

طراحی پایه و ارزیابی اقتصادی سیستم پیش تصفیه جداسازی SO₂ از گاز دودکش با استفاده از تماس دهنده غشایی

سمیه علی جانی *

گروه پژوهشی محیط زیست، پژوهشگاه نیرو، تهران، ایران

*Email: salijani@nri.ac.ir

چکیده

تکنولوژی‌های گوگردزدایی گاز دودکش (FGD)، به روش تر و خشک، به طور گسترده‌ای برای جداسازی SO₂ از گاز دودکش مورد استفاده قرار گرفته‌اند. اما خوردگی، مشکلاتی نظیر طغیان و کف کردن، هزینه سرمایه‌گذاری بالا و نیاز به فضای زیاد از جمله محدودیت‌های این فرآیندها به شمار می‌آید. بنابراین تلاشهایی در راستای استفاده از فناوری‌های مؤثر برای جداسازی SO₂ از گاز دودکش صورت گرفته است. تحقیقات آزمایشگاهی اندکی در زمینه استفاده از تماس دهنده-ها برای حذف SO₂ گزارش شده است. یکی از چالش‌های پیشرو در راستای توسعه این فناوری، طراحی ملزومات مورد نیاز جهت انجام فرآیند پیش تصفیه گاز دودکش قبل از ورود به تماس دهنده غشایی است. در این تحقیق، طراحی پایه واحد پیش تصفیه گاز دودکش فرآیند غشایی برای یک نیروگاه ۵۰ مگاواتی برای اولین بار انجام شده است و بر اساس طراحی انجام شده، هزینه اقتصادی طرح برآورد شده و با واحد پیش تصفیه فرآیند FGD مقایسه شده است.

نتایج نشان داد که ملزومات شامل حذف کلیه ذرات جامد، خنک نمودن جریان گاز ورودی به تماس دهنده (توسط کولر هوایی و کمپرسور و مبدل حرارتی) و حذف رطوبت (توسط جداکننده دو فازی و برج جذب سیلیکاژل) می‌باشند. بر اساس طراحی پایه انجام شده برای این تجهیزات، برآورد اقتصادی از طرح انجام شده است که بیشترین هزینه مربوط به خرید کمپرسور می‌باشد. مقایسه هزینه سرمایه‌گذاری واحد پیش تصفیه فرآیند FGD (USD ۶۶۷۳۳۶۶) با هزینه پایه واحد پیش تصفیه فرآیند غشایی (USD ۱۱۸۸۵۵۴۷) به اقتصادی نبودن فرآیند غشایی بر اساس واحد پیش تصفیه اشاره دارد.

واژگان کلیدی: طراحی پایه؛ واحد پیش تصفیه؛ جداسازی SO₂؛ گاز دودکش؛ تماس دهنده غشایی

۱- مقدمه

با توجه به افزایش آلودگی محیط زیست، به دلیل نیاز روز افزون بشر به تولید انرژی و توسعه صنایع مختلف، استفاده از روش‌های مؤثر برای حذف و یا کاهش آلاینده‌ها ضروری است. گاز دی اکسید گوگرد به عنوان یکی از آلاینده‌های گازی در اتمسفر محسوب می‌شود که از زمان انقلاب صنعتی، میزان انتشار آن به محیط افزایش یافته است. SO_2 به عنوان یکی از منابع اصلی باران اسیدی به شمار می‌آید که به مدت ۱ تا ۷ روز می‌تواند در هوا باقی بماند و در این مدت با تبدیل شدن به سولفات و در مجاورت نور خورشید، باران اسیدی تولید کند [۱]. به علاوه، با توجه به سهم SO_2 در تشکیل ریزگردها، این گاز به عنوان آلاینده ثانویه نیز اثرات مخربی بر سلامت انسان و محیط زیست به همراه دارد. از سوی دیگر، دی اکسید گوگرد با جلوگیری از جذب نور خورشید و ممانعت از فتولیز اکسیژن، نقش بسزایی در تخریب لایه اوزون و سوراخ شدن آن دارد [۲].

گزارشی که اخیراً به چاپ رسیده نشان می‌دهد که ۴۹۱ منبع برای تولید SO_2 وجود دارد که سالانه ۳۰ تا ۴۰۰۰ کیلو تن SO_2 منتشر می‌کنند و در این میان، نیروگاه‌های حرارتی بیشترین سهم انتشار SO_2 را (۵۳٪) به خود اختصاص داده‌اند [۳]. با توجه به اثرات مخرب SO_2 بر سلامت انسان و محیط زیست، توسعه فناوری‌های مؤثر برای جداسازی دی اکسید گوگرد از منابع تولید کننده آن ضروری است. تکنولوژی‌های گوگردزایی گاز دودکش (FGD^1)، متداول‌ترین فناوری برای حذف SO_2 به شمار می‌آیند [۲]. اگر چه فرآیندهای FGD ، با حذف کامل SO_2 همراه هستند اما نیاز به فضای زیاد، هزینه بالای سرمایه گذاری، خوردگی و مشکلات عملیاتی (طغیان و کف کردن) از جمله محدودیت‌های این فرآیندها به شمار می‌رود [۴]. بنابراین تلاشهایی در جهت توسعه فناوری‌های مؤثر با وزن، حجم و انرژی کمتر و در عین حال بازدهی بالا صورت گرفته است. استفاده از تماس دهنده‌های غشایی الیاف توخالی ($HFMC^2$)، به عنوان یکی از فناوری‌های مؤثر در این راستا گزارش شده است [۵]. یک تماس دهنده غشایی الیاف توخالی

یک غشا متخلخل است که امکان تماس و انتقال جرم بین دو فاز مایع/ مایع یا مایع/ گاز را فراهم می‌سازد، بدون اینکه نیاز به توزیع یک فاز در فاز دیگر باشد. انعطاف‌پذیری عملیاتی، عدم وابستگی جریان گاز و مایع به یکدیگر، نسبت بالای مساحت سطح به حجم، اندازه فشرده و Scale up خطی از ویژگی‌های این فرآیند محسوب می‌شود [۴]. با توجه به مزایای اشاره شده این روش در مقایسه با فناوری FGD ، استفاده از این تماس دهنده‌ها برای حذف SO_2 در برخی تحقیقات مورد توجه قرار گرفته است [۴-۷]. تحقیقات آزمایشگاهی اندکی در زمینه استفاده از تماس دهنده‌ها برای حذف SO_2 گزارش شده است و تلاشهای زیادی لازم است تا جنبه‌های مختلف این فناوری بررسی شود تا به مرحله تجاری سازی برسد. یکی از چالش‌های پیشرو در راستای توسعه این فناوری، طراحی ملزومات مورد نیاز جهت انجام فرآیند پیش تصفیه گاز دودکش قبل از ورود به تماس دهنده غشایی است. با فرض اینکه حذف NO_x از گاز دودکش در واحد $DeNO_x$ و طی فرآیند احیای کاتالیستی صورت بگیرد، این ملزومات شامل حذف کلیه ذرات جامد، خنک نمودن جریان گاز ورودی به تماس‌دهنده و حذف رطوبت می‌باشند. طراحی پایه این واحدها تاکنون مورد بررسی قرار نگرفته است و ضمن اینکه گامی جهت توسعه فناوری غشایی برای جداسازی SO_2 خواهد بود، امکان برآورد اقتصادی اولیه از فرآیند پیش تصفیه را نیز فراهم می‌سازد. بنابراین در این تحقیق، برای اولین بار طراحی پایه واحدهای پیش تصفیه فرآیند جداسازی SO_2 از گاز دودکش قبل از ورود به ماژول غشایی مورد بررسی قرار گرفته است و در ادامه و بر اساس نتایج بدست آمده از طراحی واحدها، هزینه سرمایه‌گذاری پایه تجهیزات محاسبه شده است و با فرآیند متداول FGD مقایسه شده است.

۲- بخش نظری

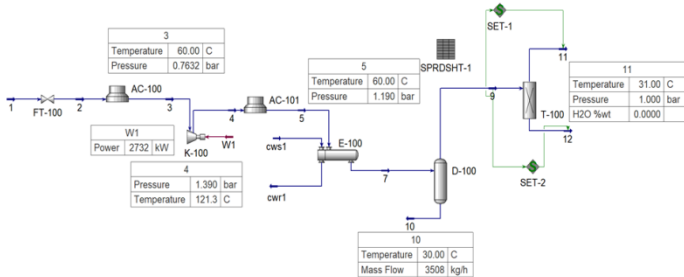
۲-۱ واحدهای پیش تصفیه گاز دودکش

فرآیند حذف SO_2 با استفاده از تماس دهنده‌های غشایی نیاز به ملزوماتی دارد که در حقیقت شرایط کارکرد غشا تعیین کننده آن‌ها می‌باشد. این ملزومات شامل حذف کلیه ذرات

² Hollow Fiber Membrane Contactor

¹ Flue Gas Desulfurization

سرمایش، کمپرسور برای تأمین فشار گاز، جداکننده دو فاز و برج جذب سیلیکاژل برای جداسازی رطوبت را نشان می‌دهد. طراحی پایه این تجهیزات در بخش بعدی و به صورت دستی انجام شده است.



شکل ۲- شمایی از فرآیند پیش تصفیه گاز دودکش در نرم‌افزار Aspen Hysys

از آنجا که یکی از ملاحظات ضروری در راستای تجاری‌سازی تماس دهنده‌های غشایی، ملاحظات اقتصادی سیستم می‌باشد، در ادامه، هزینه پایه فرآیند پیش تصفیه واحد جداسازی SO₂ با استفاده از تماس دهنده غشایی با در نظر گرفتن هزینه خرید هر یک از تجهیزات پیش تصفیه تخمین زده شده است. فرآیند برآورد اقتصادی طرح برای هر یک از تجهیزات با استفاده از نرم افزار Aspen Plus انجام شد که نتایج آن در بخش بعدی آورده شده است.

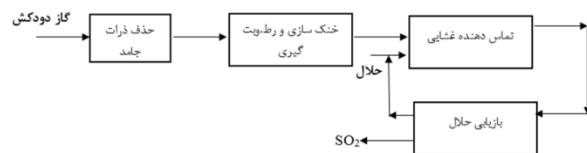
۳- نتایج و بحث

۳-۱- طراحی پایه فیلتر

با توجه به اینکه اندازه حفرات غشا در حد نانو بوده و امکان گرفتگی آن توسط ذرات جامد معلق وجود دارد، لازم است که از یک دستگاه فیلتر برای حذف ذرات جامد استفاده شود. این فیلتر در ابتدای فرآیند تصفیه و آماده سازی خوراک نصب شده و هدف آن جلوگیری از ورود ذرات جامد معلق به فرآیند می‌باشد. با توجه به دمای گاز فرآیندی در هنگام ورود به فیلتر (۱۴۳ °C)، احتمال حضور قطرات مایع معلق (آب) ناچیز و تقریباً صفر است و بنابراین از نوع Dry Gas Filter استفاده خواهد شد.

انتخاب نوع فیلتر به اندازه ذرات جامد معلق موجود در جریان گاز دودکش بستگی دارد. بر اساس آنالیزهای انجام شده، اندازه ذرات موجود در جریان گاز دودکش در محدوده ۰/۳ تا

جامد، خنک نمودن جریان گاز ورودی به تماس‌دهنده و حذف رطوبت می‌باشند. گاز دودکش حاوی ذرات جامد است که حضور این ذرات در جریان گاز می‌تواند منجر به تخریب و گرفتگی الیف‌هایی غشایی شده و عملکرد آنها را به شدت تحت تأثیر قرار دهد. به همین دلیل در واحد حذف ذرات جامد، جدا کردن این ذرات از گاز دودکش صورت می‌گیرد. به علاوه، دمای گاز دودکش نیروگاههای مازوت سوز تقریباً ۱۵۰ °C می‌باشد که لازم است قبل از ورود به ماژول غشایی و جداسازی SO₂، خنک شود. بنابراین در بخش دوم، گاز دودکش تا دما و فشار عملیاتی تماس‌دهنده غشایی خنک می‌شود. در این بخش و در واحد رطوبت‌گیری، آب اضافی نیز از گاز دودکش خارج می‌گردد. شماتیکی از فرآیند پیش تصفیه در شکل ۱ نشان داده شده است.



شکل ۱ - شمایی کلی فرآیند حذف SO₂ از گاز دودکش توسط تماس دهنده غشایی

مقدار دبی حجمی گاز دودکش، بر حسب cfm، به ظرفیت نیروگاه، شار حرارتی و ارزش حرارتی سوخت بستگی دارد. رابطه زیر برای محاسبه مقدار دبی حجمی گاز دودکش در مراجع ارائه شده است [۸].

$$\text{Flue gas volumetric flow, acfm} = 16.67 \times (\text{Heat rate, Btu/kW.h}) \times \text{MW} \times (\text{Gas flow factor, acf/lb coal}) / (\text{Coal HHV, Btu/h}) \quad (1)$$

مقدار شار حرارتی، ۸۸۲۰ Btu/kW.h، ارزش حرارتی سوخت ۱۱۹۰۰ Btu/h و ضریب دبی گاز ۲۸۰ گزارش شده است [۸]. در این بررسی، برای یک نیروگاه حرارتی با ظرفیت فرضی ۵۰ MW مقدار دبی حجمی گاز دودکش، با استفاده از معادله (۱)، ۱۷۲۹۷۵ cfm محاسبه گردید و طراحی پایه واحدهای پیش تصفیه برای این حجم از گاز دودکش انجام شد. شمایی از فرآیند پیش تصفیه در نرم‌افزار Aspen Hysys نسخه ۸/۸ در شکل ۲ نشان داده شده است که تجهیزات این فرآیند شامل فیلتر، کولرهای هوایی و مبدل‌های حرارتی برای

دمای گاز دودکش در حدود 140°C - 150°C و فشار آن یک اتمسفر می‌باشد. با توجه به دمای عملکرد تماس دهنده غشایی لازم است که گاز دودکش تا دمای حدود 25°C - 30°C خنک شود. به منظور سردسازی گاز دودکش از مجموعه مبدل‌های حرارتی استفاده می‌شود.

هدف در این مرحله، خنک‌سازی سیال تا دمای 30°C برای ورود به غشا می‌باشد. بدین منظور، ابتدا از کولر هوایی (AC-100-A و AC-100-B) استفاده می‌شود و خنک‌سازی تا دمای 60°C انجام می‌گردد. سپس برای سردسازی تا دمای 30°C از مبدل پوسته لوله استفاده می‌شود. با توجه به افت فشار در این مبدل‌ها و پایین بودن فشار سیال فرآیندی برای ورود به ماژول غشایی، از کمپرسور (K-100) جهت افزایش فشار سیال تا فشار $1/395 \text{ bar}$ استفاده شده است. در خروجی این کمپرسور دمای گاز فرآیند تقریباً 120°C می‌باشد. مجدداً برای سردسازی، این گاز وارد کولر هوایی AC-101 شده و تا دمای 60°C سرد می‌شود. سپس به منظور کاهش دمای گاز تا 30°C ، از مبدل حرارتی پوسته لوله استفاده شده که اطلاعات طراحی پایه این تجهیزات در ادامه به طور کامل شرح داده شده است.

۳-۲-۱ - طراحی پایه کولر هوایی AC-100-A و AC-100-B

هدف از استفاده از این کولرها، کاهش دمای سیال فرآیندی از 143°C تا 60°C می‌باشد. اولین قدم در طراحی مبدل، گزارش خواص فیزیکی جریان سیال فرآیندی می‌باشد. این خواص در دماهای 143°C و 60°C در جدول ۱ آورده شده است. داده‌ها از Aspen properties استخراج گردیده است.

جدول ۱ خواص فیزیکی جریان سیال فرآیندی در دماهای مختلف

۰/۸ میکرون می‌باشد. در طراحی فیلتر دو پارامتر مهم شامل سطح مورد نیاز و سپس افت فشار سیستم وجود دارد. با توجه به اینکه افت فشار فیلتر به جنس کارتریج، نحوه پیچش الیاف بر روی هم و به طور کلی خواص فیزیکی کارتریج بستگی دارد و بین تولید کنندگان آن متفاوت می‌باشد، صرفاً بیشینه افت فشار در این قسمت ذکر می‌شود. با توجه به استاندارد IPS-E-PR-880 در مورد طراحی جداکننده‌ها و فیلترها افت فشار فیلترها 7 kPa تا 15 kPa ذکر شده است [۹]. بدیهی است که هرچه میزان افت فشار کمتر باشد، در شرایط بازده یکسان هزینه ساخت فیلتر افزایش می‌یابد. در فرآیند حاضر، به دلیل آنکه هرچه میزان افت فشار بیشتر باشد، به هزینه‌های ثابت و عملیاتی کمپرسور افزایش فشار نیز اضافه می‌گردد، کمترین میزان افت فشار در فیلتر در نظر گرفته می‌شود اگرچه بر هزینه ساخت فیلتر افزوده خواهد شد اما بدیهی است که افزایش قیمت فیلتر در برابر افزایش قیمت کمپرسور ناچیز می‌باشد. در این تحقیق، افت فشار 5 kPa برای فیلتر در نظر گرفته شده است.

با توجه به بررسی اصول طراحی فیلترهای پارچه‌ای، یکی از پارامترهای مهم طراحی فیلترهای پارچه‌ای نسبت دبی حجمی واقعی هوا به مساحت پارچه (A/C) می‌باشد که مقدار معمول برای نسبت هوا به سطح پارچه ۳ به ۱ گزارش شده است [۱۰]. به منظور محاسبه مساحت سطح خالص پارچه (A_{nc})، از نسبت هوا به سطح پارچه (A/C) و دبی حجمی جریان گاز ($Q_{e,a}$) استفاده می‌شود:

$$\frac{Q_{e,a}}{A/C} = A_{nc} \quad (2)$$

در معادله (۲)، $Q_{e,a}$ دبی حجمی جریان گاز در شرایط واقعی (acfm)، A/C نسبت هوا به پارچه (ft^2/min یا acfm/ft^2) و A_{nc} مساحت سطح خالص پارچه (ft^2) است. بر اساس مقدار دبی حجمی گاز دودکش یک نیروگاه فرضی ۵۰ مگاواتی و با فرض ۳ به ۱ برای نسبت هوا به سطح پارچه (A/C)، می‌توان مقدار مساحت سطح خالص پارچه فیلتر را به دست آورد

$$A_{nc} = \frac{Q_{e,a}}{A/C} = \frac{172975}{3} = 57658.59 \text{ ft}^2$$

۳-۲ - طراحی پایه سیستم خنک کننده

جدول ۳ نتایج حاصل از طراحی پایه کولر هوایی را نشان می‌دهد.

جدول ۳ - نتایج حاصل از طراحی پایه کولرهای هوایی AC-100-A,B

Number of tubes per bundle	Tube length (m)	Transverse pitch (mm)
272	7.93	60
Tube layout angle	Fin height by Fins/inch	Fin thickness (mm)
30	0.5 in by 9	0.28
Fin frequency	Number of tube rows	Number of bundles
396 per meter	8	2
Number of bundles per bay	Number bays per unit	Fan diameter (m)
2	2	3.05
Number of fans per bay	Pressure drop (kPa)	
2	20	

۲-۲-۳ - طراحی پایه کمپرسور

اطلاعات مربوط به جریان گاز دودکش با در نظر گرفتن ۱۰٪ برای فاکتور Over Design، در دو حالت مختلف طراحی مطابق جدول ۴ می‌باشد:

جدول ۴ دبی گاز دودکش ورودی به کمپرسور

Volume flow rate of flue gas stream (m ³ /min)	Mass flow rate of flue gas stream (kg/h)	Design
3132.6	151286.151	Normal
3445.8	166414.9	Rated

با توجه به دما و فشار گاز ورودی به کمپرسور، که به ترتیب ۶۰ °C و ۰/۷۶۴ bar می‌باشد، خواص ترمودینامیکی گاز ورودی مطابق جدول ۵ گزارش می‌گردد:

جدول ۵- اطلاعات ترمودینامیکی گاز ورودی به کمپرسور

Molecular weight (g/mol)	Thermal conductivity (W/m K)	Density (kg/m ³)	Compressibility
29.16	1.374	0.8094	0.9991

60°C	101.5°C	143°C	Physical properties
1.016	0.9143	0.8127	Density (kg/m ³)
1.1188	1.1277	1.1366	Heat capacity (kJ/kg K)
0.0185	0.02033	0.02215	Viscosity(cP)
0.02567	0.02879	0.03196	Thermal conductivity (W/m K)

دمای شبنم سیال فرآیند، ۵۹/۴ °C محاسبه گردید و با توجه به منابع در دسترس [۱۱] ضریب رسوب‌گذاری این سیال برابر با ۰/۰۰۵ ft².hr.F/Btu در نظر گرفته شده است. با توجه به در نظر گرفتن شرایطی نظیر دمای سیال ورودی و Approach Temperature نوع مبدل مورد نظر براساس منابع [۱۲] از نوع Forced انتخاب گردید. دما و فشار طراحی بر اساس منبع [۱۳]، به ترتیب ۲۶۰ °C و ۳/۵ bar تعیین شد. با توجه به منبع [۱۴]، جنس لوله‌ها، پره و Header به ترتیب از نوع کربن استیل، آلومینیوم ۱۰۶۰ و کربن استیل انتخاب گردید. قطر خارجی و ضخامت لوله به ترتیب ۱ (in) mm و ۲۵/۴ (۰/۰۶۵ in) mm انتخاب گردید. بنابراین قطر داخلی لوله ۲۲/۱ mm (۰/۰۸۷ in) در نظر گرفته شد. با توجه به منبع [۱۵]، نوع پره و نوع Header به ترتیب از نوع L-footed و Bonnet type header انتخاب گردید. به منظور تعیین هندسه مبدل از مرجع [۱۶] استفاده شد. طبق مراحل اشاره شده در این مرجع و انجام محاسبات، نتایج جدول ۲ بدست آمده‌اند.

جدول ۲ مشخصات جریان‌های ورودی و خروجی کولر هوایی AC-100-A,B

Parameters	Tube side	Air side
Inlet Temperature (°C)	143	37.8
Outlet Temperature (°C)	60	80.55
Total fluid entering (kg/h)	151286.3	165891
Face velocity (m/s)	-	0.64
Mass velocity (kg/(m ² s))	-	0.73

جدول ۷ مشخصات جریان‌های ورودی به مبدل حرارتی E-100

Mass flow rate (kg/h)		Temperature of outlet streams (°C)		Temperature of inlet streams (°C)	
Cooling water	Process fluid	Cooling water	Process fluid	Cooling water	Process fluid
732079	166414	25	30	20	60

با توجه به بررسی منابع [۱۷، ۱۸]، در مبدل‌های حرارتی صفحه ثابت که برای سرویس‌های تمیز در قسمت پوسته کاربرد دارد از آرایش مثلثی استفاده می‌شود و بنابراین در این تحقیق نیز چیدمان لوله درون صفحه لوله به صورت آرایش مثلثی با زاویه 30° در نظر گرفته شد.

منابع گزارش داده‌اند که به علت مقعر بودن مجرا در کلگی مبدل از نوع B^1 ، مقاومت آن در فشارهای بالا زیاد است [۱۷]. به علاوه، این نوع کلگی در بین کلگی‌های جلویی اقتصادی‌ترین کلگی است که برای سیال‌های تمیز استفاده می‌شود. بنابراین در این پروژه نیز برای مبدل E-100 از این نوع کلگی استفاده گردید.

با توجه به اینکه از پوسته نوع J غالباً برای چگالش در سمت پوسته استفاده می‌شود، نوع پوسته مبدل E-100 نیز از نوع J انتخاب گردید. کلگی عقبی مبدل از نوع M در نظر گرفته شد، چون این نوع کلگی فاقد درپوش است و برای سیالات تمیز استفاده می‌شود. به علاوه، غالباً برای مبدل‌های حرارتی صفحه ثابت از این نوع کلگی به عنوان کلگی عقبی استفاده می‌گردد.

در مورد سیالات تمیز مشابه این تحقیق، غالباً از لوله با قطر خارجی $\frac{3}{4}$ in یعنی $19/05$ mm استفاده می‌شود [۱۹]، بنابراین در این پروژه قطر خارجی لوله در مبدل E-100، $19/05$ mm در نظر گرفته شد. طبق استاندارد TEMA، حداقل مقدار ممکن برای فاصله مرکز لوله با لوله مجاور (Tube Pitch) در آرایش مثلثی، $1/25$ برابر قطر خارجی لوله در نظر گرفته می‌شود. بنابراین در این پروژه، Tube Pitch برابر با $19/05$ mm

لازم به ذکر است به منظور دستیابی به فشار اتمسفریک در ورودی ماژول غشایی، لازم است که فشار گاز خروجی از کمپرسور $1/4$ bar باشد.

مراحل انجام طراحی پایه کمپرسور در پیوست ۱ آورده شده است. نتایج حاصل از این طراحی و بر اساس روابط در [۱۷] جدول ۶ ارائه شده است.

جدول ۶- نتایج حاصل از طراحی پایه کمپرسور

Polytropic efficiency	Gas velocity(m/s)	Head of each stage (m)	Stage number
0.79	209.3	2143	3
Impeller diameter (m)	Power(kW)	Polytropic head (m)	Temperature of outlet stream (°C)
1.8	3763.2	6531.4	137.3

۳-۲-۳- طراحی پایه کولر هوایی AC-101

در خروجی کمپرسور دمای گاز فرآیند تقریباً 140°C می‌باشد. مجدداً برای سردسازی، این گاز وارد کولر هوایی AC-101 شده و تا دمای 60°C سرد می‌شود. مراحل طراحی کولر هوایی AC-101 کاملاً مشابه مراحل طراحی کولر هوایی AC-100 می‌باشد که در این قسمت از تکرار آن اجتناب می‌شود. نتایج حاصله از طراحی پایه و هندسه این کولر هوایی مشابه نتایج و داده‌های جدول ۳ می‌باشد.

۳-۲-۴- طراحی پایه مبدل E-100

هدف از استفاده از این مبدل کاهش دمای گاز دودکش از 60°C تا 30°C می‌باشد. سیال فرآیند به عنوان سیال گرم و آب به عنوان سیال سرد انتخاب می‌گردد. سیال فرآیند درون پوسته و آب درون لوله جریان می‌یابد. دبی و دمای جریان‌های ورودی و خروجی از مبدل در جدول ۷ آورده شده است. دبی سیال فرآیند براساس ۱۰ درصد Over Design در نظر گرفته شده است و دبی جریان آب نیز با استفاده از موازنه انرژی محاسبه شده است.

¹ Bonnet with Integral Cover

داده‌های ترمودینامیکی و خواص فیزیکی جریان ورودی نیز در جدول آورده شده است.

جدول ۹ خواص فیزیکی و ترمودینامیکی جریان ورودی به جداکننده دوفازی

Vapor phase	Liquid phase	Physical properties
1.296	1004	Density(kg/m ³)
29.6	18.02	Molecular weight(g/mol)
113988	3.515	Volume flow rate(m ³ /h)
0.018	0.7983	Viscosity(cP)
30	30	Temperature(°C)
1.102	1.102	Pressure(bar)

با توجه به اینکه نسبت دبی جرمی مایع به بخار در این مسئله L/V ، کمتر از ۰/۱ می‌باشد بنابراین از جداکننده افقی استفاده می‌گردد [۱۶]. جزئیات طراحی این جداکننده در پیوست ۳ آورده شده و بر اساس نتایج طراحی، ارتفاع این جداکننده m ۴/۸ محاسبه گردید.

۴-۳- طراحی پایه برج جذب سیلیکاژل

پس از عبور گاز دودکش از یکسری مبدل حرارتی و کاهش دمای آن تا $30^{\circ}C$ ، با توجه به دمای شبنم سیال، سیال خروجی از مبدل دوفازی بوده که برای جداسازی مایع، وارد یک جداکننده دوفازی می‌شود. سپس گاز خروجی از آن با دمای $30^{\circ}C$ و فشار ۱/۱ bar وارد برج جذب با بستر سیلیکاژل شده تا آب موجود در آن جدا شود و در نهایت به سمت ماژول غشایی فرستاده می‌شود. افت فشار این بستر 10 kPa می‌باشد.

گاز خروجی از جداکننده دوفازی با دمای $30^{\circ}C$ و فشار bar ۱/۱ وارد برج جذب با بستر سیلیکاژل شده تا آب موجود در آن به طور کامل جدا شود و در نهایت به سمت ماژول غشایی فرستاده می‌شود. در این بخش، طراحی برج جذب سیلیکاژل مورد بررسی قرار می‌گیرد.

جذب سطحی یک فرآیند دینامیک می‌باشد که خروجی آن می‌تواند هر لحظه با زمان تغییر کند و این تغییر جزء ذات فرآیند است و به علت اغتشاش یا عوامل خارجی نمی‌باشد. در

۲۳/۸۱ لحاظ گردید. به عنوان حدس اولیه در طراحی مبدلها، از دو گذر لوله استفاده می‌شود.

لوله‌ها دارای ضخامت‌های متفاوتی هستند که با درجه‌بندی بیرمنگام وایر گیج با علامت B.W.G مشخص می‌شوند. هر

چه وایر گیج لوله کمتر شود، ضخامت جداره بیشتر و در نتیجه قطر داخلی لوله کمتر خواهد شد. رایج‌ترین شماره گیج

می‌باشد که در این کار نیز برای مبدل E-100 از لوله با شماره گیج ۱۴ نیز استفاده شد. براساس مشاوره با متخ

مهندسی مواد و متالورژی و با توجه به ترکیبات گاز فرآیند، جنس مبدل E-100 کربن استیل انتخاب گردید.

ضخامت لوله براساس قطر بیرونی لوله و مقدار B.W.G و جنس لوله‌ها تعیین می‌گردد. براساس داده‌های موجود و با

استفاده از [۱۷] ضخامت لوله‌ها $2/11\text{ mm}$ انتخاب گردید.

طول استاندارد برای لوله‌ها ۹، ۱۲، ۱۶، ۲۰، ۲۴ ft می‌باشد [۱۹]. در این پروژه از لوله با طول ۱۲ ft به عنوان حدس اولیه

استفاده گردید و پس از انجام چندین مرحله اصلاح در حلقه محاسباتی از لوله با طول $13/45\text{ ft}$ (4100 mm) استفاده

گردید. سایر جزئیات طراحی پایه مبدل E-100 در پیوست ۲ آورده شده و نتایج در جدول ۸ ارائه شده است.

جدول ۸- نتایج طراحی پایه مبدل E-100

Clearances between shell and tube (mm)	Pressure drop of shell side (bar)	Pressure drop of tube side (bar)	Inner diameter of tube (mm)	Total surface area (m ²)
4.7	0.08	0.013	14.8	512.6

۳-۳- طراحی پایه جدا کننده دوفازی

پس از عبور گاز دودکش از مبدل حرارتی E-100 و کاهش دمای آن تا $30^{\circ}C$ ، با توجه به دمای شبنم سیال، سیال خروجی از مبدل دوفازی بوده که برای جداسازی مایع، وارد یک جداکننده دوفازی می‌شود.

دبی جرمی جریان ورودی به جداکننده دوفازی kg/h ۱۵۱۲۸۶/۳ است که $3527/7\text{ kg/h}$ از آن حاوی مایع و kg/h ۱۴۷۷۵۸/۶

Over از آن بخار می‌باشد. با در نظر گرفتن Design به اندازه ۱۰ درصد دبی جرمی مجدداً محاسبه گردید

و طراحی بر اساس مقادیر جدید دبی جریان ورودی انجام شد.

احیا لازم است، بنابراین تعداد بسترهای مورد نیاز دو برابر می‌شود.

$$Act. Volme Flow Rate = 113988.748 \frac{m^3}{hr}$$

$$superficial velocity = u_s = 0.4 \frac{m}{s}$$

با توجه به حجم بالای دبی جریان ورودی به بستر جذب و بر اساس محاسبات گسترده حدس و خطای انجام شده، از ۵ بستر موازی (حاوی یک بستر جذب و یک بستر احیا) استفاده گردید. بنابراین، دبی ورودی به هر بستر موازی، یک پنجم دبی کل ورودی یعنی برابر با $\frac{m^3}{hr}$ ۲۲۷۹۷/۷۴۹۶ گزارش می‌شود.

$$u_s = \frac{Q}{A} \rightarrow A = \frac{Q}{u_s} = \frac{22797.7496 \times \frac{1}{3600} \frac{m^3}{s}}{0.4 \frac{m}{s}} = 15.83 m^2 \quad (3)$$

$$A = \pi \frac{D^2}{4} \rightarrow D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = 4.49 m \quad (4)$$

$$3 < \frac{L}{D} < 5 \rightarrow \frac{L}{D} = 4 \rightarrow L = 4D = (4)(4.49) = 17.96 m \quad (5)$$

با فرض چگالی $750 \frac{kg}{m^3}$ برای سیلیکاژل، مقدار سیلیکاژل مورد نیاز به صورت زیر محاسبه می‌گردد:

$$L = 17.96$$

$$D = 4.49$$

$$V_T = \pi r^2 L = \pi \times \left(\frac{4.49}{2}\right)^2 \times 17.96 = 284.37 m^3 \quad (6)$$

با فرض تخلخل بستر برابر با ۷۴٪ خواهیم داشت:

$$\varepsilon = \frac{Volume\ of\ Voids}{Total\ Volume} \rightarrow 0.74 = \frac{Volume\ of\ Voids}{284.37} \rightarrow Volume\ of\ Voids = 210.43 \quad (7)$$

$$volume\ of\ silica\ gel = total\ volume - Volume\ of\ Voids = 284.37 - 210.43 = 73.94 m^3$$

بستر جذب سیلیکاژل که بخار آب همراه با گاز جذب می‌شود، پارامترهای مؤثر فراوانی وجود دارد که در طراحی از آن‌ها استفاده می‌شود. در مرحله نخست برای طراحی یک برج جذب سطحی نیاز به داشتن اطلاعات ایزوترم یا جذب تعادلی هم دما می‌باشد. بدین صورت که جذب و تمام اجزای گاز به طور مجزا چندین ساعت در تماس با یکدیگر قرار گرفته تا به تعادل برسند. خروجی این آزمایش نشان می‌دهد که هر کیلوگرم جذب قابلیت جذب چند مول از هر کدام از اجزای گاز را دارا می‌باشد. در مرحله بعد، نیاز به تخمین پارامترهایی از جمله ضرایب انتقال جرم، ضرایب انتقال حرارت است. همچنین دسترسی به برخی از اطلاعات مربوط به خود جذب از جمله تخلخل، چگالی، سطح ویژه و گرمای ویژه نیز ضروری می‌باشد. با توجه به پیچیدگی‌های ذکر شده می‌توان گفت تقریباً تمامی واحدهایی که از بسترهای جذب سطحی استفاده می‌کنند به صورت دانش فنی یا دارای لایسنس شرکت‌های معتبر جهانی بوده و طراحی یک برج جذب سطحی نیاز به داشتن یک پایلوت آزمایشگاهی و صرف زمان بسیار زیاد برای جمع‌آوری اطلاعات مورد نیاز دارد. با توجه به عدم دسترسی به این اطلاعات و تجهیزات در این پروژه، طراحی و سایزینگ برج جذب سیلیکاژل به صورت کاملاً سرانگشتی انجام شده است.

در منابع [۱۶] ذکر شده است که قطر یک بستر بر اساس سرعت ظاهری^۱ فاز گاز محاسبه می‌شود که در بازه $0.15 < u_s < 0.45$ گزارش شده است. در این بررسی، با انتخاب $u_s = 0.4$ به محاسبه قطر بستر پرداخته شده است. براساس مرجع [۱۶]، به منظور متوازن شدن و سهولت بارگذاری بستر، مقدار L/D در بازه $3 < L/D < 5$ گزارش می‌گردد که در این بخش، این مقدار برابر با ۴ در نظر گرفته شده است. لازم به ذکر است که فرضیات اولیه بر اساس محاسبات گسترده حدس و خطا به منظور دستیابی به حداقل افت فشار و حذف کامل رطوبت صورت گرفته است.

با توجه به اینکه، همواره جاذب‌ها در حال اشباع شدن می‌باشند، حداقل یک بستر در حال جذب و یک بستر در حال

¹Superficial velocity

قرار می‌گیرد. این قطرات توسط پاشش دوغاب آهک در یک اتمایزر دوار یا مجموعه‌ای از نازل‌ها ایجاد می‌گردند. دوغاب ایجاد شده، گاز SO₂ را جذب کرده و SO₂ با آهک درون قطرات واکنش می‌دهد. واحد پیش تصفیه شامل تجهیزاتی برای آسیاب کردن و آماده‌سازی جاذب و خوراک دهی آن می‌باشد.

روابط کلی مورد استفاده در تخمین هزینه‌های اقتصادی فرآیندهای LSD در مرجع [۸] گزارش شده است. با توجه به روابط مورد استفاده و با در نظر گرفتن شرایط کاملاً یکسان با فرآیند غشایی، نظیر ظرفیت نیروگاه (۵۰ MW)، هزینه تجهیزاتی خوراک دهی جاذب و واحدهای پیش تصفیه برای این واحد، USD ۶۶۷۳۳۶۶ برآورد گردید که در مقایسه با واحد پیش تصفیه فرآیند غشایی با سرمایه‌گذاری اولیه USD ۱۱۸۸۵۵۴۷ اقتصادی بنظر می‌رسد. در هر صورت، به منظور مقایسه دقیق‌تر لازم است که کل جداسازی SO₂ با استفاده از تماس دهنده غشایی از لحاظ اقتصادی مورد بررسی قرار گیرد. بدین منظور لازم است که هزینه ساخت ماژول غشایی، هزینه حلال، هزینه تعویض ماژول، هزینه سالیانه آب خنک کن، اپراتور، الکتریسیته و بخار مصرفی نیز به هزینه خرید تجهیزاتی واحد پیش تصفیه اضافه گردد و سپس با هزینه کل سرمایه‌گذاری واحد FGD و هزینه متعادل شده در شرایط یکسان مقایسه گردد. در هر حال، نتایج این بررسی بر اساس واحدهای پیش تصفیه، به اقتصادی بودن واحد FGD در مقایسه با فرآیند غشایی برای جداسازی SO₂ اشاره دارد.

۴- نتیجه‌گیری

در این تحقیق، در راستای توسعه فناوری غشایی برای جداسازی SO₂ از گاز دودکش، طراحی پایه واحد پیش تصفیه این فرآیند انجام شده است. این واحد شامل فیلتر برای جداسازی ذرات جامد، کولر هوایی و مبدل حرارتی برای کاهش دما و جداکننده رطوبت برای حذف رطوبت از گاز قبل از ورود به غشا است. به منظور تأمین فشار گاز نیز استفاده از یک کمپرسور ضروری است. برآورد اقتصادی طرح بر اساس هندسه تجهیزاتی و طراحی صورت گرفته نشان می‌دهد که

(۸)

مقدار سیلیکاژل مصرفی برابر است با:

$$kg \text{ silicagel} = 73.94 \times 750 = 55455 \text{ kg}$$

(۹)

۵-۳- برآورد اقتصادی طرح

به منظور برآورد هزینه پایه تجهیزاتی از نرم‌افزار Aspen Plus استفاده گردید. این نرم‌افزار بر اساس اندازه تجهیزاتی و طراحی انجام شده و مشخصات جریان‌های ورودی و خروجی با استفاده از روابطی که مختص شرکت Aspen Tech. می‌باشد و در نرم‌افزار Icarus به صورت توسعه یافته وجود دارد، هزینه پایه تجهیزاتی را مطابق داده‌های جدول ۱۰ برآورد نمود.

جدول ۱۰ برآورد هزینه پایه تجهیزاتی پیش تصفیه بر حسب دلار

AC-100-A air cooler	80697.65
AC-100-B air cooler	80697.65
Compressor	11240500
AC-101 air cooler	117697
E-100 heat exchanger	31059
Two-phase separator	92200
Silica gel absorption column	243000
Total	11885847

۶-۳- مقایسه اقتصادی با واحد پیش تصفیه فرآیند

FGD

همان گونه که اشاره شد، تکنولوژی‌های گوگردزایی گاز دودکش (FGD^۱)، متداول‌ترین فناوری برای حذف SO₂ به شمار می‌آیند. در این روش که به عنوان فرآیند اسکرابر نیز شناخته می‌شود، گاز همراه با SO₂ به صورت اسپری، در تماس با جاذب قرار می‌گیرد و با جذب SO₂، گاز تصفیه می‌شود. در این بخش، هزینه سرمایه‌گذاری واحد پیش تصفیه فرآیند FGD به منظور مقایسه با فرآیند جداسازی با استفاده از تماس دهنده غشایی برآورد شده است. فرآیند FGD انتخابی در این بخش، فرآیند خشک کن پاششی آهک (LSD^۲) می‌باشد که در طی این فرآیند، گاز دودکش در یک اسکرابر (محفظه خشک کن پاششی) در تماس با قطرات آهک

² Lime Spray Dryer

¹ Flue Gas Desulfurization

Gas. *Journal of Chemical Technology & Biotechnology*, **2015**, 90, 423-431.

[6] Jeon H., H. Ahn, I. Song, H.-K. Jeong, Y. Lee, and H.-K. Lee, Absorption of Sulfur Dioxide by Porous Hydrophobic Membrane Contactor. *Desalination*, **2008**, 234, 252-260.

[7] Liu L., L. Li, Z. Ding, R. Ma, and Z. Yang, Mass Transfer Enhancement in Coiled Hollow Fiber Membrane Modules. *Journal of Membrane Science*, **2005**, 264, 113-121.

[8] Pourmoghaddam P., S. Davari, and Z. Moghaddam, A Technical and Economic Assessment of Fuel Oil Hydrotreating Technology for Steam Power Plant SO_2 and NO_x Emissions Control. *Advances in Environmental Technology*, **2016**, 2, 45-54.

[9] Engineering Standard for Process Design of Gas (Vapor)-Liquid Separators. *IPS-E-PR-880 Standard*, **2006**.

[10] Wang L.K., N.C. Pereira, and Y.-T. Hung, *Air Pollution Control Engineering*. Vol. 1. Springer. **2004**

[11] Munday A.J. and R.A. Farrar, *Engineering Data Book*: Macmillan International Higher Education. **1979**

[12] Kröger D.G., *Air-Cooled Heat Exchangers and Cooling Towers*. Vol. 1. Penwell Corporation Oklahoma. **2004**

[13] Woods D.R., Process Design and Engineering Practice, Prentice-Hall, Inc., New Jersey, USA. *Developments in Chemical Engineering and Mineral Processing*, **1995**, 3, 118-118.

[14] Metallic Materials- Selected Standards (Dep 30.10.02.11-Gen.). *Design and Engineering Practice*, **2012**.

[15] Air-Cooled Heat Exchangers; Selection and Application (Dep 31.21.70.10-Gen.). *DESIGN AND ENGINEERING PRACTICE*, **2011**.

[16] Engineering Data Book. *Gas Processors Suppliers Association*, **2004**, I -II, Sections 1-26.

هزینه پایه برای خرید تجهیزات واحد پیش تصفیه فرآیند غشایی USD ۱۱۸۸۵۵۴۷ است که در مقایسه با واحد پیش تصفیه واحد FGD، غیر اقتصادی بودن فرآیند را نشان می‌دهد.

فهرست علائم و نشانه‌ها

علامت	توضیحات	واحد
A/C	نسبت دبی حجمی واقعی هوا به مساحت پارچه در فیلتر	ft/s
Q _{e,a}	دبی حجمی جریان گاز در فیلتر	ft ³ /s
A _{nc}	مساحت سطح خالص پارچه	ft ²
u _s	سرعت ظاهری فاز گاز در برج جذب سیلیکاژل	m/s
L	طول بستر در برج جذب سیلیکاژل	m
D	قطر بستر در برج جذب سیلیکاژل	m
ε	تخلخل بستر	---
V _T	حجم سیلیکاژل	m ³

منابع

[1] Rall D.P., Review of the Health Effects of Sulfur Oxides. *Environmental health perspectives*, **1974**, 8, 97-121.

[2] Taylor M.R., E.S. Rubin, and D.A. Hounshell, Control of SO_2 Emissions from Power Plants: A Case of Induced Technological Innovation in the Us. *Technological Forecasting and Social Change*, **2005**, 72, 697-718.

[3] Fioletov V.E., C.A. McLinden, N. Krotkov, C. Li, J. Joiner, N. Theys, S. Carn, and M.D. Moran, A Global Catalogue of Large SO_2 Sources and Emissions Derived from the Ozone Monitoring Instrument. *Atmospheric Chemistry and Physics*, **2016**, 16, 11497-11519.

[4] Park H.H., B.R. Deshwal, I.W. Kim, and H.K. Lee, Absorption of SO_2 from Flue Gas Using PvdF Hollow Fiber Membranes in a Gas-Liquid Contactor. *Journal of Membrane Science*, **2008**, 319, 237-9.

[5] Kim K., J. Kim, and H. Lee, Hollow Fiber Membrane Process for SO_2 Removal from Flue

[17] Ludwig E.E., *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants: Volume 2*. Vol. 2. Gulf Professional Publishing. **1997**.

[18] Kern D.Q. ,*Process Heat Transfer*: Tata McGraw-Hill Education. **1950**.

[19] Thulukkanam K., *Heat Exchanger Design Handbook*: CRC press. **2013**.