بررسی اثرات ترکیب درصد گازهای اسیدی در واحد شیرین سازی گاز طبیعی به روش جذب با حلال DEA

علیرضا فخاری[۱]، عبدالعزیز ادریسی[۲]، محمد رحمانی[۳i]

[۱] دانشگاه صنعتی امیرکبیر، دانشکده مهندسی شیمی؛ a.fakhari2011@gmail.com

[۲] دانشگاه صنعتی امیرکبیر، دانشکده مهندسی شیمی؛ a.edrisi@aut.ac.ir

[۳] استادیار، دانشگاه صنعتی امیرکبیر، دانشکده مهندسی شیمی؛ m.rahmani@aut.ac.ir

چکیده

مصرف جهانی گاز طبیعی روز به روز رو به افزایش است. گاز طبیعی به همراه عوامل اسیدی همچون هیدروژن سولفور (H_2S) و گاز کربونیک (CO_2) در غلظت های متفاوت، گاز ترش نامیده می‌شود که در صورت عدم حذف این عوامل اسیدی صدمات قابل ملاحظه ای به سبب وجود فرآیند خوردگی ممکن است به خطوط انتقال و تجهیزات مصرف‌کننده گاز وارد شود. عمده گاز ترش از میادین گاز طبیعی استحصال شده و عملیات حذف عوامل اسیدی از آن را شیرین کردن گاز می گویند. منظور از شیرین سازی گاز طبیعی، بهره گیری از یک فرآیند شیمیایی، فیزیکی برای جذب عوامل اسیدی از جریان گاز می باشد. در این مقاله شیرین سازی گاز ترش توسط فرآیند جذب با حلال DEA بررسی و به کمک نرم افزار ASPEN HYSYS تاثیر میزان اسیدی بودن گاز طبیعی بر روی هزینه‌های ثابت از قبیل سطح انتقال حرارت مبدل حرارتی و قطر برج تعیین شده است. بر اساس نتایج شبیه‌سازی افزایش غلظت گازهای اسیدی در گاز طبیعی تاثیر خطی بر روی پارامترهای اقتصادی بررسی شده دارد.

کلمات کلیدی

گاز طبیعی، شیرین سازی گاز ، جذب با حلال، دی اتانول آمین، ASPEN HYSYS.

Sweetening of sour natural gases by DEA solvent absorption: Effect of acid gases concentration

A. Fakhari, A. Edrisi, M. Rahmani

Chemical Engineering Department, Amirkabir University of Technology, Tehran, Iran

ABSTRACT

World consumption of natural gas is growing every day. The sour natural gas contains acidic components like H_2S and CO_2 which cause corrosion in pipelines and natural gas consumer equipments. The acidic component removal of natural gas is called sweetening process in which a chemical or physical procedure is used to separate acidic components. In this paper, sour natural gas sweetening with absorption process using DEA solvent is investigated and ASPEN HYSYS simulation software is used to assess the effect of gas acidity on capital cost parameters like heat transfer area of heat exchanger and distillation column diameter. Simulation results show that these parameters has a linear function of acidic components concentration.

KEYWORDS

Natural Gas, Gas Sweetening, Solvent Absorption, DEA, ASPEN HYSYS.

---

[i] محمد رحمانی؛ تهران، خیابان سمیه، دانشگاه صنعتی امیرکبیر، دانشکده مهندسی شیمی- ۲۱۶۴۵۴۳۱۹۸ ۹۸+

اویل ایندستری
Oilindustry.ir
CLICK HERE

۱- مقدمه

افزایش نیاز جهانی به گاز طبیعی علاوه بر بهبود فرآیندهای موجود برای تولید و مصرف انرژی، کنترل آلودگی را نیز می طلبد. یکی از جدی ترین مشکلاتی که تکنولوژی های مربوط به فرآیندهای گاز طبیعی با آن روبرو هستند، وجود مقادیر زیاد گازهای اسیدی است که حدود ۴۰٪ گاز خروجی از چاه‌ها را تشکیل می دهد[۱]. حدود ۱۳/۴۶٪ مخازن گاز طبیعی در دنیا بالای ۱۰٪ حاوی H_2S و حدود ۲۶/۹٪ از این مخازن نیز بالای ۱۰٪ حاوی گاز CO_2 می‌باشند[۲]. روش های متعددی برای کاهش میزان گازهای اسیدی در گاز طبیعی ارایه شده اند که از آن‌ها می توان به جذب شیمیایی، جذب فیزیکی ، فرآیند هیبرید، جذب سطحی با استفاده از ستون جامد و استفاده از غشا اشاره کرد[۳]. از میان این روش ها جذب گازهای اسیدی توسط یک حلال مایع (جذب شیمیایی) رایج ترین راه مورد استفاده در صنعت شیرین سازی گاز می باشد[۴, ۵].

در این راستا نمودارهایی ارائه شده‌اند که به کمک آن‌ها می‌توان بر اساس فشار جزئی گازهای اسیدی موجود در خوراک و درصد جداسازی آن فرآیند بهینه برای شیرین‌سازی انتخاب کرد[۶]. این نمودارها نشان می دهد که آمین ها، پتاسیم کربنات و حلال‌های فیزیکی عموما برای گازهایی که شامل حداکثر۸٪ گازهای اسیدی هستند، مناسب اند و برای غلظت های بیشتر تنها حلال های فیزیکی و غشاها کارایی مناسبی دارند[۷].

در این مقاله تاثیر غلظت گازهای اسیدی روی هزینه‌های ثابت فرآیند همچون پارامترهای سطح انتقال حرارت مبدل حرارتی و قطر برج تقطیر مورد بررسی قرار می‌گیرد. بدین منظور از نرم افزار شبیه-ساز فرآیندهای شیمیایی Aspen Hysys استفاده شده است تا با بکارگیری بانک اطلاعاتی و بسته‌های ترمودینامیکی آن نتایج دقیق و واقع بینانه ای برای تحلیل اثر غلظت گازهای اسیدی به دست آید.

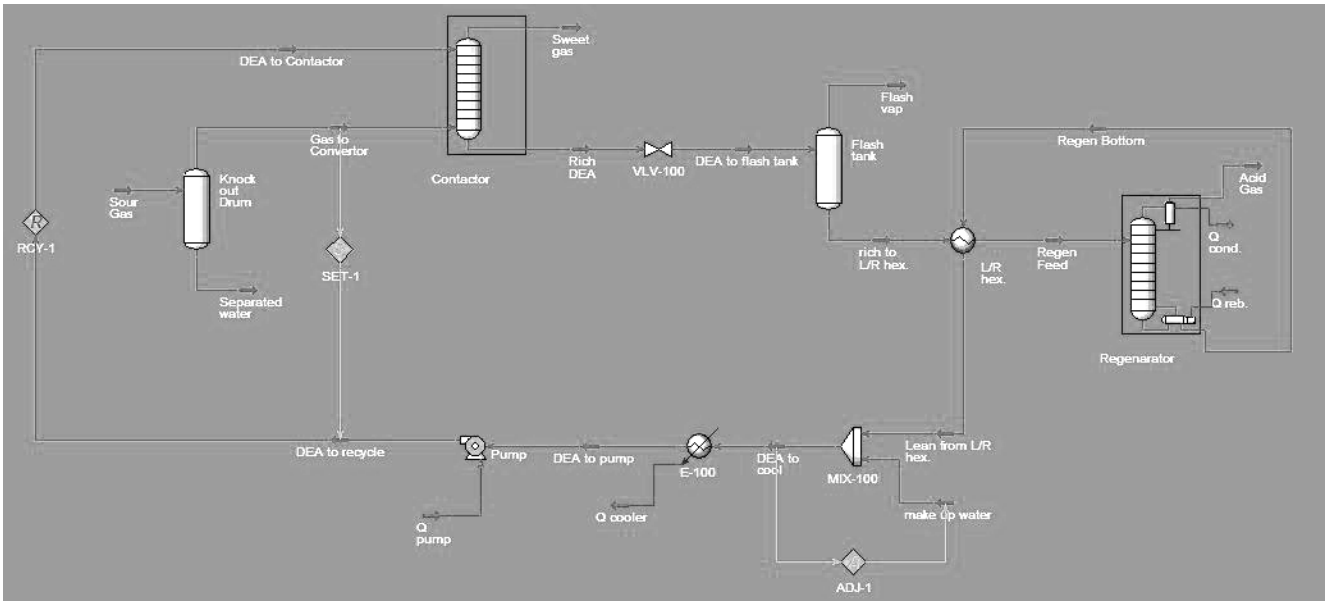
۲- روند شبیه سازی

در شبیه سازی فرآیند شیرین سازی گاز طبیعی به روش جذب با حلال DEA از بسته ترمودینامیکی قدرتمندی به نام Amine Package استفاده شده است. این بسته، شامل اطلاعات مربوط به حلالیت و واکنش های سینتیکی در محدوده ی وسیعی از شرایط عملیاتی می باشد. انتخاب این بسته‌ی ترمودینامیکی در این شبیه سازی، خطاهای موجود در معادلات حالت و مدل‌های فعالیت را کاهش می دهد[۸].

۲-۱- شرح فرآیند

واحد شیرین سازی شبیه سازی شده، شامل یک ستون جذب است که خوراک آن گاز ترش می باشد. این گاز به صورت جریان متقابل در تماس با محلول آمین قرار می گیرد و به منظور افزایش میزان انتقال جرم و سطح تماس از ۲۰ سینی در این ستون جذب استفاده شده است. شمای کلی فرآیند در شکل ۱ نشان داده شده است.

گازهای اسیدی H_2S و CO_2 جذب حلال می شوند، سپس این حلال که حاوی این گازهااست ، به منظور بازیابی و استفاده ی مجدد، وارد یک برج تقطیر شده و پس از خنک شدن، به سیکل باز می گردد و مجددا وارد برج جذب می شود[۷].



شکل (۱): شمای واحد شیرین سازی گاز طبیعی به روش جذب با حلال در محیط Aspen HYSYS

ترکیب درصد گاز ترش ورودی در دمای ۲۵ °C و فشار ۱۰۰۰ psi در **Error! Reference source not found.** آمده است:

جدول (۱): ترکیب درصد جریان خوراک ورودی (گاز ترش)

اجزا	ترکیب درصد مولی
N_2	۰/۰۰۱۶
H_2S	۰/۰۱۷۲
CO_2	۰/۰۴۱۳
H_2O	۰/۰۱۲۲
CH_4	۰/۸۶۹۲
C_2H_6	۰/۰۳۹۳
C_3H_8	۰/۰۰۹۳
i-C_4	۰/۰۰۲۶
n-C_4	۰/۰۰۲۹
i-C_5	۰/۰۰۱۴
n-C_5	۰/۰۰۱۲
C_6	۰/۰۰۱۸

۲-۲- شرایط عملیاتی و روابط ترمودینامیکی

در شبیه سازی برای فاز بخار در حالت غیر ایده آل از مدل Kent & Eisenberg استفاده شده است که یک مدل ساده برای پیش بینی رفتارتعادل گاز-مایع صرف نظر از ضرایب فعالیت می باشد. این مدل بر پایه چندین ثابت تعادل و روابط قانون هنری برقرار است.

گاز ترش با ظرفیت ۲۵ MMSCFD در ابتدا به منظور جداسازی آبی که توسط گاز حمل می شود، وارد یک Knock out drum می شود. سپس وارد برج جذب شده تا به صورت ناهمسو در تماس با محلول ۲۸٪ دی اتانول آمین در دمای 35° و فشار ۹۹۵ psia قرار گیرد. دبی محلول m^3/h ۴۳ بوده و فشار بالا و پایین برج جذب به ترتیب برابر با ۶۸۵۰ kPa و ۶۹۰۰ kPa است.

حلال محتوی گازهای اسیدی به سمت یک شیر کنترل هدایت می شود تا فشار آن تا ۶۲۰ kPa ، که نزدیک به فشار عملیاتی برج بازیابی است، کاهش یابد. جریان خروجی از شیر کنترل وارد یک مخزن تخلیه می شود تا گازهایی که تحت فشار بالا در حلال، به صورت فیزیکی حل شده بودند، از بالای مخزن خارج گردند. جریانی که از مخزن تخلیه خارج می شود از یک مبدل حرارتی پوسته لوله عبور می کند (از سمت لوله). در این مبدل، حلال تا ۹۰°C گرم می شود تا بار حرارتی برج بازیابی کاهش یابد و جداسازی گازهای اسیدی از حلال نیز آسان تر گردد.

جریان داغی که از مبدل عبور می کند تا حلال ورودی به برج بازیابی را گرم کند، جریان خروجی از پایین برج بازیابی است که از انرژی و دمای بالای آن، جهت افزایش دمای جریان ورودی استفاده می شود.

این کار باعث جلوگیری از هدر رفتن انرژی در واحد می شود.

میزان افت فشار در هر دو قسمت پوسته و لوله ۷۰ kPa در نظر گرفته شده است و مبنای طراحی مبدل، مدل Weighted می باشد.

برج بازیابی شامل ۱۸ سینی است. لازم به ذکر است که نرم افزار HYSYS به طور خودکار، ریبویلر را به عنوان مرحله ۱۹ در نظر می گیرد. شرایط عملیاتی برج بازیابی در جدول (۲) آمده است.

جدول (۲): شرایط عملیاتی برج بازیابی

سینی ۴ ام	شماره سینی خوراک
۰/۴	ضریب ثابت میرایی حلال
٪۱۵	راندمان جذب CO_2
٪۸۰	راندمان جذب H_2S
۱/۵ MMSCFD	دبی جریان بالای برج
۱/۵	نسبت جریان بازگشتی

پس از خنک شدن حلال بازیابی شده، این حلال به همراه آب خالص با دمای ۲۵°C که به عنوان make up در نظر گرفته شده است، مخلوط می شود و سپس وارد سردکننده‌ای با افت فشار ۳۵ kPa می شود. حلال پس از خنک شدن، توسط یک پمپ سانتریفیوژ به برج جذب باز می گردد.

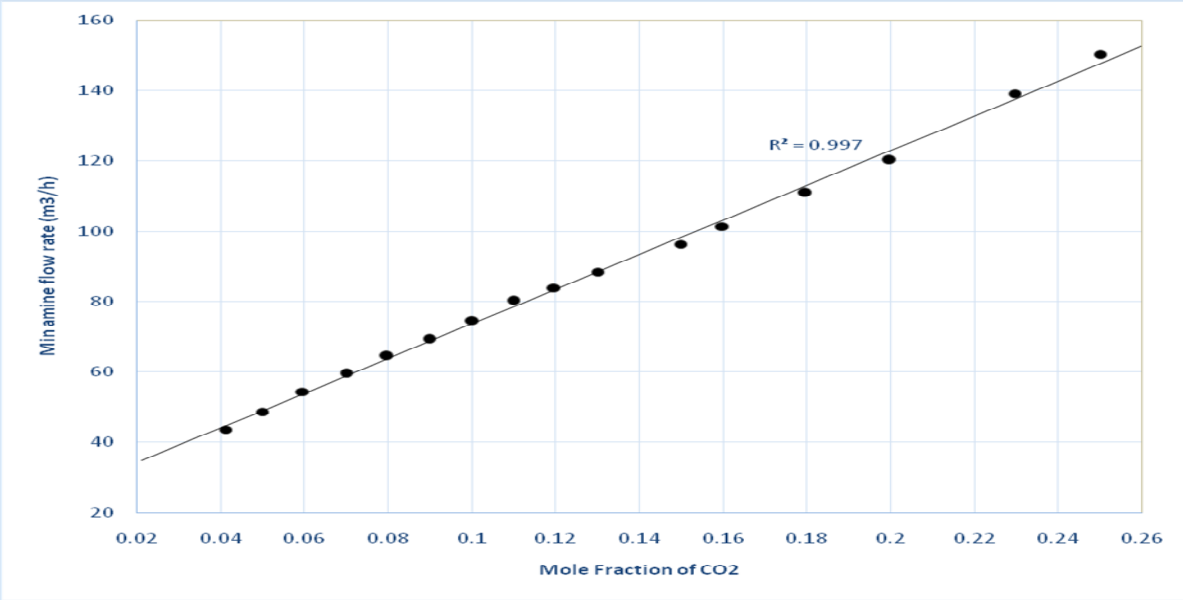
۳- نتایج و بحث

همان طور که در شکل (۲) نشان داده شده است، حداقل مقدار آمین لازم بر حسب میزان CO_2 در خوراک ورودی رسم شده است. این نسبت با دقت بسیار خوبی، خطی می باشد و r^2 این خط برابر ۰/۹۹۷۷ است که بیانگر رابطه‌ی خطی میان حداقل حلال لازم برای شیرین سازی و میزان CO_2 موجود در خوراک می‌باشد.

لازم به ذکر است که برای افزایش مقیاس فرآیند، فشار بخار گازهای اسیدی موجود در خوراک برج بازیابی، خارج از محدوده ی مجازی نرم افزار برای بسته ی ترمودینامیکی آمین قرار می‌گیرد. بدین منظور جهت کاهش خطای محاسباتی، افت فشار در شیر فشارشکن بعد از برج جذب افزایش می یابد.

شکل (۳) نیز نشان می دهد که تغییرات الکتریسیته ، آب خنک کن و نیز مقدار بخار مورد نیاز در این فرآیند، با افزایش غلظت CO_2 درخوراک به صورت خطی افزایش می یابد. این امر تاییدی بر نتایج سایر مقالات قبلی مبنی بر تناسب مصرف انرژی با غلظت گازهای اسیدی موجود در خوراک می‌باشد[۱].

در شکل (۳) محور عمودی سمت چپ بیانگر مقادیر بخار و الکتریسیته بوده و محور عمودی سمت راست مقدار آب خنک کن را نشان می‌دهد.



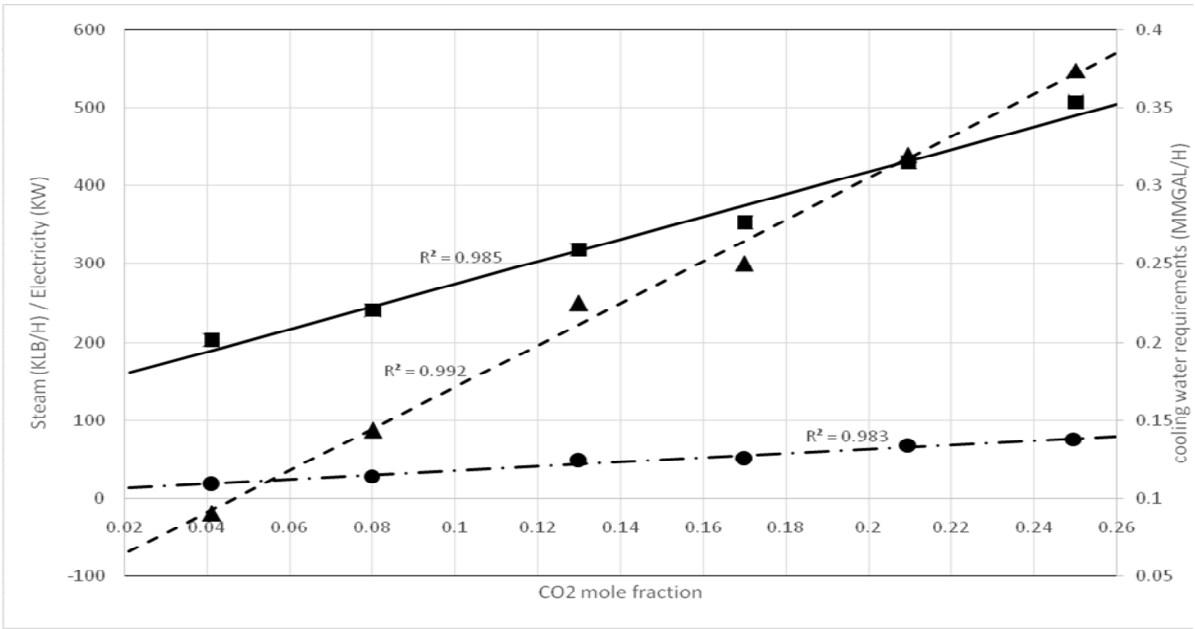
شکل (۲): منحنی تغییر حداقل آمین لازم برای فرآیند نسبت به جزء مولی CO2 در خوراک ورودی

شکل (۴) نشان می دهد که نه تنها تاسیسات جانبی مورد نیاز که در نمودار قبلی نشان داده شد، با افـزایش CO_2 موجـود در خـوراک بـه طور خطی افزایش می یابد، بلکه هزینه هـای ثابـت موجـود در ایـن فرآیند نیز با افزایش میزان CO_2 به صورت خطی افزایش پیـدا مـی-کند.

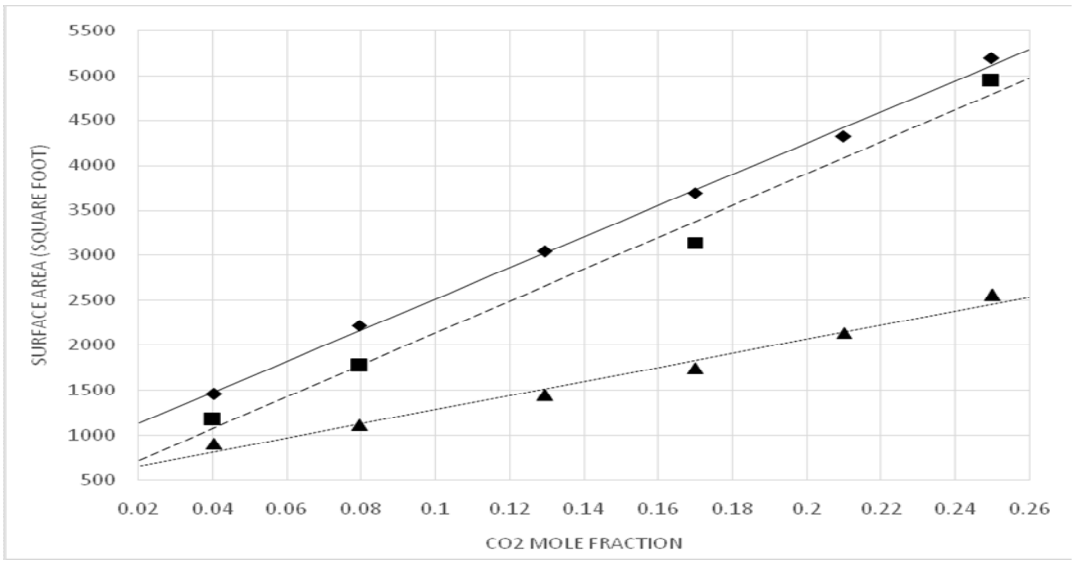
مطابق شکل (۴) مسـاحت سـطح خنـک‌کـن E-100، ریبـویلر بـرج بازیابی و مبدل حرارتی بـا افـزایش غلظـت CO_2 بـه صـورت خطـی افزایش یافته اند.

یکی دیگر از پارامترهای تاثیر گذار بر هزینه‌های ثابـت فرآینـد، قطـر برج بازیابی حلال است که مشابه موارد قبلی با افـزایش میـزان CO_2 در گاز ورودی واحد، به طور خطی افزایش می یابد. تغییرات قطر برج بازیابی بر حسب غلظت CO_2 در خوراک ورودی در شکل (۵) نشـان داده شده است.

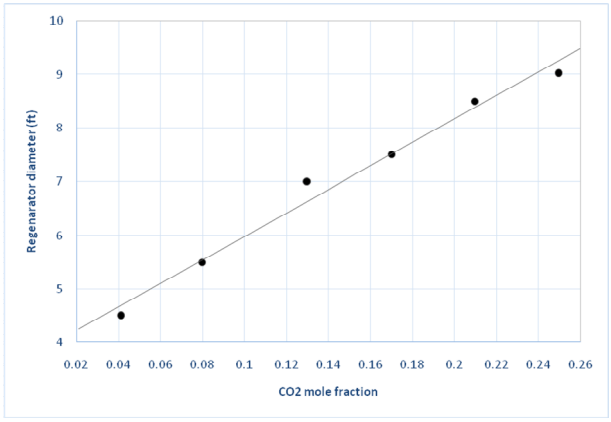
مقدار بیشینه ای که برای گازهای اسیدی موجـود در گـاز، پیشـنهاد شده است که بتوان آن را به کمک آمین جدا کرد برابر با فشار جزیی 60-100 Psi است کـه متنـاظر بـا ۲-۵/۵ mol% CO_2 و ۳٪ H_2S می باشد. پیشنهاد دیگری که در در این حالت ارائه شده است فشـار جزیی گاز اسیدی ۲۰۰ Psi است که متنـاظر بـا ۱۳/۶ mol% CO_2 است.



شکل (۳): منحنی تغییر مقدار بخار(دایره)، الکتریسیته(مربع) و مقدار آب خنک کن(مثلث) نسبت به جزء مولی CO_2 در خوراک ورودی



شکل (۴): منحنی تغییر مساحت سطح کولر (لوزی)، ریبویلر (مربع)، مبدل حرارتی(مثلث) نسبت به جزء مولی CO_2 در خوراک ورودی



شکل (۵): منحنی تغییرات قطر برج بازیابی بر حسب جزء مولی CO_2 در گاز ورودی

۴- جمع بندی

در این مقاله تاثیر غلظت گاز اسیدی CO_2 در فرآیند شیرین سازی گاز طبیعی مورد بررسی قرار گرفت. فرآیند به طور کامل تشریح شده و شرایط عملیاتی و محدودیت‌های موجود در هر یک از تجهیزات بیان گردید. در نهایت با توجه به محدوده‌ی عملیاتی غلظتی برای شیرین‌سازی گاز طبیعی به روش جذب با حلال، تاثیر افزایش غلظت CO_2 در خوراک ورودی به این واحد به روی پارامترهای اقتصادی همچون حداقل حلال، بخار آب، توان الکتریکی و آب خنک‌کن مورد نیاز در بخش هزینه‌های عملیاتی و سطوح انتقال حرارت خنک‌کن، ریبولر و مبدل حرارتی به همراه قطر برج بازیابی به عنوان هزینه‌های ثابت فرآیند مورد بررسی قرار گرفت. با توجه به نتایج حاصل از شبیه سازی در کلیه‌ی موارد، افزایش غلظت CO_2 در خوراک ورودی موجب تغییرات خطی در هر یک از پارامترهای اقتصادی ثابت و عملیاتی می-گردد. اگرچه پارامترهای اقتصادی ثابت بررسی شده همچون سطوح انتقال حرارت مبدل‌های حرارتی و قطر برج بازیابی همچنین پارامترهای اقتصادی عملیاتی همچون هزینه‌های تاسیسات جانبی به صورت خطی با افزایش غلظت CO_2 افزایش می‌یابند، اما باید بخاطر داشت که هزینه‌ی تامین این تجهیزات و شرایط عملیاتی به صورت خطی تغییر نخواهد کرد. به عنوان مثال تامین سطح انتقال حرارت در مقادیر بالا ممکن است نوع مبدل حرارتی مورد نظر را تغییر داده و متعاقبا هزینه‌های بالاتری برای تامین نوع خاصی از مبدل حرارتی به فرآیند تحمیل کند. بنابراین، تعیین غلظت بهینه‌ی CO_2 در فرآیند شیرین‌سازی گاز طبیعی به کمک حلال نیازمند بررسی‌های بیش‌تری در بخش‌های تحقیق و توسعه خواهد بود.

۵- مراجع

[۱] Van Kemenade H, Brouwers J, de Rijke S. Comparing the Volume and Energy Consumption of Sour Gas Cleaning by Condensed Rotational Separation and Amine Treatments. Energy Technology. 2013;1:392-4.

[۲] Lallemand F, Perdu G, Maretto C, Weiss C, Magne-Drisch J, Lucquin A-C. Solutions for the treatment of highly sour gases. Gastech; 2011.

[۳] Baize TH. Method and apparatus for sweetening natural gas. Google Patents; 1988.

[۴] Rochelle GT. Amine scrubbing for CO2 capture. Science. 2009;325:1652-4.

[۵] Rivas O, Prausnitz J. Sweetening of sour natural gases by mixed□solvent absorption: Solubilities of ethane, carbon dioxide, and hydrogen sulfide in mixtures of physical and chemical solvents. AIChE Journal. 1979;25:975-84.

[۶] Manning FS, Thompson RE. Oilfield processing of petroleum: Crude oil: Pennwell books; 1995.

[۷] Kidnay AJ, Parrish WR. Fundamentals of natural gas processing: CRC Press; 2006.

[۸] Øi LE. Aspen HYSYS simulation of CO2 removal by amine absorption from a gas based power plant. SIMS2007 Conference, Gøteborg, October: Citeseer; 2007. p. 73-81.