

مدلسازی پویا و غیر تعادلی جذب سولفید هیدروژن توسط محلول دی گلیکول آمین *

آزاده کیانی^(۱)شاهرخ شاه حسینی^(۲)احد قائمی^(۳)

چکیده در این تحقیق، یک مدل پویا و غیر تعادلی بر مبنای مدل فیلمی برای مدلسازی فرآیند جذب سولفید هیدروژن توسعه یافته است. در این مدل از مدل فیلمی پایا که در آن ترکیب و تعامل نفوذ و واکنش های شیمیایی در نظر گرفته شده استفاده شده است. معادلات حاصل از مدلسازی فرآیند شامل مجموعه ای از معادلات دیفرانسیل پاره ای و معمولی بوده که در جهت محور برج انفصال سازی انجام گرفته که با استفاده از روش خطوط (Method of lines) حل شده اند. برای ارزیابی مدل ارائه شده، از داده های صنعتی جذب سولفید هیدروژن در برج سینی دار توسط محلول دی گلیکول آمین استفاده شده است. نتایج شبیه سازی فرآیند در دو حالت پایا و پویا ارائه شده است. مقایسه نتایج شبیه سازی با نتایج تجربی نشان می دهد که مدل ارائه شده پیش بینی خوبی از رفتار فرآیند در شرایط پایا و دینامیکی دارد.

واژه های کلیدی مدل غیر تعادلی، شبیه سازی پویا، سولفید هیدروژن (H₂S)، جذب واکنشدار.

Dynamic and Nonequilibrium Modeling of H₂S Adsorption Using Glycol Amine Solution

A. Kiani

S. Shahhosseini

A. Ghaemi

Abstract In this research, a nonequilibrium stage model has been developed based on the film theory for modeling of H₂S absorption process. A steady state film model was incorporated into the process model that considers mass transfer between gas and liquid phases in both directions. The method of lines has been used to discretize the set of partial differential equations of the model. The model was validated against the industrial data. The data were obtained from an industrial tray column. The process simulation results are presented in steady and unsteady states. A comparison between the experimental and simulation results showed that the model could reasonably predict the process behavior.

Key Words Nonequilibrium Stage Model, Dynamic Simulation, H₂S, Reactive Absorption Process.

* نسخه ی اول مقاله در تاریخ ۸۸/۱۱/۲۰ و نسخه ی نهایی آن در تاریخ ۸۹/۵/۲۰ به دفتر نشریه رسیده است.

(۱) آزمایشگاه تحقیقاتی شبیه سازی و کنترل فرآیند، دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه علم و صنعت ایران

(۲) نویسنده ی مسئول، دانشیار، پژوهشگاه علوم و فنون هسته ای، پژوهشکده چرخه سوخت، آزمایشگاه جداسازی

(۳) دانشجوی دکتری، پژوهشگاه علوم و فنون هسته ای، پژوهشکده چرخه سوخت، آزمایشگاه جداسازی

مقدمه

سولفید هیدروژن یک ترکیب غیر مطلوب در مخازن و جریان‌های گازی به شمار می‌رود که نه تنها سهم اقتصادی هیدروکربن‌های با ارزش گازی را کم می‌کند بلکه دارای اثرات سمی بوده و باعث خوردگی تجهیزات و مسموم کردن کاتالیست‌ها نیز می‌گردد. حذف این گاز از جریان‌های گازی توسط حلال‌های شیمیایی یا مواد قلیایی، از فرآیندهای مهم صنعتی به شمار می‌آید. در سال ۱۹۳۰ برای اولین بار آمین‌ها برای تصفیه گازهای اسیدی مورد استفاده قرار گرفتند. محلول‌های آمین دارای ساختار و انواع مختلفی بوده و کاربردهای متفاوتی در جذب گازها برخوردار می‌باشند. انتخاب محلول آمین مناسب به شرایط دمایی، فشار گاز، درصد ترکیب گاز و خلوص مورد نیاز برای گاز تصفیه شده بستگی دارد [1,2].

جذب سولفید هیدروژن از فرآیندهای جذب واکنش‌دار بوده و واکنش جزء جذب شونده با محلول آمین باعث به وجود آمدن مزیت‌های فرآیندی مختلفی می‌شود [3]. واکنش‌ها باعث کاهش فشار تعادلی اجزاء، افزایش سرعت جذب و در نتیجه، کاهش هزینه‌های فرآیندی می‌شوند. طراحی و مدلسازی این فرآیند به تعامل بین پدیده‌های انتقال جرم، واکنش‌های شیمیایی و تعادل فازها بستگی دارد. مدل‌های مختلفی برای مدلسازی فرآیندهای جذب واکنش‌دار ارائه شده است. این مدل‌ها به طور کلی به مدل‌های تعادلی (Equilibrium stage model) و غیرتعادلی (Nonequilibrium stage model) تقسیم می‌شوند. اساس همه این مدل‌ها تقسیم دستگاه جذب به مراحل مختلف تئوری بوده و ارتباط این مراحل از طریق معادلات موازنه جرم و انرژی انجام می‌گیرد [4-9]. اخیراً چندین فرآیند مهم جذب واکنش‌دار صنعتی با استفاده از این مدل‌ها به طور موفقیت‌آمیزی مدلسازی شده‌اند [10-13]. این مدل‌ها به علت استفاده از فرضیات مختلف دارای دقت و پیچیدگی‌های متفاوتی می‌باشند. در این میان مدل‌های غیرتعادلی مخصوصاً مدل‌های مبتنی بر سرعت (Rate-based model)

دارای دقت و مزیت بیشتری می‌باشند که دلیل آن را می‌توان در موارد زیر جستجو کرد:

- ۱- در فرآیندهای جداسازی واکنش‌دار انتقال جرم و حرارت پدیده‌های سرعتی بوده و بوسیله پتانسیل شیمیایی و گرادیان حرارتی به دست می‌آیند.
- ۲- یکی از مشخصه‌های مهم فرآیندهای جداسازی واکنش‌دار، انجام واکنش‌های شیمیایی می‌باشد که با سرعت‌های مختلف در طی فرآیند انجام می‌گیرند.

با توجه به موارد فوق می‌توان گفت که مدل‌های مبتنی بر سرعت برای فرآیندهای جداسازی واکنش‌دار مناسب می‌باشند. این مدل‌ها بر مبنای مدل فیلمی بوده و در آن‌ها تعامل نفوذی غیر ایده‌آل ترمودینامیکی و اثر مستقیم واکنش‌ها بر انتقال جرم و هیدروودینامیک داخلی ستون در نظر گرفته می‌شود [12]. تاکنون در این مدل‌ها تنها انتقال جرم از فاز گاز به فاز مایع در نظر گرفته شده است در حالی که در فرآیندهای حقیقی، انتقال جرم در هر دو فاز صورت می‌گیرد. بنابراین در این تحقیق از مدل فیلمی پایا با فرض انتقال جرم در هر دو جهت استفاده شده است. همچنین اثر واکنش‌های شیمیایی در فشار تعادلی و ضریب انتقال جرم گاز سولفید هیدروژن نیز اعمال گردیده است.

مدلسازی

مدل‌های ریاضی فرآیندهای جداسازی واکنش‌دار معمولاً شامل محاسبه سرعت انتقال جرم و انتقال حرارت بین فیلم و توده فازها می‌باشند [14]. در این مدل‌ها، دستگاه جداسازی به چندین مرحله‌ی مختلف تئوری تقسیم شده و این مراحل توسط موازنه‌های جرم و انرژی به هم متصل می‌شوند. در هر یک از این مراحل غیرتعادلی، فازهای گاز و مایع با هم تبادل جرم و انرژی انجام می‌دهند. معمولاً انتقال جرم در سطح مشترک بخار-مایع با استفاده از مدل فیلمی که در شکل (۱) برای یک مرحله اختیاری ارائه شده است، توصیف می‌گردد [15]. در این مدل فرض شده که در

موازنه جرم اجزاء در فاز گاز به صورت زیر می باشد:

$$0 = \frac{1}{\Delta Z} [G_{j+1}y_{i,j+1} - G_j y_{i,j}] - (N_{i,j}^B a - R_{Gi,j}^B \Phi_G) A$$

$$i = 1, \dots, n$$

(۳)

در معادلات مذکور زیرنویس های i بیانگر جزء ها، j شماره مرحله، G فاز گاز و L فاز مایع می باشند. موازنه جرم برای اجزائی که از فاز مایع به فاز گاز منتقل می شوند عبارت است از:

$$0 = \frac{1}{\Delta Z} [G_{j+1}y_{s,j+1} - G_j y_{s,j}] + N_{s,j} a \quad s = 1, \dots, n$$

(۴)

در معادله ی (۴)، s بیانگر اجزاء منتقل شده از فاز مایع به فاز گاز می باشد. برای تعیین پروفایل محوری دمای فازها، با موازنه دیفرانسیلی انرژی برای فازهای گاز و مایع معادله های زیر حاصل می شوند:

$$\frac{\partial E_L}{\partial t} = -\frac{1}{\Delta Z} [L_{j-1} h_{L,j-1}^B - L_j h_{L,j}^B] + (q^{lf} a - R_L^B \Phi_L \Delta H_{RL}^0) A$$

(۵)

$$0 = \frac{1}{\Delta Z} [G_{j+1} h_{G,j+1}^B - G_j h_{G,j}^B] - (q^{gf} a - R_G^B \Phi_G \Delta H_{RG}^0) A$$

(۶)

توده مایع و گاز اختلاط کامل انجام گرفته و غلظت ها و دما یکنواخت می باشند.

در شکل (۱): δ ضخامت فیلم ها، z جهت محور برج، n شار انتقال جرم، T دما، q شار انتقال حرارت، x کسر مولی اجزاء فاز مایع، L دبی فاز مایع، G دبی فاز گاز، y کسر مولی اجزاء فاز گاز و ΔZ ارتفاع المان می باشند. زیر نویس های i اجزاء، G فاز گاز، L فاز مایع و j شماره مرحله می باشند. همچنین بالانویس I بیانگر خصوصیات در سطح مشترک است. برای مدل سازی پویا، معادلات موازنه جرم اجزاء به صورت زیر نوشته می شوند:

$$\frac{d}{dt} u_{Li,j} = \frac{1}{\Delta Z} [L_{j-1} x_{i,j-1} - L_j x_{i,j}] + (N_{i,j}^B a + R_{Li,j}^B \Phi_L) A$$

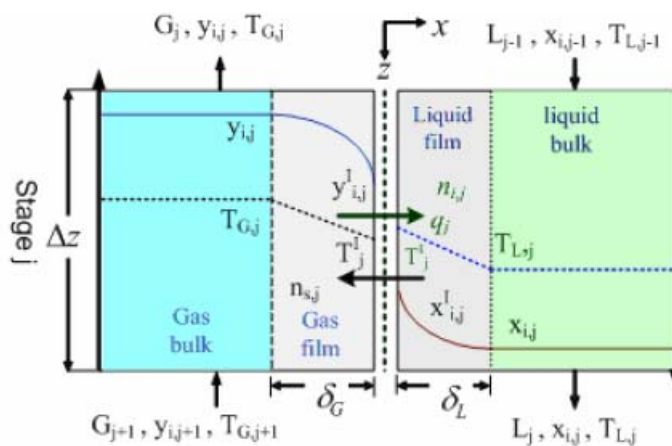
$$i = 1, \dots, n$$

(۱)

$$u_{Li,j} = x_{i,j} U_{Li,j} = x_{i,j} (\Phi_L c_{Li,j} A) \quad i = 1, \dots, n$$

(۲)

که در آن U ماندگی مولی، R سرعت واکنش در فاز مایع، a سطح مشترک، Φ ماندگی حجمی مایع، A سطح مقطع برج، c غلظت کلی محلول و n تعداد اجزاء در فاز مایع می باشند. به علت دانسیته پایین گاز می توان از تغییرات ماندگی صرف نظر کرد. بنابراین



شکل ۱ شماتیک مدل فیلمی برای یک مرحله از برج سینی دار

پارامترهای معادله‌ی (۱۲) توسط Kenig ارائه شده است [16]. با جاگذاری مشتق معادله‌ی (۱۲) در معادله‌ی (۱۳)، شار انتقال جرم سولفید هیدروژن به دست می‌آید:

$$N_{H_2S} = -\frac{D_{H_2S}}{\delta} \frac{dC_{H_2S}}{d\xi} \quad (13)$$

ضخامت فیلم δ پارامتر مهمی است و از رابطه‌ی زیر به دست می‌آید [3].

$$\delta = \frac{D}{K_1} \quad (14)$$

که در آن اگر ضرائب نفوذ D و انتقال جرم K_1 برای فاز گاز باشد، ضخامت فیلم گاز و اگر برای فاز مایع باشد، ضخامت فیلم مایع به دست می‌آید.

محاسبه پارامترها و خواص فیزیکی

دقت نتایج حاصل از مدلسازی و شبیه سازی به روش انجام محاسبات و پارامترهای مدل که شامل تعادل ترمودینامیکی، هیدرودینامیک ستون، واکنش شیمیایی و خواص فیزیکی می‌باشند، بستگی دارد. تعادل فازها و ترکیب اجزاء در سطح مشترک فرض شده از رابطه‌ی زیر به دست می‌آید:

$$y_{i,j}^I = K_{i,j} x_{i,j}^I \quad i = 1, \dots, n \quad (15)$$

که در آن $K_{i,j}$ بیانگر ثابت تعادل جزء i در مرحله‌ی j بوده و از مدل های ترمودینامیکی به دست می‌آید. فرآیندهای جداسازی واکنش دار اغلب در سامانه های الکترولیت آبی اتفاق می‌افتند. در این تحقیق برای محاسبه ترکیب تعادلی در سطح مشترک از مدل Kent Eisenberg استفاده شده است [17]. برای محاسبه ضرائب نفوذ مایع از معادله Nernst-Hartley که برای سامانه های الکترولیت ارائه شده استفاده شده است [3]. همچنین ضرائب نفوذ گاز در فشار پایین با

که در آن E انرژی داخلی، h آنتالپی، q شار انتقال حرارت و ΔH آنتالپی استاندارد می‌باشند. در سطح مشترک فیلم ها موازنه انرژی شامل ترم های هدایت، جا به جایی و آنتالپی مخصوص محصولات می باشد:

$$q^{gf} = -\frac{\lambda^{gf}}{\delta^{gf}} (T^i - T^{gb}) + \sum_{i=1}^m N_i^{gf} h_i^{gf} \quad (7)$$

$$q^{lf} = -\frac{\lambda^{lf}}{\delta^{lf}} (T^{lb} - T^i) + \sum_{i=1}^m N_i^{lf} h_i^{lf} \quad (8)$$

بر اساس معادله پیوستگی، معادلات موازنه انرژی در سطح مشترک را می‌توان به صورت زیر نوشت:

$$0 = q^{gf} - q^{lf} \quad (9)$$

موازنه های توده با نوشتن معادله مجموع کسر مولی ها برای فازهای گاز و مایع تکمیل می‌شود:

$$\sum_{i=1}^n x_i^B = 1 \quad (10)$$

$$\sum_{i=1}^n y_i^B = 1 \quad (11)$$

در معادلات فوق، بالانویس های B بیانگر توده، g فاز گاز، f فیلم و l فاز مایع می‌باشند. در این تحقیق برای محاسبه شارهای انتقال جرم از مدل فیلمی پایا استفاده شده است. با مدلسازی ناحیه فیلمی، معادله زیر برای محاسبه غلظت سولفید هیدروژن به دست می‌آید [16]:

$$C_{H_2S}(\xi, t) = \sum_{n=1}^{\infty} e^{-q_n t} \sin(\pi n \xi) \cdot a_n + \sum_{n=1}^{\infty} \left[\int_0^t e^{-q_n(t-\tau)} \cdot f_n(\tau) d\tau \right] \sin(\pi n \xi) + C_{H_2S}^I(t) + \xi \left[C_{H_2S}^b(t) - C_{H_2S}^I(t) \right] \quad (12)$$

سپس در جهت محور برج عمل انفصال سازی انجام گرفته و معادلات دیفرانسیلی به معادلات دیفرانسیلی معمولی و جبری تبدیل می شوند. برای حل مجموعه معادلات از روش خطوط استفاده شده است. الگوریتم حل دستگاه معادلات فرآیند در شکل (۲) آمده است. معادلات به دست آمده در محیط نرم افزار Matlab به طور همزمان حل شده اند. نتایج حاصله جهت شبیه سازی برای ۴۰ مرحله از ستون ارائه شده اند. افزایش تعداد مراحل تغییری در نتایج حاصله ایجاد نکرده و فقط زمان انجام محاسبات را بیشتر می کند.

بحث و نتایج

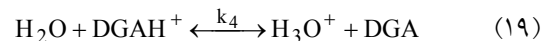
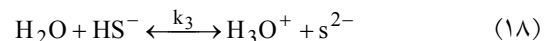
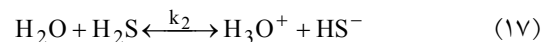
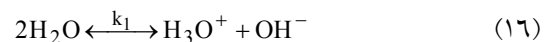
شبیه سازی فرآیند جذب سولفید هیدروژن توسط محلول دی گلایکول آمین برای یک واحد صنعتی که شرایط عملیاتی آن در جدول (۱) ارائه گردیده، به انجام رسیده است. داده های تجربی استفاده شده برای ارزیابی مدل، از واحد شیرین سازی پالایشگاه تهران، آن هم در شرایط عملیاتی پایا گرفته شده اند. از داده های مذکور برای ارزیابی نتایج شبیه سازی فرآیند برای حالت دینامیکی و پایا استفاده شده است.

نتایج شبیه سازی شامل پارامترهای عملیاتی نظیر دمای فازها، غلظت اجزاء در فازها و دبی فازها می باشند که در هر نقطه از برج محاسبه شده اند. شکل (۳) کسر مولی جزء سولفید هیدروژن در فاز گاز و در طول برج جذب را نشان می دهد. با توجه به اینکه حلالیت سولفید هیدروژن در محلول دی گلایکول آمین زیاد می باشد، قسمت عمده آن در ابتدای ستون، جذب شده و در نتیجه، غلظت سولفید هیدروژن موجود در فاز گاز در مراحل بالای برج به صفر می رسد.

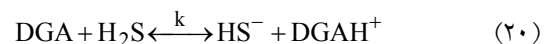
استفاده از معادله Wilke-Lee محاسبه گردیده است [18]. برای محاسبه هیدرودینامیک فرآیند نیز از روابط انتقال جرم، سطح مشترک، ماندگی مایع و افت فشار ارائه شده در مقالات استفاده شده است [19,21].

سیتیک و واکنش های شیمیایی

در این تحقیق برای ارزیابی مدل ارائه شده، از فرآیند جذب سولفید هیدروژن توسط محلول دی گلایکول آمین استفاده شده است. حلالیت گاز سولفید هیدروژن در محلول دی گلایکول آمین بالا بوده و سریع جذب می شود. واکنش های تعادلی این سامانه که در توده مایع اتفاق می افتد، به صورت زیر می باشند:



واکنش مهمی که در فیلم مایع اتفاق می افتد:



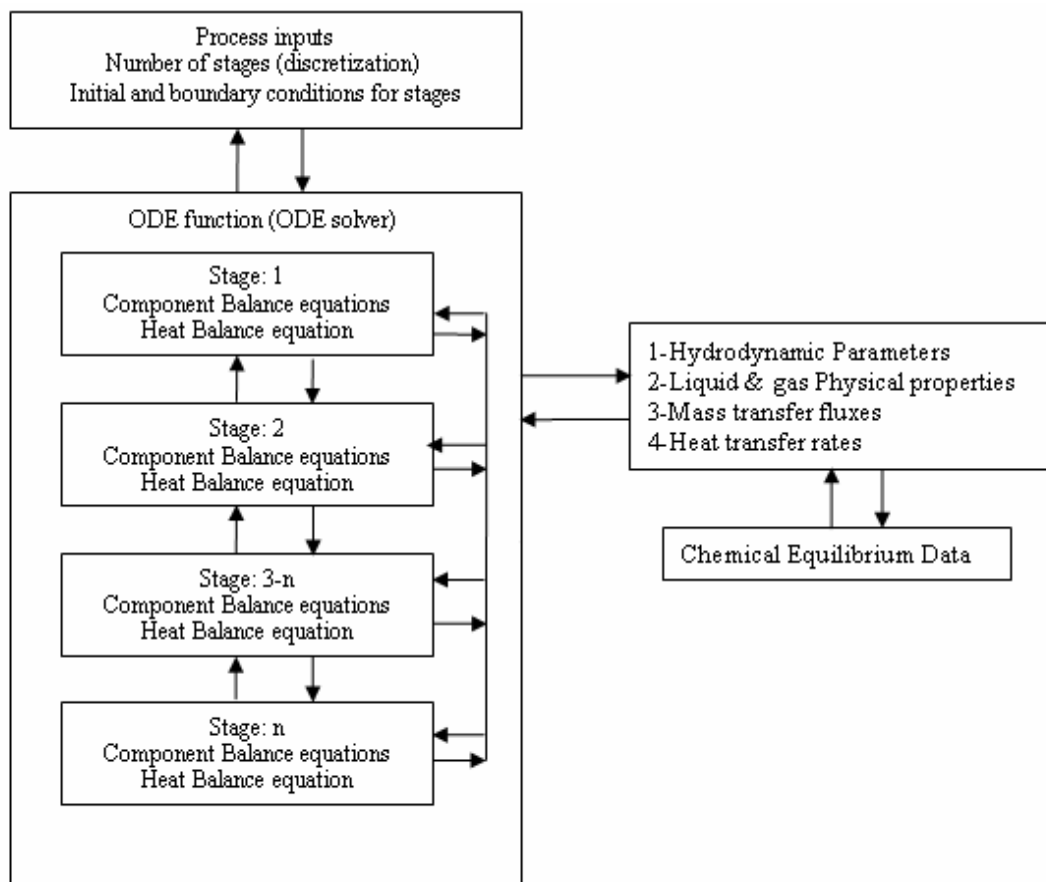
واکنش شیمیایی سولفید هیدروژن با آمین آنی و تعادلی است. ثوابت سرعت تابع دما می باشند که مقادیر آنها در مقالات ارائه شده اند [20].

روش حل معادلات مدل

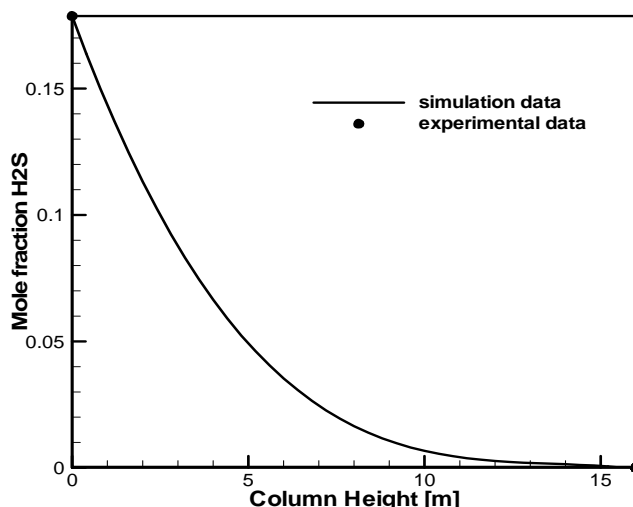
معادلات حاصل از مدل سازی فرآیند شامل مجموعه ای از معادلات دیفرانسیل معمولی و پاره ای می باشد. برای هر مرحله از ستون، معادلات نوشته می شوند.

جدول شماره ۱ شرایط عملیاتی برج جذب

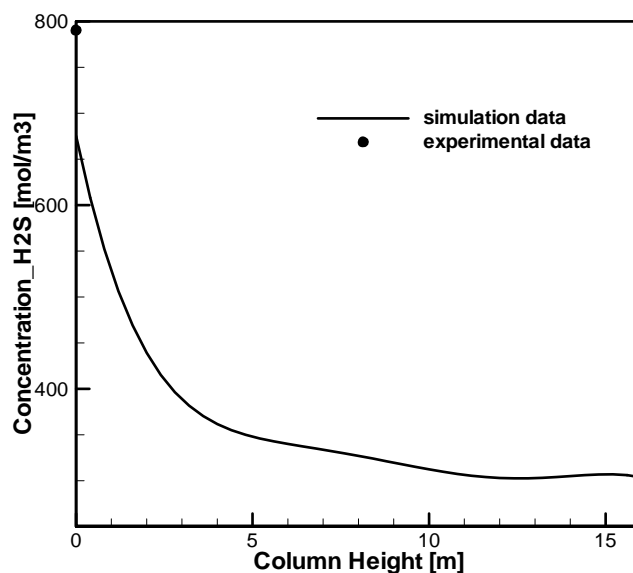
Parameter	Value
Inlet gas flow rate, G(mol/s)	159.07
Inlet liquid flow rate, L(m ³ /s)	0.00826
Inlet gas temperature, T _G (K)	303.5
Inlet liquid temperature, T _L (K)	303.5
Inlet gas composition, y _i (mol %)	H ₂ S:17.8, CO ₂ :0.7, CH ₄ :80.7, SO ₂ :0.8
Inlet liquid loading ,H ₂ S (mol/mol amine)	0.114
Outlet gas composition, H ₂ S (ppm)	20
Amine molarity, (mol/m ³)	2670.6684
Absorber pressure, P(bar)	3.94



شکل ۲ الگوریتم حل دستگاه معادلات فرآیند



شکل ۳ پروفایل کسر مولی سولفید هیدروژن در فاز گاز در طول برج جذب



شکل ۴ پروفایل غلظت سولفید هیدروژن در فاز مایع در طول برج جذب

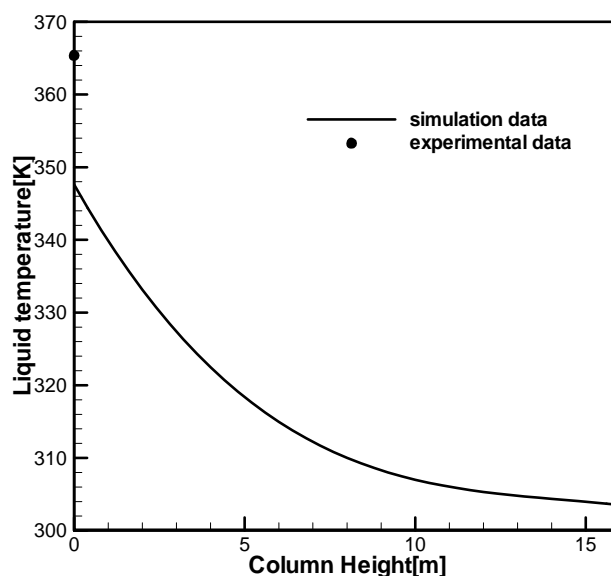
بیشتر می باشد.

شکل‌های (۵) و (۶) به ترتیب گرادیان دمایی فاز مایع و فاز گاز را نشان می دهند. فرآیند جذب یک فرآیند گرمازا بوده و به علت جذب زیاد در پایین برج، تغییرات دمایی فاز مایع در بیشتر می باشد. دمایی فاز گاز در ابتدای ورود گاز به برج به علت تماس آن با فاز مایع افزایش یافته و سپس به علت پائین بودن

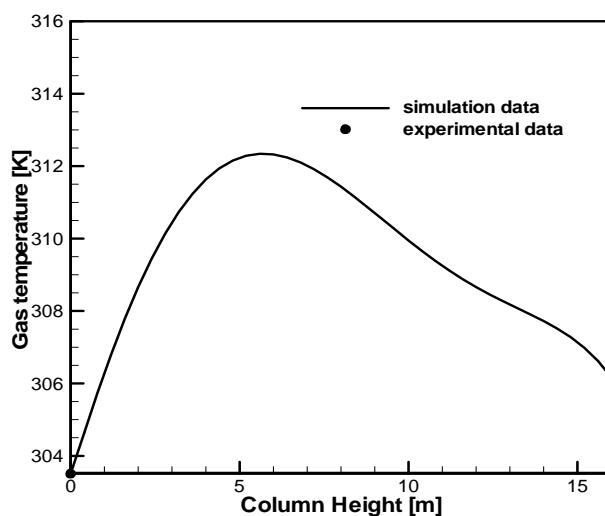
شکل (۴) غلظت سولفید هیدروژن موجود در فاز مایع را در طول برج نشان می دهد. همان طور که در شکل نشان داده شده است مقدار سولفید هیدروژن جذب شده به وسیله محلول در طول برج از بالا به پایین افزایش پیدا می کند. به علت جذب بیشتر سولفید هیدروژن در پایین برج، تغییرات غلظت محلول در پایین برج در قیاس با تغییرات آن در بالای برج

در ابتدای ورود به برج افزایش یافته و در ادامه با حرکت گاز به سمت بالا، درجه حرارت آن در مقیاس با مایع بیشتر می‌شود که نتیجه رخداد اخیر، تغییر مسیر انتقال حرارت از سمت فاز گاز به سمت فاز مایع می‌باشد کاهش درجه حرارت فاز گاز می‌گردد.

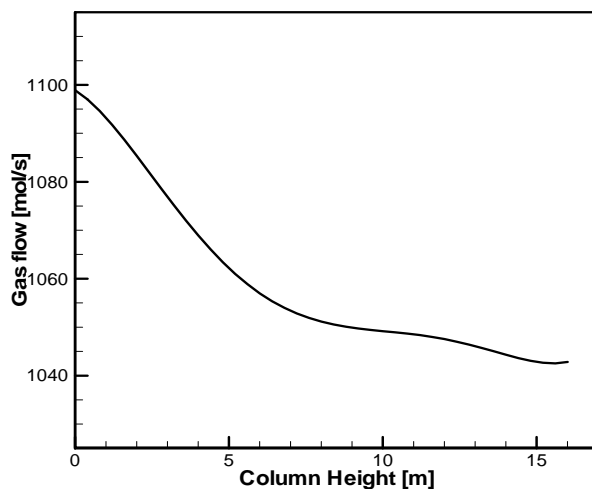
دمای مایع در قسمت های بالای برج، سیر نزولی پیدا می‌کند. با توجه به این‌که درجه حرارت مایع در برخورد با گاز ورودی به دلیل جذب سولفید هیدروژن افزایش می‌یابد و نیز به دلیل اختلاف درجه حرارت بین دو فاز، گرما از فاز مایع به فاز گاز منتقل می‌شود. به علت پایین بودن ظرفیت حرارتی فاز گاز، دمای گاز



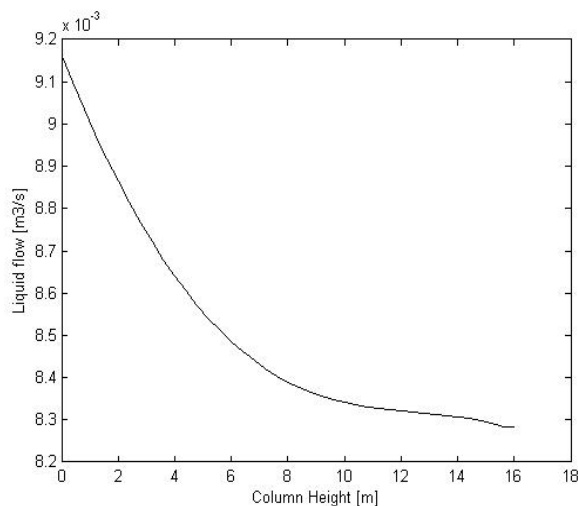
شکل ۵ پروفایل دمای فاز مایع در طول برج جذب



شکل ۶ پروفایل دمای فاز گاز در طول برج جذب



شکل ۷ پروفایل دبی جریان گاز در طول برج جذب



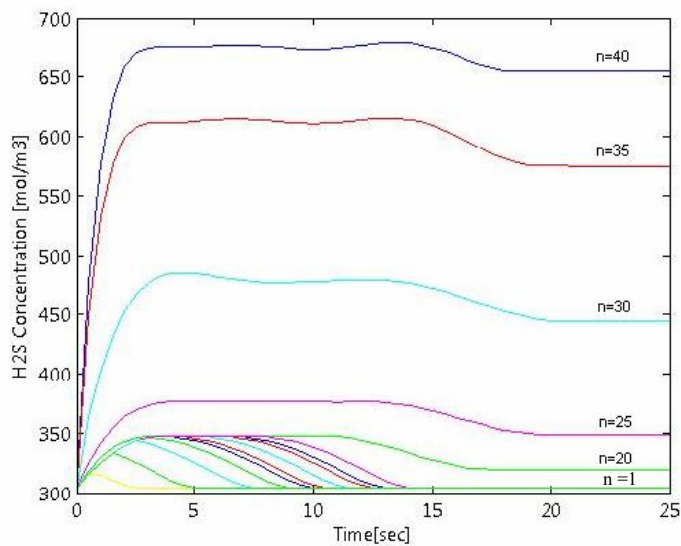
شکل ۸ پروفایل دبی فاز مایع در طول برج جذب

نتایج حاصل از شبیه سازی فرآیند در جدول (۲) ارائه گردیده است. برای مقایسه نتایج، از خطای نسبی استفاده شده است. مدل سازی و شبیه سازی فرآیند جذب حاضر دینامیکی بوده و می توان تغییرات پارامترهای فرآیند را به صورت تابعی از زمان در طول برج به دست آورد. در شکل (۹) غلظت سولفید هیدروژن در مراحل مختلف به صورت تابع زمان داده شده است. مشاهده می شود که پس از مدتی، غلظت مراحل مختلف به حالت پایا رسیده است. در شکل زیر المان ۴۰ بیانگر پایین برج و المان ۱ بیانگر بالای برج می باشد.

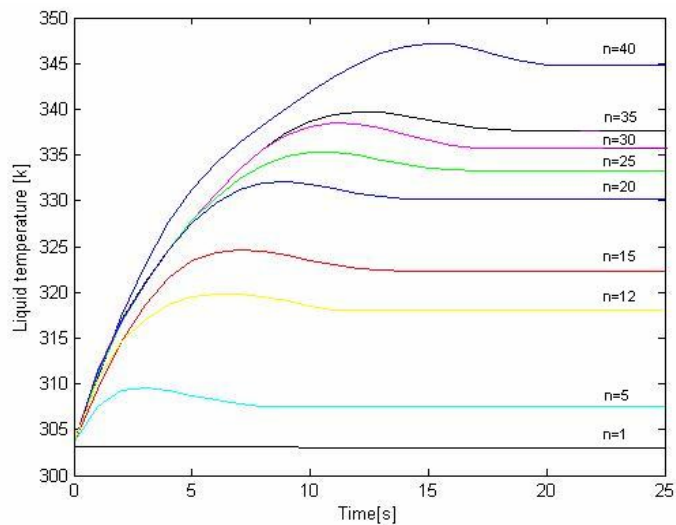
شکل (۷) تغییرات دبی جریان فاز گاز را در طول ستون نشان می دهد. به علت جذب زیاد سولفید هیدروژن در پایین برج، تغییرات دبی در قسمت مذکور شدیدتر می باشد، این در حالی است که در بالای برج، تغییرات دبی برج عملاً ناچیز می باشد. جذب سولفید هیدروژن در فاز مایع باعث می شود که در طول برج دبی محلول در حال حرکت به سمت پایین افزایش یابد (البته این افزایش دبی ناچیز می باشد). در شکل (۸) این مسئله به وضوح دیده می شود. تغییرات جریان در پایین برج به علت جذب بیشتر سولفید هیدروژن خیلی بیشتر می باشد.

جدول ۲ مقادیر پارامترهای حاصل از شبیه سازی فرآیند

Process data	Simulation results	RD%
$T_G [K]$	306.1603	0.71
$G [mol/s]$	135.92	2.83
$L [m^3/s]$	0.0092	3.15
$T_L [K]$	347.383	4.92
$C_{H_2S} [mol/m^3]$	675.311	15.58
$y_{H_2S} [ppm]$	23	15



شکل ۹ تغییرات غلظت سولفید هیدروژن با زمان در المان های مختلف برج



شکل ۱۰ تغییرات دمای محلول با زمان در المان های مختلف برج

فرآیندهای جذب واکنش دار مخصوصاً برای جذب واکنش دار سولفید هیدروژن در محلول دی گلاکول آمین ارائه گردید. در معادلات انتقال جرم، برهمکنش واکنش شیمیائی با نفوذ در ناحیه فیلمی در نظر گرفته شد. معادلات حاصل از مدلسازی فرآیند حاضر در محیط نرم افزار Matlab به طور همزمان حل گردید. مقایسه‌ی نتایج شبیه سازی با داده های تجربی نشان داد که مدل به خوبی رفتار فرآیند را در شرایط عملیاتی داده شده در حالات پایا و پویا پیش بینی می نماید. نتایج نشان داد که بیشتر پدیده های انتقال در پائین برج صورت گرفته و در نتیجه، تغییرات قابل ملاحظه‌ای را در متغیرهای پائین برج ایجاد کرده است. این نتایج می تواند در طراحی و تعیین طول بهینه برج مورد استفاده قرار گیرد.

منحنی‌ها نشان می‌دهند که به علت واکنش سولفید هیدروژن با محلول، سولفید هیدروژن در محلول مصرف می‌شود، اما باعث جذب بیشتر آن در المان‌های اولیه شده و در المان‌های بعدی (بالای برج) مقدار سولفید هیدروژن در فاز گاز ناچیز مانده و مقدار جذب نیز پائین می‌آید. شکل (۱۰) تغییرات دمای فاز مایع را با زمان در المان‌های مختلف برج نشان می‌دهد. مشاهده می‌شود که در المان‌های پایین برج تغییرات دمای محلول نسبت به المان‌های بالای برج خیلی بیشتر می‌باشد. این تغییرات به خاطر این است که بیشترین جذب در پایین برج انجام می‌گیرد و در نتیجه، گرمای جذب باعث می‌شود که تغییرات دمای مایع در پایین برج خیلی بیشتر از دیگر نواحی آن باشد.

نتیجه گیری

در این تحقیق یک مدل پویای غیر تعادلی برای

مراجع

1. Kohl, A. L., Nielsen, R. B. Gas purification, 5th Edition, Gulf publishing company, Houston, (1997).
2. Chakma, A. Formulated solvents: New opportunities for energy efficient separation of acid gases, *Energy Sources*. Vol 21, pp 51-62, (1999).
3. Taylor, R., Krishna, R., Multicomponent Mass Transfer. (WILRY, New York), (1993).
4. Kucka, L. Muller, I, Kenig, E.Y, Gorak, A., On the modelling and simulation of sour gas absorption by aqueous amine solutions. *Journal of Chemical Engineering Science*, Vol 58, pp 3571-3578, (2004).
5. Seader J.D. The rate-based approach for modeling staged separations, *Journal of Chemical Engineering progress*, Vol 85, pp 41-49, (1989).
6. Henley, E. J., Seader, J. D., Equilibrium stage separation operations in chemical Engineering, WILY, New York, (1981).
7. Higler, A., Taylor, R. and Krishna, R., Modeling of a reactive separation process using a Nonequilibrium stage model, *Journal of Computers & Chemical Engineering*, Vol 22, pp 111-118, (1998).
8. Kenig, E. Y., Kucka, L., Gorak, A., Rigorous Modeling of Reactive Absorption Processes, *Journal of Chemical Engineering & Technology*, Vol 26 2003, pp 631-646.

9. Asprion N., Nonequilibrium rate-based simulation of reactive systems: simulation Model, Heat transfer, and influence of film discretization, *Journal of Industrial & Engineering Chemistry Research*, Vol 45, pp 2054-2069, (2006).
10. Brettschneider, O., Thiele, R., Faber, R., Thielert, H. and Wozny, G., Experimental Investigation and simulation of the chemical absorption in a packed column for the system $\text{NH}_3\text{-CO}_2\text{H}_2\text{S-NaOH-H}_2\text{O}$, *Journal of separation and purification Technology*, Vol 39, pp 139-159, (2004).
11. Baghli, N.A., Pruess, S.A., Yesavage, V.F., Selim, M.S., A rate based model for the design of gas absorbers for the removal of CO_2 and H_2S using aqueous solutions of MEA and DEA. *Journal of Fluid phase Equilibria*, Vol 185, pp 31-43, (2002).
12. Kloeker, M., Kenig, E. Y., Hoffmann, A., Kreis, P. and Gorak, A., Rate-based Modelling and simulation of reactive separations in gas/ vapor liquid systems, *Journal of Chemical Engineering and Process*, Vol 44, pp 617-629, (2005).
13. Mandal, B. P., Guha, M., Biswas, A. K., Bandyopadhyay, S. S., Removal of CO_2 by Absorption in aqueous MDEA/MEA and AMP/MEA solutions, *Journal of Chemical Engineering Science*, Vol, 56, pp 621-6224, (2002).
14. Ghaemi, A., Shahhosseini, Sh., Ghannadi, M., Nonequilibrium Modeling of Reactive Absorption Processes, *Chemical Engineering Communications*, 196, pp 1076-1089, (2009).
15. Kenig, E. Y., Butzmann, F., Kucka, L. and Gorak, A., Comparison of numerical and Analytical solutions of a multicomponent reaction-mass-transfer problem in terms, *Journal of Chemical Engineering Science* Vol 55, pp 1483-1496, (2000).
16. Kenig, E.Y., Schneider, R. and Gorak, A., Multicomponent unsteady-state film model: a general analytical solution to the linearized diffusion-reaction problem, *Chemical Engineering Journal*, 83, pp 85-94, (2001).
17. Kent, R. L., Eisenberg, B, Better Data for Amine Treating, *Hydrocarbon process*, Vol 55(2) pp 87-90, (1976).
18. Reid, R.C., Prausnitz, J. M., and Poling, B. E., *The properties of gases and liquids*, (New York: McGraw-hill), (1987).
19. Pherock, R. Moniuk, W., Plate efficiency in the process of absorption with chemical reaction-experiments and example calculations, *Journal of Chemical Engineering*, Vol 39, pp 37-46, (1988).
20. Dingman, J. C., Jackson, J. L., Moore, T. F., Branson, J. A., Equilibrium Data for $\text{H}_2\text{S-CO}_2$ -Diglycolamine Agent-Water System. *Proceedings of the 2nd International Conference 62nd Annual Gas Processors*, Association Convention, San Francisco, CA. pp 14-16, March (1983).
21. Kister, H. Z., *Distillation design*, 1th, (Mc Graw-Hill), (1992).