

مدل سازی جذب انتخابی گاز هیدروژن سولفید توسط محلول متیل دی اتانول آمین در برج جذب پر شده

مرتضی افخمی پور، رضا آذین، شهریار عصفوری*⁺

بوشهر، دانشگاه خلیج فارس، دانشکده مهندسی، گروه مهندسی شیمی

چکیده: در این مقاله، یک مدل پایدار بر اساس انتقال جرم برای جذب انتخابی گاز هیدروژن سولفید در محلول متیل دی اتانول آمین در برج جذب پر شده ارائه شده است. این مدل می تواند توزیع غلظت اجزای گازهای نفوذ کننده و توزیع دما در فازهای گاز و مایع برای سیستم (MDEA-H₂S-CO₂-H₂O) پیش بینی کند. برای پیش بینی توزیع غلظت گاز کربن دی اکسید از ثابت های سینتیکی درجه دوم واکنش میان این گاز و محلول متیل دی اتانول آمین استفاده شده است و از بین داده های موجود، بهترین ثابت با توجه به نتیجه ها انتخاب شده است. همچنین پارامترهای مؤثر در به دست آوردن این توزیع ها و نقطه بیشینه ضریب انتخاب پذیری در این مدل بررسی شده است. برای بررسی درستی مدل ارائه شده، نتیجه های به دست آمده از آن با استفاده از داده های یک واحد نیمه صنعتی و همچنین با استفاده از داده های موجود برج جذب پر شده واحد شیرین سازی فازهای ۴ و ۵ مجتمع گاز پارس جنوبی مقایسه شده است. نتیجه های به دست آمده نشان دهنده تطابق خوب پیش بینی مدل ارائه شده و داده های تجربی می باشد.

واژه های کلیدی: انتقال جرم، هیدروژن سولفید، کربن دی اکسید، جذب، برج پر شده، ضریب انتخاب پذیری.

KEY WORDS: Mass transfer, Hydrogen sulfide, Carbon dioxide, Absorption, Packed column, Selectivity factor.

مقدمه

دوچندان می کند. با توجه به استانداردهای موجود در زمینه گاز شیرین، مقدار هیدروژن سولفید در جریان گازی نباید از ۳ ppm تجاوز کند.

مطالعه های بسیاری در زمینه مدل سازی انتقال جرم جذب گاز کربن دی اکسید و جذب همزمان گازهای هیدروژن سولفید و کربن دی اکسید توسط محلول متیل دی اتانول آمین در برج پر شده انجام شده است. پاجیکو^(۱) و همکاران در سال ۱۹۹۸ میلادی مدل سازی جذب همزمان گاز هیدروژن سولفید و گاز کربن دی اکسید را

یکی از فرایندهای اصلی در پالایش گاز طبیعی، جداسازی گازهای اسیدی می باشد. در طی این فرایند، هیدروژن سولفید و کربن دی اکسید و دیگر گازهای اسیدی به وسیله محلول آمین از گاز طبیعی در برج جذب جدا می شوند. نیازها و الزامات ایمنی و زیست محیطی به دلیل سمی بودن بسیار زیاد گاز هیدروژن سولفید و همچنین جلوگیری از فرسودگی و خوردگی خط لوله و تجهیزات انتقال و توزیع گاز ضرورت جداسازی هیدروژن سولفید را نسبت به جداسازی کربن دی اکسید و ترکیب های گازهای اسیدی

*عهده دار مکاتبات

+E-mail: osfour@pgu.ac.ir

(۱) Pacheco

گاز هیدروژن سولفید و کربن دی اکسید و محلول متیل دی اتانول آمین در نظر گرفته شده است. در این مطالعه با استفاده از اصول پین/دایا که تاکنون برای سامانه‌هایی که شامل گاز کربن دی اکسید و حلال‌های آمین به کار برده شده است، استفاده می‌شود و این مدل برای سامانه گاز هیدروژن سولفید و کربن دی اکسید و محلول متیل دی اتانول آمین توسعه داده می‌شود. با توجه به فرضیات مدل و به دست آوردن معادله‌های حاکم بر برج جذب پر شده و حل این معادله‌ها، توزیع غلظت اجزا در فازهای گاز و مایع و همچنین به دلیل انتقال جرم همراه با واکنش شیمیایی و آزاد شدن گرما در این فرایند، توزیع دما در فاز گاز و مایع نیز به دست آورده می‌شوند.

مهمترین فرضیه‌های در نظر گرفته شده در این مدل عبارتند از:

- تعادل شیمیایی در فاز مایع برای اجزای واکنش دهنده در توده برقرار است.

- جریان‌های گاز و مایع در قسمت پر شده به صورت جریان قالبی می‌باشد.

- از افت فشار در برج صرف نظر می‌شود.

- برج به صورت آدیاباتیک بررسی می‌شود.

- سطح ویژه انتقال جرم و گرما برای ذرات پر شده به صورت یکسان می‌باشد.

- هر دو فاز گاز و مایع ایده آل فرض می‌شوند.

به دلیل اینکه سامانه دارای الکترولیت‌های ضعیف می‌باشد فرض ایده آل بودن فاز مایع در ممکن است غیرواقعی به نظر برسد. مدل‌های ترمودینامیکی گوناگونی برای محاسبه فشار جزئی تعادل گازهای اسیدی بر روی محلول آمین وجود دارد، در مدل انتقال جرم مقدرهای تعادلی گاز هیدروژن سولفید، به دلیل واکنش سریع میان گاز هیدروژن سولفید و محلول متیل دی اتانول آمین به طور معمول صفر در نظر گرفته می‌شود [۶]. به دلیل پیچیده بودن سامانه‌ی مورد نظر و حل معادله‌های دیفرانسیل غیرخطی در این مدل از یک مدل ترمودینامیکی ساده استفاده می‌شود، که این مدل پیش‌بینی معقولی از فشارهای تعادلی گازهای هیدروژن سولفید و کربن دی اکسید در بازه‌ی مشخص بارگذاری اسیدی، به همراه خواهد داشت.

موازنه جرم و انرژی

مدل ریاضی برج جذب پر شده بر اساس موازنه جرم و انرژی می‌باشد. به همین منظور یک ارتفاع دیفرانسیلی از ستون پر شده برج جذب مطابق شکل ۱ در نظر گرفته می‌شود. برای به دست آوردن

در محلول آمین با استفاده از تعمیم الگوریتم‌های برج تقطیر در نرم افزار اسپن پلاس انجام دادند [۱]. بولهار^(۱) و همکاران نیز در سال ۲۰۰۳ میلادی بر اساس کار باجیکو و همکاران با تعمیم مدل‌های برج تقطیر برای جذب گازهای اسیدی توسط محلول آمین، الگوریتمی برای واحد شیرین سازی گاز ارایه کردند [۲]. همچنین مطالعه‌های بسیاری نیز در ارتباط با جذب گاز کربن دی اکسید توسط محلول‌های آمین انجام شده است. مدلسازی برج جذب آدیاباتیکی پر شده که از اصول انتقال جرم پیروی می‌کند توسط پین/دایا^(۲) در سال ۱۹۸۳ میلادی ارایه شده است [۳]. این مدلسازی برای گاز کربن دی اکسید و مونواتانول آمین و با استفاده از موازنه انرژی و جرم و فرض ایده آل بودن فاز گاز و مایع و استفاده از ضریب افزایش ضریب انتقال جرم و حل معادله‌ها با مقدار مرزی به روش پرتابی^(۳) انجام شده است.

تانی واچ واسی کول^(۴) و همکاران در سال ۱۹۹۲ میلادی همان اصول پین/دایا را به کار بردند و مدلسازی دو سامانه مونواتانول آمین و گاز کربن دی اکسید و سدیم هیدروکسید و کربن دی اکسید را انجام دادند و برای مطابقت داده‌های مدل از یک واحد نیمه صنعتی استفاده کردند [۴]. جوستین^(۴) و همکاران در سال ۲۰۰۶ میلادی، مدل برج جذب پر شده را برای سیستم گاز کربن دی اکسید و محلول ۲-آمینو-۲-متیل-۱-پروپانول ارایه دادند. آنها در این مطالعه از فرض ایده آل بودن فاز مایع و یک مدل ساده برای محاسبه فشار جزئی تعادلی گاز کربن دی اکسید بر روی محلول آمین استفاده کردند و نتیجه‌های مدل را با داده‌های یک واحد نیمه صنعتی مطابقت دادند [۵]. در این مطالعه، برخلاف مدل بولهار و همکاران [۲] یک مدل جامع برای جذب گاز همراه با واکنش شیمیایی ارایه شده است. مدل، تقریبی از کار پین/دایا می‌باشد [۳]. همانگونه که بیان شد، اساس مدل پین/دایا برای جذب گاز کربن دی اکسید توسط محلول آمین نوع اول می‌باشد لیکن در این مطالعه با در نظر گرفتن همزمان نرخ انتقال جرم و گرما، مدل پین/دایا برای جذب گاز هیدروژن سولفید و کربن دی اکسید توسط محلول متیل دی اتانول آمین در برج جذب پر شده توسعه داده می‌شود.

بخش نظری

مدل ریاضی برج جذب پر شده

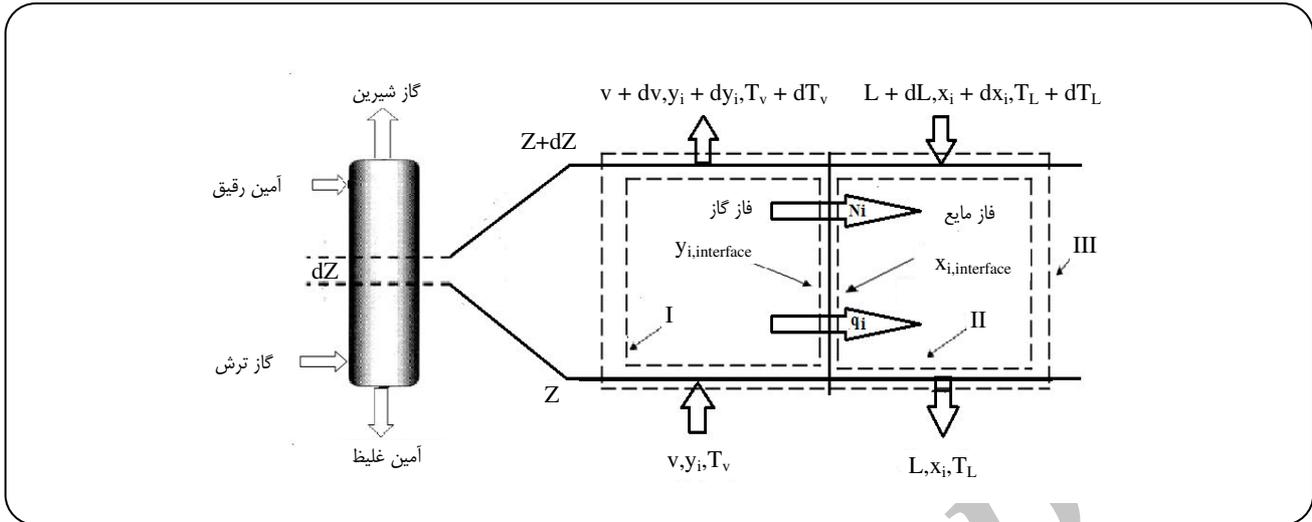
به دلیل طبیعت فرایند جذب، مدل انتقال جرم برای سامانه‌ی

(۱) Bolhar

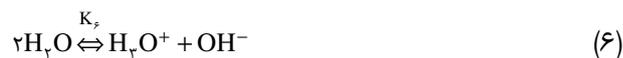
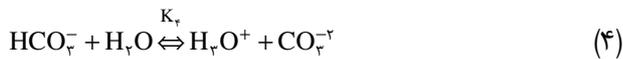
(۲) Pandya

(۳) Shooting Method

(۴) Tontiwachwuthikul



شکل ۱- ارتفاع دیفرانسیلی از برج جذب از نوع پر شده.



در این مدلسازی از روش ترمودینامیکی ساده ای بر مبنای مدل کنت /ایزنبرگ^(۱) استفاده شده است [۸]. در این مدل برای به دست آوردن مقادیر تعادلی گاز هیدروژن سولفید و کربن دی اکسید از واکنش های تقریبی زیر به جای مکانیسم واکنش های بالا استفاده می شود.



در این واکنش های غلظت یون های S^{2-} ، CO_3^{2-} ، OH^- به دلیل کم بودن در یک بازه ی بارگذاری اسیدی مشخص در نظر گرفته نمی شود. با توجه به کم بودن غلظت گازهای اسیدی و پایین بودن فشار، مقادیر ضریب فعالیت و ضریب فوگاسیته برابر یک فرض می شوند. با استفاده از قانون هنری برای محلول های رقیق و همچنین با استفاده از رابطه تعادل شیمیایی و داشتن ثابت های تعادلی و هنری در بازه ی بارگذاری مشخص گازهای اسیدی برای محلول متیل دی اتانول آمین می توان فشارهای تعادلی را محاسبه کرد.

معادله تغییر جرم در هر فاز باید بعد از برقرار کردن موازنه جرم کلی در هر فاز، برای هر کدام از اجزای درون فازها به طور جداگانه موازنه جرم نوشته شود. برای موازنه انرژی، به دلیل تبادل گرمایی بین دو فاز و وجود اثرهای گرمایی ناشی از واکنش در فاز مایع، دمای دو فاز در طول برج تغییر می کند. در نتیجه برای فازهای گاز و مایع، موازنه انرژی نوشته می شود تا تغییر دما در هر فاز به دست آید. مقاومت انتقال گرما در فاز مایع در مقایسه با مقاومت انتقال گرما در فاز گاز کم می باشد، در نتیجه دمای فصل مشترک معادل با دمای توده مایع فرض می شود. معادله های انتقال جرم و انرژی، شار و ضریب های انتقال جرم حاکم بر سامانه در پیوست ۱ نشان داده شده است. در معادله (۱-۱۸) مقاومت فاز مایع در برابر نفوذ آب در این فاز ناچیز فرض شده است در نتیجه ضریب انتقال جرم کلی با ضریب انتقال جرم فردی فاز بخار برابر است.

مکانیسم واکنش و ترمودینامیک:

مکانیسم واکنش گازهای اسیدی با محلول متیل دی اتانول آمین به صورت زیر می باشد [۷]:



(۱) Kent-Eisenberg

کلیه ویژگی‌های فیزیکی و پارامترهای به کار برده شده در این مدل با ذکر مرجع در پیوست ۲ ارائه شده است.

حل مدل ریاضی برج جذب پر شده

مدل ریاضی ارائه شده برای برج جذب پر شده شامل ۱۲ معادله دیفرانسیل مرتبه اول غیرخطی است. ۱۰ معادله برای موازنه جرم و ۲ معادله برای موازنه انرژی در نظر گرفته شده است. هر کدام از این معادله‌ها نشان دهنده چگونگی تغییرهای کسر مولی اجزا و دمای فازهای گاز و مایع در طول برج پر شده می‌باشد.

با توجه به جریان‌های ورودی و خروجی، شرایط جریان‌ها در انتهای برج به طور کامل مشخص نمی‌باشد. این موضوع بیانگر این است که مساله موجود از نوع مقادارهای مرزی است. اساس محاسبه‌ها شامل حل معادله‌های دیفرانسیل مرتبه اول با روش تفاضل محدود و به کارگیری روش پرتابی می‌باشد. در این روش، ابتدا طول برج را به ۵۰ قسمت مساوی تقسیم می‌شود. سپس پایین‌ترین قسمت برج نقطه شروع در نظر گرفته شده و به متغیرهای مجهول مقادارهای به عنوان شرایط اولیه نسبت داده می‌شود. اکنون با استفاده از مقادارهای اولیه فرض شده در فاصله یاد شده (از پایین تا بالای برج) معادله‌های مدل به روش تفاضل محدود حل می‌شود تا مقدار هر یک از متغیرها در انتهای برج پر شده به دست آید. سپس مقادارهای به دست آمده از محاسبه با داده‌های واقعی برج مقایسه می‌شوند؛ در صورت یکسان نبودن شرایط واقعی با مقادارهای محاسبه شده باید حدس‌های اولیه تصحیح شوند. برای تنظیم حدس اولیه در این روش از اختلاف بین مقادارهای محاسبه شده و مقادارهای واقعی استفاده می‌شود. شکل ۲ چگونگی عملکرد روش پرتابی برای محاسبه و تنظیم مقادارهای اولیه دمای فاز مایع که یکی از شرایط مجهول در پایین برج می‌باشد را نشان می‌دهد. برای این کار دو مقدار به عنوان حدس اولیه T_{b1} و T_{b2} برای دمای فاز مایع در پایین برج در نظر گرفته می‌شود. همچنین مقادارهای دمای فاز مایع، به دست آمده از حل معادله ۱-۱۲ (پیوست ۱) به روش تفاضل محدود در بالای برج مطابق هر کدام از حدس‌های اولیه به ترتیب $T_{t,cal1}$ و $T_{t,cal2}$ می‌باشند. چنانچه دمای واقعی در ورودی از بالای برج T_t باشد آنگاه $T_t - T_{t,cal1}$ و $T_t - T_{t,cal2}$ نشان دهنده مقدار اختلاف شرایط واقعی و محاسبه شده می‌باشند. محور عمودی در شکل ۲

$$P_{CO_2}^* = k_{CO_2} H_{CO_2} x_{CO_2} \frac{L_T}{1-L_T} \quad (9)$$

$$P_{H_2S}^* = k_{H_2S} H_{H_2S} x_{H_2S} \frac{L_T}{1-L_T} \quad (10)$$

ارتباط غلظت اجزا در واکنش شیمیایی با بارگذاری کلی^(۱) گازهای اسیدی به صورت زیر می‌باشد.

$$(x_{MDEAH^+}) = (L_T) X_{MDEA}^0 \quad (11)$$

$$(x_{MDEA}) = (1-L_T) X_{MDEA}^0 \quad (12)$$

$$X_{MDEA}^0 = \frac{n_{MDEA}}{n_{MDEA} + n_{H_2O}} \quad (13)$$

$$[CO_3^{2-}] \cong 0 \quad (14)$$

$$[S^{2-}] \cong 0 \quad (15)$$

در معادله‌های بالا، L_T بارگذاری مجموع گازهای اسیدی می‌باشد و طبق معادله (۱۶) برابر با نسبت مول‌های گازهای اسیدی جذب شده به مول آمین می‌باشد.

$$L_T = \frac{n_{H_2S} + n_{CO_2}}{n_{MDEA}} = \alpha_{H_2S} + \alpha_{CO_2} \quad (16)$$

ثابت‌های تعادلی واکنش‌های تقریبی از ثابت مکانیسم واکنش‌های یاد شده به صورت زیر به دست می‌آید.

$$k_{CO_2} = \frac{k_1}{k_2} \quad (17)$$

$$k_{H_2S} = \frac{k_1}{k_2} \quad (18)$$

با توجه به تساوی ۱۸-۱ (پیوست ۱)، برای محاسبه شار انتقال جرم آب نیاز به مقادارهای فشار بخار تعادلی آب در سطح مشترک است. همانگونه که در توضیح موازنه انرژی آمده است، مقاومت انتقال گرما در فاز مایع در مقایسه با فاز گاز کم می‌باشد. در نتیجه دمای فصل مشترک با دمای توده ای فاز مایع یکسان بوده و فشار بخار تعادلی تابعی از دمای مایع می‌باشد. بر همین اساس در اینجا از رابطه‌ای که *العواص*^(۲) و همکاران برای محاسبه فشار بخار آب ارائه کرده‌اند استفاده می‌شود [۹]:

$$P_{H_2O}^* = 1,35337 \times 10^6 \exp\left(\frac{-5243}{T_1}\right) \quad (19)$$

(۱) Total Loading

(۲) Al-Ghawas

ویژگی‌های برج و شرایط خوراک برای واحد نیمه‌صنعتی و واحد شیرین‌سازی فازهای ۴ و ۵ مجتمع گاز پارس جنوبی به ترتیب در جدول‌های ۱ و ۲ و همچنین ۳ و ۴ نشان داده شده‌اند. ترکیب گاز ورودی به برج در جدول ۵ ارایه شده است. با داشتن شرایط جریان‌ها و ویژگی‌های برج و حل معادله‌های دیفرانسیل حاکم بر برج، نتیجه‌ها برای سیستم $MDEA-H_2S-CO_2-H_2O$ برای دو برج مورد بررسی قرار می‌گیرد.

مقایسه مدل با داده‌های تجربی واحد نیمه‌صنعتی

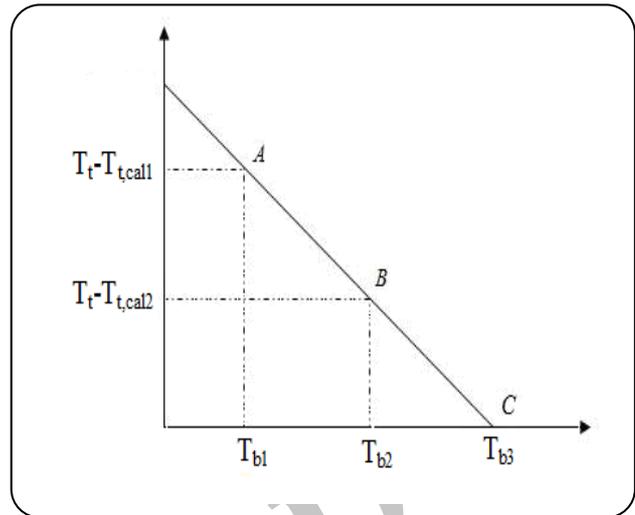
- توزیع دما در طول برج جذب پر شده

شکل ۳ توزیع دما را در طول برج نشان می‌دهد. بر اساس این شکل، مقایسه نتیجه‌های مدل با داده‌های تجربی برج جذب واحد نیمه‌صنعتی نشان دهنده انطباق خوب پیش بینی مدل است. مطابق داده‌های جدول ۲، دمای گاز ورودی به برج بالاتر از دمای آمین ورودی است. در نتیجه، دمای فاز گاز رو به کاهش و دمای فاز مایع افزایش اندکی در پایین برج خواهد داشت. سپس با بالا رفتن جریان گاز در طول برج پر شده تعادل بین گرمای به دست آمده از واکنش و گرمای محسوس برقرار می‌شود و دمای هر دو فاز به تقریب ثابت می‌ماند. علت تغییرهای دمایی زیاد در فاز گاز را می‌توان به این صورت توجیه کرد که ظرفیت گرمای فاز گاز در مقایسه با ظرفیت گرمای فاز مایع کم می‌باشد.

- توزیع کسر مولی گاز هیدروژن سولفید و کربن دی‌اکسید در طول برج جذب

منحنی تغییر کسر مولی گاز هیدروژن سولفید در فاز گاز مطابق شکل ۴ به صورت یک تابع نمایی می‌باشد. بر اساس این شکل، مقایسه نتیجه‌های مدل با داده‌های تجربی برج جذب واحد نیمه صنعتی نشان دهنده انطباق خوب پیش بینی مدل است. همانگونه که از شکل مشخص است، در پایین برج مقدار گاز هیدروژن سولفید بالاترین مقدار خود را دارد. به هنگام بالا رفتن جریان گاز و جذب گاز هیدروژن سولفید توسط محلول متیل‌دی‌اتانول‌آمین، مقدار آن به تدریج کاهش می‌یابد تا در بالای برج به کمترین مقدار خود در گاز شیرین شده می‌رسد.

همچنین، شکل ۵ توزیع گاز کربن دی‌اکسید در طول برج را نشان می‌دهد. با توجه به این شکل، گرادیان به تقریب ثابتی در طول برج برای گاز کربن دی‌اکسید دیده می‌شود. این امر به این دلیل است



شکل ۲- عملکرد روش پرتابی.

این اختلاف را نشان می‌دهد. این مقادارها با دو مقدار اولیه فرض شده، نقاط A و B را تشکیل می‌دهند و خط AB محور افقی (محور مقدارهای حدس) را در نقطه C قطع می‌کند. این نقطه مشخص کننده حدس بعدی یعنی T_{b3} است. این مقدار با توجه به تابع خطی به صورت معادله (۲۰) نشان داده می‌شود.

$$T_{b3} = \frac{T_{br} - T_{b1}}{T_{t,cal1} - T_{t,calr}} (T_{t,cal1} - T_t) + T_{b1} \quad (20)$$

این محاسبه‌ها تا جایی ادامه می‌یابد که اختلاف بین مقدار نهایی محاسبه شده و مقدار واقعی به میزان قابل قبولی به صفر نزدیک شود. برای محاسبه هر یک از متغیرهای دیگر نیز به همین روش عمل می‌شود [۲۴].

نتیجه‌های مدل

به منظور بررسی درستی پیش بینی مدل ارایه شده، نتیجه‌های به دست آمده از این مدل با نتیجه‌های موجود از دو نوع برج جذب پر شده یکی از نوع ساختاری و دیگری از نوع پر شده نامنظم مقایسه خواهند شد. در مورد برج جذب پر شده ساختاری نتیجه‌های مدل ارایه شده در این پژوهش با نتیجه‌های به دست آمده از کار بولهار در سال ۲۰۰۳ میلادی که از داده‌های یک واحد نیمه صنعتی در آلمان استفاده کردند مقایسه می‌شود [۲]. در زمینه برج جذب پر شده از نوع نامنظم، نتیجه‌های مدل ارایه شده در این طرح با داده‌های واقعی مربوط به برج جذب پر شده واحد شیرین‌سازی فازهای ۴ و ۵ مجتمع گاز پارس جنوبی مقایسه شده است.

جدول ۳- ویژگی‌های کلی برج جذب پرشده واحد شیرین‌سازی در فازهای ۴ و ۵ پارس جنوبی [۲۵]

پارامتر	مقدار
ارتفاع ستون پر شده بر حسب متر	۳٫۱
قطر برج بر حسب متر	۰٫۴۹
نوع پرکن	IMPT 15 (Intalox Metal Packing tower)

جدول ۴- داده‌های عملیاتی برج جذب پرشده واحد شیرین‌سازی در فازهای ۴ و ۵ پارس جنوبی [۲۵]

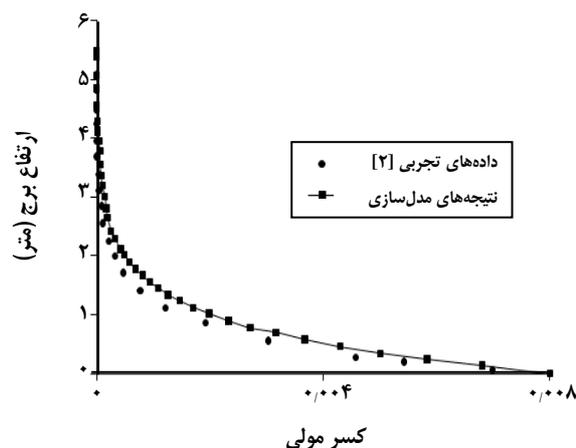
پارامتر	مقدار
دبی گاز ورودی بر حسب کیلومول بر ساعت	۳۹-۴۱
دبی آمین ورودی بر حسب کیلومول بر ساعت	۳۴
دمای گاز ورودی بر حسب سانتیگراد	۲۷
دمای آمین ورودی بر حسب سانتیگراد	۴۰
بار گذاری H ₂ S در آمین بر حسب گرم در لیتر	۰٫۱۵
بار گذاری CO ₂ در آمین بر حسب گرم در لیتر	۰٫۲
فشار بر حسب بار	۷
غلظت آمین بر حسب درصد وزنی	در حدود ۴۶

جدول ۱- ویژگی‌های برج جذب یک واحد نیمه‌صنعتی [۲].

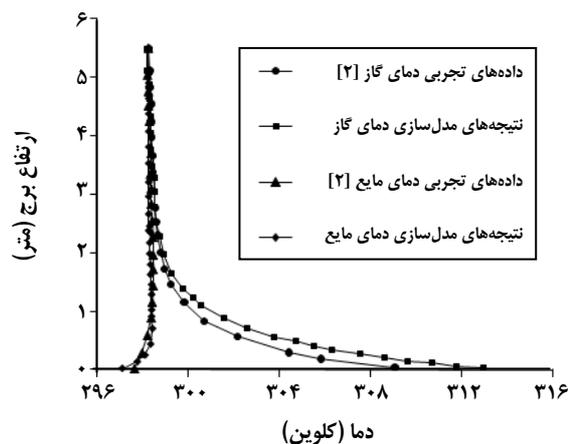
پارامتر	مقدار
ارتفاع ستون پر شده بر حسب متر	۵٫۴۸۶
قطر برج بر حسب متر	۰٫۹
نوع پرکن	Mellapak 250X

جدول ۲- داده‌های عملیاتی برج جذب یک واحد نیمه‌صنعتی [۲].

پارامتر	مقدار
دبی گاز ورودی بر حسب کیلومول بر ساعت	۱۱۰-۱۴۰
نسبت دبی آمین به گاز	۳٫۵۲
دمای گاز ورودی بر حسب سانتیگراد	۴۰٫۶-۴۱٫۳
دمای آمین ورودی بر حسب سانتیگراد	۲۵
غلظت H ₂ S ورودی بر حسب (vol ppm)	۸۰۰۰-۱۰۰۰۰
غلظت CO ₂ ورودی بر حسب درصد مولی	۲٫۸-۳٫۸
غلظت آمین بر حسب درصد وزنی	در حدود ۵۰
بار گذاری H ₂ S در آمین (mol / mol amine)	۰٫۰۵۴
بار گذاری CO ₂ در آمین (mol / mol amine)	۰٫۰۰۰۱۶
فشار بر حسب بار	۱٫۱



شکل ۴- مقایسه توزیع دما محاسبه شده در طول برج جذب پرشده با داده‌های تجربی [۲].



شکل ۳- مقایسه توزیع دما محاسبه شده در طول برج جذب پرشده با داده‌های تجربی [۲].

پاچیکو و همکاران [۱] نتیجه بهتری برای توزیع گاز کربن دی‌اکسید می‌دهد.

مقایسه مدل با داده‌های واقعی برج جذب فازهای ۴ و ۵ مجتمع گاز

پارس جنوبی

توزیع دما در طول برج جذب پرشده

شکل ۶ پیش‌بینی توزیع دما را در طول برج نشان می‌دهد. با توجه به این شکل، توزیع دما در فاز گاز متفاوت با توزیع دما در شکل ۳ است.

این امر به این دلیل است که دمای گاز ورودی به برج پایین‌تر از دمای آمین ورودی به برج می‌باشد. در این برج برخلاف برج واحد نیمه‌صنعتی، هیدروکربن‌ها در گاز ورودی حضور دارند؛ در نتیجه دمای آمین ورودی به برج به میزان ۱۰ تا ۱۵ درجه بالاتر از نقطه شبنم گاز در نظر گرفته شده است تا از میعان هیدروکربن‌های سنگین موجود در گاز و به تبع آن از پدیده کف‌زایی جلوگیری شود.

توزیع کسر مولی گازها در برج جذب

شکل‌های ۷ و ۸ توزیع کسر مولی گاز هیدروژن سولفید و کربن دی‌اکسید را در طول برج نشان می‌دهند. بر اساس این شکل‌ها، مقایسه نتیجه‌های مدل با داده‌های واقعی برج جذب نشان‌دهنده‌ی پیش‌بینی خوب مدل است.

در این برج نیز از بین ثابت‌های سینتیکی موجود، سینتیک مربوط به کار پاچیکو و همکاران [۱] نتیجه بهتری برای توزیع گاز کربن دی‌اکسید می‌دهد.

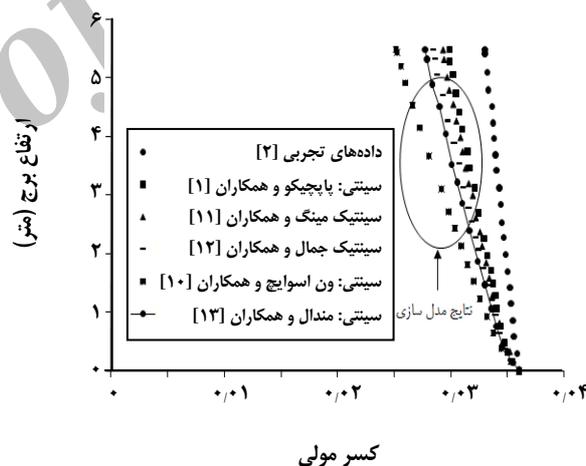
ضریب انتخاب‌پذیری^(۱) در برج جذب پرشده

انتخاب‌پذیری به صورت تمایل حلال آمین برای جذب گاز هیدروژن سولفید در گاز دارای کربن دی‌اکسید و هیدروژن سولفید تعریف می‌شود. از نظر ریاضی، ضریب انتخاب‌پذیری نسبت y_{H_2S}/y_{CO_2} به x_{H_2S}/x_{CO_2} می‌باشد. این نسبت نقش مهمی را در ارتفاع برج و همچنین دستیابی به غلظت بالای هیدروژن سولفید در تولید گوگرد بازی می‌کند. در شکل ۹، توزیع ضریب انتخاب‌پذیری در برج جذب پرشده برای داده‌های واقعی برج نشان داده شده است.

با توجه به شکل ۹، بعد از نقطه بیشینه انتخاب‌پذیری، محلول متیل دی‌اتانول آمین تمایل به جذب هیدروژن سولفید ندارد

جدول ۵ - ترکیب جریان گاز ورودی.

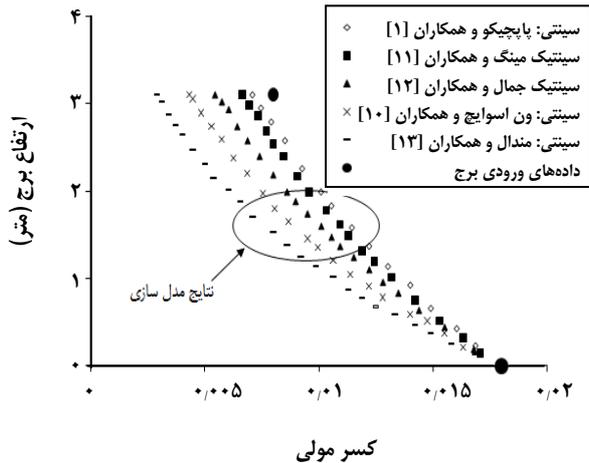
ترکیب	درصد مولی
CH ₄	۸۴٫۷۳
C ₂ H ₆	۵٫۴۴
C ₃ H ₈	۱٫۸۵۱
CO ₂	۱٫۸
H ₂ S	۱٫۳
H ₂ O	۰٫۳۵
N ₂	۳٫۴۳۸
i- C ₄ H ₁₀	۰٫۳۱
n- C ₄ H ₁₀	۰٫۴۹۲
i- C ₅ H ₁₂	۰٫۱۵۲
n- C ₅ H ₁₂	۰٫۱۳۶



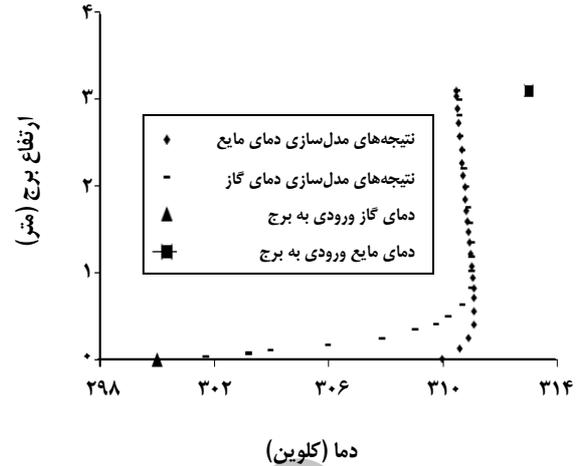
شکل ۵ - مقایسه توزیع کسر مولی گاز کربن دی‌اکسید در طول برج جذب با استفاده از سینتیک‌های گوناگون با داده‌های تجربی.

که واکنش میان گاز کربن دی‌اکسید و محلول آمین نسبت به گاز هیدروژن سولفید کند می‌باشد و گاز کربن دی‌اکسید قبل از اینکه واکنش بدهد در محلول متیل دی‌اتانول آمین حل می‌شود. به این منظور برآورد توزیع کسر مولی گاز کربن دی‌اکسید در طول برج جذب پر شده با ثابت‌های سینتیکی گوناگون انجام شده است. از بین ثابت‌های سینتیکی موجود، ثابت سینتیکی مربوط به کار

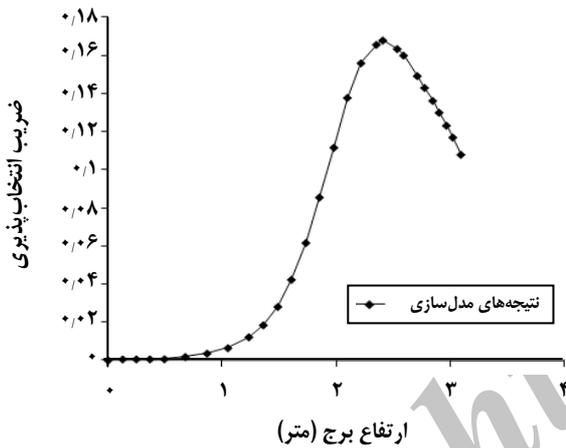
(۱) Selectivity Factor



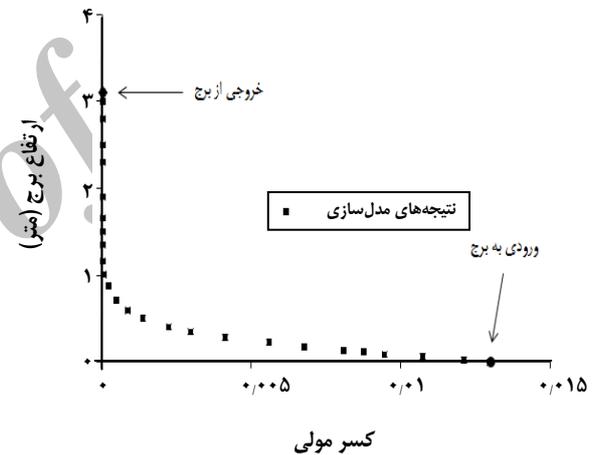
شکل ۸ - مقایسه توزیع کسر مولی گاز کربن دی اکسید در طول برج جذب با استفاده از سینتیک‌های گوناگون با داده‌های واقعی برج.



شکل ۶ - مقایسه توزیع دما محاسبه شده در طول برج جذب پر شده با داده‌های واقعی برج.



شکل ۹ - توزیع ضریب انتخاب پذیری در طول برج جذب پر شده برای داده‌های واقعی برج.



شکل ۷ - مقایسه توزیع کسر مولی گاز هیدروژن سولفید در طول برج جذب پر شده با داده‌های واقعی برج.

از دمای گاز می‌باشد؛ در نتیجه با افزایش دما این ضریب و به دنبال آن ضریب‌های انتقال جرم فردی و کلی نیز افزایش می‌یابند. همانگونه که محاسبه‌ها نیز نشان می‌دهد از نظر مقداری؛ ضریب انتقال جرم کلی کمتر از ضریب انتقال جرم فردی می‌باشد. دلیل آن را با استفاده از نتیجه‌های به دست آمده می‌توان این چنین توضیح داد که برای کربن دی اکسید، حدود هفت درصد مقاومت انتقال جرم در فاز گاز است و بقیه آن در فاز مایع می‌باشد. به عبارت دیگر برای این گاز، شدت انتقال جرم توسط فاز مایع کنترل می‌شود. از طرف دیگر برای گاز هیدروژن سولفید، حدود نود و نه درصد مقاومت انتقال جرم در فاز گاز است و بقیه آن در فاز مایع می‌باشد. در نتیجه شدت انتقال جرم

و تمایل بیشتری به حذف کربن دی اکسید دارد. در نتیجه برای داشتن غلظت بالایی از هیدروژن سولفید در تولید گوگرد می‌توان این ارتفاع از ماده پر شده را کاهش داد. ولی در شرایط طراحی این ارتفاع را برای تغییرهای فرایندی در نظر می‌گیرند.

ضریب‌های انتقال جرم و نیروی محرکه

محاسبه‌ها نشان می‌دهد که با توجه به توزیع به دست آمده از دمای فاز گاز، شکل ۶ توزیع ضریب انتقال جرم فردی در طول برج جذب پر شده، از منحنی دمای فاز گاز پیروی می‌کند. چون ضریب نفوذ هیدروژن سولفید و کربن دی اکسید در فاز گاز تابعی

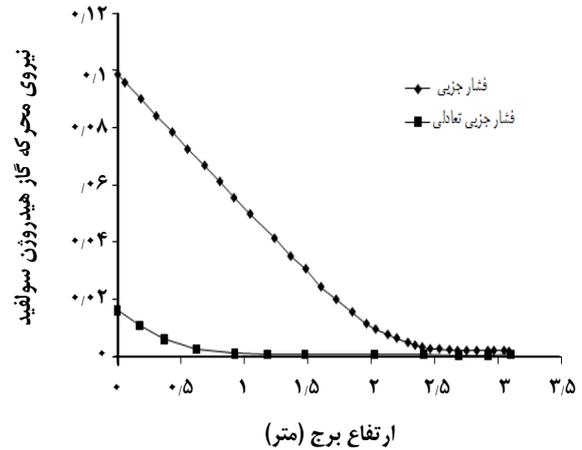
انتخاب پذیری به دست آمد. در این نقطه با توجه به نمودار به دست آمده از نیروی محرکه در طول برج جذب پرشده، فشار جزئی و تعادلی گاز هیدروژن سولفید به هم نزدیک شدند. بعد از این نقطه ارتفاع برج جذب پرشده، بیشتر قابلیت جذب گاز کربن دی اکسید را دارد و محلول متیل دی اتانول آمین تمایل کمتری به جذب هیدروژن سولفید دارد. همچنین، در این پژوهش، پارامترهای مؤثر همچون مقاومت انتقال جرم و نمودارهای تعادلی در به دست آوردن توزیع‌های یاد شده در طول برج واحد شیرین‌سازی فازهای ۴ و ۵ مجتمع گازپارس جنوبی نیز بررسی شدند. سهم مقاومت انتقال جرم در فاز گاز برای کربن دی اکسید حدود هفت درصد و برای هیدروژن سولفید حدود نود و نه درصد می‌باشد. در نتیجه شدت انتقال جرم توسط فاز مایع برای کربن دی اکسید کنترل می‌شود.

اگرچه که تطابق خوبی بین داده‌های تجربی و نتیجه‌های مدلسازی وجود دارد ولی با اقداماتی می‌توان فرضیه‌های این مدلسازی را گسترش داد. به عنوان مثال می‌توان با در دست داشتن داده‌های واقعی‌تر، مدلسازی را به حالت ناپایایی فرایند نیز گسترش داد. همچنین در این مدلسازی، با فرض جریان قالبی از پراکندگی محوری صرفنظر و معادله‌های دیفرانسیل به دست آمده از موازنه جرم و انرژی به صورت مرتبه اول در نظر گرفته شده است. روشن است که در غیر اینصورت باید با حل معادله‌های دیفرانسیلی معمولی مرتبه دوم، مدلسازی فرایند را به انجام رسانید.

همچنین، دسترسی به داده‌های هیدرودینامیکی برج جذب و استفاده از معادله‌های ترمودینامیکی بهتر به منظور بیان برهم‌کنش‌های موجود و در نظر گرفتن شرایط واقعی سامانه غیر ایده‌آل می‌تواند مدلسازی را به شرایط واقعی فرایند جذب گازهای اسیدی نزدیکتر نماید.

نمادها

A_c	سطح مقطع برج، m^2
a_w	سطح ویژه آکنه تر، m^2 / m^3
$C_{p,v}$	ظرفیت گرمای فاز گاز، $kcal / kmol.K$
$C_{p,i}$	ظرفیت گرمایی جزء i ام در فاز گاز، $kcal / kmol.K$
$C_{p,l}$	ظرفیت گرمایی محلول متیل دی اتانول آمین، $kcal / kmol.K$
E_{CO_2}	ضریب افزایش ضریب انتقال جرم
h_v	ضریب انتقال گرمای جابه‌جایی در فاز گاز، $(kcal / h.m^2.K)$
H_i	ثابت هنری جزء i ام در محلول آمین، $(bar.m^3/kmol)$



شکل ۱۰ - تغییرهای نیروی محرکه انتقال جرم برای گاز هیدروژن سولفید در برج جذب پرشده.

برای این گاز توسط فاز گازی کنترل می‌شود. به بیان دیگر، برای گاز هیدروژن سولفید ضریب انتقال جرم فردی بر مبنای فاز گاز به تقریب برابر با ضریب انتقال جرم کلی می‌باشد. در نتیجه، در جذب همزمان این گازها ضریب افزایش ضریب انتقال جرم برای گاز کربن دی اکسید اهمیت به‌سزایی دارد [۲۶].

شکل ۱۰، تغییرهای نیروی محرکه انتقال جرم برای گاز هیدروژن سولفید در برج جذب پرشده را نشان می‌دهد. همانگونه که در این شکل دیده می‌شود، بالاترین نیروی محرکه انتقال جرم در پایین برج می‌باشد. سپس در نقطه بیشینه انتخاب پذیری نیروی محرکه کاهش شدیدی پیدا می‌کند. در این نقطه فشار جزئی و فشار جزئی تعادلی به هم نزدیک می‌شوند. در این نقطه بیشینه تقریب تعادلی^(۱) با استفاده از معادله‌ی زیر برای شرایط برج جذب مورد مطالعه پالایشگاهی به مقدار ۰/۹۸ می‌رسد.

$$App.Eq = \max \left(\frac{P_{H_2S}^*}{P_{H_2S}} \right) \quad (21)$$

نتیجه‌گیری

در این پژوهش با مدلسازی فرایند جذب، توزیع کسر مولی گازهای اسیدی در فاز گاز و توزیع دما در فازهای گاز و مایع بررسی شدند. بدین منظور در فاز گاز از ثابت‌های سینتیکی گوناگونی استفاده شد که از بین سینتیک‌های موجود، ثابت سینتیک مربوط به پاچیکو و همکاران نتیجه بهتری برای توزیع گاز کربن دی اکسید می‌دهد. ضمن اینکه، به منظور دستیابی به غلظت بالای هیدروژن سولفید برای تولید گوگرد، نقطه بیشینه ضریب

$\frac{dy_{CO_2}}{dz} = [(N_{H_2S} + N_{H_2O})y_{CO_2} + N_{CO_2}(y_{CO_2} - 1)] \frac{a_w}{v} A_C$ ۱-۳	$k_{v,i}$	ضریب انتقال جرم فردی جزء i ام در فاز گاز، kcal / h.m ² .K
$\frac{dy_{H_2O}}{dz} = [(N_{H_2S} + N_{CO_2})y_{H_2O} + N_{H_2O}(y_{H_2O} - 1)] \frac{a_w}{v} A_C$ ۱-۴	$K_{v,i}$	ضریب انتقال جرم کلی جزء i ام در فاز گاز، kcal / h.m ² .K
$\frac{dl}{dz} = -(N_{H_2S} + N_{H_2O} + N_{CO_2})a_w A_C$ ۱-۵	$k_{l,i}$	ضریب انتقال جرم فردی جزء i ام در فاز مایع، m/h
$\frac{dx_{H_2S}}{dz} = [(N_{H_2O} + N_{H_2S} + N_{CO_2})x_{H_2S} - N_{H_2S}] \frac{a_w}{l} A_C$ ۱-۶	l	شدت جریان مولی فاز مایع، kmol/h
$\frac{dx_{CO_2}}{dz} = [(N_{H_2O} + N_{H_2S} + N_{CO_2})x_{CO_2} - N_{CO_2}] \frac{a_w}{l} A_C$ ۱-۷	N_i	شار انتقال جرم جزء i ام در عبور از فصل مشترک، kmol/h.m ²
$\frac{dx_{H_2O}}{dz} =$ ۱-۸	P_i	فشار جزء i ام در فاز گاز، bar
$[(N_{CO_2} - N_{H_2O}) + (N_{H_2O} + N_{H_2S} + N_{CO_2})x_{H_2O}] \times \frac{a_w}{l} A_C$	P_i^*	فشار جزئی تعادلی جزء i ام، bar
$\frac{dx_{MDEA}}{dz} = [(N_{CO_2} + N_{H_2S}) +$ ۱-۹	T_v	دمای فاز گاز، K
$(N_{H_2O} + N_{H_2S} + N_{CO_2})(x_{H_2S} + x_{CO_2} + x_{H_2O})] \frac{a_w}{l} A_C$	T_l	دمای فاز مایع، K
$\frac{dx_{MDEAH^+}}{dz} = [-(N_{H_2S} + N_{CO_2}) +$ ۱-۱۰	v	شدت جریان مولی فاز گاز، kmol/h
$(N_{H_2O} + N_{H_2S} + N_{CO_2})(x_{MDEAH^+})] \times \frac{a_w}{l} A_C$	x_i	کسر مولی جزء i ام در فاز مایع
$\frac{dT_v}{dz} = -\frac{h_v a_w A_C}{v C_{P,v}} (T_v - T_l)$ ۱-۱۱	x_{MDEAH^+}	کسر مولی یون پروتونه آمین
$\frac{dT_l}{dz} = [(N_{H_2S} C_{P,H_2S} + N_{CO_2} C_{P,CO_2} + N_{H_2O} C_{P,H_2O})$ ۱-۱۲	x_{MDEA}	کسر مولی محلول متیل دی اتانول آمین بدون حضور گازهای اسیدی
$-h_v (T_v - T_l)] \times \frac{a_w A_C}{IC_{P,l}}$	y_i	کسر مولی جزء i ام در فاز گاز
$+(N_{CO_2} \Delta H_{CO_2} + N_{H_2S} \Delta H_{H_2S} + N_{H_2O} \Delta h_{H_2O}) / IC_{P,l}$	z	ارتفاع برج پر شده
$N_{H_2S} = K_{v,H_2S} (P_{H_2S} - P_{H_2S}^*)$ ۱-۱۳		
$N_{CO_2} = K_{v,CO_2} (P_{CO_2} - P_{CO_2}^*)$ ۱-۱۴		
$N_{H_2O} = K_{v,H_2O} (P_{H_2O} - P_{H_2O}^*)$ ۱-۱۵		
$\frac{1}{K_{v,H_2S}} = \frac{1}{k_{v,H_2S}} + \frac{H_{H_2S}}{k_{l,H_2S}}$ ۱-۱۶	ΔH_{CO_2}	گرمای جذب واکنش گاز کربن دی اکسید با محلول متیل دی اتانول آمین، kcal / kmol
$\frac{1}{K_{v,CO_2}} = \frac{1}{k_{v,CO_2}} + \frac{H_{CO_2}}{k_{l,CO_2} E_{CO_2}}$ ۱-۱۷	ΔH_{H_2S}	گرمای جذب واکنش گاز هیدروژن سولفید با محلول متیل دی اتانول آمین، kcal / kmol
$\frac{1}{K_{v,H_2O}} = \frac{1}{k_{v,H_2O}}$ ۱-۱۸	Δh_{H_2O}	گرمای نهان تبخیر آب، kcal / kmol
	α_{H_2S}	بارگذاری گاز هیدروژن سولفید توسط محلول متیل دی اتانول آمین، mol H ₂ S/mol amine
	α_{CO_2}	بارگذاری گاز کربن دی اکسید توسط محلول متیل دی اتانول آمین، mol CO ₂ / mol amine

حروف یونانی

پیوست ۱: معادله‌های انتقال جرم و انرژی، شار و ضریب‌های

انتقال جرم حاکم بر سیستم

$$\frac{dv}{dz} = -(N_{CO_2} + N_{H_2S} + N_{H_2O})a_w A_C \quad ۱-۱$$

$$\frac{dy_{H_2S}}{dz} = [(N_{H_2O} + N_{CO_2})y_{H_2S} + N_{H_2S}(y_{H_2S} - 1)] \frac{a_w}{v} A_C \quad ۱-۲$$

پیوست ۲: ویژگی‌های فیزیکی و پارامترهای به‌کار برده شده

مرجع	پارامتر
۲	ضریب افزایش ضریب انتقال جرم
۱۰، ۱۱، ۱۲، ۱۳	ثابت سینتیک واکنش (درجه دوم)
۱۴	ضریب‌های انتقال جرم فردی در فاز گاز و مایع و سطح ویژه آکنه تر
۱۵	ضریب انتقال گرما جابه‌جایی
۱۶	کشش سطحی محلول متیل دی اتانول آمین
۹	ضریب نفوذ گاز کربن دی اکسید در محلول متیل دی اتانول
۱۷	ضریب نفوذ گاز هیدروژن سولفید در محلول متیل دی اتانول
۱۸	ضریب نفوذ متیل دی اتانول آمین در محلول متیل دی اتانول آمین
۱۹	ضریب نفوذ اجزای گازی در فاز گاز
۱۹	ضریب نفوذ دوتایی
۹	چگالی و ویسکوزیته محلول متیل دی اتانول آمین
۲۰	ظرفیت گرمایی ویژه اجزای گازی
۲۱	ظرفیت گرمای محلول آمین
۸	گرمای حاصل از جذب واکنش میان گازهای اسیدی و محلول آمین
۱۹	ویسکوزیته اجزای گازی
۲۲	ویسکوزیته مخلوط گاز
۲۰	هدایت گرمایی اجزای گاز
۱۹	هدایت گرمایی مخلوط گاز
۲۰	گرمای نهان تبخیر آب
۸	ثابت‌های تعادلی و ثابت‌های هنری گازهای اسیدی در آب خالص
۹	ثابت هنری گاز دی اکسید کربن در محلول متیل دی اتانول آمین
۲۳	ثابت هنری گاز هیدروژن سولفید در یون پروتونه متیل دی اتانول آمین

تاریخ دریافت: ۱۳۸۹/۸/۱؛ تاریخ پذیرش: ۱۳۹۱/۵/۲۳

مراجع

- [1] Pacheco M.A., Rochelle G.T., Rate-Based Modeling of Reactive Absorption of CO₂ and H₂S into Aqueous Methyldiethanolamine, *Ind. Eng. Chem. Res.*, **37**, p. 4107 (1998).
- [2] Bolhar N., Friedl A., Koss U., Tork T., Modeling Selective H₂S Absorption and Desorption in an Aqueous MDEA-Solution Using a Rate-Based Nonequilibrium Approach, *Chem. Eng. Proc.*, **43**, p. 701 (2004).
- [3] Pandya J.D., Adiabatic Gas Absorption and Stripping with Chemical Reaction in Packed Towers, *Chem. Eng. Commun.*, **19**, p. 343 (1983).

- [4] Tontiwachwuthikul P., Meisen, A., Lim C.J., CO₂ Absorption by NaOH- Monoethanolamine and 2-Amino-2-Methyl-1-Propanol Solutions in a Packed Column, *Chem Eng Sci.*, **47**, p. 381 (1992).
- [5] Gabrielsen J., Michelsen M.L., Stenby E.H., Kontogeorgis G.M., Modeling of CO₂ Absorber Using an AMP Solution, *AIChE J.*, **52**, p. 3443 (2006).
- [6] Mandal B. P., Biswas A. K., Bandyopadhyay S.S., Selective Absorption of H₂S from Gas Streams Containing H₂S and CO₂ in Aqueous Solutions of N-Methyldiethanolamine and 2-Amino-2-Methyl-1-Propanol., *Sep. Purif. Technol.*, **35**, p. 191 (2004).
- [7] Posey M.L., Rochelle G.T., A Thermodynamic Model of Methyldiethanolamine-CO₂-H₂S-Water, *Ind. Eng. Chem. Res.*, **36** (9), p. 3944 (1997).
- [8] Posey M., "Thermodynamic Model for Acid Gas Loaded Aqueous Alkanolamine Solutions", Ph.D. Dissertation, the University of Texas at Austin, Austin, TX, (1996).
- [9] Al-Ghawas H.A., Hagewiesche D.P., Ruiz-Ibanez G., Sandall O.C., Physicochemical Properties Important for Carbon Dioxide Absorption in Aqueous Methyldiethanolamine, *J. Chem. Eng. Data*, **34**(4), p. 385 (1989).
- [10] Little R.J., Van Swaaij W.P.M., Versteeg G.F., Kinetics of CO₂ with Tertiary Amines in Aqueous Solutions, *AIChE J.*, **3** (11), p. 1633 (1990).
- [11] Meng-Hui Li., Jiun-Jie KO., Kinetics of Absorption of Carbon Dioxide into Solutions of N-Methyldiethanolamine+Water, *Chem. Eng. Sci.*, **55**, p. 4139 (2000).
- [12] Jamal A., Meisen A., Jim C., Kinetics of Carbon Dioxide Absorption and Desorption in Aqueous Alkanolamine Solutions Using a Novel Hemispherical Contactor-II. Experimental Results and Parameter Estimation, *Chem. Eng. Sci.*, **61**, p. 6590 (2006).
- [13] Mandal B., Shyamalendu S., Bandyopadhyay S., Simultaneous Absorption of CO₂ and H₂S into Aqueous Blends of N-Methyldiethanolamine and Diethanolamine, *Environ. Sci. Technol.*, **40** (19), p. 6076 (2006).
- [14] Onda K., Takeuchi H., Okumoto Y., Mass Transfer Coefficients between Gas and Liquid Phases in Packed Columns, *J.Chem. Eng. Jpn.*, **1**, p. 56 (1968).
- [15] Bird R.B., Stewart, W.E., Lightfoot E.N., "Transport Phenomena", John Wiley & Sons, New York, (1960).
- [16] Ayyaz M., Abdul Mutalib M., Wilfred C., Murugesan T., ShafeeqA., Viscosity, Refractive Index, Surface Tension, and Thermal Decomposition of Aqueous N-Methyldiethanolamine Solutions from 298.15 to 338.15 K., *J. Chem. Eng. Data*, **53**, p. 2226 (2008).
- [17] Rinker E.B., Hanna O.T., Sandall O.C., Asymptotic Models for H₂S Absorption into Single and Blended Aqueous Amines, *AIChE J.*, **43**(1), p. 58 (1997).
- [18] Snijder E.D., Te Riel, M.J.M., Versteeg G.F., van Swaaij W.P.M., Diffusion Coefficients of Several Aqueous Alkanolamine Solutions, *J. Chem. Eng. Data*, **38**, p. 475 (1993).
- [19] Reid R.C., Poling BE., "The Properties of Gases and Liquids", 4th Ed., New York, McGraw-Hill, (1987).

- [20] Design Institute for Physical Properties, "DIPPR Evaluated Pure Component Database", American Institute of Chemical Engineers, New York, (2005).
- [21] Chiu L-F., Liu H-F., Li M-H., Heat Capacity of Alkanolamines by Differential Scanning Calorimetry., *J. Chem. Eng. Data*, **44**, p. 631 (1999).
- [22] "Engineering Data Book, Physical Properties", 12th ed., Sec. 23, Gas Processors Supply Association, Tulsa, Oklahoma, (2004).
- [23] Barbara M., Hvard L., Sandall C., Physical Solubility of Hydrogen Sulfide in Aqueous Solutions of 2-(tert-Butylamino) ethanol, *J. Chem. Eng. Data*, **45** (6), p. 1201 (2000).
- [24] Afkhamipour M., Khorrami Z., Gholizadeh A., Rate-Based Modeling for CO₂ Absorption into AMP Solution in a Random Packed Column., *IPCBE*, **14**, p. 135 (2011).
- [25] "Operating Manual of Refinery Phases 4&5 of South Pars Gas Company".
- [26] Kasiri N., Ghayyem M.A., Rate Based Model in H₂S and CO₂ Absorption Column Using Alkanolamine Solutions., *Int. J. Eng. Sci.*, **19**, p. 89 (2008).

Archive of SID