engineering Transactions*, 74, 835-840.
- [9] Nimana, B., Canter, C., & Kumar, A. (2015). Energy consumption and greenhouse gas emissions in the recovery and extraction of crude bitumen from Canada's oil sands, *Applied Energy*, 143, 189-199.
- [10] Si, M., Bai, L., & Du, K. (2021). Discovering energy consumption patterns with unsupervised machine learning for Canadian in situ oil sands operations, *Sustainability*, 13(4), 1968.
- [11] Ansari, A., Heras, M., Nones, J., Mohammadpoor, M., & Torabi, F. (2020). Predicting the performance of steam-assisted gravity drainage (SAGD) method utilizing artificial neural network (ANN), *Petroleum*, 6(4), 368-374.

³² Energy benchmarking

- [12] Zhang, X., Zhou, Y., Du, X., Qi, Z., Liu, P., Xu, Z. & Wang, Y. (2022). Fuzzy methods to evaluate the development effects of SAGD technology and its application during the middle and later stages of super-heavy oil reservoirs, *Fuel*, 313, 122644.
- [13] COSIA typical SAGD plant, <http://www.cosia.ca/uploads/files/challenges/ghg/Challenge 009-GHG-Water and Energy Recovery.pdf>, available in March (2024).
- [14] Towler, G. & Sinnott, R., (2012), "Chemical engineering design: Principles, practice and economics of plant and process design" Elsevier.
- [15] <https://toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices>, available in (2024).
- [16] <https://www.eia.gov/naturalgas/weekly/>, available in (2024).
- [17] Smith, R., (2016). "Chemical process design and integration", Second edition, Wiley, UK.
- [18] <https://eralberta.ca/wp-content/uploads/2017/05/GHG-Reduction-Roadmap-Final-Report-Alberta-Oil-Sands-Energy-Efficiency-and-GHG-Mitigation-Roadmap.pdf>, available in February (2025).
- [19] Więckowski, J., & Sałabun, W., (2024), A new sensitivity analysis method for decision-making with multiple parameters modification, *Information Sciences*, 678, 120902.
- [20] Akbilgic, O., Zhu, D., Gates, I. D. & Bergerson, J. A., (2015), Prediction of steam-assisted gravity drainage steam to oil ratio from reservoir characteristics, *Energy*, 93, 1663-1670.
- [21] Raffa, D. & Keller, A., (2014), Forecasting reservoir water losses in a SAGD operation. A combined approach, proceedings of *the SPE Canada Heavy Oil Conference*, D021S010R005, Society of Petroleum Engineers (SPE).
- [22] Huang, Y., Qiao, C., Zhao, Z., Hu, Y. & Zeng, H., (2025), Demulsification of steam-assisted gravity drainage (SAGD) emulsions under high temperature and high pressure: Effects of emulsion breaker and reverse emulsion breaker dosages, *Separation and Purification Technology*, 354, 128775.