

بهینه‌سازی اقتصادی فرآیند جداسازی غشایی دی‌اکسیدکربن از گاز طبیعی به روش طرح عاملی کامل دو سطحی

محمد اتوکش^۱، محمد حسن صادقی^۲

^۱دکتری تخصصی، دانشیار دانشکده انرژی، دانشگاه صنعتی شریف، تهران، ایران

^۲محمد حسن صادقی، کارشناسی ارشد، دانشکده انرژی، دانشگاه صنعتی شریف، تهران، ایران

دریافت: ۹۴/۲/۱۲ پذیرش: ۹۴/۱۱/۱۸

چکیده

در این مقاله فرآیند جداسازی غشایی دی‌اکسیدکربن از گاز طبیعی به وسیله نرم افزار Aspen-Hysys و با استفاده از مدل‌های ریاضی به صورت یک مرحله‌ای شبیه‌سازی و صحت نتایج شبیه‌سازی با داده‌های فرآیندی موجود در دیگر مقالات، تایید شده است. غشا در نظر گرفته شده برای این فرآیند از نوع 6FDA-2,6-DAT است. هزینه فرآیند به صورت تابع جامع از تمامی عوامل تاثیرگذار از جمله دما، فشار، و نرخ جریان گاز طبیعی و نیز فشار جریان تراوه مشخص شد. برای رسیدن به شرایط بهینه اقتصادی جداسازی دی‌اکسیدکربن از گاز طبیعی، از طرح عاملی کامل دو سطحی استفاده شد. دما، فشار، و نرخ جریان خوراک، و فشار جریان تراوه در شرایط بهینه اقتصادی برای خوراک گازی معین، به ترتیب برابر 30°C ، ۵ atm، ۲ MMSCF/hr، و ۰/۱ atm به دست آمد. تاثیر پارامترهای بیان شده در اطراف نقطه کمینه اقتصادی بررسی و مشخص شد که افزایش دما، و فشار خوراک گازی و نیز فشار جریان تراوه باعث افزایش هزینه فرآوری، و افزایش نرخ جریان خوراک سبب کاهش هزینه فرآوری خواهد شد.

کلمات کلیدی: جداسازی غشایی، فرآوری گاز طبیعی، دی‌اکسیدکربن، بهینه‌سازی اقتصادی، طرح عاملی

مقدمه

اداره کل اطلاعات انرژی (EIA)، افزایش تقاضا برای انرژی بین سال‌های ۲۰۰۵ تا ۲۰۳۰ را ۵۰ درصد پیش‌بینی کرده که ناشی از صنعتی شدن تعداد بیش‌تری از کشورها است. پیش‌بینی می‌شود که مصرف جهانی گاز طبیعی از ۹۵ تریلیون فوت مکعب در سال ۲۰۰۳ به ۱۸۲ تریلیون فوت مکعب در سال ۲۰۳۰ افزایش خواهد یافت. ترکیب اجزا گاز طبیعی چاه‌های مختلف متفاوت است. اصلی‌ترین جزء گاز طبیعی متان (۹۰٪-۷۵) است. گاز طبیعی مقادیر قابل توجهی اتان، پروپان، بوتان، و ۱ تا ۳ درصد از دیگر هیدروکربن‌ها را نیز داراست [۱]. گاز طبیعی چاه دارای مقادیری از برخی آلاینده‌ها مانند دی‌اکسیدکربن (CO_2)، سولفید

هیدروژن (H_2S)، و مونوکسیدکربن (CO) است که مخاطرات زیست محیطی فراوانی دارند. دی‌اکسید کربن در گروه گازهای اسیدی قرار دارد، به شدت خورنده و به سرعت خطوط لوله و تجهیزات را تخریب می‌کند. دی‌اکسیدکربن ارزش حرارتی جریان گاز طبیعی را کاهش داده و سبب تبلور در فرآیند مایع‌سازی گاز طبیعی می‌شود [۲]. غلظت CO_2 در گاز طبیعی بسته به چاه منبع، بین ۴-۵۰٪ متغیر است. گاز طبیعی جهت رسیدن به کیفیت مد نظر برای انتقال توسط خطوط لوله (۲-۵٪ دی‌اکسیدکربن) می‌بایست فرآوری شود [۳]. گاز طبیعی تولیدی در ۴۸ ایالت امریکا بیش از ۵ درصد CO_2 دارد. بسیاری از چاه‌های گاز طبیعی به دلیل نرخ تولید کم و کیفیت پایین، بهره‌برداری نمی‌شوند [۴]. بنابراین، لازم است فرآیندهایی با کارایی بالا جهت زدایش CO_2 از گاز طبیعی توسعه داده شود. جهت جداسازی CO_2 از گاز طبیعی فرآیندهای مختلفی با فاکتورهای متفاوت از جمله هزینه‌های ثابت و عملیاتی، خلوص گاز، و الزامات زیست محیطی مورد استفاده قرار گرفته است. از جمله فرآیندهای اصلی به کار رفته می‌توان به فرآیندهای جذب (جذب فیزیکی و شیمیایی)، جذب سطحی، محلول هیبرید، و جداسازی فیزیکی (غشا، و جداسازی برودتی) اشاره کرد [۵].

غشاهای نیمه‌تراوا برای فرآوری گاز طبیعی بیش از ۲۰ سال به کار گرفته شده است. اکنون غشاها برای زدایش CO_2 از گاز طبیعی در نرخ‌های فرآیندی $295000-118000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ مورد استفاده قرار می‌گیرد. گرچه واحدهای جدید در دست طراحی و یا ساخت دارای ظرفیت بالاتر از $590000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ هستند [۶]. تجارت جداسازی غشایی گاز در سال ۲۰۰۴ در حدود ۱۷۰ میلیون دلار تخمین و نرخ رشد سالانه آن ۸ درصد پیش‌بینی شده است [۷]. رشد سریع فناوری غشایی در مقایسه با فناوری‌های رایج جداسازی به مزایای مختلف آن نسبت داده شده است. از جمله این مزایا می‌توان به سازگاری با محیط زیست، اجرا در مساحت نسبتاً کم‌تر، و کارایی اقتصادی به دلیل مصرف پایین انرژی، اشاره کرد [۸].

تاکنون غشاهای پلیمری متنوعی مانند پلی‌ایمیدها [۶]، پلی‌اتر یورتان اوره [۹]، پلی‌فنیلین اکسید [۱۰]، سلولز استات، و پلی‌اتر [۱۱] برای جداسازی گازهای CO_2/CH_4 مورد بررسی قرار گرفته است.

مطالعات مختلفی برای بهینه‌سازی سیستم‌های جداسازی غشایی انجام شده است. این بهینه‌سازی شامل تعیین بهینه آرایش سیستم و شرایط فرآیندی است. چانگ و هو^۱ از الگوریتم ژنتیک برای بهینه‌سازی جداسازی غشایی هوا برای تولید اکسیژن غنی شده استفاده کرده‌اند [۱۲]. داتا و سن^۲ هزینه‌های فرآیند یک واحد غشایی سه مرحله‌ای را جهت مشخص کردن آرایش بهینه ارزیابی کرده‌اند [۳]. وانگ^۳ و همکارانش شرایط بهینه تجهیزات فرآیند جداسازی غشایی را به‌دست آورده‌اند [۱۳]. تاثیر بازیابی جریان تراوه روی هزینه فرآیند، مساحت غشا، و انرژی مورد نیاز بررسی و مشخص شده است که مزیت بازیابی جریان تراوه به ترکیب اجزا خوراک و شرایط عملیاتی وابسته است [۹، ۱۰]. تاثیر پارامترهای فرآیندی (فشار، دما، و ترکیب اجزا خوراک) روی هزینه فرآیند و اتلاف متان نیز بررسی شده است [۶]. شریف^۴ و همکارانش سیستم غشا

¹Chang and Hou

²Datta and Sen

³Wang

⁴Shariff

فیبر میان تهی دو مرحله‌ای را بررسی و تاثیر تغییرات نسبت جریان برگشتی بر هزینه‌های اقتصادی فرآیند را مشخص کرده‌اند. بر طبق بررسی آن‌ها افزایش نسبت جریان برگشتی علاوه بر افزایش مساحت غشا و توان کمپرسور، سبب کاهش اتلاف متان خواهد شد [۱۴]. ارشد حسین^۱ و همکارانش یک فرآیند سه مرحله‌ای برای جداسازی گازهای CO₂/CH₄ با استفاده از نوع جدیدی از غشا را بررسی و با استفاده از مدل‌سازی و شبیه‌سازی فرآیند به بررسی تاثیر پارامترهای فرآیندی روی هزینه فرآوری گاز پرداخته‌اند [۱۵].

در این تحقیق، ابتدا فرآیند جداسازی غشایی CO₂ از گاز طبیعی با استفاده از مدل‌های ریاضی پیشنهادی در دیگر مقالات و به وسیله نرم افزار Aspen-Hysys شبیه‌سازی و صحت نتایج شبیه‌سازی با داده‌های فرآیندی موجود در دیگر مقالات منتشر شده، تایید شده است. غشا در نظر گرفته شده برای این فرآیند از نوع 6FDA-2,6-DAT است. دما، فشار، و نرخ جریان گاز طبیعی و نیز فشار جریان تراوه از جمله پارامترهای موثر در هزینه این فرآیند هستند. سپس هزینه فرآیند به صورت تابعی جامع از تمامی عوامل تاثیرگذار به دست آمده است. تابع هزینه تعریف شده در این تحقیق نسبت به دیگر بررسی‌های صورت گرفته در این زمینه، بسیار جامع‌تر است و جزئیات بیش‌تری در آن لحاظ شده است. در نهایت برای رسیدن به یک شرایط بهینه اقتصادی برای جداسازی CO₂ از گاز طبیعی و رسیدن به مقدار غلظت استاندارد از CO₂، از طرح عاملی کامل دو سطحی استفاده شده و تاثیر پارامترهای بیان شده در اطراف نقطه کمینه اقتصادی بر هزینه فرآوری بررسی شده است. استفاده از طراحی آزمایش جهت بهینه‌سازی اقتصادی فرآیند جداسازی غشایی برای اولین مرتبه در این تحقیق انجام گرفته است.

طراحی و شبیه‌سازی فرآیند جداسازی غشایی

امروزه، رایج‌ترین نوع المان‌های غشایی مورد استفاده برای جداسازی گازهای طبیعی، انواع Spiral-wound و Hollow-fiber هستند. هر نوع المان مزیت خاص خود را دارد. المان‌های Spiral-wound می‌توانند فشارهای بالاتر را اداره و در برابر گرفتگی مقاوم‌تر هستند، همچنین دوره سرویس‌شدن آن‌ها در شیرین‌سازی گاز طبیعی طولانی‌تر است. المان‌های Hollow-fiber تراکم بسته‌بندی بالاتری دارند و از این‌رو واحدهای صنعتی بر مبنای این نوع المان‌ها، نوعاً از واحدهای صنعتی بر مبنای المان‌های Spiral-wound کوچک‌تر هستند [۱۶].

المان Spiral-wound در این مطالعه در نظر گرفته شد، زیرا این نوع دوره سرویس طولانی‌تری در شیرین‌سازی گاز طبیعی دارد. گرچه صنایع غشایی امروزی تمایل به تولید غشاهای Hollow-fiber دارند، زیرا تراکم بسته‌بندی بالاتری دارند.

برای شبیه‌سازی فرآیند جداسازی غشایی از مدل نفوذ اجزای گاز یا مایع از درون یک غشا استفاده شده است [۱۷]. شکل ۱ نمایی از یک غشا با الگوی جریان پلاگ^۲ و ناهمسو را نشان می‌دهد. میزان نفوذ اجزای عبوری از غشا با استفاده از رابطه ۱ به دست می‌آید.

¹Arshad hussain

²Plug Flow

$$y_P n_P = x n_F - x n_R = Q(\overline{xP - yp}) A_m \quad (1)$$

که در آن Q نفوذپذیری، A_m سطح کل غشا، x و y جزء مولی، و p و P فشار هستند. $(\overline{xP - yp})$ متوسط لگاریتمی فشار جزئی غشا است که با استفاده از رابطه ۲ محاسبه می‌شود.

$$\overline{(xP - yp)} = \frac{(x_F P - y_P P) - (x_R P - y_i P)}{\text{Ln}\left(\frac{x_F P - y_P P}{x_R P - y_i P}\right)} \quad (2)$$

که در آن y_i جزء مولی در جریان ناتراوه است و از رابطه ۳ به دست می‌آید.

$$y_i = \frac{(\alpha^* - 1)(r x_R + 1) + r}{2(\alpha^* - 1)} - \frac{\sqrt{[(\alpha^* - 1)(r x_R + 1) + r]^2 - 4(\alpha^* - 1) \alpha^* r x_R}}{2(\alpha^* - 1)} \quad (3)$$

که در آن α^* انتخاب‌پذیری، نسبت نفوذپذیری جزئی که سریع‌تر از غشا عبور کرده به جزئی که با سرعت کم‌تری نفوذ می‌کند، و r نسبت فشار خوراک به فشار تراوه است.

با مشخص بودن شدت جریان و ترکیب درصد خوراک، در ابتدا حدس اولیه‌ای برای نسبت جزئی اجزایی از خوراک که به جریان تراوه وارد می‌شود (θ) در نظر گرفته شد، سپس مقادیر x_P و y_P با استفاده از روابط موازنه جرم جریان‌های ورودی و خروجی غشا محاسبه شدند. با استفاده از مقادیر x_P و y_P مقدار جدید θ با استفاده از رابطه ۴ به دست آمد. این روند تا زمان همگرایی پاسخ، تکرار شد.

$$\theta = \frac{y_P n_P}{x_F n_F} = \frac{Q(\overline{xP - yp}) A_m}{x_F n_F} \quad (4)$$

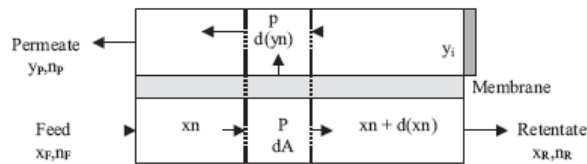
با استفاده از روابط ارائه شده در بالا می‌توان فرآیند جداسازی غشایی را شبیه‌سازی کرد. در شبیه‌سازی فرآیند جداسازی غشایی به کمک نرم‌افزار Aspen-Hysys، برای انجام محاسبات موازنه مواد از یک جداکننده اجزا^۱ استفاده شد. در این واحد، مقدار اجزا در جریان‌های خروجی باید توسط کاربر مشخص شود که این مقادیر اولیه معادل حدس اولیه θ است. موازنه جرم و انرژی در این واحد به طور خودکار و از روی معادله حالت انتخابی، که در این شبیه‌سازی از معادله حالت پنگ-رابینسون^۲ استفاده شده است، انجام می‌گیرد. روابط مربوط به مدل پیشنهادی در یک صفحه گسترده^۳ در نرم افزار وارد و به کمک روش حدس و خطا مقادیر نهایی θ با استفاده از المان‌های کنترلی تنظیم‌کننده^۴ محاسبه شد.

¹Splitter

²Peng-Robinson

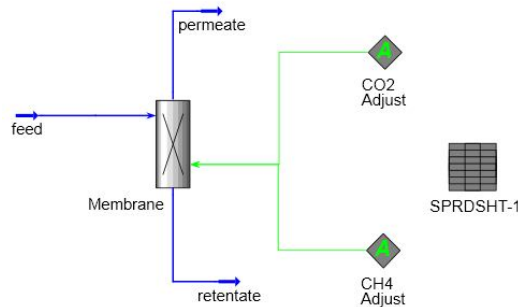
³Spread Sheet

⁴Adjust



شکل ۱. الگوی غشا با جریان پلاگ و ناهمسو [۱۷]

نمودار جریان فرآیند جداسازی غشایی یک مرحله‌ای شبیه‌سازی شده در نرم‌افزار Aspen-Hysys در شکل ۲ نشان داده شده است. جریان گاز طبیعی خام به عنوان خوراک غشا تزریق می‌شود. درون غشا و در طول مسیر عبور، CO_2 از درون غشا به سمت دیگر تراوش می‌کند. جریان تصفیه شده، غشا را تقریباً بدون افت فشار ترک می‌کند. جریان تراوه نیز که غنی از CO_2 است از سمت دیگر خارج می‌شود.



شکل ۲. نمودار جریان فرآیند جداسازی غشایی یک مرحله‌ای شبیه‌سازی شده در نرم‌افزار Aspen-Hysys

به منظور تایید نتایج حاصل از شبیه‌سازی از داده‌های منتشر شده توسط پیترز^۱ و همکارانش [۱۸]، که جداسازی گازهای CO_2/CH_4 با استفاده از غشا پلی‌ونیل آمین و پلی‌وینیل الکل (PVAm/PVA) را بررسی کرده‌اند، استفاده شد. در جدول ۱ شرایط خوراک گازی و همچنین مشخصات غشا مورد استفاده در مرجع [۱۸]، ذکر شده است. در جدول ۲ نتایج حاصل از شبیه‌سازی مقاله حاضر و نتایج منتشر شده در مرجع [۱۸] با یکدیگر مقایسه شده است. همان‌طور که مشخص است نتایج حاصل از شبیه‌سازی مقاله حاضر کم‌تر از ۵ درصد با نتایج منتشر شده در مرجع [۱۸] اختلاف دارد و می‌توان به صحت نتایج شبیه‌سازی اطمینان داشت.

جدول ۱. شرایط جریان خوراک و مشخصات غشا مورد استفاده در مرجع [۱۸]

دبی مولی (Kmol/h)	۱۸۵۹۰
دما ($^{\circ}C$)	۸
فشار (atm)	۱۱۳/۵
ترکیب اجزا (کسر مولی)	
CO_2	۰/۰۲۹
CH_4	۰/۹۷۱
تراوش پذیری ($mol/KPa \cdot m^2$)	
CO_2	۰/۱۳۴
CH_4	۰/۰۰۳۸۱

^۱Peters

جدول ۲. نتایج حاصل از شبیه‌سازی مقاله حاضر و نتایج منتشر شده در مرجع [۱۸]

خطا (%)	نتایج شبیه‌سازی مقاله حاضر	نتایج مرجع [۱۸]	
* ₋	۶۶۳۶	۶۶۳۶	مساحت غشا (m ²)
* ₋	۳/۶	۳/۶	دمای جریان تراوه (°C)
* ₋	۲/۴۷	۲/۴۷	فشار جریان تراوه (atm)
۴/۱۴	۴۴۹/۳	۴۶۸/۷۰	نرخ جریان تراوه (Kmol/h)
۰/۸۰	۰/۳۸۰	۰/۳۷۷	ترکیب اجزا (کسر مولی) جریان تراوه CO ₂
۰/۴۸	۰/۶۲۰	۰/۶۲۳	CH ₄
-	۶/۶	-	دمای جریان تصفیه شده (°C)
† ₋	۱۱۳/۵	۱۱۳/۵	فشار جریان تصفیه شده (atm)
۰/۱۱	۱۸۱۴۰/۷۴	۱۸۱۲۰/۸۶	نرخ جریان تصفیه شده (Kmol/h)
۰	۰/۰۲	۰/۰۲	ترکیب اجزا (کسر مولی) جریان تصفیه شده CO ₂
۰	۰/۹۸	۰/۹۸	CH ₄
۴/۹۴	۱/۵۴	۱/۶۲	‡ درصد اتلاف متان

* فشار و دمای جریان تراوه از جمله داده‌های ورودی فرآیند شبیه‌سازی است.

† از افت فشار در سمت پرفشار غشا صرف‌نظر شده است.

‡ درصد اتلاف متان = ۱۰۰ × (نسبت مقدار متان در جریان تراوه به مقدار آن در جریان خوراک)

تابع هزینه فرآیند

هزینه فرآوری گاز (GPC) براساس روش گزارش شده در مرجع [۱۵] محاسبه شده است. هزینه تراکم مجدد جریان تراوه جهت رسیدن به فشار خطوط لوله، هزینه پیش فرآوری خوراک، و نیز هزینه تجهیزات سرمایشی در مرجع [۱۵] در نظر گرفته نشده است. در قسمت بهینه‌سازی مقاله حاضر پارامترهای فشار و دما خوراک نیز در نظر گرفته شده است، بنابراین هزینه پیش فرآوری خوراک نیز در مقاله حاضر در نظر گرفته شده است. همچنین در مقاله حاضر هزینه تجهیزات سرمایشی و هزینه تراکم مجدد جریان تراوه در محاسبه هزینه کل در نظر گرفته شده‌اند. GPC، به صورت هزینه هر یک میلیون فوت مکعب استاندارد (MMSCF) محصول تعریف و بر مبنای سه قسمت هزینه سرمایه‌گذاری کل طرح (TPI)، هزینه متغیر فرآیند و نگهداری (VOM)، و هزینه اتلاف متان است. در (جدول ۳) جزییات در نظر گرفته شده در این مطالعه مربوط به محاسبه هزینه فرآوری گاز به روش غشایی ذکر شده است.

در مرجع [۶] تابع هزینه مربوط به جداسازی غشایی گازهای CO₂/CH₄ فقط شامل هزینه غشا و هزینه افت متان در طی عمر مفید غشا در نظر گرفته شده است. این در حالی است که تابع هزینه تعریف شده در مطالعه حاضر، دارای جزییات بسیار بیش‌تری است. با این وجود، هزینه به‌دست آمده فقط یک مقدار تخمینی از هزینه فرآیند است و برای بررسی روند اثرگذاری پارامترهای فرآیندی بر هزینه فرآیند بسیار مفید خواهد بود.

جدول ۳. پارامترهای فرآیندی و اقتصادی برای هزینه فرآوری گاز (GPC) به روش غشایی

هزینه سرمایه‌گذاری کل (TPI)	
هزینه کل غشا (MC)	$^{\circ} 88 \$/m^2$
هزینه کمپرسور (CC)	$^{\dagger} 90.4 \cdot \$/(\text{HP}/\eta)^{0.82}$
هزینه سردکن هوایی (ACC)	$^{\ddagger} 74 \$/(\text{in diameter of fan})^{1.21}$
هزینه کوره گرمایی (HFC)	$^{\S} 0.185 \$/(\text{Btu}/h)^{0.82}$
هزینه ثابت (FC)	HFC+ACC+MC+CC
هزینه پایه طرح (BPC)	$1/12 \cdot \text{FC}$
پروژه احتمالی (PC)	$0.2 \cdot \text{BPC}$
سرمایه‌گذاری تاسیسات کل (TFI)	BPC+PC
هزینه راه‌اندازی (SC)	$0.1 \cdot \text{VOM}$
هزینه سرمایه‌گذاری کل (TPI)	TFI+SC
هزینه سرمایه سالیانه (CRC)	$0.2 \cdot \text{TPI}$
هزینه سالیانه فرآیند و نگهداری (VOM)	
هزینه قرارداد و نگهداری مواد (CMC)	$0.05 \cdot \text{TFI}$
بیمه و مالیات محلی (LTI)	$0.015 \cdot \text{TFI}$
هزینه مستقیم کارگر (DC)	$^{\dagger} 15 \$/h$
هزینه بالادستی کارگر (LOC)	$1/15 \cdot \text{DL}$
هزینه جایگزینی غشا (MRC)	$^{\dagger} 28/1 \$/m^2 \text{ of membrane}$
هزینه تاسیسات (UC)	$^{\dagger} 0.73 \$/kWh$
هزینه سوخت کوره (FFC)	$^{\clubsuit} 4/78 \$/\text{MMBTU}$
هزینه سالیانه فرآیند و نگهداری (VOM)	CMC+LTI+DL+LOC+MRC+FFC+UC
هزینه سالیانه اتلاف متان (CH ₄ LS)	
اتلاف سالیانه گاز طبیعی (NGLS)	$365 \cdot \text{OSF} \cdot 24 \cdot (\text{Q}_{\text{Acid Gas}} \cdot X_{\text{CH}_4} \cdot \text{Q}_{\text{Acid Gas}})$
اتلاف متان (CH ₄ LS)	NGLS \cdot NHV \cdot NWP
هزینه فرآوری گاز (\$/MMSCF) (GPC)	$(\text{CRC} + \text{CH}_4\text{LS} + \text{VOM}) / [365 \cdot \text{OSF} \cdot 24 \cdot \text{Q}_{\text{Sweet Gas}}]$
فرضیات دیگر	
عمر غشا (t)	۴ سال
قیمت گاز طبیعی خام چاه (NWP)	$^{\dagger} 4/18 \$/\text{MMBTU}$
ارزش حرارتی گاز طبیعی (NHV)	۹۱۰ MMBTU/MMSCF
Q	دبی حجمی جریان بر حسب (MMSCF/h)
فاکتور برخط بودن عملیات (OSF)	۹۶٪
بازدهی کمپرسور (eta)	۰/۸۵
بازدهی کوره گرمایی	۰/۷
بازدهی فن هوایی	۰/۸

* این قیمت براساس قیمت اعلامی در مرجع [۶] و مقدار تورم سالیانه از ابتدای سال ۲۰۰۹ تا ماه آوریل سال ۲۰۱۴ (اعلامی توسط دپارتمان Labor Bureau of Labor Statistic آمریکا) محاسبه شده است.

† این قیمت براساس قیمت اعلامی در مرجع [۱۵] و مقدار تورم سالیانه از آوریل سال ۲۰۱۳ تا ماه آوریل سال ۲۰۱۴ (اعلامی توسط دپارتمان Labor Bureau of Labor Statistic آمریکا) محاسبه شده است.

‡ این قیمت از وب‌گاه کمپانی Matches استخراج شده است.

♣ این قیمت برگرفته از وب‌گاه سازمان انرژی آمریکا است.

بهینه‌سازی اقتصادی فرآیند

دما، فشار و نرخ جریان خوراک، و نیز فشار جریان تراوه پارامترهای تاثیرگذار فرآیندی هستند که برای بهینه‌سازی هزینه فرآیند در نظر گرفته شده‌اند. در تمامی بررسی‌ها غلظت CO_2 (کسر مولی) در جریان گاز تصفیه شده ثابت و برابر $0/02$ در نظر گرفته شده است، از این رو مساحت غشا مورد نیاز به عنوان یک متغیر جهت بهینه‌سازی در نظر گرفته نشده است. شرایط گاز طبیعی چاه در نظر گرفته شده در این مطالعه در (جدول ۴) آمده است.

جدول ۴. شرایط گاز طبیعی چاه مورد بررسی

۳۰	دما ($^{\circ}C$)
۵	فشار (atm)
$0/04$	غلظت CO_2 (کسر مولی)

محدوده تغییر پارامترهای مورد بررسی به منظور بهینه‌سازی فرآیند، در جدول ۵ آمده است. تغییرات دما و فشار جریان خوراک به وسیله تجهیزات در نظر گرفته برای پیش‌فرآوری خوراک اعمال و هزینه آن‌ها نیز در هزینه کل محاسبه شده است. تغییرات فشار جریان تراوه بوسیله پمپ خلا در نظر گرفته روی این جریان اعمال شده و هزینه آن نیز در هزینه کل در نظر گرفته شده است. تاثیر دما و فشار خوراک روی میزان نفوذپذیری غشا نیز در نظر گرفته شده است و از این رو از داده‌های نفوذپذیری ذکر شده در مرجع [۱۹] استفاده شد.

جدول ۵. محدوده تغییر پارامترهای مورد بررسی جهت بهینه‌سازی فرآیند

۳۰-۵۰	دمای خوراک ($^{\circ}C$)
۵-۲۰	فشار خوراک (atm)
$0/05-2$	نرخ جریان خوراک (MMSCF/hr)
$0/1-1$	فشار جریان تراوه (atm)

در فرآیند بهینه‌سازی، در ابتدا از یک طرح عاملی دو سطحی کامل (2^4) با اضافه کردن ۱ نقطه مرکزی (طرح شماره ۱)، به عنوان طرح آزمایش استفاده شد. ناحیه کاوش مورد استفاده برای طرح شماره ۱ کوچکتر از ناحیه ذکر شده در جدول ۵ است. ناحیه کاوش طرح شماره ۱ در (جدول ۶) ذکر شده است. در جدول ۷ طرح شماره ۱ به همراه نتایج شبیه‌سازی و هزینه محاسبه شده برای فرآیند جداسازی غشایی یک مرحله‌ای ذکر شده است. نتیجه حاصل از تحلیل طرح شماره ۱ و برازش مدل مرتبه اول به صورت جدولی در شکل ۳ نشان داده شده است. قبل از کاوش برای رسیدن به مقدار بهینه، می‌بایست کفایت مدل مرتبه اول را بررسی کرد. بخش دوم این جدول، آنالیز واریانس مدل مرتبه اول را نشان می‌دهد. در سطر اول این بخش مقدار سطح معنی‌دار، صفر به دست آمده و این مقدار کم‌تر از $0/01$ است ($P=0$)، بنابراین ضرایب متغیرهای ورودی در مدل مرتبه اول با اطمینان ۹۹ درصد صفر نبوده و مدل مرتبه اول برای برازش داده-

های آزمایش مناسب است. در خط curvature این بخش وجود انحنای بررسی شده است. در این قسمت مقدار سطح معنی دار ۰/۲۶ به دست آمده (P=۰/۲۶) که بیش تر از ۰/۰۵ است، بنابراین با اطمینان ۹۵ درصد انحنای (اثر مراتب بالاتر) در رویه پاسخ وجود ندارد. در بخش اول این جدول، ضرایب رگرسیون مدل مرتبه اول برای متغیرهای کدگذاری شده نشان داده شده است. متغیرهای کدگذاری شده با استفاده از (رابطه ۵) محاسبه شده است.

$$\text{متغیر کدگذاری شده} = \frac{\text{مقدار متغیر در وسط بازه - متغیر کدگذاری نشده}}{\frac{\text{طول بازه}}{2}} \quad (5)$$

Estimated Effects and Coefficients for Cost (\$/MMSCF Product) (coded units)

Term	Effect	Coef	SE Coef	T	P	بخش اول
Constant		1363.8	1.169	1166.40	0.000	
Feed Temperature (C)	5.8	2.9	1.169	2.49	0.030	
Feed Pressure (atm)	132.0	66.0	1.169	56.45	0.000	
Feed Flow (MMSCF/hr)	-584.9	-292.4	1.169	-250.11	0.000	
Permeate Pressure (atm)	19.5	9.8	1.169	8.35	0.000	
Ct Pt		-136.3	4.821	-28.27	0.000	

S = 4.67700 PRESS = *
R-Sq = 99.98% R-Sq(pred) = *% R-Sq(adj) = 99.98%

بخش دوم

Analysis of Variance for Cost (\$/MMSCF Product) (coded units)

Source	DF	Seq SS	Adj SS	Adj MS	F	P
Main Effects	4	1439681	1439681	359920	16454.01	0.000
Feed Temperature (C)	1	136	136	136	6.20	0.030
Feed Pressure (atm)	1	69707	69707	69707	3186.70	0.000
Feed Flow (MMSCF/hr)	1	1368313	1368313	1368313	62553.41	0.000
Permeate Pressure (atm)	1	1525	1525	1525	69.73	0.000
Curvature	1	17477	17477	17477	798.97	0.260
Residual Error	11	241	241	22		
Total	16	1457399				

شکل ۳. تحلیل طرح شماره ۱ و برازش مدل مرتبه اول

جدول ۶. ناحیه کاوش طرح شماره ۱

۳۰-۳۵	دمای خوراک (C)
۱۵-۲۰	فشار خوراک (atm)
۰/۰۵-۰/۱۵	نرخ جریان خوراک (MMSCF/hr)
۰/۸-۱	فشار جریان تراوه (atm)

جدول ۷. طرح شماره ۱

شماره	فشار خوراک (atm)	دمای خوراک (°C)	نرخ جریان خوراک (MMSCF/hr)	فشار جریان تراوه (atm)	مساحت غشا (m ²)	نرخ جریان تصفیه شده (MMSCF/hr)	اتلاف متان (%)	هزینه فرآوری (\$/MMSCF)
۱	۱۵	۳۵	۰/۱۵	۱	۲۹۸	۰/۱۴۰۴	۳/۲	۱۰۲۱/۸
۲	۱۵	۳۵	۰/۱۵	۰/۸	۲۵۳/۵	۰/۱۴۱۳	۲/۶۲	۹۹۹/۵
۳	۲۰	۳۵	۰/۰۵	۰/۸	۵۶	۰/۰۴۷۳	۲/۱۹	۱۷۲۱/۷
۴	۲۰	۳۰	۰/۱۵	۱	۲۰۷/۵	۰/۱۴۱۷	۲/۳۷	۱۱۳۸/۷
۵	۱۵	۳۵	۰/۰۵	۱	۹۹/۵	۰/۰۴۶۸	۳/۲۰	۱۶۰۲/۱
۶	۲۰	۳۰	۰/۰۵	۰/۸	۶۰	۰/۰۴۷۵	۱/۹۸	۱۷۱۲/۹
۷	۲۰	۳۰	۰/۰۵	۱	۶۹	۰/۰۴۷۲	۲/۳۷	۱۷۳۰/۱
۸	۲۰	۳۵	۰/۱۵	۰/۸	۱۷۰	۰/۱۴۲۰	۲/۱۸	۱۱۲۹/۸
۹	۱۷/۵	۳۲/۵	۰/۱	۰/۹	۱۴۸/۵	۰/۰۹۴۴	۲/۴۸	۱۲۲۷/۵
۱۰	۱۵	۳۰	۰/۰۵	۱	۱۰۸/۵	۰/۰۴۶۹	۲/۹۹	۱۵۹۶/۷
۱۱	۲۰	۳۵	۰/۱۵	۱	۱۹۲	۰/۱۴۱۴	۲/۵۹	۱۱۴۴/۳
۱۲	۱۵	۳۰	۰/۰۵	۰/۸	۹۱/۵	۰/۰۴۷۲	۲/۴۳	۱۵۷۱/۹
۱۳	۲۰	۳۰	۰/۱۵	۰/۸	۱۸۰/۵	۰/۱۴۲۴	۱/۹۸	۱۱۲۴/۰
۱۴	۲۰	۳۵	۰/۰۵	۱	۶۴	۰/۰۴۷۱	۲/۵۹	۱۷۳۷/۱
۱۵	۱۵	۳۰	۰/۱۵	۰/۸	۲۷۴/۵	۰/۱۴۱۶	۲/۴۳	۹۹۵/۱
۱۶	۱۵	۳۰	۰/۱۵	۱	۳۲۵	۰/۱۴۰۷	۳/۰۰	۱۰۱۷/۹
۱۷	۱۵	۳۵	۰/۰۵	۰/۸	۸۴/۵	۰/۰۴۷۱	۲/۶۲	۱۵۷۷/۶

در ادامه روند بهینه‌سازی از روش تندترین نزول استفاده شد. در طول مسیر تندترین نزول، آزمایش‌ها تا وقتی که کاهش دیگری در پاسخ مشاهده نشود اجرا می‌گردد. بعد از آن ممکن است مدل مرتبه اول جدیدی را برازش داده، مسیر جدیدی با تندترین نزول را تعیین کرده و شیوه را ادامه دهیم. سرانجام محدوده نزدیک مقدار بهینه یافت خواهد شد. در نزدیکی مقدار بهینه، معمولاً با عدم برازش مدل مرتبه اول روبه‌رو شده و می‌بایست از مدل مراتب بالاتر استفاده کرد.

مسیر تندترین نزول متناسب با علامت‌ها و اندازه‌های ضرایب رگرسیونی مدل برازش شده مرتبه اول است. مبدا حرکت تندترین نزول، مرکز ناحیه کاوش طرح شماره ۱ است. ابتدا یکی از متغیرهای فرآیند برای مشخص شدن اندازه گام انتخاب شد. نرخ جریان خوراک به دلیل اینکه ضریب رگرسیونی بالاتری در مدل مرتبه اول دارد، برای این منظور در نظر گرفته شد. اندازه گام برای متغیر کدگذاری‌نشده نرخ جریان خوراک برابر ۰/۱ در نظر گرفته شد. جهت محاسبه اندازه گام برای متغیرهای کدگذاری‌شده از رابطه ۶ استفاده شد.

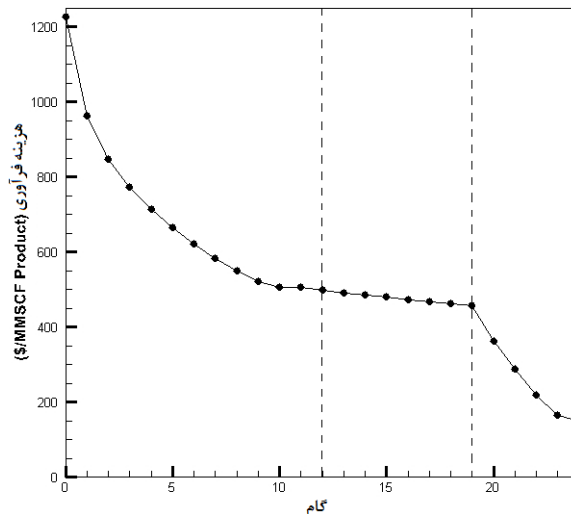
$$\text{گام متغیر کدگذاری‌شده} = \text{طول بازه} / \text{گام متغیر کدگذاری‌نشده} \quad (۶)$$

از این رو اندازه گام متغیر کدگذاری شده نرخ جریان خوراک برابر ۲ است. اندازه گام‌ها برای دیگر متغیرهای کدگذاری شده براساس رابطه ۷ محاسبه شد.

$$\Delta x_i = \frac{\beta_i}{\beta_j / \Delta x_j} \quad (7)$$

در این رابطه Δx بیانگر اندازه گام متغییر کدگذاری شده و β ضریب رگرسیونی متغییر کدگذاری شده است. مقادیر ضریب رگرسیون متغییرهای کدگذاری شده در (شکل ۳- بخش اول- ستون سوم) ذکر شده است. اندازه گام متغییرهای کدگذاری نشده دمای خوراک، فشار خوراک، و فشار جریان تراوه که براساس (روابط ۶ و ۷) محاسبه شده‌اند، به ترتیب برابر -0.05 ، $-1/13$ ، و -0.07 است. نتایج حاصل از اجرای آزمایش‌های جدید در امتداد تندترین نزول در جدول ۸ آمده است. با توجه به منفی بودن اندازه گام دمای خوراک و این نکته که حد پایین محدوده کاوش دمای خوراک 30°C در نظر گرفته شده است، مقدار دمای خوراک در امتداد تندترین نزول ثابت و برابر 30°C در نظر گرفته شد.

گام ۲۴ طی شده در روند تندترین نزول را به سه قسمت تقسیم و در نمودار روند نزول هزینه فرآوری نشان داده شده است. در قسمت اول، دمای خوراک در حد پایین محدوده کاوش قرار دارد. در قسمت دوم، دما و فشار خوراک در حد پایین محدوده کاوش قرار دارند. در قسمت سوم، دما، و فشار جریان خوراک در حد پایین و دبی جریان خوراک در حد بالای محدوده کاوش قرار دارند. روند نزول هزینه فرآوری در امتداد تندترین نزول پیشنهادی طرح شماره ۱ در شکل ۴ نشان داده شده است.



شکل ۴. روند نزول هزینه فرآوری در امتداد تندترین نزول پیشنهادی طرح شماره ۱

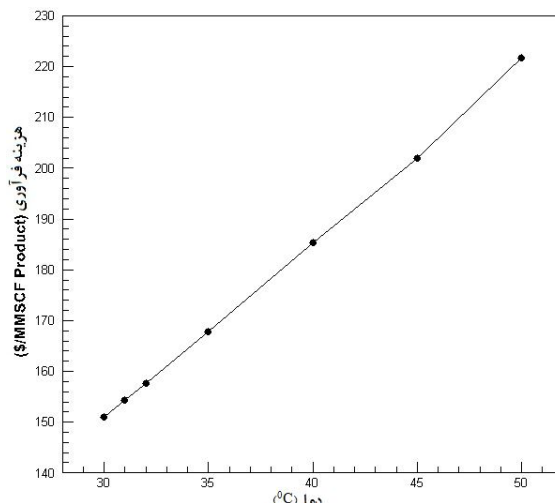
طرح شماره ۱ و تندترین روند نزولی پیشنهادی این طرح، نشان می‌دهند که کم‌ترین هزینه فرآوری گاز برای این فرآیند برابر $150/9$ \$/MMSCF و در شرایط فرآیندی مشخص شده در گام ۲۴ از (جدول ۸) رخ می‌دهد. این نتیجه بیانگر این است که:

- پیش فرآوری گاز قبل از فرآیند جداسازی از نظر اقتصادی مقرون به صرفه نیست.
 - فرآوری با ظرفیت بالاتر، نرخ جریان خوراک بیشتر، از نظر اقتصادی نسبت به فرآوری در نرخ‌های پایین خوراک، مقرون به صرفه‌تر است.
 - استفاده از فشار جریان تراوه پایین‌تر، سبب کاهش هزینه فرآوری شده است.
- توجه شود که اگر روند تندترین نزول در محدوده کاوش ذکر شده در جدول ۶ دارای دره بود، می‌بایست در محدوده کوچکی اطراف دره شکل گرفته از طرح آزمایش جدیدی استفاده می‌شد و این مرتبه طرح جدید را با مدل‌های مراتب بالاتر برازش و نقطه کمینه هزینه فرآوری مشخص می‌شد. با توجه به این‌که روند نزول تا انتهای محدوده ذکر شده در جدول ۵ ادامه یافته است، دیگر نیازی به تعریف طرح آزمایش جدید نیست. در ادامه تاثیر هر یک از پارامترهای دما، فشار و نرخ جریان خوراک، و فشار جریان تراوه بر روی هزینه فرآوری در اطراف نقطه کمینه بررسی شده است.

جدول ۸. روند تندترین نزول با استفاده از ضرایب رگرسیونی طرح شماره ۱

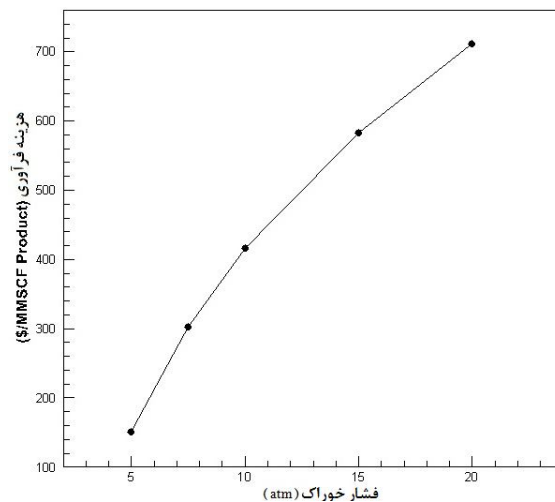
گام	فشار خوراک (atm)	دمای خوراک (°C)	نرخ جریان خوراک (MMSCF/hr)	فشار جریان تراوه (atm)	مساحت غشا (m ²)	نرخ جریان تصفیه شده (MMSCF/hr)	اتلاف متان (%)	هزینه فرآوری (\$/MMSCF)
مبدا	۱۷/۵۰	۳۰	۰/۱	-/۹۰۰	۱۵۷/۵	۰/۰۹۴۴	۲/۴	۱۲۲۵/۷
۱	۱۶/۳۷	۳۰	۰/۲	-/۸۹۳	۳۶۴/۵	۰/۱۸۸۶	۲/۵	۹۶۱/۷
۲	۱۵/۲۴	۳۰	۰/۳	-/۸۸۶	۵۷۷/۵	۰/۲۸۲۵	۲/۶	۸۴۷/۲
۳	۱۴/۱۱	۳۰	۰/۴	-/۸۷۹	۸۶۱/۰	۰/۳۷۶۰	۲/۸	۷۷۲/۵
۴	۱۲/۹۸	۳۰	۰/۵	-/۸۷۲	۱۲۱۴/۵	۰/۴۶۹۰	۳/۰	۷۱۴/۶
۵	۱۱/۸۵	۳۰	۰/۶	-/۸۶۵	۱۶۶۹/۰	۰/۵۶۱۳	۳/۳	۶۶۵/۲
۶	۱۰/۷۲	۳۰	۰/۷	-/۸۵۸	۲۲۷۸/۰	۰/۶۵۲۸	۳/۵	۶۲۱/۰
۷	۹/۵۹	۳۰	۰/۸	-/۸۵۱	۳۱۷۰/۰	۰/۷۴۲۶	۳/۹	۵۸۳/۴
۸	۸/۴۶	۳۰	۰/۹	-/۸۴۴	۴۴۷۳/۰	۰/۸۳۰۷	۴/۴	۵۴۹/۲
۹	۷/۳۳	۳۰	۱	-/۸۳۷	۶۵۴۰/۰	۰/۹۱۵۷	۵/۱	۵۲۱/۷
۱۰	۷/۲۰	۳۰	۱/۱	-/۸۳۰	۱۰۰۷۰/۰	۰/۹۹۵۹	۶/۱	۵۰۵/۶
۱۱	۵/۰۷	۳۰	۱/۲	-/۸۲۳	۱۶۷۳۵/۰	۱/۰۶۷۷	۷/۷	۴۹۹/۲
۱۲	۵	۳۰	۱/۳	-/۸۱۶	۱۸۴۹۰/۰	۱/۱۵۶۲	۷/۸	۴۹۸/۳
۱۳	۵	۳۰	۱/۴	-/۸۰۹	۱۹۷۱۰/۰	۱/۲۴۶۲	۷/۷	۴۹۱/۹
۱۴	۵	۳۰	۱/۵	-/۸۰۲	۲۰۹۰۰/۰	۱/۳۳۶۴	۷/۶	۴۸۵/۷
۱۵	۵	۳۰	۱/۶	-/۷۹۵	۲۲۰۵۰/۰	۱/۴۲۶۸	۷/۵	۴۷۹/۶
۱۶	۵	۳۰	۱/۷	-/۷۸۸	۲۳۱۹۰/۰	۱/۵۱۷۳	۷/۴	۴۷۴/۱
۱۷	۵	۳۰	۱/۸	-/۷۸۱	۲۴۲۹۰/۰	۱/۶۰۸۰	۷/۴	۴۶۸/۴
۱۸	۵	۳۰	۱/۹	-/۷۷۴	۲۵۴۷۰/۰	۱/۶۹۸۸	۷/۳	۴۶۳/۱
۱۹	۵	۳۰	۲	-/۷۶۷	۲۶۴۱۰/۰	۱/۷۸۹۸	۷/۲	۴۵۷/۷
۲۰	۵	۳۰	۲	-/۷۶۰	۲۰۰۱۰/۰	۱/۸۲۶۳	۵/۴	۳۶۳/۷
۲۱	۵	۳۰	۲	-/۷۵۰	۱۴۹۲۵/۰	۱/۸۵۷۳	۳/۹	۲۸۷/۵
۲۲	۵	۳۰	۲	-/۷۴۰	۱۰۴۶۰/۰	۱/۸۸۶۱	۲/۵	۲۱۹/۸
۲۳	۵	۳۰	۲	-/۷۳۰	۶۶۷۰/۰	۱/۹۱۱۹	۱/۴	۱۶۴/۲
۲۴	۵	۳۰	۲	-/۷۲۰	۵۵۹۰/۰	۱/۹۱۹۵	۱/۱	۱۵۰/۹

در شکل ۵ تاثیر دمای جریان خوراک بر هزینه فرآوری نشان داده شده است. در این بررسی فشار خوراک، نرخ جریان خوراک، و فشار جریان تراوه به ترتیب برابر 5 atm ، 2 MMSCF/hr ، و 0.1 atm هستند. افزایش دمای جریان خوراک از سمتی به علت افزایش نفوذپذیری متان، سبب افزایش میزان اتلاف متان شده و این به معنای افزایش هزینه فرآوری است، از سمت دیگر افزایش دمای خوراک به علت افزایش نفوذپذیری دی-اکسیدکربن، سبب کاهش مساحت غشا مورد نیاز و در نتیجه کاهش هزینه فرآوری شده است. همچنین بالا بردن دمای خوراک نیاز به پیش فرآوری خوراک دارد و این نیز به معنای افزایش هزینه فرآوری است. از برآیند این سه روند اثرگذار در اثر افزایش دمای خوراک، همان گونه که در شکل ۵ مشاهده می شود، هزینه فرآوری افزایش یافته است.



شکل ۵. تاثیر دمای جریان خوراک بر هزینه فرآوری در اطراف نقطه کمینه ($P_p=0.1 \text{ atm}$ ، $F=2 \text{ MMSCF/hr}$ ، $P_f=5 \text{ atm}$)

در (شکل ۶) تاثیر فشار جریان خوراک بر هزینه فرآوری نشان داده شده است. در این بررسی دمای خوراک، نرخ جریان خوراک، و فشار جریان تراوه به ترتیب برابر 30°C ، 2 MMSCF/hr ، و 0.1 atm هستند. افزایش فشار جریان خوراک سبب کاهش نفوذپذیری متان و بنابراین سبب کاهش میزان اتلاف متان خواهد شد و این به معنای کاهش هزینه فرآوری است. همچنین افزایش فشار جریان خوراک سبب کاهش مساحت غشا مورد نیاز و در نتیجه کاهش هزینه فرآوری است. از سمت دیگر بالا بردن فشار خوراک نیاز به پیش فرآوری خوراک دارد و این به معنای افزایش هزینه فرآوری است. افزایش هزینه ناشی از پیش فرآوری خوراک بیشتر از کاهش هزینه ناشی از کاهش اتلاف متان و کاهش مساحت غشا مورد نیاز است و همانگونه که در (شکل ۶) مشاهده می شود، افزایش فشار خوراک سبب افزایش هزینه فرآوری شده است.

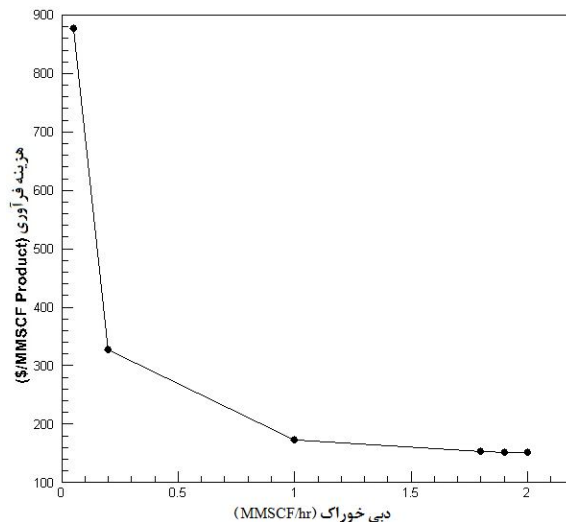


شکل ۶. تاثیر فشار جریان خوراک بر هزینه فرآوری در اطراف نقطه کمینه ($P_p=0/1 \text{ atm}$, $F=2 \text{ MMSCF/hr}$, $T_r=30^0 \text{ C}$)

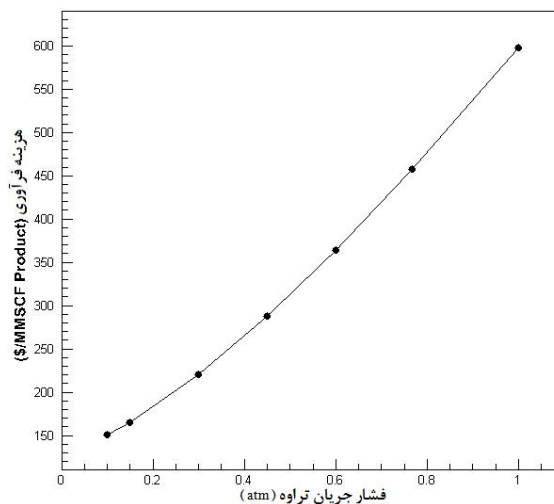
در شکل ۷ تاثیر نرخ جریان خوراک بر هزینه فرآوری نشان داده شده است. در این بررسی دمای خوراک، فشار خوراک، و فشار جریان تراوه به ترتیب برابر 30^0 C ، 5 atm ، و $0/1 \text{ atm}$ هستند. به دلیل عدم تاثیرگذاری نرخ جریان خوراک بر میزان نفوذپذیری اجزا و نیز نیروی محرکه جداسازی ناشی از اختلاف فشار جریان‌های خوراک و تراوه، افزایش نرخ جریان خوراک هیچ تاثیری بر روی میزان اتلاف متان ندارد. در نرخ‌های بالاتر جریان خوراک جهت رسیدن به مقدار غلظت معین در جریان تصفیه شده، نیاز به مساحت غشا بیش‌تری است. بنابراین افزایش دبی جریان خوراک به دلیل افزایش مساحت غشا مورد نیاز، سبب افزایش هزینه فرآوری شده است. از سمتی دیگر، افزایش دبی خوراک سبب افزایش میزان تولید محصول شده و هزینه‌های ثابت فرآیند در واحد نرخ جریان محصول کاهش یافته است، که این به معنی کاهش هزینه فرآوری تعریف شده است. این افزایش از کاهش ناشی از مساحت غشا بیشتر است و همان‌گونه که در شکل ۷ مشاهده می‌شود، افزایش نرخ جریان خوراک سبب کاهش هزینه فرآوری شده است. نحوه کاهش هزینه فرآوری به علت نحوه کاهش هزینه‌های ثابت فرآیند در واحد نرخ جریان محصول است. افزایش نرخ جریان خوراک سبب افزایش تقریباً خطی نرخ جریان محصول شده و این امر سبب کاهش نمایی هزینه‌های ثابت فرآیند در واحد نرخ جریان محصول شده است.

در شکل ۸ تاثیر فشار جریان تراوه بر هزینه فرآوری نشان داده شده است. در این بررسی دمای خوراک، نرخ جریان خوراک، و فشار جریان خوراک به ترتیب برابر 30^0 C ، 2 MMSCF/hr ، و 5 atm هستند. افزایش فشار جریان تراوه سبب کاهش نیروی محرکه جداسازی ناشی از اختلاف فشار جریان‌های خوراک و تراوه شده و این امر باعث کاهش میزان جداسازی و افزایش اتلاف متان شده است و این به معنی افزایش هزینه فرآوری است. کاهش میزان جداسازی ناشی از افزایش فشار جریان تراوه سبب افزایش مساحت غشا مورد نیاز جهت رسیدن به غلظت دی‌اکسید کربن معین در جریان محصول شده و این امر به معنای افزایش هزینه فرآوری است. از سمت دیگر، افزایش فشار جریان تراوه به دلیل کاهش مصرف پمپ خلا نصب شده

روی جریان تراوه، هزینه فرآوری را کاهش داده است. همچنین کاهش مصرف کمپرسور نصب شده جهت تراکم مجدد جریان تراوه و رسیدن به فشار خطوط لوله مورد نظر، هزینه فرآوری را کاهش داده است. همان‌گونه که در شکل ۸ مشاهده می‌شود، برآیند تمامی روندهای تاثیرگذار ناشی از افزایش فشار جریان تراوه سبب افزایش هزینه فرآوری شده است.



شکل ۷. تاثیر نرخ جریان خوراک بر هزینه فرآوری در اطراف نقطه کمینه ($P_p=0/atm$, $P_f=5atm$, $T_f=30^0C$)



شکل ۸. تاثیر فشار جریان تراوه بر هزینه فرآوری در اطراف نقطه کمینه ($P_f=5atm$, $F=2MMSCF/hr$, $T_f=30^0C$)

نتیجه‌گیری

نتایج شبیه‌سازی فرآیند یک مرحله‌ای جداسازی غشایی دی‌اکسید کربن از گاز طبیعی به وسیله نرم افزار Aspen-Hysys و با استفاده از مدل ریاضی نفوذ اجزا از درون غشاء، با داده‌های فرآیندی موجود در دیگر

مقالات اختلاف ناچیزی داشته و قابل قبول بودند. هزینه فرآیند به صورت تابعی جامع از تمامی عوامل تاثیرگذار به دست آمد. برای رسیدن به یک شرایط بهینه اقتصادی برای جداسازی دی‌اکسید کربن از گاز طبیعی و رسیدن به مقدار غلظت استاندارد از دی‌اکسید کربن، از طرح عاملی کامل دو سطحی استفاده شد. در فرآیند بهینه‌سازی، در ابتدا از یک طرح عاملی دو سطحی کامل (2^4) با اضافه کردن ۱ نقطه مرکزی (طرح شماره ۱)، به عنوان طرح آزمایش استفاده شد. نتیجه حاصل از تحلیل طرح شماره ۱ و برازش مدل مرتبه اول، بیانگر کفایت مدل مرتبه اول در ناحیه کاوش در نظر گرفته بود. در ادامه مسیر تندترین نزول متناسب با علامت‌ها و اندازه‌های ضرایب رگرسیونی در مدل برازش شده مرتبه اول جهت رسیدن به نقطه کمینه اقتصادی در نظر گرفته شد. دما، فشار و نرخ جریان خوراک، و فشار جریان تراوه در شرایط بهینه اقتصادی، با توجه به شرایط خوراک گازی معین، به ترتیب برابر 30°C ، 5atm ، 2MMSCF/hr و 0.1atm محاسبه شد. تاثیر پارامترهای بیان شده در اطراف نقطه کمینه اقتصادی بررسی و مشخص شد که، افزایش دما، و فشار خوراک گازی و نیز فشار جریان تراوه باعث افزایش هزینه فرآوری، و افزایش نرخ جریان خوراک سبب کاهش هزینه فرآوری می‌شود. به عنوان نتایج کلی تحقیق انجام شده می‌توان اعلام کرد که: ۱- پیش فرآوری گاز قبل از فرآیند جداسازی از نظر اقتصادی مقرون به صرفه نیست. ۲- فرآوری با ظرفیت بالاتر، نرخ جریان خوراک بیش‌تر، از نظر اقتصادی نسبت به فرآوری در نرخ‌های پایین خوراک مقرون به صرفه‌تر است. ۳- استفاده از فشار جریان تراوه پایین‌تر، سبب کاهش هزینه فرآوری می‌شود.

منابع

1. Baker R. W., Kaaeid L., Natural gas processing with membranes: an overview, Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 47, No. 7, 2008, pp. 2109-2121.
2. Bhide B. D., Voskericyan A., Stern S. A., Hybrid processes for the removal of acid gases from natural gas, J. Membr. Sci., Vol. 140, No. 1, 1998, pp. 27-49.
3. Datta A. K., Pradip K. S., Optimization of membrane unit for removing carbon dioxide from natural gas, J. Membr. Sci., Vol. 283, No. 1, 2006, pp. 291-300.
4. Lee A. L., and et al., Field tests of membrane modules for the separation of carbon dioxide from low-quality natural gas, Gas sep. purif., Vol. 9, No. 1, 1995, pp. 35-43.
5. Aaron D., Costas T., Separation of CO₂ from flue gas: a review, Sep. Sci. Technol., Vol. 40, No. 1-3, 2005, pp. 321-348.
6. Safari M., Ghanizadeh A., Montazer-Rahmati M. M., Optimization of membrane-based CO₂ removal from natural gas using simple models considering both pressure and temperature effects, Int. j. greenhouse gas control, Vol. 3, No. 1, 2009, pp. 3-10.
7. Baker R. W., Membrane technology and applications, John Wiley and Sons, 2004.
8. Jin H. G., and et al., Modeling and control of CO₂ separation process with hollow fiber membrane modules, Korean J. Chem. Eng., Vol. 28, No. 1, 2011, pp. 41-48.
9. Hao J., Rice P. A., Stern S. A., Upgrading low-quality natural gas with H₂S and CO₂ selective polymer membranes: Part II. Process design, economics, and sensitivity study of membrane stages with recycle streams, J. Membr. Sci., Vol. 320, No. 1, 2008, pp. 108-122.
10. Pourafshari M., and et al., Application of Cardo-type polyimide (PI) and polyphenylene oxide (PPO) hollow fiber membranes in two-stage membrane systems for CO₂/CH₄ separation, J. Membr. Sci., Vol. 324, No. 1, 2008, pp. 85-94.



11. Baker R. W., Kaaeid L., Sour gas treatment process including membrane and non-membrane treatment steps, U.S. Patent: 5-407-466, 1995.
12. Chang H., Hou W., Optimization of membrane gas separation systems using genetic algorithm, Chem. Eng. Sci., Vol. 61, No. 16, 2006, pp. 5355–5368.
13. Wang L., Shao C., Wang H., Operation optimization of a membrane separation process through auto-controlling the permeate gas flux, Sep. Purif. Technol., Vol. 55, No. 1, 2007, pp. 30-34.
14. Lock S. S. M., Lau K. K., Shariff A. M., Effect of recycle ratio on the cost of natural gas processing in countercurrent hollow fiber membrane system, J. Ind. Eng. Chem., Vol. 21, No. 1, 2014, pp. 542-551.
15. Arshad H., Nasir H., Ahsan M., Process Design Analyses of CO₂ Capture from Natural Gas by Polymer Membrane, J. Chem. Soc. Pak., Vol. 36, No. 3, 2014, pp. 411-421.
16. Dortmund D., Doshi K., Recent development in CO₂ removal membranes, UOP LLC-Illinois-USA, 1999.
17. Elford W. J., Principles Governing the Preparation of Membranes Having Graded Porosities. The Properties of 'Gradocol' Membranes as Ultrafilters, Trans. Faraday Soc., Vol. 33, 1937, pp. 1094-1104.
18. Lars P., and et al., CO₂ removal from natural gas by employing amine absorption and membrane technology—A technical and economical analysis, Chem. Eng. J., Vol. 172, No. 2, 2011, pp. 952-960.
19. Tai-Shung C., Cao C., Wang R., Pressure and temperature dependence of the gas-transport properties of dense poly [2, 6-toluene-2, 2-bis (3, 4-dicarboxylphenyl) hexafluoropropane diimide] membranes, J. Polym. Sci. Part B: Polym. Phys., Vol. 42, No. 1, 2004, pp. 354-364.