

Techno-Economic Assessment of Sulfur Dioxide Recovery and Liquefaction from Sulfur Recovery Unit Flue Gases: A Gas Refinery Case Study

Mahdi Pourafshari Chenar¹, Ali Farzaneh^{2*} 

¹ Department of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, Ferdowsi University of Mashhad, Mashhad, Iran

² Department of Energy Engineering, Faculty of Advanced Technologies, Quchan University of Technology, Quchan, Iran

ARTICLE INFO

Article Type

Original Research

Article History

Received: May 31, 2026

Revised: August 16, 2026

Accepted: September 13, 2026

ePublished: October 22, 2026

ABSTRACT

Sulfur dioxide (SO₂) is one of the major pollutants emitted from industrial flue gases and its release is associated with significant environmental impacts. In this study, the technical and economic feasibility of SO₂ recovery and liquefaction from sulfur recovery unit flue gases of a gas refinery was investigated. The Cansolv process was selected owing to its high recovery efficiency, compatibility with sulfur recovery unit flue gases, and industrial maturity. The SO₂ recovery unit was designed based on licensors data, while the dehydration and liquefaction sections were designed using Aspen HYSYS V8.6. Economic assessment was conducted using the factorial method and discounted cash flow analysis. For the selected case study, an SO₂ recovery and liquefaction unit with a production capacity of 337,000 t/y and a product purity of 99.95 wt.% was designed. The total capital investment and annual production cost were estimated at USD 103.4 million and USD 31.3 million per year, respectively. At the design capacity and an SO₂ selling price of USD 400/t, the economic indicators including ROI, NR, NPW, and PBP were estimated at 57.9%, USD 45.5 million, USD 229.5 million, and 1.3 years, respectively. Moreover, the economic break-even production capacity was determined as 37,000 t/y, substantially lower than the nominal design capacity. The results indicate that SO₂ recovery and liquefaction, besides mitigating acidic pollutant emissions, can represent an economically attractive pathway for value-added product generation. Furthermore, environmental penalties, pollutant pricing policies, and green financing mechanisms could further enhance the economic attractiveness of such projects.

Keywords: Sulfur Dioxide, Flue Gas, SO₂ Recovery, Techno-Economic Assessment, Gas Refinery.

How to cite this article

Pourafshari Chenar M, Farzaneh A, Techno-Economic Assessment of Sulfur Dioxide Recovery and Liquefaction from Sulfur Recovery Unit Flue Gases: A Gas Refinery Case Study. Modares Mechanical Engineering; 2027;27(02):103-114.

*Corresponding author's email: alifarzaneh@qjet.ac.ir

*Corresponding ORCID ID: 0000-0001-8585-9532



Copyright© 2027, TMU Press. This open-access article is published under the terms of the Creative Commons Attribution-NonCommercial 4.0 International License which permits Share (copy and redistribute the material in any medium or format) and Adapt (remix, transform, and build upon the material) under the Attribution-NonCommercial terms.



ارزیابی فنی - اقتصادی بازیابی و مایع سازی دی اکسید گوگرد از گازهای دودکش واحدهای بازیافت گوگرد: مطالعه موردی یک پالایشگاه گازی

مهدی پورافشاری چنار^۱، علی فرزانه^{۲*}

^۱ گروه مهندسی شیمی، دانشکده مهندسی، دانشگاه فردوسی مشهد، مشهد، ایران
^۲ گروه مهندسی انرژی، دانشکده فناوری های نوین، دانشگاه صنعتی قوچان، قوچان، ایران

چکیده

دی اکسید گوگرد (SO_2) یکی از آلاینده های مهم گازهای دودکش صنایع است که انتشار آن با پیامدهای زیست محیطی قابل توجهی همراه است. در این مطالعه، امکان سنجی فنی-اقتصادی بازیابی و مایع سازی SO_2 از گازهای دودکش واحدهای بازیافت گوگرد یک پالایشگاه گازی بررسی شد. پس از ارزیابی فناوری های تجاری مبتنی بر جاذب های احیاءپذیر، فرآیند Cansolv به دلیل بازده بازیابی بالا، سازگاری با گازهای دودکش واحدهای بازیافت گوگرد و سابقه صنعتی مناسب انتخاب گردید. طراحی واحد بازیابی بر مبنای اطلاعات دارنده لیسانس و طراحی واحدهای نم زدایی و مایع سازی با استفاده از Aspen HYSYS V8.6 انجام شد. ارزیابی اقتصادی نیز با روش فاکتوری و تحلیل جریان نقدی تنزیل شده صورت گرفت. برای مطالعه موردی، واحدی با ظرفیت تولید 337 هزار تن SO_2 مایع در سال و خلوص $99/95$ درصد وزنی طراحی گردید. سرمایه گذاری کل و هزینه تولید سالانه به ترتیب $103/4$ میلیون دلار و $31/3$ میلیون دلار در سال برآورد شد. در ظرفیت طراحی و قیمت فروش 400 دلار بر تن SO_2 ، شاخص های اقتصادی NPW، NR، ROI و PBP به ترتیب $45/5$ میلیون دلار، $229/5$ میلیون دلار و $1/3$ سال حاصل شدند. همچنین، ظرفیت سربه سر اقتصادی فرآیند 37 هزار تن در سال تعیین شد که به مراتب کمتر از ظرفیت طراحی واحد است. نتایج نشان می دهد بازیابی و مایع سازی SO_2 ، علاوه بر کاهش انتشار آلاینده های اسیدی، از پتانسیل اقتصادی مناسبی برای تولید محصول با ارزش افزوده برخوردار بوده و اعمال سیاست های زیست محیطی و سازوکارهای تأمین مالی سبز می تواند جذابیت اقتصادی آن را تقویت نماید.

اطلاعات مقاله

نوع مقاله

مقاله پژوهشی

تاریخچه مقاله

دریافت: ۱۴۰۵/۰۳/۱۰

بازنگری: ۱۴۰۵/۰۵/۲۵

پذیرش: ۱۴۰۵/۰۶/۲۲

ارائه آنلاین: ۱۴۰۵/۰۷/۳۰

کلیدواژه ها: دی اکسید گوگرد، گاز دودکش، بازیابی SO_2 ، ارزیابی فنی-اقتصادی، پالایشگاه گاز.

نحوه ارجاع به این مقاله

پورافشاری چنار مهدی، فرزانه علی، ارزیابی فنی-اقتصادی بازیابی و مایع سازی دی اکسید گوگرد از گازهای دودکش واحدهای بازیافت گوگرد: مطالعه موردی یک پالایشگاه گازی، مهندسی مکانیک مدرس، ۱۴-۱۰۳: ۱۴۰۵؛ ۲۷(۰۲).

*پست الکترونیکی نویسنده عهده دار مکاتبات: alifarzaneh@qiet.ac.ir

*شناسه ارکید نویسنده عهده دار مکاتبات: 0000-0001-8585-9532



۱- مقدمه

دی‌اکسید گوگرد (SO_2) یکی از مهم‌ترین اکسیدهای گوگرد موجود در گازهای دودکش (Flue gases) صنایع است که در نتیجه احتراق سوخت‌های هیدروکربنی حاوی ترکیبات گوگردی و همچنین اکسیداسیون ترکیبات گوگردی در فرآیندهای متالورژیکی و پالایشی تولید می‌شود. غلظت SO_2 در گازهای دودکش به نوع سوخت، مقدار گوگرد خوراک و شرایط احتراق وابسته است و در صنایع پالایش نفت و گاز، نیروگاه‌های حرارتی و واحدهای استحصال فلزات می‌تواند از چند ppm تا چند درصد برسد [۱، ۲].

SO_2 یک گاز اسیدی خورنده محسوب می‌شود و می‌تواند منجر به تحریک چشم و بینی، گلودرد، سرفه، احساس فشار قفسه سینه و خس‌خس شود و در غلظت‌های بالا، مخاطراتی مانند پنومونیت شیمیایی و ادم ریوی (Pulmonary edema) قابل انتظار است [۳]. سازمان جهانی بهداشت سطح مجاز SO_2 را ۲۰ میکروگرم بر مترمکعب در طول ۲۴ ساعت تعیین نموده است [۴]. SO_2 در حضور اکسیژن و رطوبت موجود در اتمسفر به ابروسل یا همان ریزگرد تبدیل می‌شود. اسید سولفوریک و سولفات عمده‌ترین ابروسل‌های تشکیل شده از SO_2 می‌باشند. علاوه بر آسیب‌های جدی SO_2 و ابروسل‌های حاصل از آن بر سلامت انسان، این ترکیبات موجب کاهش دید و جذب نور خورشید تا ۳۰٪ می‌شود (جذب نور خورشید اثرات نامطلوبی در رشد گیاهان، به عنوان یکی از منابع اصلی غذایی، دارد). اسید سولفوریک و سولفات عامل اصلی تشکیل باران و رسوبات اسیدی بوده (باران اسیدی منجر به تخریب پوشش گیاهی، کوه‌ها و ساختمان‌ها می‌شود. همچنین باران و رسوبات اسیدی سبب تغییر اسیدیته‌ی آب دریاچه‌ها، رودخانه‌ها و خاک می‌گردد که اثرات مخربی بر رشد گیاهان و آبزیان دارد) و از طرف دیگر در استراتسفر، سطح مورد نیاز برای انجام واکنش تخریب ازن را فراهم می‌آورد [۵، ۶].

در کنار تمام مخاطرات ناشی از انتشار کنترل نشده‌ی SO_2 به اتمسفر، این ترکیب دارای کاربردهای گسترده‌ای در فرایندها و تولید مواد شیمیایی می‌باشد. کاربرد اصلی SO_2 ، تولید هیدروسولفیت سدیم است، که به عنوان عامل سفیدکننده در صنایع نساجی، کاغذسازی و تولید سایر مواد شیمیایی به کار می‌رود. SO_2 در صنایع کشاورزی و غذایی به عنوان نگهدارنده، آفت‌کش، ضد میکروب و سفیدکننده مورد استفاده قرار می‌گیرد. SO_2 همچنین در فرایند تصفیه آب و پساب به منظور تجزیه کلر باقیمانده بعد از فرایند کلرزنی به کار برده می‌شود [۱، ۵].

حجم بازار جهانی SO_2 در سال ۲۰۲۵ حدود ۱۳/۷ میلیون تن بوده و پیش‌بینی می‌شود این مقدار تا سال ۲۰۳۱ به حدود ۱۹ میلیون تن افزایش یابد که معادل نرخ رشد مرکب سالانه نزدیک به ۵/۶ درصد است [۷]. قیمت این محصول به درجه خلوص، مقیاس خرید، منطقه جغرافیایی و هزینه‌های لجستیکی وابسته است، اما در بازارهای جهانی برای SO_2 مایع صنعتی معمولاً در بازه تقریبی

۲۰۰ تا ۶۰۰ دلار به ازای هر تن گزارش می‌شود و گریدهای ویژه الکترونیکی می‌توانند چند برابر این مقدار قیمت داشته باشند [۸-۱۰]. همچنین منطقه آسیا-اقیانوسیه با سهمی بیش از ۵۰ درصد، بزرگ‌ترین بازار مصرف SO_2 جهان به‌شمار می‌رود که ناشی از توسعه صنایع شیمیایی، فلزی و نیمه‌هادی در کشورهای چین، هند و جنوب شرق آسیاست [۷]. این روند نشان می‌دهد بازیابی SO_2 از جریان‌های دودکش و تبدیل آن به محصول قابل فروش، علاوه بر کاهش بار آلودگی، می‌تواند از منظر اقتصادی نیز فرصت مناسبی برای صنایع پالایشی و پتروشیمی ایجاد کند.

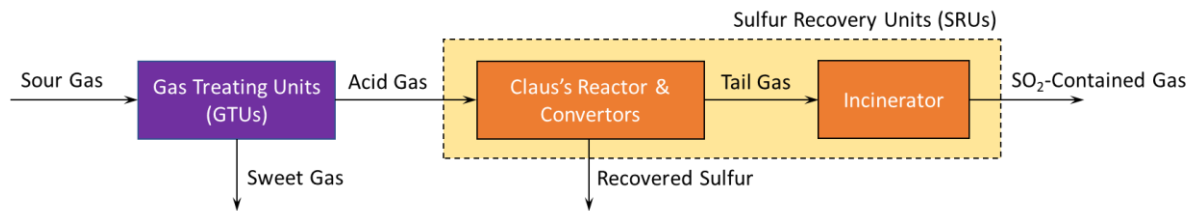
واحدهای بازیافت گوگرد (Sulfur recovery units - SRUs) در پالایشگاه‌های نفت و گاز که با هدف تولید گوگرد عنصری از گازهای اسیدی طراحی شده‌اند، پتانسیل بالایی برای تولید دی‌اکسید گوگرد دارند. در این واحدها، گازهای پسماند (Tail gases) از فرایند کلاوس (Claus) که حاوی ترکیبات گوگردی هستند، در زیاله‌سوز اکسید شده و گاز دودکشی غنی از SO_2 تولید می‌کنند، که نسبت به بسیاری از دودکش‌های احتراقی معمول، غلیظ‌تر است و از منظر مهندسی فرایند می‌تواند یک خوراک مناسب‌تر برای بازیابی/تغلیظ محسوب شود [۱۱].

در مطالعه حاضر، امکان‌سنجی فنی و اقتصادی بازیابی SO_2 از گازهای دودکش واحدهای بازیافت گوگرد یک پالایشگاه گازی و مایع‌سازی آن به‌منظور تسهیل ذخیره‌سازی، حمل‌ونقل و عرضه تجاری مورد ارزیابی قرار گرفته است. بدین منظور، شاخص‌های کلیدی شامل هزینه سرمایه‌گذاری، هزینه‌های بهره‌برداری و سودآوری اقتصادی بررسی شده تا قابلیت پیاده‌سازی صنعتی این راهکار در مقیاس پالایشگاهی تعیین شود.

۲- مبانی نظری

۲-۱ مطالعه موردی

در پالایشگاه‌های گاز طبیعی، گاز سولفید هیدروژن (H_2S) جدا شده از جریان گاز ترش در واحدهای تصفیه گاز، به‌عنوان خوراک اصلی واحدهای بازیافت گوگرد مورد استفاده قرار می‌گیرد. این ترکیب در این واحدها از طریق فرایند کلاوس به گوگرد عنصری تبدیل می‌شود. راندمان بازیابی گوگرد در فرایند کلاوس تابعی از عملکرد کوره واکنش، بسترهای کاتالیستی و کارایی تجهیزات جداسازی گوگرد مایع بوده و معمولاً در بازه‌ای حدود ۹۰ تا ۹۹ درصد قرار دارد. بخشی از ترکیبات گوگردی که به صورت بازیافت نشده در جریان پسماند باقی می‌مانند به زیاله‌سوز هدایت شده و در آنجا به SO_2 اکسید و نهایتاً از طریق دودکش به اتمسفر منتشر می‌شوند (شکل ۱). در پژوهش حاضر، یک پالایشگاه گاز به عنوان مطالعه موردی انتخاب شده است که مشخصات (شامل ترکیب و دبی) جریان خروجی از زیاله‌سوز واحدهای بازیافت گوگرد آن در جدول ۱ ارائه گردیده است.



شکل ۱ نمودار جعبه‌ای واحدهای تصفیه گاز و بازیافت گوگرد در یک پالایشگاه گازی

Fig.1 Block diagram of gas treating and sulfur recovery units in a gas refinery

کاربردهای مرتبط با واحدهای بازیافت گوگرد، مؤید توسعه صنعتی محدودتر آن‌ها در مقایسه با فناوری‌های بالغ‌تر است [۱۷-۲۰]. فرآیندهای مبتنی بر شستشو با آب سرد یا آب دریا نیز عمدتاً برای حذف SO_2 در نیروگاه‌های ساحلی توسعه یافته‌اند و عملکرد آن‌ها وابستگی شدیدی به دسترسی پایدار به منابع آب سرد با ظرفیت بالا دارد (معمولاً آب دریا دارای قلیائیت طبیعی می‌باشد). نیاز به نرخ‌های بالای گردش مایع و محدودیت جغرافیایی استقرار از مهم‌ترین چالش‌های این فناوری محسوب می‌شود [۱۳، ۲۱، ۲۲].

جدول ۲ فهرست فرایندهای تجاری برای بازیابی SO_2 از گازهای دودکش مبتنی بر حلال‌های احیاپذیر [۱۲-۱۴، ۱۶-۲۳]

Table 2 List of commercial processes SO_2 recovery from flue gases based on regenerable solvents [12-14, 16-23]

Process	Solvent	Gas-liquid contact technology	SO_2 concentration at inlet	Percentage of SO_2 removal
Cansolv	Amine-based (tertiary semi-salt diamines)	Conventional Types (Packed Tower, Tray, Spray or Venturi)	1000 to 50000 ppm	90%, maximum at highest SO_2 input up to +99.9%
Sulinox	Tetraethylene glycol dimethyl ether	Conventional Types (Packed Tower, Tray, Spray or Venturi)	5000 to 20000 ppm	90-95%, maximum at highest SO_2 input: +99%
MECS SolvR	Polyvalent carboxylic acid salts	BELCO® EDV	1000 to 50000 ppm	90-95%
Labsorb	Aqueous solution of sodium phosphate salts	DynaWave	1000 ppm to %5	90-95%
Cold water Scrubbing	Sea water	Conventional Types (Packed Tower, Tray, Spray or Venturi)	Up to 55000 ppm	99~%

فناوری Sulinox عمدتاً در جریان‌های با غلظت نسبتاً بالای SO_2 ، به‌ویژه در صنایع متالورژی استخراج فلزات، کاربرد یافته است. این فرآیند از یک حلال آلی مبتنی بر اتر استفاده می‌کند که در حضور ترکیبات غیرقطبی نظیر هیدروکربن‌ها از انتخاب‌پذیری محدودتری برای جذب SO_2 برخوردار است. علاوه بر این، فشار بخار نسبتاً بالاتر حلال می‌تواند ریسک اتلاف حلال و انتشار بخارات آلی در گاز خروجی را افزایش دهد [۲۲]. در مقابل، فرآیند Cansolv SO_2 Scrubbing که در حال حاضر تحت لیسانس شرکت Shell Global Solutions عرضه می‌شود، یکی از بالغ‌ترین فناوری‌های تجاری مبتنی بر حلال احیاپذیر آمینی برای بازیابی SO_2 محسوب می‌شود.

جدول ۱ مشخصات گاز خروجی از زیاله‌سوزهای واحدهای بازیافت گوگرد

Table 1 Specification of exhaust gas from incinerators in sulfur recovery units

Composition (mol %)	
H_2O	19.2
CS_2	0.005
SO_2	2.396
COS	0.004
H_2S	0.067
CO_2	22.855
CO	0.404
C_1	0.186
N_2	51.379
O_2	2.400
Ar	0.614
H_2	0.544
Conditions	
Flow (kmol/h)	27904
Temperature ($^{\circ}C$)	370
Pressure (kPag)	4

۲-۲- انتخاب و شرح فرایند بازیابی SO_2

فناوری‌های متعددی برای جداسازی SO_2 از گازهای دودکش توسعه یافته‌اند که به‌طور کلی به دو دسته فرایندهای احیاپذیر (non-regenerative) و احیاپذیر (regenerative) تقسیم می‌شوند [۱۲-۱۵]. با توجه به هدف این پژوهش، یعنی بازیابی و تولید SO_2 قابل مایع‌سازی با خلوص بالا، تنها فرایندهای احیاپذیر مورد توجه قرار گرفتند، زیرا این دسته از فناوری‌ها قادر به تولید جریان غنی از SO_2 در بخش احیای حلال بوده و امکان استفاده مستقیم در تولید اسید سولفوریک، SO_2 مایع یا سایر فراورده‌های گوگردی را فراهم می‌سازند [۱۴، ۱۶]. در میان فرایندهای تجاری موجود، فناوری‌هایی نظیر Cansolv، MECS SolvR، Sulinox، شستشو با آب دریا/آب سرد و LABSORB از شناخته‌شده‌ترین گزینه‌های بازیابی SO_2 محسوب می‌شوند. در جدول ۲ فهرست فرایندهای تجاری شده برای بازیابی SO_2 از گازهای دودکش به همراه برخی از مشخصه‌های اصلی آن‌ها ارائه شده است.

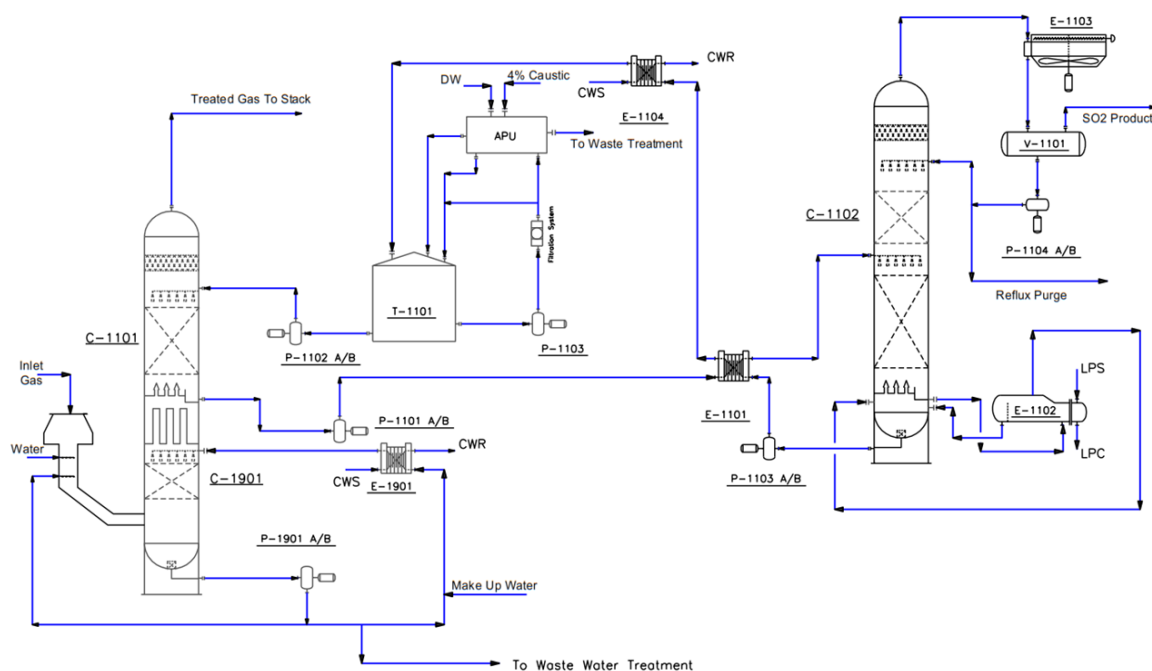
فرایندهای LABSORB و MECS SolvR اگرچه توسط عرضه‌کنندگان معتبر ارائه شده‌اند، اما به دلیل بهره‌گیری از تجهیزات تماس ویژه در مراحل جذب و احیا، پذیرش صنعتی محدودتری نسبت به فناوری‌های متعارف داشته‌اند. در فناوری LABSORB از تماس‌دهنده اختصاصی BELCO® EDV و در فناوری MECS SolvR از سامانه DynaWave scrubber استفاده می‌شود که از منظر طراحی، بهره‌برداری و مقیاس‌پذیری با برج‌های جذب مرسوم تفاوت دارند. محدود بودن تعداد نصب‌های صنعتی این فناوری‌ها، به‌ویژه در

سرد و مایع تولیدشده در مخزن جریان بازگشتی به کمک پمپ جریان بازگشتی مجدداً به برج احیا ارسال می‌شود. گاز خروجی از جمع‌کننده جریان بازگشتی حاوی ۸۵ الی ۹۵ درصد حجمی SO_2 و اشباع از آب می‌باشد. جاذب احیا شده (تمیز) از پایین برج دفع پس از عبور از مبدل گرمایی و کولر آبی آمین تمیز به تانک آمین تمیز پمپ می‌شود. از تانک T-1101، آمین تمیز به کمک پمپ تغذیه P-1102 به برج جذب SO_2 پمپ و چرخه کامل می‌شود. یک جریان مجزا از آمین تمیز از تانک آمین به سیستم فیلتراسیون و واحد خالص‌سازی آمین (APU) با هدف کنترل سطح نمک‌های پایدار حرارتی و ذرات در جاذب ارسال می‌گردد.

۲-۳ فرایند مایع‌سازی SO_2

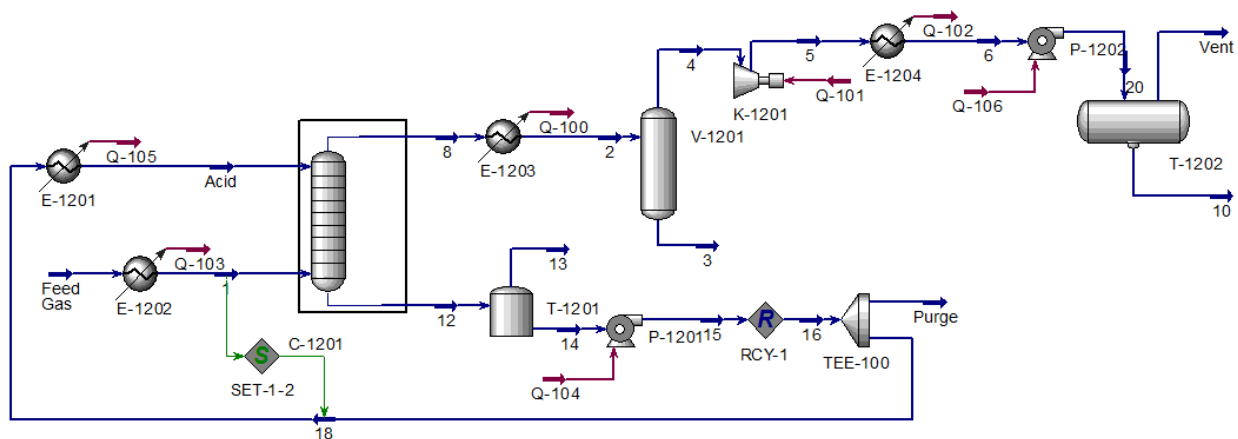
جریان گازی SO_2 حاصل از واحد بازیابی (خروجی برج احیا)، دارای خلوص بالا (در حدود ۹۵ درصد حجمی) بوده، ولی اشباع از بخار آب می‌باشد. حضور رطوبت در این جریان، به‌ویژه در شرایط تراکم و کاهش دما، می‌تواند منجر به تشکیل اسید سولفوریک و بروز مشکلات خوردگی و عملیاتی گردد. از این‌رو، انجام مرحله نم‌زدایی پیش از مایع‌سازی ضروری است. در فرایندهای صنعتی، نم‌زدایی SO_2 مرطوب عموماً از طریق تماس با اسید سولفوریک غلیظ (حدود ۹۸ درصد وزنی) در یک برج پر شده انجام می‌شود که طی آن، رطوبت گاز به مقادیر بسیار پایین کاهش می‌یابد [۶]. در این مطالعه، به‌منظور مایع‌سازی SO_2 ، روش تراکم به‌عنوان گزینه منتخب در نظر گرفته شده است. این انتخاب به دلیل مزایایی نظیر عدم نیاز به دماهای بسیار پایین، امکان استفاده از سیالات خنک‌کننده متداول (نظیر آب)، و سهولت در ذخیره‌سازی و انتقال

این فناوری قادر است SO_2 را از جریان‌های رقیق گاز دودکش با راندمان حذف بالا (بیش از ۹۹٪) جذب نموده و در بخش احیا، جریان SO_2 با خلوص مناسب برای تولید اسید سولفوریک یا مایع‌سازی تولید نماید. لازم به ذکر است، راندمان بالای حذف SO_2 در واحد Cansolv تابعی از مشخصات خوراک و شرایط عملیاتی و طراحی واحد است. در مطالعه حاضر، عملکرد واحد بر اساس مشخصات خوراک و شرایط طراحی ارائه‌شده توسط دارنده لیسانس فرایند برای مطالعه موردی تعیین شده است. علاوه بر این، شرکت توسعه‌دهنده نسخه‌هایی از فرایند را به‌طور اختصاصی برای کاربردهای مرتبط با واحدهای بازیافت گوگرد (SRU Tail Gas / Incinerator Applications) توسعه داده است [۲۳]. تجربه صنعتی گسترده، سازگاری با شرایط گازهای دودکش زباله‌سوزهای واحد بازیافت گوگرد، عدم وابستگی به تجهیزات تماس غیرمتعارف و توانایی تولید جریان SO_2 مناسب برای مایع‌سازی، فرایند Cansolv را به گزینه‌ای مناسب برای مطالعه حاضر تبدیل می‌کند (شکل ۲). در این فرایند، جریان گاز خروجی از کوره‌ی زباله‌سوز با هدف سرمایش و حذف ذرات احتمالی پیش از ورود به برج تماس C-1101 در یک اسکرابر با آب شستشو می‌شود. SO_2 از جریان گاز در یک مسیر ناهمسو توسط حلال که از بالا وارد برج تماس می‌شود، جذب می‌گردد. بستر تماس از نوع پر شده است. جاذب غنی از SO_2 ضمن عبور از مبدل گرمایی (E-1101) به عاری‌کننده (C-1102) جهت احیا پمپ می‌شود. عاری‌کننده از دو بستر پر شده از نوع پر شده با چینش منظم تشکیل شده است. جاذب غنی از SO_2 در عاری‌کننده به کمک بخار تولید شده در جوش‌آور در حالت ناهمسو احیا می‌گردد. جریان گازی خروجی از عاری‌کننده توسط یک کولر هوایی



شکل ۲ نمودار جریان‌ی فرایند بازیابی SO_2 به کمک فناوری Cansolv

Fig.2 Process flow diagram (PFD) of the SO_2 recovery process using the Cansolv technology



شکل ۳ نمودار جریان واحد نمزدائی و مایع سازی SO₂

Fig.3 Process flow diagram (PFD) of the SO₂ dehydration and liquefaction

بخش بازیابی با داده‌های عملیاتی یا پایلوت در این مطالعه امکان‌پذیر نبود و ارزیابی عملکرد بر مبنای داده‌های طراحی ارائه شده توسط دارنده لیسانس انجام گرفت.

در شبیه سازی بخش نمزدایی از نرم افزار Aspen HYSYS V8.6 استفاده گردید. برای محاسبات تعادل فازی، از مدل NRTL برای فاز مایع و معادله حالت Soave-Redlich-Kwong (SRK) برای فاز گاز استفاده شد. انتخاب این مدل‌ها با توجه به ماهیت غیرایده آل فاز مایع و رفتار فاز گازی سیستم انجام گرفت. لازم به ذکر است که مدل سازی حاضر در سطح طراحی پایه و امکان سنجی انجام شده و هدف آن تعیین شرایط عملیاتی و سایزینگ اولیه تجهیزات بوده است. برآورد قیمت تجهیزات با استفاده از روابط مهندسی ارائه شده در مرجع [۲۷] و نیز به کمک نرم افزار Aspen Capital Cost Estimator V8.6 انجام شده است. به منظور بروزرسانی بهای تجهیزات، قیمت‌ها با استفاده از آخرین شاخص قیمت تاسیسات مهندسی شیمی (CEPCI) مربوط به ماه ژانویه سال ۲۰۲۶ تعدیل گردیده است. در ادامه، برآورد هزینه کل سرمایه گذاری و هزینه‌های بهره‌برداری با استفاده از روش تخمین فاکتوری پیترز و تیمرهاوس (Peters and Timmerhaus) و ضرایب متداول صنعتی پیشنهادی مرجع [۲۸] انجام شده است. لازم به ذکر است، برآوردهای حاصل با توجه به سطح طراحی پایه، دارای عدم قطعیت ذاتی برآوردهای اولیه اقتصادی هستند.

ارزیابی اقتصادی فرآیند بازیابی و مایع سازی SO₂ بر مبنای شاخص‌های متداول تحلیل سرمایه گذاری شامل نرخ بازگشت سرمایه (Return on Investment, ROI)، بازگشت خالص (Net Return, NR)، ارزش خالص فعلی (Net Present Worth, NPW) و دوره بازگشت سرمایه (Payback Period, PBP) انجام شد. این شاخص‌ها امکان بررسی سودآوری پروژه از جنبه‌های بازده سرمایه گذاری، ارزش زمانی پول و سرعت بازیابی سرمایه اولیه را فراهم می‌سازند [۲۹]. نرخ بازگشت سرمایه (ROI) به عنوان نسبت سود خالص سالانه به سرمایه گذاری کل تعریف شده و مطابق رابطه (۱) محاسبه گردید:

محصول مایع صورت گرفته است. از نظر ترمودینامیکی، SO₂ در فشار اتمسفری در دمای حدود ۱۰/۱- درجه سانتی گراد مایع می‌شود. با این حال، در صورت افزایش فشار به حدود ۳۸۸ کیلوپاسکال (نسبی)، دمای میعان به حدود ۳۲/۲ درجه سانتی گراد افزایش می‌یابد که این امر امکان استفاده از آب خنک کننده برای چگالش را فراهم می‌سازد [۲۴، ۲۵]. در طراحی حاضر، فشار عملیاتی تا حدود ۵۱۳ کیلوپاسکال (نسبی) افزایش داده شده تا حاشیه اطمینان مناسبی برای میعان کامل در شرایط عملیاتی فراهم گردد. بر این اساس، جریان SO₂ اشباع از آب ابتدا تحت یک مرحله سردسازی اولیه قرار گرفته و سپس وارد برج نمزدایی از نوع پرشده (C-1201) می‌شود و در تماس با اسید سولفوریک ۹۸ درصد رطوبت آن به کمتر از ۰/۰۵ درصد وزنی می‌رسد (این میزان رطوبت یک معیار طراحی در فرایند نمزدایی SO₂ می باشد و با مشخصات پذیرفته شده برای SO₂ مایع مطابقت دارد [۲۶]). در ادامه، گاز خشک شده توسط یک کمپرسور سانتریفیوژ تا فشار مورد نظر متراکم شده و پس از عبور از مبدل حرارتی و کاهش دما تا حدود ۳۵ درجه سانتی گراد، به فاز مایع تبدیل و در مخازن ذخیره نگهداری می‌شود. شکل ۳ نمودار جریانی فرآیند نمزدایی و مایع سازی SO₂ را نشان می‌دهد.

۴-۲ محاسبات اقتصادی

به منظور ارزیابی سودآوری اقتصادی طرح، برآورد هزینه‌های سرمایه گذاری و تولید بر پایه رویکردهای متداول مهندسی و در سطح طراحی مفهومی انجام شده است. در این راستا، ابتدا تجهیزات اصلی واحدهای بازیابی و مایع سازی SO₂ بر مبنای دبی و ترکیب گاز پسماند (مطابق جدول ۱) طراحی و تعیین اندازه گردید. با توجه به ماهیت اختصاصی و محرمانه حلال مورد استفاده در فرآیند Cansolv، اطلاعات مربوط به طراحی و سایزینگ بخش بازیابی SO₂ از طریق مکاتبات با شرکت دارنده لیسانس و متناسب با ظرفیت مورد نظر تأمین گردید. با توجه به محرمانه بودن پارامترهای اختصاصی فرآیند و عدم دسترسی به داده‌های عملیاتی تفصیلی واحدهای تجاری Cansolv، اعتبارسنجی مستقل مدل برای

جدول ۳ نتایج موازنه‌ی جرم و انرژی جریان‌های مهم در فرایند Cansolv (بخش بازیابی SO₂)

Table 3 Mass and energy balance results of major streams in the Cansolv process (SO₂ recovery section)

	Inlet flue gas (feed)	Flue gas exiting the pre-treatment	Flue gas exiting the absorption tower	SO ₂ flow exiting the regeneration tower
Temperature (°C)	370	50	51	50
Pressure (kPag)	4.0	2.6	0.1	80
Total Mass Flow (kg/h)	859323	802096	779994	43493
Composition (kg/h)				
CO ₂	281130	281130	281130	0
N ₂	415488	415488	415488	0
SO ₂	42901	42901	267	42634
SO ₃	1608	21	7	0
O ₂	21464	21464	21464	0
H ₂ O	96731	41091	61637	859
Fly Ash	14	0	0	0

جدول ۴ نتایج موازنه‌ی جرم و انرژی جریان‌های مهم در فرایند مایع سازی SO₂

Table 4 Mass and energy balance results of major streams in the SO₂ liquefaction process

	Exhaust gas from the cooler E-1203	Exhaust gas from the compressor K-1201	Liquid leaving the condenser E-1204	Absorbent entering tower C-1201
Temperature (°C)	35	165	35	35
Pressure (kPa)	153.7	614.7	601.1	165.7
Total Mass Flow (kg/h)	46720	46720	46720	4320
Composition (kg/h)				
SO ₂	46697	46697	46697	0
H ₂ O	23	23	23	86
H ₂ SO ₄	0	0	0	4234

اطلاعات طراحی و قیمت تجهیزات اصلی در جدول ۵ گزارش شده است. بر همین مبنا در جدول ۶ جزئیات هزینه سرمایه گذاری کل و در جدول ۷ جزئیات هزینه تولید (بهره‌برداری) گزارش شده است. به‌منظور تعیین ظرفیت سربه‌سر فرآیند، تغییرات درآمد سالانه، هزینه تولید سالانه و سود خالص سالانه به‌عنوان تابعی از ظرفیت تولید SO₂ مایع، با فرض قیمت فروش ۴۰۰ دلار به‌ازای هر تن SO₂ مایع، محاسبه و در شکل ۴ ارائه شده است. مطابق نتایج، ظرفیت سربه‌سر واحد برابر با ۳۷ هزار تن در سال برآورد گردید، که به‌طور قابل توجهی کمتر از ظرفیت اسمی طراحی واحد (۳۳۷ هزار تن در سال) می‌باشد. این اختلاف قابل ملاحظه بیانگر حاشیه اطمینان اقتصادی مناسب فرآیند و توانایی حفظ سودآوری حتی در شرایط بهره‌برداری پایین‌تر از ظرفیت نامی به دلایلی چون کاهش احتمالی خوراک و توقف‌های عملیاتی است. همچنین، ملاحظه می‌شود که با افزایش ظرفیت تولید، نرخ رشد هزینه‌های تولید به‌طور محسوسی کمتر از نرخ رشد درآمد سالانه است.

$$ROI (\%) = \frac{ANP}{TCI} \times 100 \quad (1)$$

که در آن، ANP سود خالص سالانه (Annual Net Profit) و TCI سرمایه‌گذاری کل پروژه (Total Capital Investment) می‌باشد. به‌منظور لحاظ نمودن حداقل بازده مورد انتظار سرمایه‌گذار، بازگشت خالص (NR) بر اساس حداقل نرخ بازده قابل قبول (Minimum Acceptable Rate of Return, MAR) محاسبه شد. در این مطالعه مقدار MAR=15% در نظر گرفته شد. NR مطابق رابطه (۲) تعیین گردید:

$$NR = ANCF - (MAR \times TCI) \quad (2)$$

که در آن، ANCF جریان نقدی خالص سالانه (Annual Net Cash Flow) است. مقادیر NR>0 نشان‌دهنده سودآوری فراتر از نرخ بازده مطلوب سرمایه‌گذار می‌باشند.

به‌منظور ارزیابی اقتصادی مبتنی بر ارزش زمانی پول، ارزش خالص فعلی (NPV) با استفاده از نرخ تنزیل 15% $i = 15\%$ مطابق رابطه (۳) محاسبه گردید:

$$NPW = \sum_{t=0}^n \frac{CF_t}{(1+i)^t} \quad (3)$$

که در آن، CF_t جریان نقدی خالص در سال t ، i نرخ تنزیل و n عمر اقتصادی پروژه است. در صورتی که $NPW > 0$ باشد، پروژه اقتصادی تلقی می‌شود.

دوره بازگشت سرمایه (PBP) نیز به‌عنوان مدت زمان لازم برای بازیابی سرمایه‌گذاری اولیه از محل جریان‌های نقدی پروژه محاسبه گردید. در ساده‌ترین حالت، این شاخص مطابق رابطه (۴) بیان می‌شود:

$$PBP = \frac{TCI}{ANCF} \quad (4)$$

در این مطالعه، مقادیر $PBP \leq 5$ سال به‌عنوان محدوده مطلوب برای پروژه‌های صنایع فرایندی و زیست‌محیطی در نظر گرفته شد. محاسبات اقتصادی با فرض ۳۳۰ روز کاری در سال، عمر اقتصادی ۱۰ سال، دوره ساخت ۳ سال، نرخ مالیات ۲۵٪ و استهلاک بر مبنای ضرایب MACRS-5 انجام شد. همچنین، تحلیل حساسیت اقتصادی پروژه نسبت به ظرفیت تولید SO₂ مایع و قیمت فروش محصول با استفاده از شاخص‌های فوق مورد بررسی قرار گرفت [۲۸].

۳- نتایج و بحث

در فرایند پیشنهادی (شکل‌های ۲ و ۳)، جریان گازی غنی از SO₂ خروجی از واحد بازیابی مبتنی بر فرآیند Cansolv، پس از عملیات نم‌زدایی، تراکم و چگالش، به SO₂ مایع با خلوص جرمی ۹۹/۹۵ درصد، معادل گرید متداول صنعتی/تجاری، تبدیل می‌شود. نتایج موازنه جرم و انرژی جریان‌های اصلی فرآیند، شامل دبی، ترکیب، دما و فشار، در جداول ۳ و ۴ ارائه شده است.

جدول ۵ مشخصات فنی و بهای تجهیزات اصلی فرایند بازیابی (Cansolv)، نمزدائی و مایع سازی SO₂Table 5 Technical specifications and prices of the main equipment for the recovery process (Cansolv), dehydration and liquefaction of SO₂

Equip. No.	Columns	Diam (m)	Height (m)	Type	Material	Price (10 ³ \$)
C-1102	SO ₂ Stripper	7.1	23	Packed Tower	316L SS	3681.8
C-1101	SO ₂ Absorber	9.8	22	Packed Tower	316L SS	6241.8
C-1901	Prescrubber	12.8	22	Spray Tower	FRP	3528.3
C-1201	Dehydration column	1.6	8	Packed Tower	316L SS	306.1
Equip. No.	Vessels/Tanks	Diam (m)	Height (m)	Vol (m ³)	Material	Price (10 ³ \$)
V-1101	Stripper Overhead Accumulator	2.1	6.2	22	316L SS	262.9
T-1101	Lean Absorbent Tank	9.4	18.7	1291	316L SS	591.3
T-1201	Acid tank	1.8	2.7	6.9	316L SS	93.5
V-1201	Dried gas knockout drum	2.1	5.3	18.4	316L SS	242.3
T-1202	Liquid SO ₂ tank	4	20	251.3	316L SS	2637.6
Equip. No.	Heat Exchangers	Duty (GJ/h)	Area (m ²)	Type	Material	Price (10 ³ \$)
E-1101	Lean/Rich Exchanger	193	1428	Plate & Frame	316L SS	84.8
E-1102	Stripper Reboiler	502	2500	Plate & Frame	316L SS	107.3
E-1103	Stripper Condenser	345	6530	Air Cooler	316L SS	730.1
E-1104	Lean Absorbent Cooler	100	461	Plate & Frame	316L SS	52.8
E-1901	Prescrubber Water Cooler	638	3298	Plate & Frame	FRP	120.6
E-1201	Acid cooler	58.8×10 ⁻³	9.6	Shell & Tube	316L SS	81.3
E-1202	Feed gas cooler	1653×10 ⁻³	198.6	Shell & Tube	316L SS	47.3
E-1203	Dried gas cooler	721.3×10 ⁻³	86.7	Shell & Tube	316L SS	45.9
E-1204	SO ₂ condenser	17730×10 ⁻³	426	Shell & Tube	316L SS	54.7
Equip. No.	Pumps	Normal Flow (m ³ /h)	Head (kPa)	Motor (kW)	Material	Price (10 ³ \$)
P-1101 A/B	Rich Absorbent Pump	1162	345	45.0	316L SS	110.5
P-1102 A/B	Absorbent Feed Pump	1122	345	45.0	316L SS	124.1
P-1103 A/B	Lean Absorbent Pump	1122	345	40.	316L SS	134.0
P-1104 A/B	Stripper Reflux Pump	150	345	6.0	316L SS	51.2
P-1901 A/B	Prescrubber Water Circulation Pump	3659	600	350.0	FRP	716.3
P-1105	Absorbent Purification Unit Feed Pump	108	600	45.0	316L SS	75.9
P-1201 A/B	Acid circulation pump	4.75	13.75	5	316L SS	29.4
P-1202 A/B	Liquid SO ₂ pump	35.1	13.75	5	316L SS	30.1
Equip. No.	Fans/Compressor	Normal Flow (m ³ /h)	Head (kPa)	Motor (kW)	Material	Price (10 ³ \$)
H-1901	Booster Fan	1588764	4.0	2238	316L SS	1522.6
H-1103	Condenser Air Cooler Fan	13225983	0.0	1120	FRP	502.5
K-1201	Compressor	12070	461.1	1300	316L SS	3708.5
Equip. No.	Packaged Equipment	Design Duty				Price (10 ³ \$)
A-1300	APU	83 kg/h expected salt removal duty				4019.3

بازگشت سرمایه (BPB) به عنوان تابعی از ظرفیت تولید سالانه و قیمت فروش SO₂ مورد بررسی قرار گرفتند. نتایج در قالب نمودارهای سه بعدی در شکل های ۶ تا ۹ ارائه شده اند.

جدول ۶ جزئیات هزینه سرمایه گذاری فرایند بازیابی و مایع سازی SO₂Table 6 Details of the investment cost of the SO₂ recovery and liquefaction process

Item	Cost (million \$)
Direct Costs	
Purchased and delivered equipment	32.929
Purchased equipment installation	6.586
Instrumentation & Controls (installed)	8.232
Piping (installed)	16.464
Electrical systems (installed)	1.976
Buildings (including services)	0.988
Yard improvements	0.329
Service facilities (installed)	3.293
Total direct costs	70.797
Indirect Costs	
Engineering and supervision	5.927
Construction expenses	6.586
Legal expenses	0.659
Contractor's fee	3.293
Contingency	4.939
Total indirect costs	21.404
Fixed capital investment (FCI)	92.200
Working capital (WC)	11.196
Total capital investment (TCI)	103.396

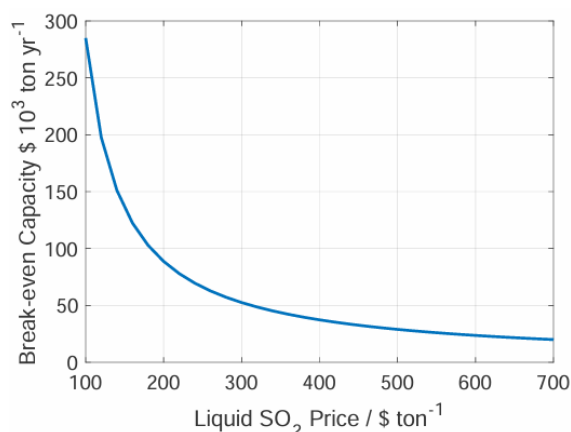
مطابق شکل ۶، نرخ بازگشت سرمایه (ROI) با افزایش ظرفیت تولید و قیمت فروش SO₂ روندی صعودی نشان می دهد. این رفتار عمدتاً ناشی از افزایش درآمد سالانه، کاهش هزینه ویژه تولید و اثر اقتصاد ناشی از مقیاس در ظرفیت های بالاتر است. به منظور تعیین سطوح

این روند ناشی از توزیع هزینه های ثابت و عمومی فرایند (جدول ۷) بر حجم تولید بیشتر و بروز اثرات صرفه جویی ناشی از مقیاس (Economy of Scale) می باشد. بر این اساس، افزایش ظرفیت تولید منجر به کاهش هزینه ویژه تولید (دلار بر تن SO₂) و در نتیجه بهبود عملکرد اقتصادی فرایند می گردد.

از آنجا که قیمت SO₂ مایع تابعی از شرایط بازار جهانی، منطقه جغرافیایی، درجه خلوص محصول و ساختار عرضه و تقاضا است، اثر تغییرات قیمت فروش بر ظرفیت سربه سر نیز مورد بررسی قرار گرفت و نتایج آن در شکل ۵ نشان داده شده است. نتایج نشان می دهد که با کاهش قیمت فروش SO₂، ظرفیت سربه سر افزایش یافته و دامنه سودآوری پروژه محدودتر می شود. در مقابل، افزایش قیمت محصول موجب کاهش محسوس ظرفیت سربه سر و بهبود شاخص های اقتصادی می گردد. این موضوع نشان می دهد که قیمت فروش SO₂ یکی از مهم ترین پارامترهای حساسیت اقتصادی پروژه بوده و می تواند نقش تعیین کننده ای در تصمیم گیری برای سرمایه گذاری ایفا نماید.

در ادامه به منظور ارزیابی جامع عملکرد اقتصادی تحت اثر تغییرات ظرفیت تولید و نوسانات بازار بر سودآوری و جذابیت سرمایه گذاری، چهار شاخص متداول سرمایه گذاری شامل نرخ بازگشت سرمایه (ROI)، بازگشت خالص (NR)، ارزش خالص فعلی (NPW) و دوره

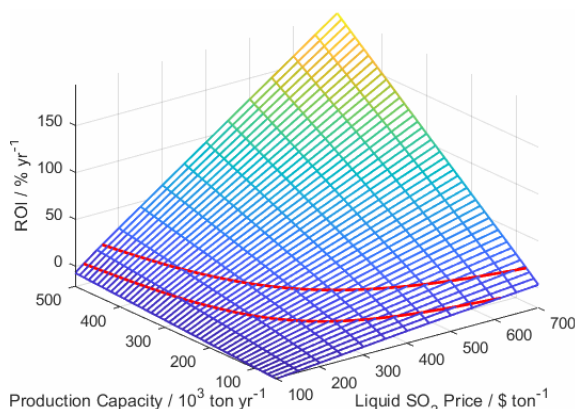
بیانگر سود اقتصادی خالص پروژه پس از تأمین حداقل بازده مورد انتظار سرمایه‌گذاری می‌باشد.



شکل ۵ تغییرات نقطه سربه سری بر حسب نرخ SO_2 مایع

Fig.5 Break-even point as a function of liquid SO_2 price

در این نمودار، کانتور $\text{NR}=0$ به عنوان مرز جذابیت سرمایه‌گذاری ترسیم شده است، به این معنا که نقاط واقع بر این مرز، شرایطی را نشان می‌دهند که پروژه دقیقاً قادر به تحقق نرخ بازده هدف ۱۵ درصد است. در نواحی با NR مثبت، عملکرد اقتصادی پروژه فراتر از بازده مطلوب سرمایه‌گذار بوده، در حالی که مقادیر منفی NR حاکی از ناکافی بودن سودآوری پروژه نسبت به معیار سرمایه‌گذاری تعریف شده می‌باشند.



شکل ۶ سطح سه‌بعدی نرخ بازگشت سرمایه و مرزهای اقتصادی فرآیند (کانتورهای $\text{ROI}=0\%$ و $\text{ROI}=15\%$) بر حسب ظرفیت تولید و قیمت فروش SO_2 مایع

Fig.6 Three-dimensional ROI surface and economic feasibility boundaries ($\text{ROI} = 0\%$ and $\text{ROI} = 15\%$ contours) as a function of production capacity and liquid SO_2 selling price

به دلیل لحاظ نمودن ارزش زمانی پول، NPW معیار جامع‌تری برای ارزیابی پروژه‌های سرمایه‌بر محسوب می‌شود. در این نمودار، کانتور $\text{NPW}=0$ مرز ایجاد ارزش اقتصادی مثبت را مشخص می‌کند، به این ترتیب که نواحی $\text{NPW}>0$ بیانگر ایجاد ارزش اقتصادی خالص و بازدهی فراتر از نرخ تنزیل مفروض بوده و نواحی $\text{NPW}<0$ نشان‌دهنده ناکافی بودن بازده اقتصادی پروژه می‌باشند.

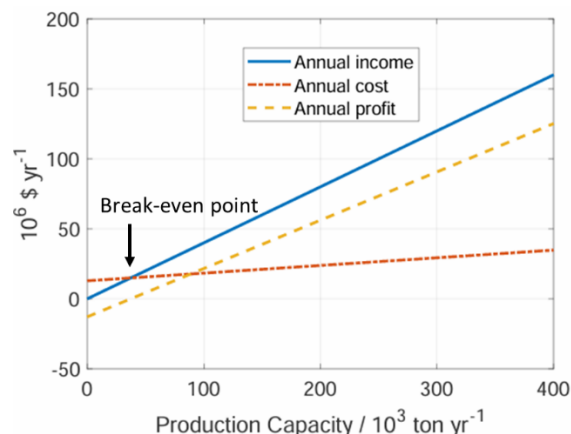
مختلف جذابیت اقتصادی، علاوه بر مرز $\text{ROI}=0$ ، کانتور متناظر با $\text{ROI}=15\%$ نیز بر روی نمودار ترسیم گردیده است. مرز نخست بیانگر شرایط عدم زیان پروژه بوده، در حالی که $\text{ROI}=15\%$ به عنوان حداقل بازده متعارف برای پروژه‌های صنایع فرایندی و سرمایه‌بر در نظر گرفته شده است.

جدول ۷ جزئیات هزینه‌های تولید فرایند بازیابی و مایع‌سازی SO_2

Table 7 Details of the production costs of the SO_2 recovery and liquefaction process

Item	Cost (million \$)
Variable costs	
Raw materials (Flue gas)	0.000
Operating labor	0.035
Operating supervision	0.005
Utilities	17.352
Maintenance and repairs	5.682
Operating supplies	0.852
Laboratory charges	0.005
Royalties	0.000
Catalysts and solvents	1.004
Total Variable costs	24.937
Fixed Charges	
Taxes (property)	0.000
Financing (interest)	0.000
Insurance	0.947
Rent	0.000
Total Fixed Charges	4.939
Plant overhead, general	3.434
Manufacturing cost	29.317
General Expense	
Administration	1.145
Distribution & selling	1.868
Research & Development	0.374
Total General Expense	3.387
Total Product Cost Without Depreciation	31.338

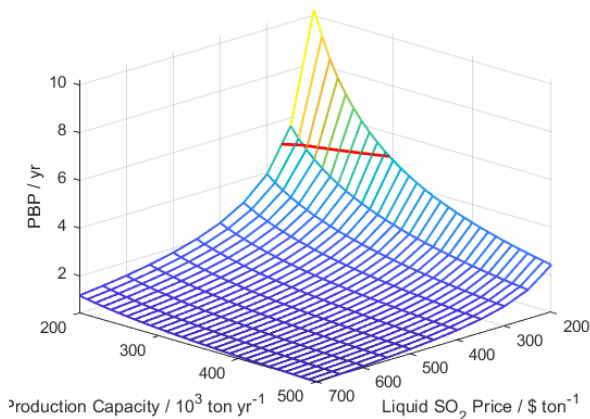
بر این اساس، فضای نمودار را می‌توان به سه ناحیه شامل ناحیه غیراقتصادی ($\text{ROI}<0$)، ناحیه سودآوری محدود ($0<\text{ROI}<15\%$) و ناحیه سودآوری مطلوب صنعتی ($\text{ROI}>15\%$) تقسیم‌بندی نمود.



شکل ۴ تغییرات درآمد سالانه، هزینه تولید سالانه و سود سالانه به عنوان تابعی از ظرفیت تولید سالانه (به ازای نرخ SO_2 مایع ۴۰۰ دلار بر تن)

Fig.4 Changes in annual revenue, annual production cost, and annual profit as a function of annual production capacity (for a liquid SO_2 price of \$400/ton)

نتایج بازگشت خالص (NR) در شکل ۷ بر مبنای حداقل نرخ بازده مورد انتظار سرمایه‌گذار ($\text{MAR}=15\%$) ارائه شده است. از این رو، NR



شکل ۹ سطح سه‌بعدی دوره بازگشت سرمایه (PBP) و مرز اقتصادی فرآیند (کانتور $PBP=5$) بر حسب ظرفیت تولید و قیمت فروش SO_2 مایع

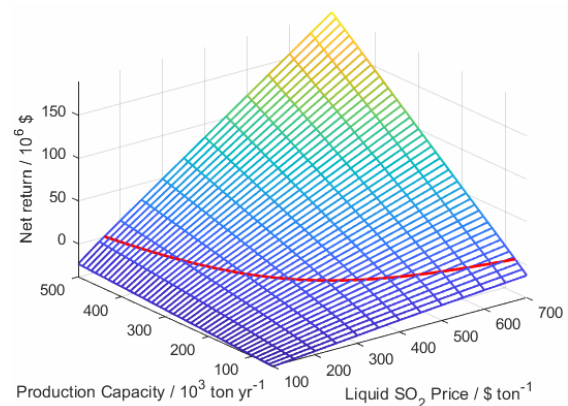
Fig.9 Three-dimensional PBP surface and economic feasibility boundary ($PBP = 5$ contour) as a function of production capacity and liquid SO_2 selling price

عملکرد اقتصادی پروژه را منعکس می‌کنند. بر این اساس، کانتورهای $NPW=0$ ، $NR=0$ ، $ROI=15\%$ و $PBP=5$ year چهار معیار مکمل برای ارزیابی امکان‌پذیری اقتصادی فرآیند فراهم می‌سازند که به‌ترتیب متناظر با دستیابی به حداقل سودآوری صنعتی مطلوب، احراز جذابیت سرمایه‌گذاری، ایجاد ارزش اقتصادی مثبت و تحقق بازگشت سرمایه در بازه زمانی قابل قبول می‌باشند. ترکیب این معیارها امکان تعیین پنجره عملیاتی سودآور (Economic Operating Window) را در فضای ظرفیت تولید-قیمت SO_2 فراهم می‌سازد. علاوه بر این، از نمودارهای ارائه‌شده می‌توان حداقل قیمت اقتصادی SO_2 در ظرفیت طراحی، حداقل ظرفیت بهره‌برداری لازم برای دستیابی به $ROI \geq 15\%$ ، محدوده عملیاتی متناظر با NPW مثبت، و شرایط دستیابی به PBP کمتر از ۵ سال را استخراج نمود. این شاخص‌ها می‌توانند مبنای مناسبی برای تصمیم‌گیری سرمایه‌گذاری، برنامه‌ریزی بهره‌برداری و ارزیابی تاب‌آوری اقتصادی فرآیند در برابر نوسانات بازار جهانی SO_2 فراهم سازند.

۴- نتیجه‌گیری

در این مطالعه، امکان‌سنجی فنی-اقتصادی بازیابی و مایع‌سازی SO_2 از گازهای دودکش واحدهای بازیافت گوگرد یک پالایشگاه گازی با بهره‌گیری از فرآیند Cansolv مورد ارزیابی قرار گرفت. نتایج مطالعه نشان داد که فرآیند منتخب از قابلیت فنی لازم برای تولید جریان SO_2 با خلوص بالا برخوردار بوده و می‌تواند پس از طی مراحل نم‌زدایی، تراکم و مایع‌سازی، SO_2 مایع با خلوص مورد نیاز بازارهای صنعتی/تجاری تولید نماید. ارزیابی اقتصادی نیز حاکی از آن بود که سودآوری طرح تابعی قوی از ظرفیت بهره‌برداری و قیمت فروش SO_2 بوده و در بازه قابل توجهی از شرایط عملیاتی، دستیابی به شاخص‌های مطلوب اقتصادی امکان‌پذیر است.

تحلیل حساسیت مبتنی بر شاخص‌های ROI ، NR ، NPW و PBP نشان داد که افزایش ظرفیت تولید و قیمت فروش SO_2 موجب

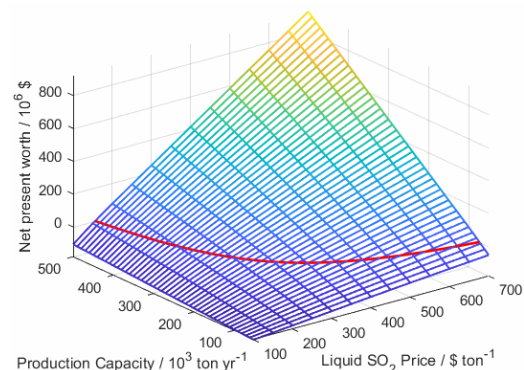


شکل ۷ سطح سه‌بعدی بازگشت خالص و مرز اقتصادی فرآیند (کانتور $NR=0$) بر حسب ظرفیت تولید و قیمت فروش SO_2 مایع

Fig.7 Three-dimensional NR surface and economic feasibility boundary ($NR = 0$ contour) as a function of production capacity and liquid SO_2 selling price

به‌منظور تکمیل تحلیل سرمایه‌گذاری، دوره بازگشت سرمایه (PBP) نیز در شکل ۹ مورد بررسی قرار گرفت. مطابق انتظار، با افزایش قیمت فروش SO_2 و ظرفیت بهره‌برداری، دوره بازگشت سرمایه کاهش می‌یابد که نشان‌دهنده تسریع در بازیابی سرمایه‌گذاری اولیه است. در مقابل، کاهش ظرفیت تولید یا افت قیمت محصول، زمان بازگشت سرمایه را افزایش می‌دهد. به‌منظور ارزیابی عملی جذابیت پروژه، کانتور $PBP=5$ yr بر روی نمودار ترسیم شده است. این مقدار، با توجه به رویه‌های متداول ارزیابی اقتصادی در پروژه‌های صنایع شیمیایی، پالایشگاهی و زیست‌محیطی، به‌عنوان یک معیار قابل قبول برای بازگشت سرمایه در نظر گرفته می‌شود [۲۸]. بر این اساس، نواحی واقع در محدوده $PBP < 5$ yr را می‌توان به‌عنوان محدوده‌های دارای بازگشت سرمایه مطلوب طبقه‌بندی نمود.

مقایسه چهار شاخص اقتصادی نشان می‌دهد که اگرچه روند تغییرات آن‌ها از نظر کیفی مشابه است، هر یک بُعد متفاوتی از



شکل ۸ سطح سه‌بعدی ارزش خالص فعلی (NPW) و مرز اقتصادی فرآیند (کانتور $NPW=0$) بر حسب ظرفیت تولید و قیمت فروش SO_2 مایع

Fig.8 Three-dimensional NPW surface and economic feasibility boundary ($NPW = 0$ contour) as a function of production capacity and liquid SO_2 selling price

هم‌افزایی با سازوکارهای بازار کربن و تامین مالی سبز به‌صورت تفصیلی مورد بررسی قرار گیرد تا تصویر جامع‌تری از قابلیت توسعه صنعتی این فناوری ارائه شود.

حامی مالی: این پژوهش هیچ گونه گرنت مشخصی از آژانس‌های تأمین مالی در بخش‌های عمومی، تجاری یا غیرانتفاعی دریافت نکرده است.

نقش نویسندگان: مهدی پورافشاری: نگارش - بازیابی و ویرایش، روش‌شناسی، تحلیل. **علی فرزانه:** نگارش پیش‌نویس اولیه، نرم‌افزار، روش‌شناسی، محاسبات، تحلیل.

تعارض منافع: هیچ تعارض منافعی برای اظهار وجود ندارد.

تأییدیه اخلاقی: محتویات علمی این مقاله حاصل پژوهش نویسندگان است و در هیچ نشریه ایرانی و غیرایرانی منتشر نشده است.

منابع

- [1] H. Ababneh, A. AlNouss, and S. A. Al-Muhtaseb, "Carbon Capture from Post-Combustion Flue Gas Using a State-Of-The-Art, Anti-Sublimation, Solid-Vapor Separation Unit," *Processes*, vol. 10, no. 11, p. 2406, Nov. 2022. doi:10.3390/pr10112406.
- [2] D. Zhakupov, L. Kulmukanova, Y. Sarbassov, and D. Shah, "Flue gas analysis for biomass and coal co-firing in fluidized bed: process simulation and validation," *International Journal of Coal Science & Technology*, vol. 9, no. 1, p. 59, Aug. 2022. doi: 10.1007/s40789-022-00531-y.
- [3] UK Health Security Agency, "Sulphur dioxide Incident management," 2024. [Online].
- [4] J. Likus-Cieślak, J. Socha, P. Gruba, and M. Pietrzykowski, "The current state of environmental pollution with sulfur dioxide (SO₂) in Poland based on sulfur concentration in Scots pine needles," *Environmental Pollution*, vol. 258, p. 113559, Mar. 2020. doi:10.1016/j.envpol.2019.113559.
- [5] W. R. Stockwell and R. M. Fitzgerald, "Evidence for a New Oxidation Mechanism for Sulfur Dioxide from Laboratory Measurements," *Atmosphere*, vol. 16, no. 9, p. 1000, 2025. doi: 10.3390/atmos16091000.
- [6] EPA, "Industrial Process Profiles for Environmental Use: Chapter 23 – Sulfur, Sulfur Oxides, and Sulfuric Acid," in *U.S. Environmental Protection Agency's research reports*, 1977. [Online].
- [7] Mordor Intelligence, "Sulfur Dioxide Market Size and Share Analysis, Growth Trends and Forecast (2026-2031)," 2026. [Online].
- [8] Technavio, "Sulfur Dioxide Market Analysis, Size, and Forecast 2026-2030," 2026.
- [9] Business Research Insights, "Sulfur Dioxide Market Size, Share, Growth, And Industry Analysis... Regional Forecast From 2026 To 2035," 2026.
- [10] IMARC Group, "Liquid Sulphur Dioxide Prices, Trend, Chart, Demand, Market Analysis, News, Historical and Forecast Data Report 2025 Edition," 2026.
- [11] Z. Xi, D. Tong, C. Honggang, and L. Jinjin, "Homogeneous oxidation of SO₂ in the tail gas incinerator of

گسترش ناحیه سودآور فرآیند و بهبود قابل توجه عملکرد اقتصادی می‌شود. مقایسه سطوح سه‌بعدی و کانتورهای NPW، NR و ROI نشان می‌دهد که در محدوده مورد بررسی، قیمت فروش SO₂ اثر تعیین‌کننده‌تری بر سودآوری طرح نسبت به ظرفیت تولید دارد. هرچند افزایش ظرفیت نیز از طریق افزایش درآمد و بهره‌گیری از اقتصاد ناشی از مقیاس، موجب بهبود شاخص‌های اقتصادی می‌شود. تعیین مرزهای اقتصادی بر اساس معیارهای ROI=15%، NPW=0، NR=0 امکان تعریف یک پنجره عملیاتی سودآور (Economic Operating Window) را برای فرآیند فراهم ساخت که می‌تواند در تصمیم‌گیری‌های سرمایه‌گذاری و بهره‌برداری صنعتی مورد استفاده قرار گیرد.

با وجود جذابیت اقتصادی بالقوه فرآیند، نتایج نشان می‌دهد که سرمایه‌گذاری اولیه مورد نیاز برای احداث واحد بازیابی و مایع‌سازی SO₂ قابل توجه است، موضوعی که می‌تواند یکی از موانع اصلی پیاده‌سازی صنعتی چنین پروژه‌هایی باشد. با این حال، ماهیت زیست‌محیطی پروژه و نقش آن در کاهش انتشار آلاینده‌های اسیدی، امکان بهره‌گیری از مکانیسم‌های تامین مالی سبز، ابزارهای سرمایه‌گذاری مبتنی بر معیارهای محیط‌زیستی، اجتماعی و حاکمیتی (Environmental, Social and Governance، ESG)، اعتبارهای کاهش انتشار و سازوکارهای مشابه مکانیسم توسعه پاک (Clean Development Mechanism، CDM) را به‌عنوان مسیرهای بالقوه تامین مالی مطرح می‌سازد.

از سوی دیگر، در ارزیابی اقتصادی حاضر، هزینه‌های اجتماعی و جرائم احتمالی ناشی از انتشار SO₂ لحاظ نشده‌اند. با توجه به روند جهانی تشدید مقررات زیست‌محیطی، اعمال مالیات‌های انتشار، قیمت‌گذاری آلاینده‌ها و محدودیت‌های سختگیرانه‌تر در حوزه کیفیت هوا، انتظار می‌رود در آینده هزینه عدم کنترل انتشار SO₂ افزایش یابد. در چنین شرایطی، لحاظ نمودن هزینه‌های اجتناب‌شده ناشی از جرائم زیست‌محیطی، مالیات انتشار یا الزامات قانونی می‌تواند اقتصاد پروژه را به‌طور معنی‌داری تقویت نموده و حتی اجرای چنین طرح‌هایی را از یک گزینه اقتصادی به یک الزام عملیاتی و قانونی تبدیل نماید.

علاوه بر منافع اقتصادی مستقیم حاصل از فروش SO₂ مایع، اجرای این فرآیند می‌تواند مزایای جانبی مهمی نظیر کاهش ردپای زیست‌محیطی پالایشگاه، بهبود عملکرد پایداری صنعتی، افزایش انطباق با الزامات محیط‌زیستی، کاهش ریسک‌های مقرراتی و ارتقای پذیرش اجتماعی پروژه را نیز به همراه داشته باشد. این موضوع به‌ویژه در شرایط حرکت صنایع انرژی به سمت کربن‌زدایی، اقتصاد چرخشی و توسعه پایدار از اهمیت فزاینده‌ای برخوردار است.

در نهایت، پیشنهاد می‌شود در مطالعات آتی، اثر نوسانات بلندمدت بازار جهانی SO₂، هزینه اجتماعی انتشار SO₂، سناریوهای مختلف سیاست‌های محیط‌زیستی، تحلیل عدم قطعیت اقتصادی و امکان

- [21] European Commission, "Best Available Techniques (BAT) in the Pulp and Paper Industry," in *Integrated Pollution Prevention and Control*, Joint Research Centre, Brussels, Belgium, 2010.
- [22] R. R. Lunt and J. D. Cunic, *Profiles in Flue Gas Desulfurization*. John Wiley & Sons, 2010.
- [23] V. Leveille and T. Claessens, "Cansolv® SO₂ scrubbing system: review of commercial applications for smelter SO₂ emissions control," *Journal of the Southern African Institute of Mining and Metallurgy*, vol. 109, no. 8, pp. 485-489, 2009.
- [24] D. K. Louie, *Handbook of Sulphuric Acid Manufacturing*. Thornhill, Ontario, Canada: DKL Engineering, Inc., 2005.
- [25] DKL Engineering, "Technical manual describing production, properties, and handling of liquid sulfur dioxide including compression and condensation processes".
- [26] Joint FAO/WHO Expert Committee on Food Additives, "Compendium of Food Additive Specifications," in *FAO Food and Nutrition Paper*, vol. 52, Rome, Italy: Food and Agriculture Organization of the United Nations, 1997.
- [27] W. D. Seider, D. R. Lewin, J. D. Seader, S. Widagdo, R. Gani, and K. M. Ng, *Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis, and Evaluation*. Hoboken, NJ, USA: Wiley, 2010.
- [28] M. S. Peters, K. D. Timmerhaus, and R. E. West, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. New York, NY, USA: McGraw-Hill Education, 2003.
- [29] M. Ebrahimi, "Potentials of the gas turbine of Ilam Gas Refinery Company for large scale combined cooling, heating, power and process (CCHPP)," (in Persian), *Modares Mechanical Engineering*, vol. 16, no. 10, pp. 115-126, 2016.
- sulfur recovery unit," *BMC Chemistry*, vol. 17, no. 1, p. 178, Dec. 2023. doi: 10.1186/s13065-023-01096-w.
- [12] A. Kohl and R. Nielsen, *Gas Purification*, 6th ed. Houston, TX, USA: Gulf Professional Publishing, 1997.
- [13] J. L. Vernon and H. N. Soud, "FGD Installations on Coal-Fired Plants," IEA Coal Research, London, U.K., 1990.
- [14] R. K. Srivastava, W. Jozewicz, and C. Singer, "SO₂ Scrubbing Technologies: A Review," *Environmental Progress*, vol. 20, no. 4, pp. 219-228, 2001. doi: 10.1002/ep.670200410.
- [15] S. Bahrabadi Jovein and J. Seddighi, "Simulating the effects of different absorbers for reducing SO₂ from flue gases in industrial boilers," (in Persian), *Modares Mechanical Engineering*, vol. 17, no. 3, pp. 425-436, 2017.
- [16] P. Cordoba, "Status of Flue Gas Desulphurisation (FGD) Systems from Coal-Fired Power Plants: Overview of the Physic-Chemical Control Processes of SO₂ Emissions," *Fuel*, vol. 144, pp. 274-286, 2015. doi: 10.1016/j.fuel.2014.12.065.
- [17] BELCO Technologies Corporation, "BELCO EDV Wet Scrubbing Technology," 2018.
- [18] S. T. Eagleson and N. Confuorto, "Labsorb: a regenerable wet scrubbing process for controlling SO₂ emissions," Belco Technologies Corporation, 2001.
- [19] DuPont Clean Technologies, "MECS DynaWave Wet Gas Scrubbing Technology," 2020.
- [20] E. H. Weaver, Q. Pe, and N. Parsippany, "Wet scrubbing system control technology for refineries-An evaluation of regenerative and non-regenerative systems," in *Proceedings of the Beijing International Petroleum Technology Progress Exchange Conference*, 2006.