

# مدل سازی و شبیه سازی سیستم غشایی نمزدایی و مقایسه اقتصادی آن با سایر روش های نمزدایی گاز طبیعی

پژوهش نفت

سال بیست و چهارم  
شماره ۷۶

صفحه، ۱۱۰-۱۲۲ ۱۳۹۲

تاریخ دریافت مقاله: ۹۰/۱۱/۴

تاریخ پذیرش مقاله: ۹۱/۱۱/۴

مهدی پورافشاری چنار<sup>۱\*</sup>، مهسان باصفا<sup>۱</sup> و مهرداد کسرائی یگانه<sup>۲</sup>

۱- گروه مهندسی شیمی، دانشکده مهندسی، دانشگاه فردوسی مشهد

۲- شرکت پالایش گاز شهید هاشمی نژاد

pourafshari@um.ac.ir

## چکیده

در این مطالعه طراحی و شبیه سازی فرآیندهای مختلف نمزدایی گاز طبیعی شامل فرآیندهای غشایی، جذب به کمک حلال و جذب سطحی انجام شده و نتایج حاصل از ارزیابی های اقتصادی این فرآیندها با یکدیگر مقایسه شده است. شبیه سازی واحد جذب به کمک حلال توسط نرم افزار Aspen-Hysys و مدل سازی و شبیه سازی سیستم غشایی در محیط نرم افزار MATLAB انجام شد. در تمامی فرآیندهای طراحی شده، هدف، رساندن میزان رطوبت موجود در جریان گاز طبیعی به مقدار مجاز موجود در خطوط لوله (یعنی  $7 \text{ lb}_m/\text{MMSCF}$ ) بوده است. نتایج به دست آمده نشان داد که در محدوده شرایط عملیاتی فرض شده در این مطالعه، هزینه جداسازی سیستم غشایی در سرعت های پایین خوراک کم تر از سایر واحدهای نمزدایی است. به تدریج و با افزایش سرعت خوراک و به دنبال آن کاهش قابل ملاحظه در هزینه های واحدهای جذب و جذب سطحی، این اختلاف کم تر می شود. به علاوه، تحت شرایط عملیاتی مورد استفاده در این مطالعه، هزینه واحدهای غشایی از واحدهای جذب سطحی نیز کم تر است. طبق نتایج حاصل از ارزیابی اقتصادی و بهینه سازی سیستم های ترکیبی

غشاء-جذب و نیز غشاء-جذب سطحی، در صورت استفاده از سیستم غشایی در بالادست هر یک از فرآیندهای نمزدایی و نیز با توجه به شرایط عملیاتی موجود در هر واحد نمزدایی، کاهش قابل ملاحظه ای در هزینه های جداسازی کل ایجاد خواهد شد.

واژه های کلیدی: ارزیابی اقتصادی، سیستم غشایی، شبیه سازی، مدل سازی، نمزدایی

## مقدمه

نمزدایی گاز طبیعی فرآیندی است که به منظور حذف بخار آب همراه با گاز طبیعی مورد استفاده قرار می گیرد. حذف رطوبت، موجب کاهش احتمال خوردگی، تشکیل هیدرات و یخ زدگی در خطوط لوله می گردد. همچنین رطوبت موجود باید برای رساندن نقطه شبنم گاز محصول به حد مطلوب، خارج گردد. مقدار مجاز آب ۷ پوند به ازای یک میلیون فوت مکعب استاندارد از گاز طبیعی

و سرد می‌گردد. تراکم این گاز باعث می‌شود تقریباً تمام بخار آب میعان شده و گاز باقی مانده تماماً به خوراک فشار بالا برگردانده می‌شود. در این ساختار بخشی از گاز خشک محصول خارج شده و پس از کاهش فشار، به عنوان گاز جاروب‌کننده<sup>۲</sup> در سمت جریان تراوش یافته مورد استفاده قرار می‌گیرد و سپس به همراه جریان تراوش یافته به بالادست غشاء برگردانده می‌شود. در این سیستم، اتلاف متان بسیار پایین است. در مقابل، به دلیل پیچیدگی سیستم و نیاز به یک کمپرسور، استفاده از این سیستم تنها به تعدادی کاربردهای دریایی محدود شده است.

بینسی و همکاران مطالعه‌ای را در زمینه مقایسه هزینه‌های جداسازی بین واحدهای غشایی و جذب به کمک حلال گلیکول انجام دادند که نتایج نشان می‌دهد بسته به عمر غشاء، سرعت جریان خوراک و شرایط عملیاتی، تأسیسات نم‌زدایی غشایی می‌توانند به صرفه‌تر از واحدهای گلیکول باشد [۲].

در این مطالعه، ساختار غشایی تک مرحله‌ای که در آن بخشی از جریان تراوش یافته پس از سردسازی و جداسازی آب مایع از آن، به جریان خوراک برگردانده می‌شود، به عنوان سیستم غشایی نم‌زدایی گاز طبیعی انتخاب گردیده و پس از مدل‌سازی، شبیه‌سازی و انجام ارزیابی‌های اقتصادی این سیستم، نتایج حاصل با نتایج ارزیابی‌های اقتصادی فرآیندهای نم‌زدایی توسط جذب و جذب سطحی مقایسه شده است.

### شرایط عملیاتی مبنا

میزان جداسازی قابل حصول در مرحله تراوش، سطح غشاء و نیز انرژی مورد نیاز به عوامل مختلفی مانند سرعت جریان و ترکیب خوراک مورد استفاده، دما، تراوش‌پذیری و انتخاب‌گری غشاء، اختلاف فشار در دو سمت غشاء، برش مرحله‌ای<sup>۳</sup> (کسر تراوش یافته از خوراک) و نیز الگوهای جریانی در سمت جریان باقی مانده و تراوش یافته وابسته می‌باشد. دما، فشار، سرعت و ترکیب

است. فرآیندهای متداول به منظور نم‌زدایی گاز طبیعی، جذب به کمک حلال و جذب سطحی [۱] بر روی سطح یک جاذب می‌باشند. در فرآیند جذب از یک حلال مانند گلیکول برای حذف بخار آب استفاده می‌شود و در فرآیند جذب سطحی، یک جاذب رطوبت جامد موجب میعان و در نتیجه جمع‌آوری بخار آب می‌گردد.

در دهه‌های اخیر استفاده از غشاهایی با انتخاب‌گری بالا به دلیل مصرف انرژی کم، هزینه‌های نگهداری پایین و نیز نیاز به فضای کم به دلیل مدولار بودن مورد توجه زیادی قرار گرفته است. فناوری غشایی به منظور نم‌زدایی گاز طبیعی می‌تواند یک جایگزین مناسب برای فرآیند جذب باشد. از جمله مزایای فناوری غشایی در مقایسه با دیگر روش‌های نم‌زدایی، کاهش انتشار BTEX، عدم وجود حلال و نیز کاهش در اندازه و وزن تأسیسات می‌باشد [۲]. در مقابل، یکی از مشکلات اصلی واحدهای غشایی، اتلاف بخشی از متان به همراه بخار آب در جریان گاز تراوش یافته است. از آن جا که خوراک ورودی در این سیستم‌های جداسازی، گاز طبیعی فشار بالاست، مقدار رطوبت موجود در آن پایین می‌باشد ولی با وجود استفاده از غشاهای با تراوش‌پذیری بالا نسبت به بخار آب، مقدار قابل توجهی از هیدروکربن‌های موجود در خوراک همراه بخار آب از غشاء عبور می‌نماید [۳]. راه‌کارهای مختلفی به منظور کاهش میزان اتلاف متان پیشنهاد شده است [۳-۵].

الروگ و برینکمان [۴]، استفاده از غشاء جهت نم‌زدایی گاز طبیعی فشار بالا را بر مبنای نتایج حاصل از کاربردهای غشایی در جداسازی بخارات مواد آلی از جریان‌های فرآیندی و نیز خشک کردن هوا بررسی نموده‌اند. آن‌ها به منظور کاهش اتلاف متان در سیستم‌های غشایی نم‌زدایی گاز طبیعی و کاهش قابل ملاحظه در نقطه شبنم محصول، از یک پمپ خلاء در سمت جریان تراوش یافته استفاده نمودند. به این ترتیب سیستم غشایی کوچک شده و میزان اتلاف متان به کم‌تر از ۱٪ می‌رسد. ولی هزینه سیستم خلاء غشایی بسیار بالاست. راه‌کار دیگر جهت کاهش میزان اتلاف متان، توسط آویل و همکاران [۳] پیشنهاد شده است که در آن سیستم غشایی در فشار تراوش یافته نزدیک به فشار اتمسفری کار می‌کند و سپس گاز تراوش یافته متراکم

1. Benzene, Toluene, Ethylbenzene and Xylene  
2. Sweep Gas  
3. Stage-cut

غلظت، نیرو محرکه‌ی جداسازی می‌باشد. انتقال اجزای گازی از میان غشاهای چگال، توسط رابطه ۱ بیان می‌شود:

$$j_i = D_i \frac{dc_i}{dz} = \frac{D_i}{l} (c_{f,i} - c_{p,i}) \quad (1)$$

به دلیل انحلال‌پذیری پایین گازها در پلیمرها، فرآیندهای جذب و دفع می‌توانند به خوبی توسط قانون هنری توصیف گردند:

$$C_i = K_i P_i \quad (2)$$

به این ترتیب رابطه ۱ به صورت رابطه ۳ خواهد بود:

$$j_i = \frac{D_i K_i (p_{f,i} - p_{p,i})}{l} \quad (3)$$

ضریب نفوذ  $D_i$  نشان‌دهنده جنبش مولکول‌ها در غشاء و ضریب جذب  $K_i$  نشان‌دهنده تعداد مولکول‌هایی است که در غشاء حل شده‌اند. حاصل ضرب  $D_i K_i$  به صورت  $P_i$  نشان داده شده و تراوش‌پذیری غشاء نامیده می‌شود که معیاری از توانایی غشاء در عبور دادن اجزای گازی می‌باشد. به این ترتیب رابطه ۳ به صورت رابطه ۴ ساده خواهد شد:

$$j_i = \frac{P_i}{l} (p_{f,i} - p_{p,i}) \quad (4)$$

از آن جا که عمده جداسازی‌های تجاری گاز بر مبنای غشاهای پلیمری دارای لایه انتخاب‌گر چگال صورت می‌گیرد، در این مطالعه از سازوکار انحلال-نفوذ برای مدل‌سازی سیستم‌های غشایی استفاده شده است. در مدل‌سازی سیستم غشایی نیاز به الگوهای جریانی می‌باشد که این الگوها شامل اختلاط کامل، ناهمسو، همسو و جریان عرضی می‌باشد [۷]. پن [۸] در مطالعات خود نشان داده که الگوی جریان عرضی، جداسازی گازی را در غشاهای نامتقارن به نحو مطلوبی توصیف می‌کند.

خوراک با توجه به منبع گاز طبیعی متفاوت است. شرایط عملیاتی مورد استفاده در ارزیابی‌های اقتصادی صورت گرفته در این مطالعه برای واحدهای جداسازی غشایی، جذب و جذب سطحی به صورت خلاصه در جدول ۱ آمده است. جریان‌های خوراک به صورت اشباع از بخار آب و عاری از دی‌اکسیدکربن و سولفید هیدروژن در نظر گرفته شده است. می‌توان از غشاهای مختلفی که قادر به حذف رطوبت از هوا می‌باشند، برای نم‌زدایی گاز طبیعی استفاده نمود. این غشاهای دارای انتخاب‌گری بالا نسبت به بخار آب در مقایسه با متان (بیشتر از ۵۰۰) می‌باشند، ولی در عمل به دلیل مشکلاتی نظیر پدیده پلاریزاسیون غلظت در غشاء، پلاستیکی شدن غشاء و اثر رقابتی اجزاء، این مقدار در حدود ۲۰۰ خواهد بود [۶]. به طور معمول از غشاهای پلیمری که در مدل‌های الیاف توخالی ساخته می‌شوند، برای نم‌زدایی گاز طبیعی استفاده می‌گردد. به این ترتیب در این مطالعه، انتخاب‌گری (نسبت تراوش‌پذیری بخار آب به متان) برابر با ۲۰۰ برای مدل‌سازی غشاء و مقایسه با سایر روش‌های نم‌زدایی گاز طبیعی مورد استفاده قرار گرفته است.

## جداسازی غشایی

### مدل‌سازی سیستم غشایی

در غشاهای چگال، جداسازی بر مبنای سازوکار انحلال-نفوذ<sup>۱</sup> صورت می‌گیرد. به این ترتیب که ابتدا مولکول‌های گازی در داخل غشاء حل شده و سپس به دلیل گرادیان پتانسیل شیمیایی از میان غشاء نفوذ می‌کنند. مرحله نفوذ که در حقیقت مرحله کنترل‌کننده سرعت می‌باشد، توسط قانون فیک<sup>۲</sup> توصیف می‌شود. در این حالت، گرادیان

جدول ۱- شرایط عملیاتی مبنای واحدهای جداسازی

سرعت خوراک	۱۵ MMSCFD تا ۱۲۰ MMSCFD
فشار سمت خوراک	۷۵۰ psia
فشار سمت تراوش یافته در واحد غشایی	۲۰ psia
دمای خوراک	۸۶ °F
ترکیب خوراک ورودی	متان اشباع از بخار آب
غلظت نهایی بخار آب در گاز خشک خروجی	۷ lb/MMSCF

1. Solution-Diffusion

2. Fick's law

این جا بخار آب) و با تراوش پذیری پایین‌تر (در این جا متان) و زیر نویس‌های  $\Gamma$  و  $p$  نشان‌گر جریان‌های باقی‌مانده و تراوش یافته می‌باشند.

روابط دیفرانسیلی موازنه جرم در هر المان به صورت زیر است:

$$(9)$$

$$-d(q_r x_i) = d(q_p y_i) = dQ_i = 10^{-6} \left( \frac{P}{l} \right)_i dA (x_i p_r - y_i p_p)$$

$$-d(q_r) = \sum_{i=1}^n dQ_i \quad (10)$$

در طول غشاء ( $z \neq 0$ ) روابط زیر نیز برقرار است:

$$q_r = q_f - \sum_{z=0}^z dq_r \quad (11)$$

$$x_i = \frac{q_f x_{f,i} - \sum_{z=0}^z d(q_r x_i)}{q_r} \quad (12)$$

همچنین برای جریان تراوش یافته روابط ۱۳ و ۱۴ برقرار می‌باشد:

$$q_p = q_f - q_r \quad (13)$$

$$y_p = \frac{q_f x_{f,i} - q_r x_{r,i}}{q_p} \quad (14)$$

در الگوی جریان عرضی فوق، فرض شده که غلظت در هر المان مقدار خاص خود را دارد که از نسبت تراوش پذیری‌های اجزاء (رابطه ۸) قابل محاسبه است [۹].

در الگوی جریان عرضی، جریان در سمت خوراک به صورت جریان قالبی<sup>۱</sup> فرض شده و جریان تراوش یافته عمود بر سطح غشاء از آن خارج می‌گردد. در این مطالعه از الگوی جریان عرضی استفاده شده و از افت فشار در داخل مدول غشایی صرف‌نظر شده است. شکل ۱ شماتیک الگوی مورد استفاده در این مطالعه برای شبیه‌سازی سیستم غشایی را نشان می‌دهد.

با توجه به این که معادلات حاکم بر مدول‌های غشایی دیفرانسیلی هستند، برای حل معادلات دیفرانسیلی حاکم، از روش تفاضل‌های محدود استفاده شده است. روابط حاکم بر سیستم، شرایط مرزی و مدل‌سازی مدول به شرح زیر می‌باشد:

در  $z=0$  (ابتدای مدول) و در سمت خوراک:

$$x_i = x_{f,i} \quad (5)$$

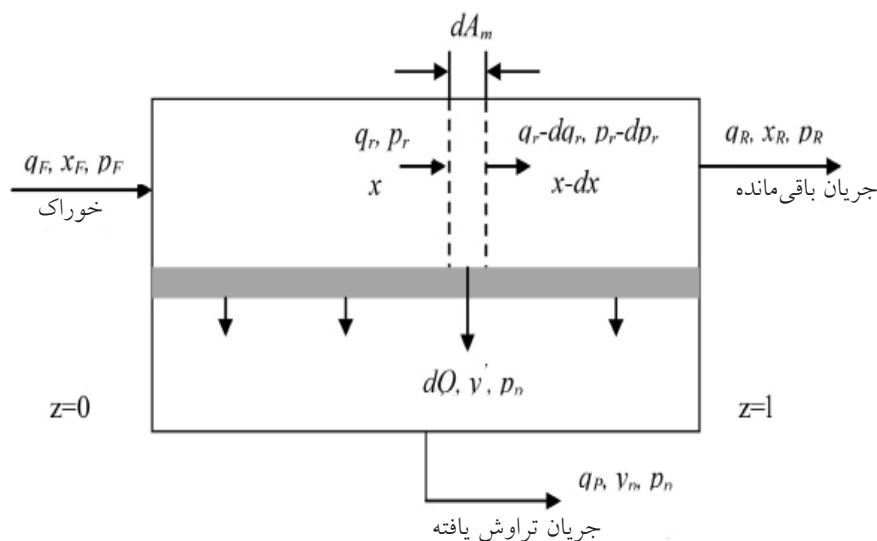
$$q_r = q_f \quad (6)$$

$$P_r = P_f \quad (7)$$

و در سمت جریان تراوش یافته:

$$\frac{y_i'}{y_j'} = \frac{\left( \frac{P}{l} \right)_i (x_i p_r - y_i p_p)}{\left( \frac{P}{l} \right)_j (x_j p_r - y_j p_p)} \quad (8)$$

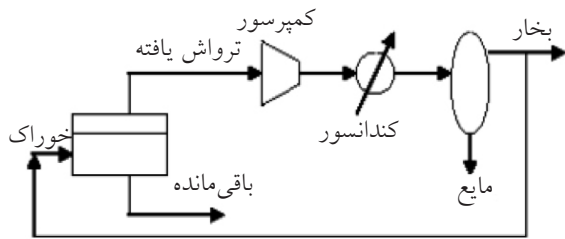
در روابط فوق، پارامتر  $P/l$  نشان‌دهنده تراوش پذیری اجزاء،  $i$  و  $j$  به ترتیب معرف اجزای با تراوش پذیری بالاتر (در



شکل ۱- شماتیک الگوی جریان عرضی در مدول غشایی

1. Plug

نیازی به بررسی ساختارهای چند مرحله‌ای نمی‌باشد.



شکل ۲- ساختار غشایی مورد استفاده برای نم‌زدایی گاز طبیعی

### جذب گاز

#### جذب به کمک حلال

یکی دیگر از فرآیندهای نم‌زدایی گاز طبیعی که در این مطالعه مورد بررسی قرار گرفته است، فرآیند متداول جذب می‌باشد. در شبیه‌سازی فرآیند جذب با حلال، از حلال تری‌اتیلن گلیکول استفاده شده است. دی‌گرام واحد جذب با حلال در شکل ۳ نشان داده شده است. شبیه‌سازی فرآیند جذب به کمک نرم‌افزار Aspen Hysys ۲۰۰۶ صورت گرفته و محاسبات مربوط به هزینه‌های تجهیزات موجود در این فرآیند با توجه به نمودارها و روابط ذکر شده در مراجع [۱۰] و [۱۱] انجام شده است.

#### جذب سطحی گاز

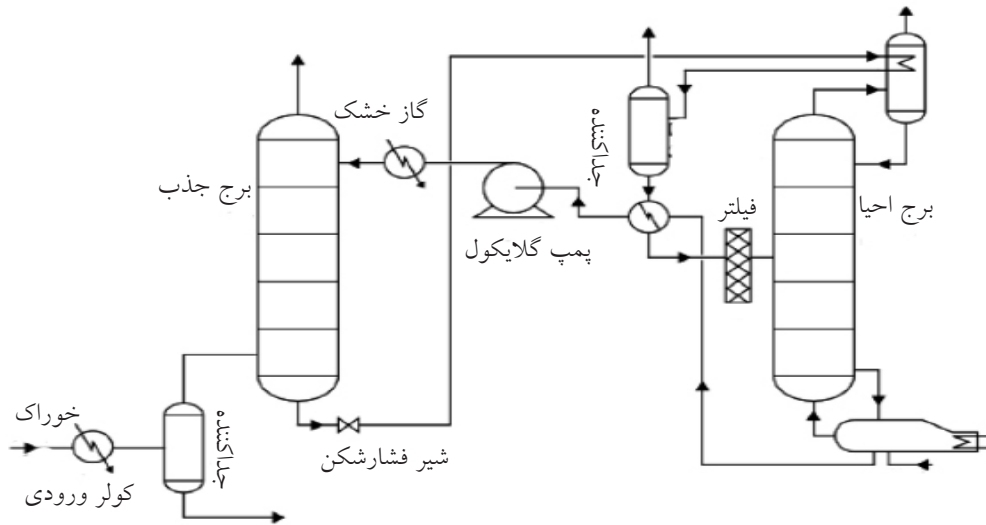
در بخش دیگری از این مطالعه فرآیند جذب سطحی با نوسانات دمایی<sup>۲</sup> به عنوان فرآیند جداسازی بررسی شد. شماتیک این فرآیند در شکل ۴ نشان داده شده است. همان‌طور که در این شکل مشاهده می‌شود، فرآیند جذب سطحی با نوسانات دمایی شامل سه بستر جذب می‌باشد که در آن بستر اول در حالت جذب، بستر دوم در حالت احیاء و بستر سوم در حال سرد شدن می‌باشد. بخشی از گاز مرطوب ورودی (در حدود ۱۰٪) به منظور خنک کردن بستر سوم مورد استفاده قرار می‌گیرد. این گاز پس از سردسازی بستر وارد یک گرم‌کن شده و دمای آن افزایش می‌یابد. گاز گرم شده سپس وارد بستر دوم شده و موجب احیای جاذب می‌گردد.

مدل‌سازی فرآیند غشایی به وسیله برنامه‌نویسی در محیط MATLAB انجام شده است. همان‌طور که اشاره شد، معادلات دیفرانسیلی حاکم به کمک روش تفاضل‌های محدود حل شده‌اند. در این مدل، غشاء به چندین المان تقسیم می‌شود که برای هر المان معادلات انتقال جرم درون المان (معادلات ۹ تا ۱۴) باید حل شوند. معادله ۸ یک معادله غیر خطی است که باید به روش‌های عددی حل شود تا ترکیب جریان تراوش‌یافته خروجی از هر المان مشخص گردد. جریان باقیمانده خروجی از هر المان به عنوان خوراک برای المان بعدی عمل می‌کند که سرعت و ترکیب آن از طریق اعمال یک موازنه جرم ساده حول المان حاصل می‌شود. داده‌های ورودی برای مدل عبارتند از فشارهای سمت خوراک و جریان تراوش‌یافته، سرعت خوراک، ترکیب خوراک و تراوش‌پذیری اجزاء. مقدار تراوش‌پذیری بخار آب با توجه به داده‌های موجود در مرجع [۲] که در آن از غشای تجاری PRISM® استفاده شده، برابر با ۱۰۰۰ GPU<sup>۱</sup> و انتخابگری بخار آب به متان (همان‌طور که پیشتر ذکر شد) برابر با ۲۰۰ در نظر گرفته شده است. در نهایت هدف از این مدل‌سازی، به دست آوردن سطح غشای مورد نیاز برای رسیدن به شرایط خروجی مشخصی است که توسط کاربر تعیین می‌گردد.

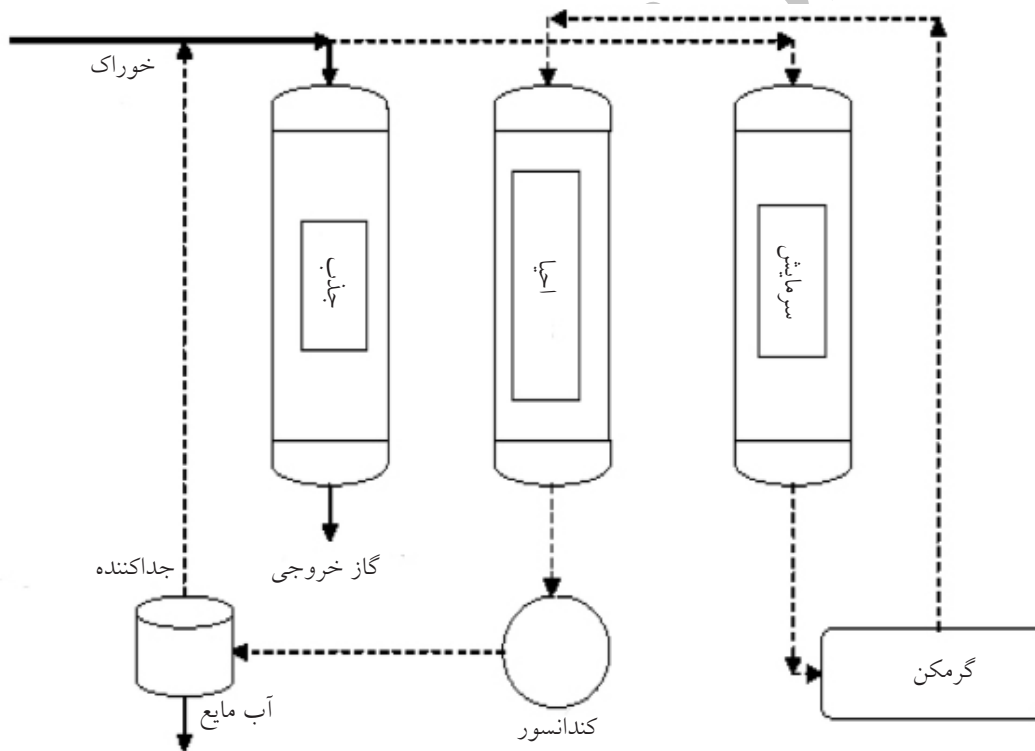
### طراحی فرآیند غشایی

نمایی از ساختار غشایی مورد استفاده در این مطالعه در شکل ۲ نشان داده شده است. جریان تراوش‌یافته ابتدا متراکم شده و سپس در کندانسور سرد می‌شود. در نتیجه این سردسازی، بخشی از رطوبت موجود در جریان گاز جدا می‌گردد. جریان گاز باقی‌مانده به خوراک فشار بالا برگردانده می‌شود. بخشی از بخار خروجی از جداکننده نیز به محیط فرستاده می‌شود. جریان باقی‌مانده حاصل از سیستم غشایی، گاز خشک محصول می‌باشد. از آن‌جا که در نم‌زدایی گاز طبیعی معمولاً میزان رطوبت موجود در جریان گاز که باید از آن حذف گردد پایین می‌باشد، برش‌های مرحله‌ای پایین بوده [۴ و ۵] و به نظر می‌رسد استفاده از سیستم غشایی تک مرحله‌ای برای رسیدن به مشخصات مورد نیاز برای خطوط لوله مناسب است و

1. Gas Permeation Unit (1 GPU=10<sup>-6</sup> cm<sup>3</sup>(STP)/cm<sup>2</sup>.s.cmHg)  
2. Temperature Swing Adsorption (TSA)



شکل ۳- نمایی از واحد نم‌زدایی به کمک حلال گلیکول [۱۲]



شکل ۴- نمایی از واحد نم‌زدایی به کمک جذب سطحی

فرآیند جذب سطحی نیز مشابه با دو فرآیند دیگر (جذب به کمک حلال و غشاء) و بر مبنای نمودارها و روابط موجود در مراجع [۱۰] و [۱۱] عمل شده است. معادلات لازم برای طراحی بسترهای جذب سطحی در مراجع مختلف موجود است [۱]. در این جا به صورت خلاصه روند استفاده از این معادلات بیان شده است [۱]:

در نهایت جریان گاز خروجی از این بستر وارد کندانسور شده و سرد می‌گردد. در نتیجه این سردسازی، بخشی از رطوبت و هیدروکربن‌های سنگین موجود در گاز جدا می‌شوند که در جداکننده از جریان گاز خارج می‌گردند. جریان گاز باقی‌مانده به خط اصلی جریان خوراک جهت فرآورش برگردانده می‌شود. برای محاسبه هزینه تجهیزات موجود در فرآیند و نیز هزینه‌های جداسازی کل، برای

بستر تغییر کرده و محاسبات تکرار شوند [۱].  
در حالتی که بستر در مرحله احیاء قرار دارد، به صورت  
ذیل عمل می‌شود:

اولین مرحله، محاسبه کل گرمای مورد نیاز برای دفع آب  
( $Q_w$ )، گرم کردن جاذب ( $Q_{si}$ ) و محفظه ( $Q_{st}$ ) است که از  
روابط (۲۲) تا (۲۵) به دست می‌آید. ۱۰٪ برای اتلاف گرما  
( $Q_{hl}$ ) در نظر گرفته می‌شود.

$$Q_w = \left(1800 \frac{Btu}{lb}\right) (lbs \text{ of water on bed}) \quad (22)$$

$$Q_{si} = (lb \text{ of sieve}) \left(\frac{C_{p,sieve} Btu}{lb \text{ } ^\circ F}\right) (T_{rg} - T_i) \quad (23)$$

$$Q_{st} = (lb \text{ of steel}) \left(\frac{0.12 Btu}{lb \text{ } ^\circ F}\right) (T_{rg} - T_i) \quad (24)$$

$$Q_{hl} = (heat \text{ loss}) = (Q_w + Q_{si} + Q_{st}) (0.1) \quad (25)$$

ظرفیت گرمایی برای جاذب سیلیکاژل که در رابطه (۲۳)  
استفاده می‌شود برابر است با  $0.25 \text{ Btu/lb } ^\circ F$  [۱].

برای محاسبه دبی گاز مورد نیاز برای احیای بستر، نیاز به  
کل بار حرارتی مصرفی برای احیاء می‌باشد که از رابطه  
(۲۶) به دست می‌آید:

$$Q_{tr} = 2.5(Q_w + Q_{si} + Q_{st} + Q_{hl}) \quad (26)$$

زمان مورد نیاز برای گرم کردن معمولاً برابر با ۶۰٪ کل  
زمان احیاء در نظر گرفته می‌شود. دبی گاز احیاء طبق رابطه  
(۲۷) خواهد شد:

$$m_{rg} = \frac{Q_{tr}}{C_p (T_{hot} - T_b) (\text{heating time})} \quad (27)$$

که در این رابطه:

$$C_p (Btu / lb \text{ } ^\circ F) = \frac{(H_{hot} - H_i)}{(T_{hot} - T_b)} \quad (28)$$

مقادیر  $H_i$  و  $H_{hot}$  از مرجع [۱] به دست می‌آید.

### ارزیابی اقتصادی سیستم‌های نمرزادی

ارزیابی اقتصادی و فرضیات در نظر گرفته شده برای  
سیستم غشایی، بر مبنای مطالعات هائو و همکاران [۱۳]  
می‌باشد. پارامترهای مورد استفاده در ارزیابی اقتصادی  
فرآیند جداسازی غشایی در جدول ۲ ارائه شده است.

محاسبه سرعت بیشینه با استفاده از رابطه (۱۵):

$$V_{max} = \left\{ \frac{(\Delta P / L)_{max}}{C \rho} \right\}^{1/2} - \left[ \frac{(B / C)(\mu / \rho)}{2} \right] \quad (15)$$

در این رابطه، ثوابت B و C به ترتیب برابر با ۰/۰۵۶ و  
۰/۰۰۰۰۸۸۹ در نظر گرفته شدند [۱]. مقدار  $(\Delta P / L)_{max}$  نیز  
معمولاً برابر با ۰/۳۳ psi/ft در نظر گرفته می‌شود.

- محاسبه حداقل قطر بستر با توجه به رابطه (۱۶):

$$D_{min} = \left( \frac{4q}{\pi V_{max}} \right)^{0.5} \quad (16)$$

- انتخاب نزدیک‌ترین قطر استاندارد به قطر حداقل  
( $D_{selected}$ )

- محاسبه سرعت ظاهری متناظر با این قطر انتخابی طبق  
رابطه (۱۷):

$$V_{adjusted} = V_{max} \left( \frac{D_{min \text{imum}}}{D_{selected}} \right)^2 \quad (17)$$

- محاسبه مقدار آبی که در هر سیکل از جریان گاز خارج  
می‌گردد.

- محاسبه مقدار جاذب مورد نیاز و ارتفاع بستر با استفاده  
از روابط (۱۸) و (۱۹):

$$S_s = \frac{W_r}{0.13(C_{SS})(C_T)} \quad (18)$$

$$L_s = \frac{4(S_s)}{\pi(D^2)(bulk \text{ density})} \quad (19)$$

در روابط فوق، ثوابت  $C_T$  و  $C_{SS}$  با توجه به دمای بستر و  
با فرض اشباع بودن جریان گاز ورودی، به ترتیب برابر با  
۰/۹۷ و ۱ می‌باشد [۱].

- محاسبه طول منطقه انتقال جرم از رابطه (۲۰):

$$L_{MTZ} = \left( \frac{V_{adjusted}}{35} \right)^{0.3} (Z) \quad (20)$$

که در آن مقدار Z برابر است با ۱/۷ [۱].

- در نهایت ارتفاع کل جاذب مورد نیاز مجموع  $L_s$  و  $L_{MTZ}$   
خواهد بود.

- محاسبه افت فشار بستر با توجه به قطر انتخابی از رابطه  
(۲۱) به دست می‌آید:

$$(\Delta P / L)_{adjusted} \cong (0.33 \text{ psi / ft}) \left( \frac{V_{adjusted}}{V_{max}} \right)^2 \quad (21)$$

- در انتها افت فشار کل بستر برابر با حاصل ضرب مقدار به  
دست آمده از رابطه (۲۱) در ارتفاع کل بستر خواهد بود.  
این افت فشار طراحی باید بین ۵ تا ۸ psi باشد. در غیر این  
صورت باید مدت زمان سیکل جذب و دفع و یا مقدار قطر

جدول ۲- پارامترهای ارزیابی اقتصادی و فرضیات به کار گرفته شده برای واحد غشایی [۱۳]

$10\$/ft^2$	کل هزینه مدول غشایی
$8650\$(HP/\eta)^{0.82}$	هزینه کمپرسور نصب شده
هزینه مدول غشایی + هزینه کمپرسور نصب شده	هزینه‌های ثابت
$1/12$ هزینه‌های ثابت	هزینه واحد نصب شده
$0/2$ هزینه واحد نصب شده	هزینه پیش‌بینی نشده
هزینه واحد نصب شده + هزینه پیش‌بینی نشده	کل سرمایه‌گذاری تجهیزات
$0/1$ هزینه‌های عملیاتی و نگهداری سالیانه	هزینه راه‌اندازی واحد
کل سرمایه‌گذاری تجهیزات + هزینه راه‌اندازی واحد	کل سرمایه‌گذاری واحد (TPI)
$0/05$ کل سرمایه‌گذاری تجهیزات	هزینه قرارداد و نگهداری مواد
$0/015$ کل سرمایه‌گذاری تجهیزات	بیمه و مالیات
$15\$/h$	هزینه مستقیم کارگر (بر مبنای ۸ ساعت در روز به ازای ۲۵ MMSCFD از خوراک)
$1/15$ هزینه مستقیم کارگر	هزینه بالاسری کارگری
$5\$/ft^2$	هزینه تعویض غشاء
$0/07\$/kWh$	تسهیلات (توان مصرفی کمپرسور)
هزینه قرارداد و نگهداری مواد + بیمه و مالیات + هزینه مستقیم کارگر + هزینه بالاسری کارگری + هزینه تعویض غشاء + تسهیلات	هزینه‌های عملیاتی و نگهداری سالیانه (VOM)
$OSF \times F_N \times XFN_{CH_4} \times FLCH_4 \times 365$ (OSF = %۹۶)	هزینه سالانه اتلاف گاز طبیعی (NGLS)
$NGLS \times NHV \times NWP$	هزینه سالانه اتلاف متان در جریان تراوش یافته ( $CH_4LS$ )
$0/2$ کل سرمایه‌گذاری واحد	هزینه بازگشت سرمایه (CRC) (۵ سال مدت بازگشت سرمایه)
$[CRC + CH_4LS + VOM] / [365 \times OSF \times F_N \times (1 - SCE) \times 1000]$	هزینه فرآورش گاز (GPC)
	فرضیات دیگر
۴ سال	عمر غشاء
$2\$/MMBtu$	هزینه گاز طبیعی خام (NWP)
$10.66/8 MMBtu/MMSCF$	ارزش حرارتی گاز طبیعی (NHV)
$0/8$	راندمان کمپرسور ( $\eta$ )
هزینه بازگشت سرمایه + هزینه سالانه اتلاف متان در جریان تراوش یافته + هزینه‌های عملیاتی و نگهداری سالیانه	هزینه عملیاتی کل (TOC)

برای محاسبه هزینه سرمایه‌گذاری واحدهای جذب و جذب سطحی، نیاز به قیمت کل تجهیزات واحد می‌باشد. معمولاً سایر هزینه‌ها همان‌طور که در جدول ۳ آمده به صورت درصدی از قیمت کل تجهیزات بیان می‌شود.

در تمامی محاسبات اقتصادی، هزینه به صورت "هزینه جداسازی کل" (TSC) گزارش شده که بر طبق تعریف TSC بر حسب  $\$/MSCF$  و به صورت زیر محاسبه می‌شود:

$$TSC = \frac{TOC}{1000 \times Feed \text{ flow rate (MMSCFD)} \times 350} \quad (29)$$

ارزیابی اقتصادی فرآیندهای جذب و جذب سطحی مطابق با روش پیشنهادی در مرجع [۱۱] صورت گرفته است.



جدول ۳- پارامترهای مربوط به هزینه سرمایه‌گذاری واحدهای جذب و جذب سطحی به صورت درصدی از قیمت کل تجهیزات [۱۱]

هزینه‌های مستقیم	درصد از هزینه تجهیزات تحویل داده شده
هزینه انتقال تجهیزات	۱۰۰
هزینه نصب تجهیزات	۴۷
هزینه ابزار دقیق و کنترل	۳۶
لوله‌کشی	۶۸
سیستم‌های الکتریکی	۱۱
ساختمان‌ها	۱۸
محوطه‌سازی	۱۰
خدمات	۷۰
هزینه‌های غیر مستقیم	
مهندسی و نظارت	۳۳
هزینه‌های ساخت	۴۱
هزینه پیمانکاری	۲۲
پیش‌بینی نشده	۴۸
هزینه سرمایه‌گذاری ثابت	هزینه‌های مستقیم + هزینه‌های غیر مستقیم
هزینه کارگری	۱۵ درصد از هزینه سرمایه‌گذاری کل
هزینه سرمایه‌گذاری کل	هزینه کارگری + هزینه سرمایه‌گذاری ثابت

کارگر در نظر گرفته شده است. زمان عملیات ۸ ساعت در روز به ازای هر MMSCFD ۲۵ از خوراک لحاظ می‌شود. تعداد روز کاری در سال ۳۵۰ روز و هزینه هر ساعت کارگر، ۱۵ دلار منظور شده است. همچنین هزینه بازگشت سرمایه نیز طبق مطالعه زاید و همکاران [۱۴]، برابر با ۲۷/۷٪ از هزینه سرمایه‌گذاری کل (بر مبنای ۱۰ سال عمر دستگاه‌ها) در نظر گرفته می‌شود. مجموع هزینه‌های کارگر، نظارت، تسهیلات، نگهداری و تعمیرات، عملیاتی و هزینه بازگشت سرمایه، هزینه جداسازی کل (TSC) را تشکیل می‌دهد که به صورت \$/ MSCF of feed گزارش می‌شود.

مجموع این هزینه‌ها، هزینه سرمایه‌گذاری ثابت<sup>۱</sup> نامیده می‌شود و مجموع هزینه سرمایه‌گذاری ثابت و کارگری<sup>۲</sup>، هزینه سرمایه‌گذاری کل را تشکیل می‌دهد. برای در نظر گرفتن قیمت تجهیزات اضافی موجود در فرآیند که در شبیه‌سازی لحاظ نشده، مقدار ۱۰٪ به قیمت کل تجهیزات واحد اضافه می‌شود.

برای محاسبه هزینه عملیاتی سالانه، پارامترهای مختلفی در نظر گرفته می‌شود که معمولاً به صورت درصدی از هزینه تولید کل<sup>۳</sup> و یا هزینه‌های سرمایه‌گذاری ثابت بیان می‌شود. نتایج در جدول ۴ ارائه شده است.

برای محاسبه هزینه کارگر از تعریف زاید و همکاران [۱۴] استفاده شده که در آن هزینه کارگر دو برابر هزینه مستقیم

1. Fixed Capital Investment (FCI)  
2. Working Capital Investment (WCI)  
3. Total Production Cost (TPC)

جدول ۴- پارامترهای مربوط به هزینه‌ی عملیاتی کل [۱۱]

هزینه کارگر	محاسبه شود
نظارت	۰/۱۵ هزینه کارگر
تسهیلات	۰/۱ هزینه کل تولید
نگهداری و تعمیرات	۰/۰۶ هزینه سرمایه‌گذاری ثابت
عملیاتی	۰/۱۵ هزینه نگهداری و تعمیرات
هزینه‌های آزمایشگاهی	۰/۱۵ هزینه کارگر
استهلاک	روش MACRS
مالیات	۰/۰۲ هزینه سرمایه‌گذاری ثابت
بیمه	۰/۰۱ هزینه سرمایه‌گذاری ثابت
هزینه‌های بالاسری واحد	۰/۵ هزینه کارگر و هزینه نگهداری
هزینه‌های اداری	۰/۲۵ هزینه کارگر
هزینه توزیع و بازاریابی	۰/۰۵ هزینه کل تولید
هزینه تحقیق و توسعه	۰/۰۵ هزینه کل تولید

### نتایج و بحث

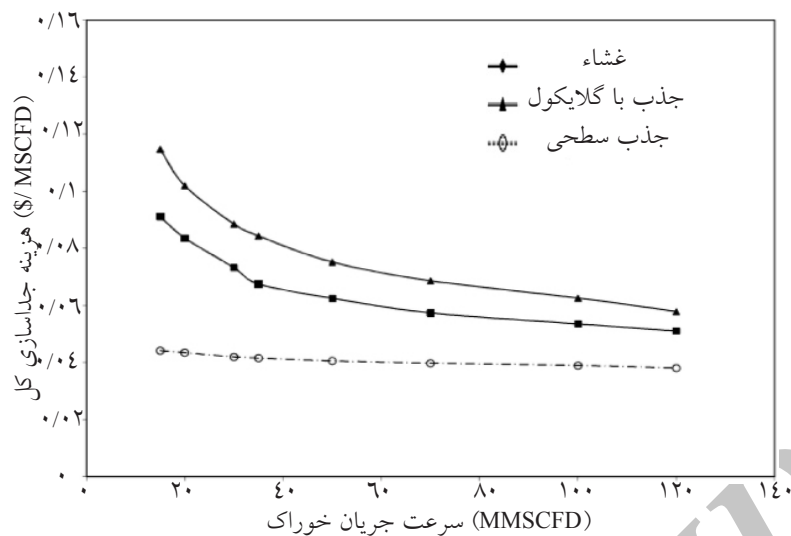
#### هزینه‌های جداسازی کل در واحدهای مختلف نهم‌زدایی

هزینه‌های جداسازی کل برای واحدهای مختلف نهم‌زدایی شامل واحد جذب سطحی، جذب و نیز واحد غشایی تک مرحله‌ای با جریان برگشتی بر مبنای شرایط عملیاتی موجود در جدول ۱ محاسبه شده و نتایج حاصل در شکل ۵ ارائه شده است. همان‌طور که مشاهده می‌شود، هزینه جداسازی واحد غشایی در سرعت‌های پایین خوراک بسیار کمتر از سایر واحدهای نهم‌زدایی است. به تدریج و با افزایش سرعت خوراک و به دنبال آن کاهش قابل ملاحظه هزینه‌های واحدهای جذب و جذب سطحی، این اختلاف کمتر خواهد شد تا آن‌جا که احتمالاً در سرعت‌های بالاتر از ۲۰۰ MMSCFD، واحد غشایی در مقایسه با واحد جذب به صرفه نخواهد بود. در مقایسه با واحد جذب سطحی نیز در محدوده سرعت‌های مورد مطالعه، هزینه این واحد بالاتر از سیستم غشایی می‌باشد. این اختلاف به دلیل وجود گرم‌کن و کندانسور در فرآیند جذب سطحی است که هزینه زیادی را به واحد جداسازی تحمیل می‌کند. به علاوه، همان‌طور که مشاهده می‌شود، هزینه واحد غشایی نسبت به سرعت جریان خوراک حساس نیست، ولی در

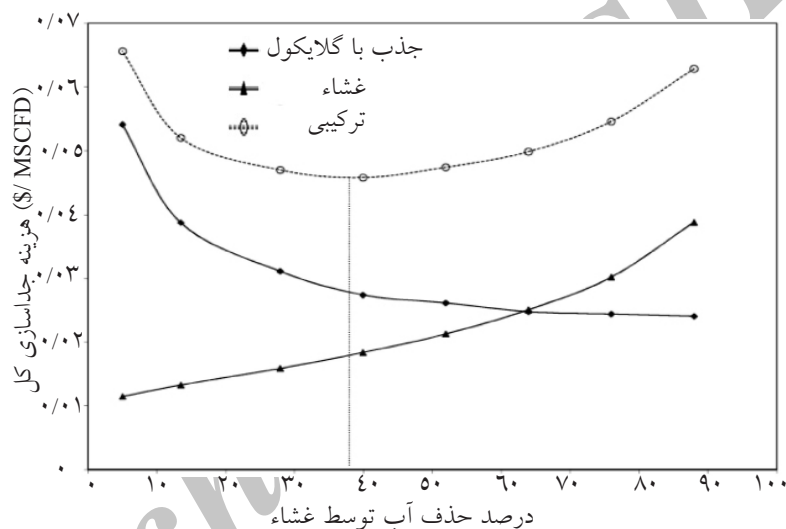
سایر واحدها، با افزایش سرعت، هزینه جداسازی کل کاهش می‌یابد.

#### شبیه‌سازی و بهینه‌سازی اقتصادی سیستم ترکیبی غشاء-جذب

مدل‌سازی و شبیه‌سازی بخش‌های مختلف سیستم ترکیبی بر مبنای روش‌های ارائه شده در بخش‌های قبلی برای سیستم‌های غشایی و جذب به کمک حلال گلیکول به تنهایی انجام گرفت. در سیستم ترکیبی، ابتدا جریان گاز وارد یک سیستم غشایی شده و خروجی از آن وارد واحد گلیکول می‌گردد تا در نهایت به مشخصات لازم برسد. در نتیجه، مقدار رطوبتی که توسط واحد غشایی حذف می‌شود، باید بهینه گردد. در شبیه‌سازی واحد ترکیبی، بهینه‌سازی این متغیر برای غلظت‌های مختلف بخار آب ورودی که در واقع تابع فشار جریان خوراک است، انجام گرفته و در نهایت هزینه واحد ترکیبی بهینه جهت مقایسه با دیگر واحدها وارد محاسبات شده است. به طور مثال، نتایج محاسبات برای سرعت جریان ۳۵ MMSCFD و متان اشباع از بخار آب در دمای ۸۶ °F و فشار ۷۵۰ psia در شکل ۶ ارائه شده است.



شکل ۵- مقایسه هزینه‌های جداسازی کل در واحدهای مختلف نمدایی بر حسب سرعت خوراک بر مبنای شرایط عملیاتی موجود در جدول ۱



شکل ۶- بهینه‌سازی سیستم ترکیبی غشاء-جذب برای نمدایی گاز (سرعت خوراک: ۳۵ MMSCFD، فشار: ۷۵۰ psia، دمای ورودی: ۸۶ °F)

شبهه‌سازی و بهینه‌سازی اقتصادی سیستم ترکیبی غشاء-

#### جذب سطحی

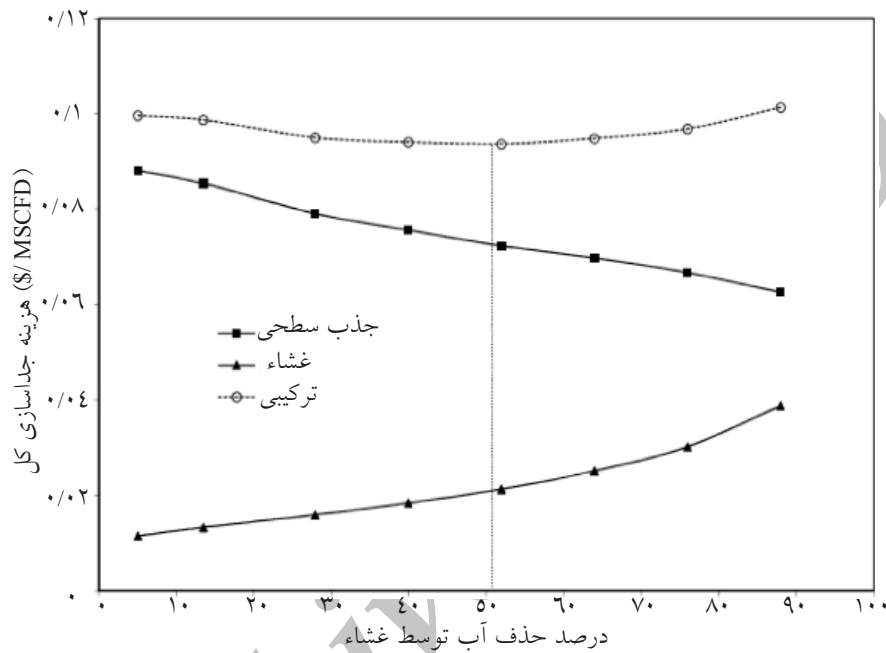
مشابه شبهه‌سازی‌های انجام شده برای سیستم ترکیبی غشاء-جذب، برای سیستم ترکیبی غشاء-جذب سطحی نیز عمل شده و سیستم بهینه تعیین شده است. نتایج حاصل در شکل ۷ نشان داده شده است. همان طور که مشاهده می‌شود، در این شرایط، سیستم ترکیبی بهینه، واحدی است که در آن در حدود ۵۰٪ از رطوبت موجود در خوراک توسط واحد غشایی حذف گردد. برای نمونه مطالعاتی در نظر گرفته شده در این حالت، نتایج ارزیابی اقتصادی برای فرآیند جذب سطحی، غشایی و ترکیبی در جدول ۶ خلاصه شده است. نتایج نشان می‌دهد که در این سرعت و ترکیب خوراک، فرآیند غشایی تک مرحله‌ای با جریان برگشتی مقرون به صرفه است.

همان طور که مشاهده می‌شود، واحد ترکیبی بهینه غشاء-جذب واحدی است که در آن در حدود ۳۸٪ از رطوبت موجود در جریان گاز به کمک سیستم غشایی جدا می‌گردد و سپس تصفیه نهایی توسط واحد جذب صورت می‌گیرد. بر این اساس در بهینه‌سازی انجام گرفته در تمامی غلظت و سرعت‌های مورد بررسی، ساختار بهینه انتخاب شده است. برای نمونه مطالعاتی در نظر گرفته شده در این حالت، نتایج ارزیابی اقتصادی برای فرآیند جذب، غشایی و ترکیبی در جدول ۵ خلاصه شده است.

همان‌طور که نتایج نشان می‌دهد، در شرایط عملیاتی ذکر شده، فرآیند غشایی تک مرحله‌ای با جریان برگشتی مقرون به صرفه است.

جدول ۵- نتایج نهایی ارزیابی اقتصادی فرآیندهای جذب، غشایی و ترکیبی (سرعت خوراک: ۳۵ MMSCFD، فشار: ۷۵۰ psia، دمای ورودی: ۸۶ °F)

فرآیند	هزینه (دلار به ازای هر ۱۰۰۰ فوت مکعب استاندارد از خوراک)
جذب با گلیکول	۰/۰۶۴۴
غشای تک مرحله‌ای با جریان برگشتی	۰/۰۴۵
ترکیبی غشاء-جذب	۰/۰۴۵۸



شکل ۷- بهینه‌سازی سیستم ترکیبی غشاء-جذب سطحی برای نم‌زدایی گاز (سرعت خوراک: ۳۵ MMSCFD، فشار: ۷۵۰ psia، دمای ورودی: ۸۶ °F)

جدول ۶- نتایج نهایی ارزیابی اقتصادی فرآیندهای جذب سطحی، غشایی و ترکیبی (سرعت خوراک: ۳۵ MMSCFD، فشار: ۷۵۰ psia، دمای ورودی: ۸۶ °F)

فرآیند	هزینه (دلار به ازای هر ۱۰۰۰ فوت مکعب استاندارد از خوراک)
جذب سطحی	۰/۰۹۳۸
غشای تک مرحله‌ای با جریان برگشتی	۰/۰۴۵
ترکیبی غشاء-جذب سطحی	۰/۰۹۳۶

مکعب استاندارد از گاز بوده است. مقایسه فرآیند غشایی با دیگر روش‌های نم‌زدایی گاز طبیعی شامل فرآیندهای جذب و جذب سطحی نشان می‌دهد که در سرعت‌های پایین خوراک، هزینه جداسازی واحد غشایی بسیار کم‌تر از سایر واحدهای نم‌زدایی است. به تدریج و با افزایش سرعت خوراک و به دنبال آن کاهش قابل ملاحظه هزینه‌های واحدهای جذب و جذب سطحی، این اختلاف کم‌تر خواهد شد تا آن جا که در سرعت‌های بالاتر

### نتیجه‌گیری

در این مطالعه، نم‌زدایی گاز طبیعی با استفاده از فرآیند جداسازی غشایی از طریق طراحی فرآیند و ارزیابی اقتصادی بررسی شده است. در تمامی شبیه‌سازی‌های انجام شده، جریان گاز خوراک به صورت اشباع از بخار آب در نظر گرفته شده است و هدف رساندن میزان رطوبت موجود در جریان گاز به مقدار مجاز موجود در خطوط لوله یعنی حدود ۷ پوند به ازای یک میلیون فوت

$D_{min}$ : قطر بستر جذب (ft)  
 $H$ : آنتالپی (Btu/lb)  
 $j_i$ : فلاکس حجمی (مولی)  $(\text{cm}^3(\text{STP})/(\text{cm}^2 \text{ s}))$   
 $K_i$ : ضریب جذب  
 $\text{cm}^3(\text{STP})$  of component  $i/\text{cm}^3$  of polymer .cmHg  
 $L_s$ : ارتفاع بستر جذب (ft)  
 $l$ : ضخامت غشاء (cm)  
 $\dot{m}_{Tg}$ : سرعت جرمی گاز احیاء (lb/h)  
 $P_i$ : تراوش پذیری غشاء  
 $(\text{Barrer}, 1 \text{ Barrer}=10^{-10} \text{ cm}^3(\text{STP}).\text{cm}/\text{cm}^2.\text{s}.\text{cmHg})$   
 $p_{f,i}$ : فشار جزئی جزء  $i$  در سمت خوراک (cmHg)  
 $p_{p,i}$ : فشار جزئی جزء  $i$  در سمت جریان تراوش یافته (cmHg)  
 $Q_i$ : سرعت تراوش جزء  $i$   $(\text{cm}^3/\text{s})$   
 $Q_{tr}$ : کل بار حرارتی مصرفی برای احیاء در فرآیند جذب سطحی (Btu)  
 $Q_{in}$ : گرمای مورد نیاز برای دفع آب در فرآیند جذب سطحی (Btu)  
 $Q_{si}$ : گرمای مورد نیاز برای گرم کردن جاذب در فرآیند جذب سطحی (Btu)  
 $Q_{st}$ : گرمای مورد نیاز برای گرم کردن محفظه و اتصالات در فرآیند جذب سطحی (Btu)  
 $Q_{ht}$ : گرمای اتلافی در فرآیند جذب سطحی (Btu)  
 $q$ : سرعت گاز ورودی در فرآیند جذب سطحی  $(\text{ft}^3/\text{min})$   
 $q_f$ : سرعت جریان گاز خوراک در سیستم غشایی  $(\text{cm}^3/\text{s})$   
 $q_p$ : سرعت جریان گاز باقی مانده در سیستم غشایی  $(\text{cm}^3/\text{s})$   
 $q_p$ : سرعت جریان گاز تراوش یافته  $(\text{cm}^3/\text{s})$   
 $S_s$ : جرم جاذب موجود در هر بستر جذب سطحی (lb)  
 $T_{Tg}$ : دمای احیاء در فرآیند جذب سطحی  $(^\circ\text{F})$   
 $V$ : سرعت ظاهری بخار در فرآیند جذب سطحی  $(\text{ft}/\text{min})$   
 $W_r$ : مقدار رطوبت حذف شده در هر ساعت از سیکل جذب (lb)  
 $x$ : جزء مولی گاز در سمت خوراک  
 $y$ : جزء مولی گاز در سمت جریان تراوش یافته و خروجی از مدول غشایی  
 $y'$ : غلظت موضعی گاز در سمت جریان تراوش یافته

از MMSCFD ۲۰۰، واحد غشایی در مقایسه با واحد جذب به صرفه نخواهد بود. در مقایسه با واحد جذب سطحی نیز در محدوده شرایط عملیاتی مورد بررسی در این مطالعه، هزینه این واحد بالاتر از سیستم غشایی می‌باشد. این اختلاف به دلیل وجود گرم‌کن و کندانسور در فرآیند جذب سطحی است که هزینه‌ی زیادی را به واحد جداسازی تحمیل می‌کند. همچنین با توجه به شرایط عملیاتی موجود در این مطالعه، استفاده از سیستم غشایی به صورت ترکیبی با هر یک از فرآیندهای نم‌زدایی می‌تواند صرفه‌جویی زیادی را در هزینه‌های جداسازی کل به همراه داشته باشد. به نحوی که در سیستم ترکیبی غشاء-جذب، برای یک شرایط عملیاتی مبنای شامل سرعت جریان خوراک برابر با MMSCFD ۳۵، در دمای  $86^\circ\text{F}$  و فشار ۷۵۰ psia، چنانچه سیستم غشایی در حدود ۳۸٪ از رطوبت اولیه موجود در خوراک را حذف کرده و باقی مانده توسط واحد جذب حذف گردد و یا در فرآیند ترکیبی غشاء-جذب سطحی، ۵۰٪ از بخار آب در واحد غشایی حذف شده و مابقی در واحد جذب سطحی حذف شود، هزینه‌های جداسازی کل کاهش خواهند یافت. لازم به ذکر است که به دلیل حساسیت بالای هزینه‌های جداسازی کل در واحدهای مختلف نم‌زدایی به شرایط عملیاتی و نیز پارامترهایی مانند قیمت گاز طبیعی، به نظر می‌رسد انجام یک آنالیز حساسیت نسبت به این پارامترها و نیز ترسیم نمودار مرزهای اقتصادی هر یک از فرآیندهای نم‌زدایی، راه‌کاری مناسب به منظور تعیین فرآیند نم‌زدایی بهینه برای هر یک از پالایشگاه‌های گاز کشور می‌باشد.

### تشکر و قدردانی

بدین وسیله از امور پژوهش و فناوری شرکت پالایش گاز شهید هاشمی‌نژاد به دلیل حمایت مالی و پشتیبانی از این مطالعه تشکر می‌گردد.

### علائم و نشانه‌ها

$C_{p,sieve}$ : ظرفیت گرمایی جاذب (Btu/lb. $^\circ\text{F}$ )  
 $dA$ : سطح تراوش در هر المان غشایی  $(\text{cm}^2)$   
 $D_i$ : ضریب نفوذ  $(\text{cm}^2/\text{s})$

$\rho$ : دانسیته ( $\text{lb/ft}^3$ )

$z$ : فاصله در طول الیاف از ابتدای مدول غشایی (cm)

$\mu$ : ویسکوزیته (cP)

## مراجع

- [1]. Gas Processors Suppliers Association (GPSA) Engineering Data Book, 12<sup>th</sup> Ed., Vol. 2, 2004.
- [2]. Binci F., Ciarapica F. E. and Giacchetta G., *Natural gas dehydration in offshore rigs: Comparison between traditional glycol plants and innovative membrane systems*, <http://www.membrane.unsw.edu.au/imstec03/content/papers/IND/imstec033.pdf>
- [3]. Auvil S. R., Choe J. S., Kellogg L. J., *Use of membrane separation to dry gas streams containing water vapor*, U.S. Patent: 5259869, 1993.
- [4]. Ohlrogge K. and Brinkmann T., "Natural gas cleanup by means of membranes", *Annals of the New York Academy of Sciences*, Vol. 984, pp. 306–317, 2003.
- [5]. Baker R. W. and Lokhandwala K., "Natural gas processing with membranes: An overview", *Ind. Eng. Chem. Res.*, Vol. 47, pp. 2109-2121, 2008.
- [6]. Baker R. W., *Membrane technology and applications*, 2<sup>nd</sup> Ed., John Wiley & Sons, Ltd., 2004.
- [7]. Stern S. A., Walawender W. P., "Analysis of membrane separation parameters", *J. Sep. Sci.*, Vol. 4, pp. 123-153, 1969.
- [8] Pan C. Y., "Gas separation by permeators with high-flux asymmetric membranes", *AIChE J.*, Vol. 29, pp. 545-552, 1983.
- [9]. پورافشاری چنار م.، تصفیه گاز طبیعی به روش غشایی، پایان‌نامه دکتری، دانشگاه صنعتی شریف، شهریور ۱۳۸۵.
- [10]. Peters M. S. and Timmerhaus K. D., *Plant design and economics for chemical engineers*, 4<sup>th</sup> Ed., McGraw-Hill, Inc., 1991.
- [11]. Seider W. D. and Seader J. D., *Product and Process Design Principles*, 2<sup>nd</sup> Ed., John Wiley and Sons, Inc., 2004.
- [12]. Christensen D. L., *Thermodynamic simulation of the water/glycol mixture*, Aalborg University Esbjerg, (AAUE), 2009 (<http://www.scribd.com/doc/78180962/Gas-Dehydration>).
- [13]. Hao J., Rice P. A. and Stern S. A., "Upgrading low-quality natural gas with H<sub>2</sub>S- and CO<sub>2</sub>-selective polymer membranes Part II. Process design, economics, and sensitivity study of membrane stages with recycle streams", *J. Membr. Sci.*, Vol. 320, pp. 108–122, 2008.
- [14]. Bhide B.D., Voskericyan A. and Stern S.A., "Hybrid processes for the removal of acid gases from natural gas", *J. Membr. Sci.*, Vol. 140, pp. 27-49, 1998.