



شبیه‌سازی و مدل سازی جداکننده‌های غشائی و بررسی اقتصادی استفاده از این روش به صورت مجزا و ترکیبی در واحد شیرین سازی پالایشگاه خانگیران

آرش شاملو^۱، مهدی پورافشاری چنار^۲

۱- دانشجوی کارشناسی ارشد مهندسی شیمی دانشگاه آزاد اسلامی واحد شاهرود

۲- استادیار گروه مهندسی شیمی دانشکده مهندسی دانشگاه فردوسی مشهد

ashamlook@gmail.com

چکیده

روش‌های متفاوتی برای دفع گازهای اسیدی وجود دارد که شامل فرآیندهای جذب گاز در حلال‌های مایع (اغلب حلال‌های آمین می‌باشند)، جذب سطحی، تبدیل شیمیایی و جداسازی غشائی می‌باشند. هیچ یک از اینها را نمی‌توان به تنهایی مناسب‌ترین فرآیند دانست، که طراحان فرآیند با بررسی پارامترهای مختلف تاثیر گذار بر فرآیند، (غلظت گازهای اسیدی، فشار، دما، ناخالصی‌ها و ویژگی‌های خواسته شده محصول) بهترین فرآیند را انتخاب می‌کنند [۱]. فن آوری جداسازی غشائی امروزه پیشرفت چشمگیری داشته و برای مناطق دور افتاده به ویژه سکوها دریاچه به طور چشمگیری استفاده می‌شود. فرآیندهای جداسازی غشائی که بتوانند CO_2 و H_2S گاز طبیعی را به شرایط استاندارد خط لوله برسانند و از لحاظ اقتصادی نیز بهترین باشند، نیازمند غشاهایی هستند که دارای انتخابگری خوبی برای CO_2/CH_4 و H_2S/CH_4 باشند. اینکه از چه سیستم تصفیه‌ای استفاده کنیم به عوامل مختلفی از جمله شرایط خوراک (دما، فشار، ترکیب جریان و دبی جریان)، محل فرآیند، هزینه‌های کارگری و عملیاتی و قیمت هیدروکربن بستگی دارد. بدین جهت در این مقاله ابتدا به معرفی غشاهای پراکنده سپس آنرا مدل‌سازی کرده و توسط نرم‌افزار *MATLAB* سیستم غشائی دو مرحله‌ای با جریان برگشتی را که از لحاظ اقتصادی بهترین سیستم می‌باشد شبیه‌سازی کرده و در نهایت خصوصیات غشاهای مورد استفاده جهت جایگزینی یا به صورت استفاده ترکیبی در پالایشگاه خانگیران را معرفی می‌کنیم. لازم به ذکر است که این غشاهای از لحاظ اقتصادی کم هزینه‌تر از واحد فعلی شیرین‌سازی جذب آمین پالایشگاه خانگیران می‌باشند.

کلمات کلیدی: جداکننده‌های غشائی "مدل سازی" "واحد ترکیبی" شبیه‌سازی " *MATLAB* .

۱- مقدمه

به طور کلی غشاهای مانعی است که دو فاز را از هم جدا می‌کند و انتقال اجزای شیمیایی را به نحو خاصی کنترل می‌کند. غشاهای نسبت به یکی از اجزاء موجود در فاز انتخابگر و گزینش پذیر می‌باشد. که انتقال آن جزء از یک فاز به فاز دیگر توسط غشاهای انجام می‌گیرد، بدین ترتیب یکی از فازها غنی از آن جزء و دیگری تهی از آن می‌گردد. بدین ترتیب جریان خوراک پس از تماس با غشاهای دو جریان مجزا تقسیم می‌شود:

جریان تراوش یافته^۱، جریانی است که از میان غشاهای عبور کرده است، و پس از عبور از غشاهای با کاهش شدید فشار همراه می‌شود، و جریان دفع شده یا باقی مانده^۲، جریانی است که از غشاهای عبور نمی‌کند و از آن دفع می‌شود. راندمان جداسازی به پارامترهایی مثل ترکیب گاز، اختلاف فشار در دو طرف غشاهای ضریب جداسازی و دما بستگی دارد. افت فشار در اثر عبور از غشاهای قابل توجه است، بنابراین گازی که از غشاهای می‌گذرد فشار پایینی خواهد داشت. از سیستم‌های غشائی بیشتر برای حذف توده‌ای گازهای اسیدی (عمدتاً CO_2) از جریان‌های گاز طبیعی استفاده می‌کنند [۲]. معمولاً سیستم‌های غشائی جدایش گازی تک مرحله‌ای می‌باشد، اما اگر انتخابگری غشاهای پایین باشد و یا نیاز به برش‌های مرحله‌ای بالا باشد، در جداسازی دی‌اکسید کربن از متان، برای کاهش اتلاف متان نیاز به سیستم چند مرحله‌ای است، که این خود باعث افزایش هزینه سرمایه‌گذاری اولیه و هزینه عملیاتی می‌شود زیرا سطح غشاهای افزایش می‌یابد و نیاز به کمپرسور برای تراکم مجدد بین مراحل می‌باشد. که یکی از عوامل هزینه‌بر در این حالت، عملیات متراکم کردن گاز تراوش یافته از مرحله اول می‌باشد،

۱-Permeate stream

۲-Retentate stream

بنابراین در مرحله اول نیاز به غشاهایی با انتخابگری و تراوایی بالا برای به حداقل رساندن مقدار جریان تراوش یافته و سطح غشاء مورد نیاز می‌باشد. در مطالعات انجام گرفته شده اقتصادی‌ترین ساختار برای استفاده از سیستم غشائی به تنهایی ساختار سه مرحله‌ای می‌باشد [۳]. در عمل برای شیرین‌سازی گاز با توجه به حضور سولفید هیدروژن، بهترین حالت استفاده از سیستم غشایی به صورت ترکیبی در کنار واحد جذب توسط آمین می‌باشد. در این حالت یک سیستم غشایی دو مرحله‌ای ایده‌آل است، زیرا حذف توده‌ای گازهای اسیدی را با حداقل اتلاف متان انجام می‌دهد و باعث کاهش بار واحدهای جذب و دفع در واحد جذب به کمک آمین و در نتیجه کاهش مصرف انرژی واحد می‌شود [۴،۵]. در چنین سیستم دو مرحله‌ای، در مرحله اول حذف توده‌ای گازهای اسیدی انجام می‌شود و در مرحله دوم بازیابی متان انجام می‌گیرد.

۲- مکانی‌زم‌های انتقال در غشاء و تقسیم‌بندی آن

برای بررسی چگونگی انتقال گاز از غشاهای مکانیزم‌های مختلفی پیشنهاد شده که به خصوصیات و اجزاء نفوذ کننده آن بستگی دارد، که از آن جمله می‌توان به مکانیزم‌های نفوذ نادنس^۱، غراب مولکولی^۲، مکانیزم نفوذ انحلالی^۳ اشاره کرد. که در این مطالعه مکانیزم مورد نظر ما نفوذ انحلالی می‌باشد و مراحل زیر در آن انجام می‌گیرد. حلالیت مولکول‌های جریان بالادستی در غشاء، نفوذ از میان لایه‌های غشاء، آزاد شدن ذرات در سمت دیگر غشاء (جریان پایین دستی). این غشاهای توانایی جداسازی مواد مختلف با اندازه مولکولی یکسان را دارند مشروط بر آنکه غلظت آنها در غشاء به طور قابل توجهی متفاوت باشد. که اغلب در جداسازی‌های گازی از این نوع غشاء استفاده می‌شود. غشاء به طور کلی به دو نوع پلیمری و غیرپلیمری تقسیم‌بندی می‌شود و غشاء پلیمری به سه گروه غشاهای متخلخل، غشاهای غیر متخلخل (متراکم) و غشاهای حامل، تقسیم می‌شود که در این مطالعه غشاهای متراکم هدف ما می‌باشد [۲].

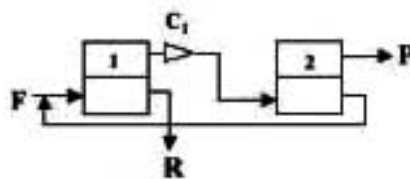
۳- نحوه استفاده از سیستم‌های غشائی

اگر گاز طبیعی را مخلوطی سه جزئی شامل (CH_4 ، CO_2 و H_2S) در نظر بگیریم و طراحی فرآیند برای رساندن کیفیت گاز خروجی به شرایط استاندارد خطوط لوله باشد (کمتر از ۲٪ مولی برای دی‌اکسید کربن و کمتر از ۴ ppm برای سولفید هیدروژن). شرایط استفاده از تراوشگرهای تک مرحله‌ای و دو مرحله‌ای با غشاهای متفاوت بدون استفاده از جریان برگشتی (غشاهای انتخاب‌پذیر نسبت به H_2S و CO_2) که از نظر اقتصادی نیز به صرفه باشند به اختصار در زیر بیان شده‌اند:

اگر مقدار دی‌اکسید کربن در مخلوط گازی کم باشد و مقدار سولفید هیدروژن قابل ملاحظه باشد، از نظر اقتصادی بهتر است از یک سیستم تک مرحله‌ای با غشاء انتخاب‌پذیر نسبت به سولفید هیدروژن استفاده شود.

اگر مقدار سولفید هیدروژن در مخلوط گازی کم باشد (کمتر از ۸ ppm) و مقدار دی‌اکسید کربن قابل ملاحظه باشد، از نظر اقتصادی بهتر است از یک سیستم تک مرحله‌ای با غشاء انتخاب‌پذیر نسبت به دی‌اکسید کربن استفاده شود.

اگر مقادیر سولفید هیدروژن و دی‌اکسید کربن هر دو در مخلوط گازی قابل ملاحظه باشند، از نظر اقتصادی بهتر است از یک سیستم دو مرحله‌ای سری که غشاء مرحله اول نسبت به سولفید هیدروژن و غشاء مرحله دوم نسبت به دی‌اکسید کربن انتخاب‌پذیر باشد استفاده شود [۵]. اما ساختار مورد استفاده در این مطالعه ساختار دو مرحله‌ای با جریان برگشتی می‌باشد که از لحاظ اقتصادی هم، برای استفاده در سیستم ترکیبی بهترین حالت می‌باشد، که در شکل ۳ این ساختار را مشاهده می‌کنید [۶،۷].



شکل ۱ ساختار غشائی مورد استفاده [۷]

۴- مدل‌سازی سیستم‌های غشائی

تراوش‌پذیری گاز i ، $(P/L)_i$ ، و همچنین ضریب جداسازی گاز i نسبت به گاز j ، α_{ij} ، در یک مخلوط توسط روابط زیر تخمین زده می‌شوند:

۱-Knudsen Diffusion

۲-Molecular Sieve

۳-Solution-Diffusion Mechanism

$$\left(\frac{P}{L}\right)_i = \frac{Q_P y_i}{(p_F \bar{x}_i - p_P y_i) A} \times 10^6 \quad (1)$$

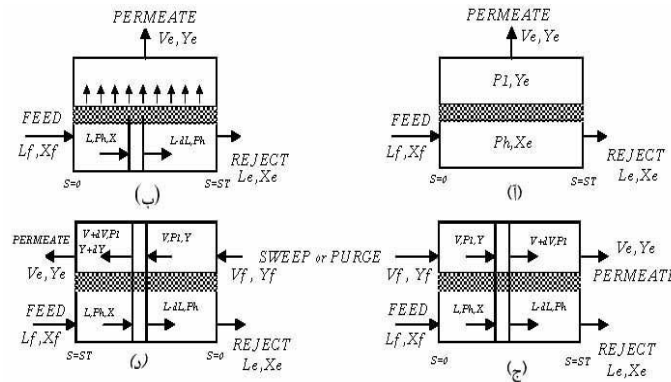
$$\alpha_{ij} = \frac{y_i / \bar{x}_i}{y_j / \bar{x}_j} \quad (2)$$

در روابط فوق y_i جزء مولی گاز i در خروجی جریان تراوش یافته و p فشار می‌باشند. \bar{x}_i و \bar{x}_j جزء مولی متوسط لگاریتمی گازهای i و j در سمت خوراک هستند که توسط رابطه زیر محاسبه می‌شوند.

$$(\bar{x}_i)_m = \frac{x_{i,F} - x_{i,R}}{\ln(x_{i,F} / x_{i,R})} \quad (3)$$

که در آن $x_{i,F}$ جزء مولی گاز i در سمت خوراک و $x_{i,R}$ جزء مولی گاز i در سمت جریان باقیمانده هستند. در روابط فوق، زیرنویس P نیز نشانگر جریان تراوش یافته می‌باشد [۸].

در مدل‌سازی سیستم‌های غشائی نیاز به الگوهای جریانی می‌باشد که این الگوها شامل اختلاط کامل، ناهمسو، همسو، و عرضی می‌باشند که در مطالعه ما از الگوی جریان عرضی استفاده شده است. در شکل ۲ این الگوهای جریانی را مشاهده می‌کنید.

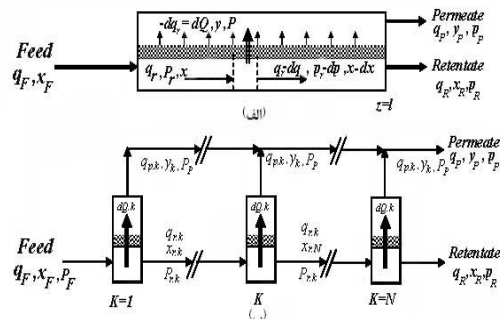


شکل ۲ الگوهای جریانی در تراوشگرهای جداسازی گاز [۸]

(آ) اختلاط کامل (ب) جریان عرضی (ج) جریان همسو (د) جریان ناهمسو

۴-۱- الگوی جریانی عرضی

در این مدل جریان در سمت خوراک $Plug$ فرض می‌شود، و جریان تراوش یافته عمود بر سطح غشاء از آن خارج می‌گردد. این مدل برای انتقال جرم از میان غشاءهای نامتقارن و مرکب به کار برده می‌شود. در شکل ۳ نمایی شماتیک از الگوی جریان عرضی به همراه المان‌های در روش المان‌های محدود نشان داده شده است.



شکل ۳ نمایی شماتیک از الگوی جریان عرضی برای مدول غشائی (الف)

به همراه المان‌های جزئی در روش المان‌های محدود که مدول را به N بخش تقسیم کرده است (ب) [۸]

روابط حاکم بر سیستم شرایط مرزی و مدل سازی مدول و نحوه محاسبه تراوش پذیری (در $z=0$) (ابتدای مدول) در سمت خوراک) به شرح زیر می باشند:

$$X_i = X_{F,i} \quad (1-4)$$

$$q_r = q_F \quad (2-4)$$

$$p_r = p_F \quad (3-4)$$

و در سمت جریان تراوش یافته خواهیم داشت:

$$\frac{y'_i}{y'_j} = \frac{\left(\frac{P}{L}\right)_i (x_i p_r - y'_i p_P)}{\left(\frac{P}{L}\right)_j (x_j p_r - y'_j p_P)} \quad (5)$$

لازم به ذکر است که در روابط فوق i و j برای سیستم دو جزئی متان، دی اکسید کربن به ترتیب معرف اجزاء با تراوش پذیری بالاتر (دی اکسید کربن) و با تراوش پذیری پایین تر (متان) می باشند. روابط دیفرانسیلی موازنه جرم در هر المان نیز بدین شکل خواهند بود:

$$-d(q_r x_i) = d(q_p y'_i) = dQ_i = 10^{-6} \left(\frac{P}{L}\right)_i dA (x_i p_r - y'_i p_P) \quad (6)$$

$$-d(q_r) = \sum_{i=1}^n dQ_i \quad (7)$$

در $z \neq 0$ روابط زیر نیز برقرار هستند:

$$x_i = \frac{q_F x_{F,i} - \sum_{z=0}^z d(q_r x_i)}{q_r} \quad (8)$$

$$q_r = q_F - \sum_{z=0}^z dq_r \quad (9)$$

بر این اساس برای جریان تراوش یافته نیز خواهیم داشت:

$$q_P = q_F - q_R \quad (10)$$

$$y_P = \frac{q_F x_{F,i} - q_R x_{R,i}}{q_P} \quad (11)$$

در روابط و شکل های فوق z معرف فاصله در طول الیاف از ابتدای مدول می باشد. dA سطح تراوش در هر المان می باشد که برابر است با:

$$dA = N_f \pi \cdot dz \quad (12)$$

در الگوی جریان عرضی فوق، فرض شده که غلظت در هر المان مقدار خاص خود را دارد که از نسبت تراوش پذیری های اجزاء قابل محاسبه است (رابطه ۵). اما الگوی جریان عرضی دیگری را نیز می توان متصور شد که در آن غلظت اجزاء در سمت جریان تراوش یافته ثابت و برابر مقدار متوسط مقادیر بدست آمده از الگوی عرضی قبلی باشد. این مقدار متوسط همان غلظت اجزاء در جریان تراوش یافته خروجی از مدول می باشد. برای این الگوی جریان شرط مرزی بیان شده توسط رابطه (۵) لحاظ نخواهد شد و رابطه (۶) بدین شکل نوشته خواهد شد: [۸]

$$-d(q_r x_i) = dQ_i = 10^{-6} \left(\frac{P}{L}\right)_i dA (x_i p_r - y_{P,i} p_P) \quad (13)$$

۵- روابط مورد استفاده در شبیه سازی توسط نرم افزار MATLAB

۵-۱- نحوه محاسبه مشخصات جریان Retentate و Permeate

همانگونه که در بالا گفته شد در شبیه سازی از الگوی جریان عرضی و از بیکربندی دو مرحله ای با جریان برگشتی به روش المانهای محدود، استفاده می کنیم. در این مدل غشاء به چندین المان تقسیم می شود که برای هر المان معادلات انتقال جرم درون المان باید حل شوند، از روابط ۵ و ۶ و ۷ به رابطه اصلی (۱۴) برای محاسبه Y_P هر المان می رسیم، تا ترکیب جریان تراوش یافته خروجی از هر المان مشخص گردد. جریان باقیمانده خروجی از هر المان به عنوان خوراک برای المان بعدی عمل می کند، که دبی و ترکیب آن از طریق اعمال یک موازنه جرم ساده حول المان حاصل می شود. داده های ورودی مدل عبارتند از: فشارهای

سمت خوراک و جریان تراوش یافته، دبی خوراک، ترکیب خوراک، تراوش پذیری اجزاء، در نهایت هدف از این مدل سازی به دست آوردن سطح غشاء برای رسیدن به شرایط خروجی مشخص است که توسط کاربر تعیین میگردد (کمتر از ۲٪ دی اکسید کربن و ۴ ppm سولفید هیدروژن). در این مدل تعداد تقسیمات المان نیز توسط کاربر تعیین می گردد. برنامه نوشته شده نسبت به سطح غشاء طوری هوشمند است که غشاء مرحله اول به گونه ای تعیین می شود که مشخصات گاز خروجی حاصل شود. و سطح غشاء مرحله دوم نیز به نحوی انتخاب می شود که حداقل هزینه جداسازی حاصل گردد. افزایش سطح غشاء مرحله دوم باعث کاهش میزان بازیابی متان و کاهش مقدار جریان برگشتی و در نتیجه کاهش هزینه تراکم میانی می گردد. با توجه به تاثیر متضاد دو عامل فوق بر هزینه نهایی جداسازی مقدار بهینه سطح غشائی نیز باید محاسبه گردد.

$$\frac{y_i}{y_N} = \sum \frac{\frac{(P/L)_i}{(P/L)_N} \cdot x_{f,i} \cdot P_f}{x_{f,N} \cdot P_f - y_N \cdot P_P + y_N \cdot P_P \frac{(P/L)_i}{(P/L)_N}} \quad (14)$$

چون گاز ورودی به غشاء را شامل سه جزء اصلی (۱) CO_2 (۲) CH_4 (۳) H_2S فرض می کنیم داریم:

$$y_1 - y_3 \cdot \sum \frac{\frac{(P/L)_1}{(P/L)_3} \cdot x_{f,1} \cdot P_f}{x_{f,3} \cdot P_f - y_3 \cdot P_P + y_3 \cdot P_P \frac{(P/L)_1}{(P/L)_3}} = 0 \quad (16)$$

با نوشتن همین روابط برای y_2/y_3 و با دانستن $\sum i=1$ خواهیم داشت

$$y_2 - y_3 \cdot \sum \frac{\frac{(P/L)_2}{(P/L)_3} \cdot x_{f,2} \cdot P_f}{x_{f,3} \cdot P_f - y_3 \cdot P_P + y_3 \cdot P_P \frac{(P/L)_2}{(P/L)_3}} = 0 \quad (17)$$

$$\frac{y_1 + y_2}{y_3} = \frac{1 - y_3}{y_3} = \frac{\frac{(P/L)_1}{(P/L)_3} \cdot x_{f,1} \cdot P_f}{x_{f,3} \cdot P_f - y_3 \cdot P_P + y_3 \cdot P_P \frac{(P/L)_1}{(P/L)_3}} + \frac{\frac{(P/L)_2}{(P/L)_3} \cdot x_{f,2} \cdot P_f}{x_{f,3} \cdot P_f - y_3 \cdot P_P + y_3 \cdot P_P \frac{(P/L)_2}{(P/L)_3}} \quad (18)$$

با استفاده از رابطه (۱۸) y_3 را بدست آورده سپس از روابط (۱۷) و (۱۶) y_1 و y_2 جریان $Permeate$ را بدست می آوریم. و با تبدیل رابطه (۶) به فرم زیر دبی جریان $Permeate$ را بر حسب cm^3/s بدست می آوریم.

$$q_{p_i} = (P/L)_i \cdot (A/n) \cdot (x_{f,i} P_f - y_i P_P) \cdot (76/14.6) \cdot 10^{-6} \quad (19)$$

که در آن (P/L) بر حسب $\frac{cm^3(STP)}{cm^2 \cdot S \cdot cmHg}$ 10^{-6} است که به این واحد GPU می گویند، A سطح غشاء بر حسب cm^2 ، P_f و P_P بر حسب psi می باشند. و با نوشتن موازنه جرم کلی به فرم زیر دبی $Retentate$ را بر حسب cm^3/s بدست می آوریم.

$$q_r = (q_r \cdot x_{r,i}) - q_{p_i} \quad (20)$$

حال Q_r و Q_p کل را بدست می آوریم ($Q_r = \sum Q_{r,i}$ و $Q_p = \sum Q_{p,i}$) سپس $x_{r,i}$ و $y_{p,i}$ کل را بدست می آوریم ($y_{p,i} = q_{p,i}/Q_p$ و $x_{r,i} = q_{r,i}/Q_r$) همانطور که در قبل توضیح داده شد در هنگام استفاده از واحد غشائی مقداری گاز متان در جریان تراوش یافته همراه با دی اکسید کربن دفع می شود که در بهترین پیکربندی واحد غشائی (واحد دو مرحله ای با جریان برگشتی) این مقدار تلفات متان را به حداقل می رسانیم. که این تلفات از رابطه زیر محاسبه می شود.

$$Methane\ loss = \frac{y_{PCH_4} * QP}{x_{fCH_4} * QF} \quad (21)$$

۵-۲- محاسبه کار کمپرسور میانی در سیستم غشائی دو مرحله‌ای

چون از سیستم غشائی دو مرحله‌ای استفاده می‌کنیم، بعد از غشاء مرحله اول، گاز با کاهش شدید فشار روبه‌رو می‌شود که از کمپرسور برای رساندن فشار گاز به حالت اولیه استفاده می‌کنیم. برای محاسبه کار کمپرسور ابتدا باید ظرفیت گرمایی مخلوط گازی را بدست آورده که از رابطه زیر بدست می‌آوریم و شرایط گاز را ایده‌آل در نظر می‌گیریم.

$$Cp^{ig} = R(A + BT + CT^2 + D/T^2) \quad (23)$$

با توجه به اجزاء مخلوط گازی ثابت‌های مورد نیاز را از جدول زیر بدست می‌آوریم

جدول ۱ ضرایب مورد استفاده برای محاسبه ظرفیت گرمایی ویژه مخلوط گازی در حالت گاز ایده‌آل [۹]

نوع گاز	$T_{max}(k)$	A	$B*(10)^3$	$C*(10)^6$	$D*(10)^5$
CH ₄	۱۵۰۰	۱/۷۰۲	۹/۰۸۱	-۲/۱۶۴	۰
CO ₂	۲۰۰۰	۵/۴۵۷	۱/۰۴۵	۰	-۱/۱۵۷
H ₂ S	۲۳۰۰	۳/۹۳۱	۱/۴۹۰	۰	-۰/۲۳۲

$$Cp_{mix} = \sum y p_i \times Cp_i \quad (24)$$

$$T_{OUT} = T_{IN} \cdot \left(\frac{P_{OUT}}{P_{IN}} \right)^{\left(\frac{R}{Cp_{mix}} \right)} \quad (25)$$

برای تبدیل کردن Qp به شرایط استاندارد از رابطه زیر استفاده می‌کنیم که فشار و دما را $P = ۱۰۱/۳۲۵ \text{ kpa}$ و $T = ۲۷۳ \text{ k}$ در نظر می‌گیریم

$$Q_{(STP)} = Q/n = 10^6 \times (8.314 \times 273 / 101.325) = 22400 \text{ cm}^3/s \quad (26)$$

$$Ws = \frac{Qp}{22400} * Cp_{mix} (To - Ti) \quad (27)$$

در رابطه فوق Qp دبی جریان تراوش یافته از مرحله اول غشائی بر حسب $(cm^3_{(STP)}/s)$ و To و Ti به ترتیب دمای خروجی و ورودی به کمپرسور می‌باشند. با توجه به رابطه (۲۴) ظرفیت گرمایی مخلوط گازی را بدست آورده سپس دمای خروجی کمپرسور را از رابطه (۲۵) حساب کرده که بر حسب کلوین می‌باشد، و در نهایت کار آدیاباتیک برگشت پذیر را بر حسب J/s بدست می‌آوریم [۹، ۱۰].

۶- محاسبات اقتصادی سیستم غشائی

اصول محاسبات اقتصادی و فرضیات در نظر گرفته شده برای سیستمهای غشائی و ترکیبی کارهای اشترن^۱ و همکارانش^۱ و نیز داتا و همکارانش^۲ می‌باشد [۵، ۶، ۷، ۱۱]. که محاسبات لازم در جدول ۲ ارائه شده است.

۱-Stern et.al

۲-Datta et.al

جدول ۲ پارامترهای محاسبات اقتصادی و فرضیات به کار گرفته شده برای واحد غشائی [۵.۶.۱۱]

Total membrane module cost (MC)	۱۰\$/ft ²
Wellhead price of crude natural gas (NWP)	۲\$/MMBTU
Methane wellhead price(mp)	۲\$/MMBTU
Heating value of natural gas (NHV)	۱۰۶۶/۸ MMBTU/MMSCF
On-stream factor (OSF)	۰/۹۶year=۳۵۰day
Compressor efficiency (η)	۰/۸
Installed compressor cost (CC)	۸۶۵۰\$×(W _{S(HP)} /η) ^{۰/۸۳}
Isentropic compressor work (W _S)	J/S
Fixed cost (FC)	MC+CC
Base plant cost (BPC)	۱/۱۲ FC
Project contingency (PC)	۰/۲ BPC
Fixed cost (FC)	MC+CC
Total facilities investment (TFI)	BPC+PC
Local taxes and insurance (LTI)	۰/۰۱۵ TFI
Direct labor cost (DLC)	۱۵\$/hr
labor cost (LC)	DLC × (۸ hr/day) × (۳۵۰ day/year) × (Feed/۲۵ MMSCFD)
Labor overhead cost (LOC)	۱/۱۵ LC
First membrane area A ₁ (m ²)	Selected with program code
Second membrane area A ₂ (m ²)	Selected with program code
Membrane life (ML)	۴years
Membrane replacement cost (MRC)	(۵۴\$/m ²) (A ₁ +A ₂)/ML
Utility cost (UC)	(۰/۰۷\$/kwh) × ۸۴۰۰ hr × W _s /۱۰۰۰
Contract and material maintenance cost (CMC)	۰/۰۵ TFI
Annual variable operating and maintenance cost (VOM)	CMC+LTI+LC+LOC+MRC+UC
Start-up cost (SC)	۰/۱ VOM
Total plant investment (TPI)	TFI+SC
Annual capital related cost (CRC)	۰/۲×TPI (5-year payout period)

همانطور که در قبل به آن اشاره کردیم مقداری متان در جریان تراوش یافته همراه با دی‌اکسیدکربن دفع می‌شود که آنرا از رابطه ۲۱ بدست آوردیم، و به صورت زیر تعریف می‌شود: جزء مولی متان در جریان تراوش یافته در دبی آن تقسیم بر جزء مولی متان در جریان خوراک در دبی آن. و نحوه محاسبه قیمت متان هدر رفته در جریان تراوش یافته به فرم زیر می‌باشد.

$$CH_4 \text{ loss Cost} = \frac{yP_{CH_4} \times Q_{P_2}}{M} \times mp \times NHV \times 365 \times OSF \quad (28)$$

که در رابطه بالا yP_{CH_4} جزء مولی متان در جریان تراوش یافته غشاء مرحله دوم، Q_{P_2} دبی جریان تراوش یافته بر حسب cm^3/s ، M پارامتر تبدیل واحد و برابر $M(1 \text{ MMSCFD}) = 327741 \text{ cm}^3/s$ ، OSF و $NHV.mp$ نیز در جدول ۲ آورده شده‌اند. که در نهایت هزینه تلفات متان برحسب دلار بر سال بدست می‌آید و همچنین هزینه عملیاتی نیز برحسب دلار بر سال از رابطه زیر بدست می‌آید:

$$Total\ operating\ cost\ (TOC) = VOM + CRC + CH_4\ loss\ Cost \quad (29)$$

حال GPC و TSC (هزینه جداسازی سالانه) را برحسب $(\$/MSCF)^1$ بدست می آوریم:

$$TSC = \frac{TOC}{1000 \times 350 \times Feed} \quad (30)$$

$$GPC = \frac{TOC}{1000 \times 350 \times product} \quad (31)$$

که در این روابط $Feed$ و $Product$ بر حسب $MMSCFD^2$ می باشد که بسته به خوراک گاز، $Product$ و نوع غشاء و شرایط آن تغییر می کند. سطوح غشائی توسط برنامه نوشته شده در $MATLAB$ به نحوی تعیین می شوند که مشخصات مطلوب گاز خروجی با حداقل هزینه حاصل گردد. در بررسی های به عمل آمده در فشارهای خروجی مختلف مرحله اول غشاء، برای غشاء سلولز استات، فشار $60\ psia$ بهترین فشار خروجی مرحله اول برای حالتی است که مجموع $CO_2 + H_2S$ را در خروجی مرحله دوم غشاء به کمتر از 2% برساند. در نتیجه برای فشار $60\ psia$ هزینه جداسازی غشائی گاز با غشاء سلولز استات را با مشخصات ورودی پالایشگاه خانگیران نسبت به سطوح غشائی مرحله اول به دوم بررسی می کنیم. و متوجه می شویم در این سیستم در نسبت غشاء اول به دوم 8 کمترین هزینه جداسازی را برای غشاء سلولز استات داریم، البته برای غشاءهای دیگر نیز در سیستم ترکیبی تقریباً در همین نسبت کمترین هزینه را خواهیم داشت.

جدول ۳ مشخصات گاز ورودی برای محاسبات واحد غشائی

<i>Feed pressure (psia)</i>	۱۰۸۶	<i>CO₂ mol fraction</i>	۰/۰۶۳۴
<i>First stage Permeate pressure (psia)</i>	۶۰	<i>H₂S mol fraction</i>	۰/۰۳۸۱
<i>Second stage Permeate pressure (psia)</i>	۲۰	<i>CH₄ mol fraction</i>	۰/۸۹۸۵
<i>Feed flow rate (MMSCFD)</i>	۱۴۴		

لازم به ذکر است بهترین فشار بهینه جریان تراوش یافته برای غشاءهای مختلفی که مدل سازی کردیم برای جریان تراوش یافته مرحله اول در شیرین سازی توسط سیستم غشائی به تنهایی برای رساندن گاز به استاندارد خط لوله (کمتر از $4\ ppm$ برای H_2S و کمتر از 2% مولی برای CO_2) برابر $26\ psia$ می باشد و برای سیستم غشائی ترکیبی با واحد آمین این مقدار بین 30 الی $60\ psia$ بسته به نوع غشاء متفاوت است، اما فشار بهینه جریان تراوش یافته از غشاء مرحله دوم برای سیستم غشائی به تنهایی و ترکیبی برابر $20\ psia$ می باشد. ویژگیهای غشاء سلولز استات مورد استفاده در جدول ۴ آمده است.

جدول ۴ خواص غشاء سلولز استات [۵]

<i>Permeability Coefficient for CH₄</i>	$0.4257\ Barrer$ or $4/5\ GPU$
<i>Membrane Selectivity</i>	
$\alpha\ (CO_2/CH_4)$	۲۱
$\alpha\ (H_2S/CH_4)$	۱۹
<i>Effective membrane thickness</i>	$3/94 \times 10^{-7}\ mil\ (100\ nm)$

که در آن $Barrer$ واحد نفوذپذیری غشاء برحسب $(cm^3(STP).cm/(cm^2.s.cmHg))$ می باشد. همچنین (GPU) (Gas Permeation Unite) واحد دیگر نفوذپذیری غشاء بر حسب $(cm^3(STP)/(cm^2.s.cmHg))$ می باشد.

^۱ $-\$/ (1000.\text{standard.ft}^3)$

^۲ $-\text{million standard ft}^3$

۷- بررسی اقتصادی واحد غشائی به تنهایی

بر اساس محاسباتی اقتصادی که انجام شد در صورت استفاده از غشاء سلولزاستات به تنهایی جهت جایگزینی پالایشگاه خانگیران GPC آن $1/19 \$/MSCF$ بوده و GPC واحد آمین پالایشگاه $0/371 \$/MSCF$ می باشد. پس غشاء رایج سلولزاستات به تنهایی نمی تواند از لحاظ اقتصادی گاز طبیعی پالایشگاه خانگیران را به استاندارد خط لوله برساند، پس انواع مختلفی از انتخاب پذیری ها و نفوذ پذیری ها را که از مدل سازی غشائی توسط نرم افزار $MATLAB$ ، بدست آوردیم در جدول ۵ ارائه می دهیم و در نهایت به رابطه ۳۲ می رسیم، و می توانیم از این جدول خصوصیات غشاء مورد استفاده جهت شیرین سازی گاز در پالایشگاه خانگیران را برای ساخت ارائه دهیم. همانطور که در جدول ۵ مشاهده می کنید در تمام موارد هدف به رسیدن GPC $0/371$ یا کمتر از آن بوده است. که این مقدار هزینه فرآیند شیرین سازی گاز با استفاده از واحد آمین می باشد، که در نتیجه سیستم غشائی، بهینه است که هزینه آن برابر این مقدار یا کمتر

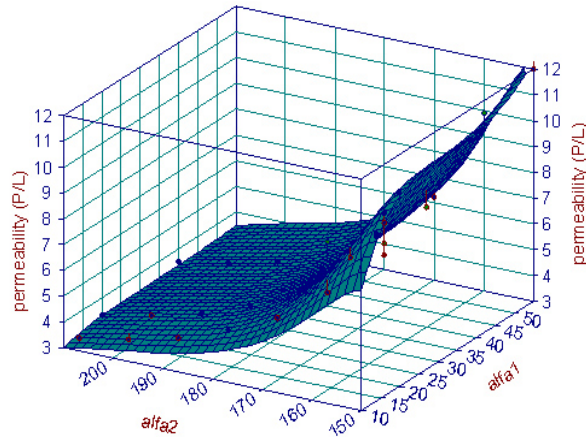
از آن باشد. پارامترهای $\alpha_1 = \frac{\text{Permeability of } CO_2}{\text{Permeability of } CH_4}$ ، $\alpha_2 = \frac{\text{Permeability of } H_2S}{\text{Permeability of } CH_4}$ و P/L نسبت تراوایی متان به ضخامت موثر غشاء

می باشد. لازم به ذکر است که داده های جدول ۵ در بهترین شرایط بدست آمده اند، یعنی $(Pp_1=26 \text{ psia})$ فشار جریان نفوذ پذیر خروجی از غشاء اول و $(Pp=20 \text{ psia})$ فشار جریان نفوذ پذیر خروجی از غشاء دوم، البته فشارهای $50, 40, 30, 20, 60$ نیز بررسی شده اند که از این میان همان فشارهای 26 psia و $Pp_1=26$ بهینه ترین بوده اند. نتیجه مهمی که از جدول ۵ می گیریم این است که با افزایش α_1 در α_2 ثابت بر خلاف انتظار، P/L افزایش می یابد. چون هدف ما در اینجا از سیستم غشائی رساندن H_2S به کمتر از 4 ppm می باشد، با افزایش α_1 انتخاب پذیری CO_2 افزایش می یابد و آن قسمت از غشاء را که باید نسبت به H_2S انتخاب پذیر باشد اشغال می کند، در نتیجه انتخاب پذیری H_2S را کندتر می کند و کارایی غشاء را برای عبور H_2S کاهش می دهد که با افزایش P/L این کمبود را جبران می کند. اما با افزایش α_2 در α_1 ثابت همانگونه که انتظار داریم P/L کاهش می یابد، چون انتخاب پذیری CO_2 ثابت می باشد و فضای حفرات غشاء را برای انتخاب پذیری H_2S نمی گیرد و با افزایش انتخاب پذیری H_2S ، در نتیجه به P/L کمتری نیاز می باشد. شکل ۴ نمودار سه بعدی جدول ۵ را مشاهده می کنیم

جدول ۵ ضرایب انتخاب پذیری و نفوذ پذیری مختلف برای استفاده در سیستم غشائی تنها

α_2	α_1	P/L	$A1/A2$	GPC	α_1	P/L	$A1/A2$	GPC
۱۵۰	۱۴	۹/۵	۱۷	۰/۳۷۰۹	۲۰	۱۰/۵	۱۷	۰/۳۷۱۲
۱۶۰	۱۴	۶/۸	۱۷	۰/۳۷۱	۲۰	۷/۶	۱۹	۰/۳۷۱۴
۱۷۰	۱۴	۵/۴	۱۷	۰/۳۷۰۸	۲۰	۵/۹	۱۷	۰/۳۷۱
۱۸۰	۱۴	۴/۵	۱۹	۰/۳۷۰۷	۲۰	۴/۹	۱۹	۰/۳۷۰۸
۱۹۰	۱۴	۳/۸	۲۱	۰/۳۷۱۱	۲۰	۴/۲	۱۹	۰/۳۷۱۳
۲۰۰	۱۴	۳/۳۵	۲۱	۰/۳۷۱۱	۲۰	۳/۷	۱۹	۰/۳۷۱۱
۲۱۰	۱۴	۳	۲۱	۰/۳۷۱۱	۲۰	۳/۳	۱۹	۰/۳۷۱۳
۱۵۰	۴۰	۱۱	۲۴	۰/۳۷۱	۵۵	۱۲	۲۰	۰/۳۷۰۸
۱۶۰	۴۰	۷/۶۵	۲۲	۰/۳۷۱	۵۵	۱۰	۲۰	۰/۳۷۱
۱۷۰	۴۰	۶/۱	۲۲	۰/۳۷۱	۵۵	۶/۲	۲۵	۰/۳۷۱
۱۸۰	۴۰	۵/۵	۲۲	۰/۳۷۱	۵۵	۵/۲	۲۷	۰/۳۷۰۸
۱۹۰	۴۰	۴/۳	۲۴	۰/۳۷۱	۵۵	۴/۸	۲۷	۰/۳۷۱۲
۲۰۰	۴۰	۳/۸۵	۲۴	۰/۳۷۱۳	۵۵	۴	۲۴	۰/۳۷۰۷
۲۱۰	۴۰	۳/۵	۲۴	۰/۳۷۰۸	۵۵	۳/۵۷	۲۷	۰/۳۷۰۹

Used alone membrane for gas sweetening process



شکل ۴ دیاگرام سه بعدی انتخاب پذیری ها و تراوایی ها مختلف در واحد غشائی تنها

در شکل ۴ محورهای x, y, z به ترتیب $P/L, \alpha_2, \alpha_1$ می باشند. و رابطه معادله خطی آن به فرم زیر می باشد.

$$Z^1 = a + be^{x/wx} + cx^{0.5} + d.lnx + ey + fy^{0.5}lny + gy/lny + hy^{0.5} \quad (32)$$

که ثابت های این رابطه به شرح زیر می باشند.

$$a=10418/535, \quad b=-1/1826389, \quad c=0/1265557, \quad d=-0/34482124, \quad e=395/54761, \quad f=1288/401, \quad g=-4473/967, \quad h=-1215/0282$$

بازه استفاده از این رابطه برای α_1 بین ۱۴ تا ۵۵ و برای α_2 بین ۱۵۰ تا ۲۱۰ و برای P/L بین ۳ تا ۱۲ می باشد. و نحوه استفاده از این رابطه بدین صورت است که پارامترهای غشاء مورد نظر را که $P/L, \alpha_2, \alpha_1$ می باشد در رابطه ۳۲ می گذاریم اگر صدق کرد غشاء مورد نظر ما می باشد. البته برای مقادیر دیگر به غیر از α_1 و α_2 های ذکر شده در بالا محاسبات انجام شد ولی به نتایج مورد نظر نرسیدیم لذا فقط اعداد جدول ۵ را پیشنهاد می کنیم.

۸- محاسبه اقتصادی واحد ترکیبی (غشائی با آمین)

در یک سیستم ترکیبی ابتدا واحد غشائی مقداری از گازهای اسیدی (H_2S و CO_2) را جدا می کند، سپس باقی مانده آنرا واحد آمین تصفیه کرده و به استاندارد خط لوله می رساند. برای این منظور هزینه تصفیه گاز اسیدی تا حد مشخص، توسط غشاء را محاسبه کرده، سپس هزینه تصفیه باقی مانده گاز اسیدی در واحد آمین را حساب کرده و در نهایت این دو هزینه را با هم جمع کرده که هزینه واحد ترکیبی است. برای پیدا کردن بهینه ترین حالت ابتدا از مقدار گاز اسیدی ۵٪ خروجی از واحد غشائی محاسبات را شروع کرده، یعنی واحد غشائی گاز با مشخصات جدول ۳ را می گیرد، که شامل ۱۰٪ گاز اسیدی می باشد سپس آنرا با ۵٪ گاز اسیدی تحویل واحد آمین داده

جدول ۶ مقایسه GPC واحد ترکیبی در غلظت های گازهای اسیدی مختلف

غلظت گاز اسیدی تصفیه شده در واحد غشائی	۵٪	۴٪	۳٪	۲٪
GPC واحد غشائی	۰/۱۳۷۸	۰/۱۰۹۲	۰/۰۸۲۲	۰/۰۵۹۸
غلظت گاز اسیدی ورودی به واحد آمین	۵٪	۶٪	۷٪	۸٪
GPC واحد آمین	۰/۲۱۹	۰/۲۳۸۶	۰/۲۷۱۷	۰/۲۹۹۸
GPC واحد ترکیبی (آمین+غشائی)	۰/۳۵۶۵	۰/۳۴۷۸	۰/۳۵۳۹	۰/۳۵۹۶

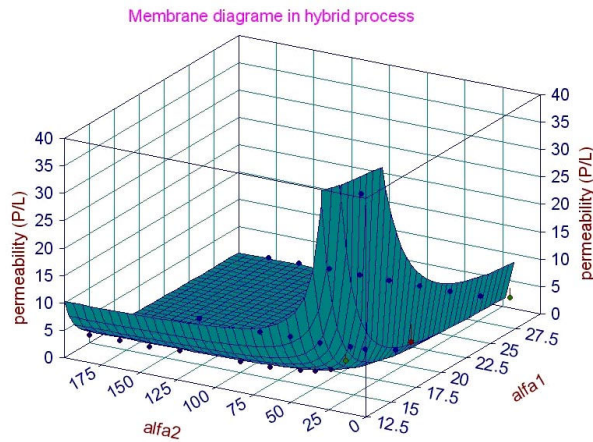
همانطور که در جدول بالا می بینیم در غلظت گاز اسیدی ۶٪ ورودی به واحد آمین کمترین GPC واحد ترکیبی را داریم، همچنین برای ساخت غشاء در واحد ترکیبی باید آنرا طوری بسازیم که GPC آن کمتر یا مساوی ۰/۱۱ باشد.

در اینجا نکته مهمی را اشاره می‌کنیم چون حلال به کار رفته در واحد آمین *DEA* می‌باشد، و این حلال به مجموع گاز اسیدی تحریک پذیر می‌باشد نه به ترکیب درصد از هر کدام از این گازها. در استفاده از واحد ترکیبی گستره تنوع غشاء انتخابی بسیار زیاد است، چون آن محدودیتی اقتصادی که غشاء به تنهایی کار تصفیه گاز و رساندن آنرا به استاندارد خط لوله را دارد، در اینجا نداریم. در جدول ۷ خصوصیات غشاءهای مورد استفاده در سیستم ترکیبی را بررسی می‌کنیم. در این جدول همچنین اثر فشارهای مختلف در خروجی از غشاء مرحله اول را مشاهده می‌کنیم به طوری که کمترین *GPC* ممکن را در نهایت خواهیم دید. در این جدول اعداد داخل پرانتز *GPC* فشارهای بررسی شده در سیستم غشائی برحسب *psia* می‌باشند. که *GPC* های بدست آمده در بهینه‌ترین حالت می‌باشند، یعنی کمترین *GPC* در فشار مورد نظر، همچنین در بهینه‌ترین نسبت A_1/A_2 می‌باشند. در تمام محاسبات جدول زیر فشار خروجی از جریان تراوش یافته مرحله دوم غشاء $Pp = 20 \text{ psia}$ می‌باشد.

جدول ۷ بررسی خصوصیات غشاءهای مورد استفاده در واحد ترکیبی

α_1	α_2	P/L	GPC(psi)	A_1/A_2	α_1	α_2	P/L	GPC(psi)	A_1/A_2
۱۵	۲۰	۳۷	۰/۱۱۰۳ (۶۰)	۶	۷۰	۲۰	۰/۶۷	۰/۱۱۰۲ (۴۰)	۷
۱۵	۵۰	۳	۰/۱۱۰۱ (۶۰)	۶	۷۰	۴۰	۰/۴۴	۰/۱۰۹۸ (۴۰)	۸
۱۵	۱۰۰	۲	۰/۱۱ (۳۰)	۶	۷۰	۶۰	۰/۳۵۵	۰/۱۱۰۱ (۴۰)	۸
۱۵	۱۶۰	۱/۴۵	۰/۱۱ (۳۰)	۶	۷۰	۱۰۰	۰/۲۸	۰/۱۱ (۳۰)	۸
۱۵	۲۰۰	۱/۳۵	۰/۱۱۰۱ (۳۰)	۶	۷۰	۱۴۰	۰/۲۴	۰/۱۱۰۱ (۳۰)	۸
۲۰	۲۰	۴/۵	۰/۱۰۹۹ (۶۰)	۶	۷۰	۱۸۰	۰/۲۱۷	۰/۱۱ (۳۰)	۸
۲۰	۵۰	۱/۶۵	۰/۱۱۰۱ (۶۰)	۶	۷۰	۲۰۰	۰/۲۰۷	۰/۱۱۰۱ (۳۰)	۸
۲۰	۱۰۰	۱/۱	۰/۱۱ (۳۰)	۶	۹۰	۲۰	۰/۵۳	۰/۱۱ (۳۰)	۷
۲۰	۱۶۰	۱/۱۵	۰/۱۱۰۲ (۳۰)	۶	۹۰	۴۰	۰/۳۶	۰/۱۰۹۸ (۳۰)	۸
۳۰	۲۰	۱/۸۵	۰/۱۱۰۱ (۶۰)	۷	۹۰	۶۰	۰/۲۹۱	۰/۱۱ (۳۰)	۸
۳۰	۴۰	۱/۰۲	۰/۱۱۰۳ (۵۰)	۷	۹۰	۱۰۰	۰/۲۳	۰/۱۱۰۱ (۳۰)	۸
۳۰	۱۰۰	۰/۶۲	۰/۱۰۹۷ (۴۰)	۷	۹۰	۱۴۰	۰/۲	۰/۱۰۹۹ (۳۰)	۸
۳۰	۱۴۰	۰/۵۳	۰/۱۰۹۹ (۳۰)	۷	۹۰	۱۸۰	۰/۱۸	۰/۱۰۹۹ (۳۰)	۸
۳۰	۱۸۰	۰/۴۶	۰/۱۱۰۲ (۳۰)	۷	۹۰	۲۰۰	۰/۱۷۳	۰/۱۰۹۹ (۳۰)	۸
۵۰	۲۰	۰/۹۶	۰/۱۱۰۲ (۵۰)	۷	۱۱۰	۲۰	۰/۴۳	۰/۱۱۰۲ (۳۰)	۷
۵۰	۴۰	۰/۵۹	۰/۱۱۰۱ (۴۰)	۸	۱۱۰	۶۰	۰/۲۵	۰/۱۰۹۸ (۳۰)	۸
۵۰	۱۰۰	۰/۳۷	۰/۱۱ (۳۰)	۸	۱۱۰	۱۰۰	۰/۲	۰/۱۰۹۸ (۳۰)	۸
۵۰	۱۴۰	۰/۳۲	۰/۱۰۹۸ (۳۰)	۸					
۵۰	۱۸۰	۰/۲۸۴	۰/۱۱ (۳۰)	۸					

با استفاده از جدول فوق که از مدل‌سازی و شبیه‌سازی سیستم غشائی دو مرحله‌ای با جریان برگشتی توسط نرم‌افزار *MATLAB* که به آن اشاره کردیم بدست آوردیم، می‌توانیم به عنوان مرجعی برای انتخاب هر نوع غشاء در واحد ترکیبی پالایشگاه خانگیران استفاده کنیم. حال با استفاده از این جدول نمودارها و روابط مربوطه را نیز بدست می‌آوریم که در شکل‌های ۵ و ۶ مشاهده می‌کنیم.



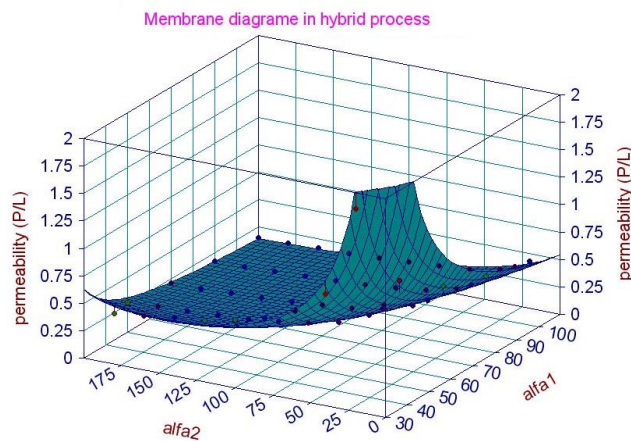
شکل ۵ دیاگرام سه بعدی انتخاب پذیرها و تراوایی های مختلف در واحد غشائی ترکیبی ($\alpha_1=15$ الی $\alpha_1=30$)

در شکل فوق محورهای x, y, z به ترتیب $P/L, \alpha_2, \alpha_1$ می باشند. و رابطه معادله خطی آن نیز به فرم زیر می باشد.

$$\ln z = a + b e^{x/wx} + c/y^2 \quad (33)$$

که ثابت های این رابطه به شرح زیر می باشند.

$$c = 1145/4247, b = 48/104722, a = -1/6696$$



شکل ۶ دیاگرام سه بعدی انتخاب پذیرها و تراوایی های مختلف در واحد غشائی ترکیبی ($\alpha_1=30$ الی $\alpha_1=110$)

در شکل فوق محورهای x, y, z به ترتیب $P/L, \alpha_2, \alpha_1$ می باشند. و رابطه معادله خطی آن نیز به فرم زیر می باشد.

$$Z = (a + b \ln x + c y) / (1 + d \ln x + e y + f y^2) \quad (34)$$

که ثابت های این رابطه به شرح زیر می باشند.

$$a = -0/40987, b = 0/03923, c = 0/00698, d = -0/301115, e = -0/005805, f = 2/41517e^{-5}$$

همانطور که در جدول ۷ مشاهده می کنیم بازه استفاده رابطه ۳۳ برای α_1 از ۱۵ تا ۳۰ و برای α_2 از ۲۰ تا ۲۰۰ می باشد و همچنین در رابطه ۳۴ برای α_1 از ۳۰ تا ۱۱۰ و برای α_2 از ۲۰ تا ۲۰۰ می باشد که برای رسیدن به $GPC=0/11$ (در جدول ۶ علت این مقدار از GPC را برای واحد ترکیبی بررسی کردیم) در P/L های مربوطه که در جدول ۷ مشاهده می کنیم می باشد. این بررسی ها در فشارهای خروجی psi ۳۰، ۴۰، ۵۰، ۶۰ از غشاء مرحله اول و همچنین فشار خروجی psi ۲۶ از غشاء مرحله دوم انجام گرفته است. همچنین اگر نخواهیم از جدول ۷ استفاده کنیم، کافی است که پارامترهای $\alpha_1, \alpha_2, P/L$ را در روابط ۳۳ و ۳۴ قرار دهیم اگر در این روابط صدق کردند غشاء مورد نظر ما می باشند. به عنوان مثال اگر بخواهیم غشاء سلولز استات را با استفاده از جدول ۷ بررسی کنیم با دانستن خصوصیات این غشاء

که $\alpha_1=20$ و $\alpha_2=20$ و $p/l=4/5$ در می یابیم که برای استفاده از سیستم غشائی تنها مناسب نمی باشد چون این خصوصیات در جدول ۵ وجود ندارد اما در جدول ۷ برای استفاده در سیستم ترکیبی آمین با غشاء طبق آنچه که بررسی کردیم وجود دارد و همچنین می بینیم $GPC=0/11$ را در فشار 60 psi و در نسبت $A_1/A_2=6$ دارد. اگر غشائی که از جداول و روابط فوق انتخاب کردیم در صنعت بودند، که سفارش خرید آن را می دهیم در غیر این صورت می توانیم سفارش ساخت آنرا به شرکت های معتبر جهانی فعال در این زمینه بدهیم.

۹- نتایج گیری

امروزه فرآیندهای غشائی به علت مزایای بسیار از جمله کوچک و کم هزینه بودن آنها امکان تصفیه گاز در سر چاه و کمتر بودن اثرات جانبی زیست محیطی، نسبت به فرآیندهای شیرین سازی به کمک جذب آمین، بسیار مورد توجه اند به خصوص برای نواحی دور افتاده و سکوهای نفتی دریایی. پس همانطور که در این مطالعه مشاهده کردید امکان استفاده از این سیستم ها را برای پالایشگاه خانگیان بررسی کردیم و همچنین از لحاظ اقتصادی مشاهده کردیم استفاده از سیستم غشائی به صورت ترکیبی در بالادست واحد آمین بسیار مناسب می باشد.

۱۰- مراجع

1. T.P.Shaw and P.W.Hughes, "Optimize CO₂ removal", Hydrocarbon Processing May 2001, pp.53-58
- ۲- دکتر مرتضی سهرابی، مهندس علیرضا وفائی منش، کتاب مقدمه ای بر غشاء و فرایندهای غشائی، چاپ اول ۱۳۸۸
3. B.D. Bhide and S.A. Stern, "Membrane processes for the removal of acid gases from natural gas. I. Process configurations and optimization of operating conditions", J. Of Membrane Sci. 81(1993)209
4. W.Echt "Hybrid systems: combining technologies leads to more efficient gas conditioning", UOP Technical Paper, 2002 Laurance Reid Gas Conditioning Conference
5. Bhide, A. Voskericyan, S. A. Stern, "Hybrid processes for the removal of acid gases from natural gas", Journal of Membrane Science, 140(1998)27-49
6. J.Hao, P.A.Rice and S.A.Stern, "Upgrading low-quality natural gas with H₂S- and CO₂-selective polymer membranes Part I. Process design and economics of membrane stages without recycle streams", J. Of Membrane Sci, 209(2002)177-206
7. Anjan K. Datta, Pradip K. Sen, "Optimization of membrane unit for removing carbon dioxide from natural gas" J. Membrane Sci 283 (2006) 291-300
- ۸- مهدی پورافشاری چنار، محمد سلطانیه، دانشگاه صنعتی شریف، دانشکده مهندسی شیمی و نفت، T.Matsuura، A.Tabe-Mohammadi، "مروری بر مدل سازی غشاها و مدول های غشائی و بکارگیری آنها در محاسبه تراوش پذیری اجزاء در مقیاس آزمایشگاهی با استفاده از مدول های یاب تو خالی"
9. J.M.Smith, H.C. Van ness "Introduction to chemical engineering thermodynamics", 4th ed
10. M.Pourafshari Chnar, M.Soltanieh, T.Matsuura, A.Tabe-Mohammadi, M.Sadeghi, "Application of Cardo-type polyimide (PI) and polyphenylene oxide (PPO) hollow fiber membranes in two stage membrane systems for CO₂/CH₄ separation", j. Membrane Sci. 324(2008)85-94
11. J.Hao, P.A.Rice and S.A.Stern, "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. Of Membrane Sci. 320(2008)108-122