

## بررسی اثر متغیرهای عملیاتی و بهینه سازی فرایند جذب دی اکسید کربن از گاز حاصل از احتراق توسط دی اتانول آمین با استفاده از روش سطح-پاسخ

ساسان صحرائی، حامد رشیدی\*، پیوند واله شیدا

گروه مهندسی شیمی، دانشکده انرژی، دانشگاه صنعتی کرمانشاه، ایران

### مشخصات مقاله

تاریخچه مقاله:

دریافت: ۱۸ مهر ۱۳۹۷

دریافت پس از اصلاح: ۱۴ آذر ۱۳۹۷

پذیرش نهایی: ۴ اسفند ۱۳۹۷

### چکیده

در این پژوهش به منظور بررسی عملکرد محلول آبی دی اتانول آمین در فرایند جذب دی اکسید کربن از گاز حاصل از احتراق، ضریب کلی انتقال جرم بر مبنای فاز گاز ( $K_{Gav}$ ) و شار انتقال جرم حجمی ( $N_{Aav}$ ) در شرایط عملیاتی مختلف شامل: دمای حلال ورودی ۳۵-۵۵ درجه سلسیوس، دبی گاز ورودی ۵۰-۱۰۰ لیتر بر دقیقه، دبی حلال ورودی ۰/۷۵-۱/۲۵ لیتر بر دقیقه، غلظت دی اکسید کربن در گاز ورودی ۵-۱۵ درصد حجمی، بار حرارتی جوش آور ۱/۴-۲/۲ کیلووات و غلظت دی اتانول آمین در حلال ۱۵-۲۵ درصد وزنی، مورد بررسی قرار گرفت. جهت تحلیل نتایج و بهینه سازی شرایط از روش سطح-پاسخ باکس-بنکن استفاده شد. نتایج نشان داد که افزایش دبی حلال، دبی گاز، بار حرارتی جوش آور و غلظت دی اتانول آمین در حلال موجب افزایش مقادیر  $N_{Aav}$  و  $K_{Gav}$  می شود. با این حال افزایش غلظت دی اکسید کربن در گاز ورودی مقدار  $N_{Aav}$  و  $K_{Gav}$  را به ترتیب افزایش و کاهش داد. تغییرات دما و غلظت دی اکسید کربن در طول برج جذب نشان داد که جذب دی اکسید کربن در نسبت های بالاتر دبی حلال به دبی گاز بیشتر می شود. با این حال افزایش طول برج بر افزایش میزان جذب تاثیرگذار است. در پایان بهینه سازی شرایط عملیاتی برج جذب انجام پذیرفت. حداکثر بودن همزمان مقدار  $N_{Aav}$  و  $K_{Gav}$ ، تابع هدف در نظر گرفته شد. در شرایط عملیاتی بهینه مقادیر  $N_{Aav}$  و  $K_{Gav}$  به ترتیب به  $(\text{kmol/h.m}^3)$  و  $(\text{kmol/h.m}^3.\text{kPa})$  ۱۵/۰۱ و ۳/۰۷ به دست آمد.

### کلمات کلیدی:

جذب

دی اکسید کربن

دی اتانول آمین

روش سطح-پاسخ

برج پرشده

حقوق ناشر محفوظ است.

\* عهده دار مکاتبات

h\_rashidi@kut.ac.ir

## ۱-مقدمه

دی‌اکسیدکربن یکی از مهم‌ترین گازهای گلخانه‌ای است. پژوهشگران معتقدند که افزایش دی‌اکسیدکربن در جو زمین منجر به گرم شدن کره زمین می‌گردد. همچنین مجاورت این گاز با آب تولید اسیدکربنیک می‌کند که این امر موجب اسیدی شدن آب‌های سطح زمین و به‌خصوص اقیانوس‌ها می‌شود [۱، ۲]. بنابراین، امروزه جذب دی‌اکسیدکربن<sup>۱</sup> مورد توجه زیادی قرار گرفته است. در کنار این ضرورت‌ها، اهمیت استحصال این گاز به عنوان یک گاز ارزشمند و کاربردی عامل محرکی برای استحصال دی‌اکسیدکربن شده است. ازجمله کاربردهای دی‌اکسیدکربن می‌توان به گاز تزریقی برای ازدیاد برداشت چاه‌های نفت<sup>۲</sup>، خوراک واحدهای اوره، متانول، تولید یخ خشک و غیره اشاره کرد [۳، ۴]. در حال حاضر، چندین فن‌آوری برای جذب دی‌اکسیدکربن در دسترس است. این فن‌آوری‌ها به سه دسته کلی تقسیم می‌شوند که شامل جذب پیش از احتراق<sup>۳</sup>، حین احتراق با اکسیژن<sup>۴</sup> و پس از احتراق<sup>۵</sup> می‌باشند [۵، ۶]. با این حال روشی که بیش‌تر مورد استفاده قرار می‌گیرد، روش پس از احتراق جذب شیمیایی دی‌اکسیدکربن با استفاده از آلکانول‌آمین‌ها می‌باشد؛ زیرا که این روش بسیار مناسب برای جریان بالای گاز می‌باشد [۷-۱۰]. رایج‌ترین حلال‌های آمینی که در جذب گازهای اسیدی بکار می‌روند به ترتیب عبارت‌اند از متیل‌دی‌اتانول‌آمین<sup>۶</sup> (MDEA)، دی‌اتانول‌آمین<sup>۷</sup> (DEA) و مونو اتانول‌آمین<sup>۸</sup> (MEA). پپرازین<sup>۹</sup>، تری‌اتانول‌آمین<sup>۱۰</sup>، ۲-آمینو-۲-متیل-۱-پروپانول<sup>۱۱</sup> و دی‌ایزوپروپانول‌آمین<sup>۱۲</sup>، که در جذب دی‌اکسیدکربن استفاده می‌شوند [۱۱-۱۵].

تحقیقات نشان داده که DEA یک حلال مؤثر برای جداسازی دی‌اکسیدکربن می‌باشد. استفاده از حلال DEA در فرآیند جذب دی‌اکسیدکربن چندین مزیت دارد. DEA را می‌

توان بدون اضافه کردن مواد ضد خوردگی مورد استفاده قرار داد. به‌طور کلی DEA نسبت به آمین‌های نوع اول مانند MEA خوردگی و فرسایش کمتری در واحدهای جذب دی‌اکسیدکربن ایجاد می‌کند. همین عامل سبب می‌شود به جای استفاده از آلیاژهای گران‌قیمت فولاد ضد زنگ در این واحدها از آلیاژهای معمولی کربن‌استیل استفاده کرد که این خود موجب صرفه‌جویی در هزینه‌های ساخت و نگهداری می‌گردد. همچنین این ویژگی DEA این اجازه را به مهندسی فرآیند می‌دهد تا بتوانند از غلظت‌های بالای DEA در واحدهای جذب استفاده کنند. علاوه بر این، انرژی موردنیاز جهت احیای DEA نسبت به دیگر آلکانول‌آمین‌ها نظیر MEA کمتر است [۱۶].

ظرفیت بارگیری بیشتر محلول آبی DEA نسبت به MEA یکی از مهم‌ترین دلایل طراحی واحدهای جذب دی‌اکسیدکربن بر اساس DEA است [۱۷]. فشار بخار کم‌تر DEA نسبت به آمین‌های نوع اول که موجب کاهش اتلاف حلال و انحلال-پذیری بیشتر دی‌اکسیدکربن در آن‌ها می‌شود نیز ازجمله دلایل برتری DEA نسبت به MEA می‌باشد. تاکنون تحقیقات زیادی بر روی جذب دی‌اکسیدکربن توسط DEA در فشارهای بالا صورت گرفته است. این تحقیقات بیش‌تر حول بررسی اثر بار آمین، غلظت آمین، دمای عملیاتی و فشار جزئی دی‌اکسیدکربن بر راندمان حذف آن از گاز طبیعی در فشارهای بالا (فشار خطوط لوله انتقال گاز طبیعی) متمرکز بوده است [۱۸-۲۴]. با این وجود عملیات جذب دی‌اکسیدکربن از گاز حاصل از احتراق به طور عمده در فشارهای پایین (نزدیک به اتمسفر) صورت می‌گیرد که این تفاوت فشار موجب ایجاد تغییراتی در نوع تاثیر متغیرهای عملیاتی بر راندمان جذب می‌گردد. همچنین در فن‌آوری جذب و ذخیره-سازی دی‌اکسیدکربن از گاز حاصل از احتراق، تاکنون بیش‌تر تحقیقات حول استفاده از MEA بوده است.

با توجه به آنچه بیان شد تاکنون اطلاعات تجربی کمی در رابطه با جذب دی‌اکسیدکربن از گاز حاصل از احتراق توسط DEA ارائه شده است. در این پژوهش اثر متغیرهای عملیاتی مختلف بر فرایند جذب دی‌اکسیدکربن توسط محلول آبی DEA به‌صورت آزمایشگاهی بررسی می‌شود. به همین منظور یک سامانه جذب در مقیاس آزمایشگاهی شامل ستون پر شده جذب و دفع طراحی شده است. جهت تحلیل نتایج و

<sup>1</sup> CO<sub>2</sub> Capture

<sup>2</sup> Enhanced oil recovery

<sup>3</sup> pre-combustion

<sup>4</sup> oxy-fuel combustion

<sup>5</sup> post-combustion

<sup>6</sup> Methyl Diethanolamine (MDEA)

<sup>7</sup> Diethanolamine (DEA)

<sup>8</sup> Monoethanolamine (MEA)

<sup>9</sup> Piperazine (PZ)

<sup>10</sup> Triethanolamine (TEA)

<sup>11</sup> 2-Amino-2-methyl-1-propanol (AMP)

<sup>12</sup> Diisopropanolamine (DIPA)

بهینه‌سازی شرایط از روش سطح-پاسخ<sup>۱۳</sup> باکس-بنکن<sup>۱۴</sup> استفاده شده است.

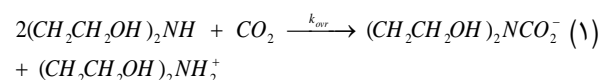
## ۲- مواد و روش‌ها:

### ۲-۱- مواد:

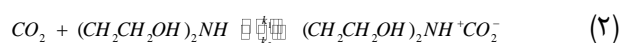
در این پژوهش از دی‌اتانول‌آمین ۹۹٪ وزنی تولید شده توسط پتروشیمی شازند اراک استفاده شد. گاز دی‌اکسید کربن نیز با خلوص ۹۹/۹۹٪ از شرکت کاسپین تأمین گردید.

### ۲-۲- واکنش‌های شیمیایی:

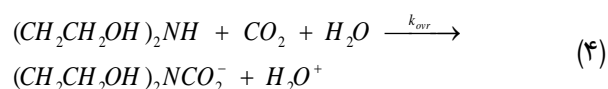
واکنش آمین نوع دوم دی‌اتانول‌آمین با دی‌اکسیدکربن یک واکنش شبه مرتبه اول می‌باشد که به صورت واکنش (۱) انجام می‌پذیرد



سینتیک واکنش دی‌اکسیدکربن و آلکانول‌آمین‌ها توسط پژوهشگران مختلفی مانند ماهاجانی<sup>۱۵</sup> [۲۵]، ورستیگ<sup>۱۶</sup> [۲۶]، ابوزهر<sup>۱۷</sup> [۲۷] و کنگ<sup>۱۸</sup> [۲۸] مطالعه شده است. واکنش دی‌اکسیدکربن با آلکانول‌آمین‌ها توسط مکانیزم زوی-تری<sup>۱۹</sup> (یک مولکول یا یون مثبت یا یون منفی) توصیف می‌شود. در مکانیزم زوی-تری<sup>۱۹</sup> در نخستین مرحله دی-اکسیدکربن به صورت برگشت‌پذیر با دی‌اتانول‌آمین واکنش می‌دهد و یک زوی-تری<sup>۱۹</sup> ناپایدار را تشکیل می‌دهد. زوی-تری<sup>۱۹</sup> ناپایدار ممکن است به هر یک از مولکول‌های دی-اتانول‌آمین یا دی‌اکسیدکربن تبدیل شود یا اینکه به یون با بار مثبت تبدیل شود تا در مرحله‌ی دوم کاربامات را تولید کند [۲۹]. مکانیزم زوی-تری<sup>۱۹</sup> برای واکنش دی‌اتانول‌آمین و دی-اکسیدکربن به صورت دو مرحله‌ای و طبق واکنش‌های (۲) و (۳) انجام می‌پذیرد:



در این واکنش‌ها B می‌تواند OH<sup>-</sup>، H<sub>2</sub>O و یا ترکیبی از این‌ها باشد. مجموع واکنش‌های (۲) و (۳) اگر B دی‌اتانول‌آمین باشد، واکنش (۱) را نتیجه می‌دهد. با این حال واکنش دی-اکسیدکربن با دی‌اتانول‌آمین معمولاً در محیط آبی صورت می‌پذیرد. در این حالت واکنش کلی دی‌اکسیدکربن با محلول آبی دی‌اتانول‌آمین به صورت واکنش (۴) حاصل می‌شود:



در این حالت مشاهده می‌گردد دی‌اتانول‌آمین و دی-اکسیدکربن به نسبت استوکیومتری ۱ به ۱ واکنش می‌دهند.

### ۲-۳- سامانه آزمایشگاهی:

به‌طورکلی یک واحد جذب دی‌اکسیدکربن شامل سه بخش اصلی جذب، احیای حرارتی و سایر تجهیزات می‌باشد. تماس بین گاز و محلول DEA در قسمت جذب صورت می‌گیرد. در قسمت احیای حرارتی، گازهای جذب‌شده توسط حلال دفع شده و حلال را دوباره آماده جذب می‌کند. بخش سوم نیز شامل پمپ‌های انتقال حلال شرکت گراندفوس کشور دانمارک (مدل UPS25-55)، مبدل‌های صفحه‌ای استنلس‌استیل ۳۰۴ شرکت دانفوس کشور دانمارک با سطح تماس ۰/۲۱ مترمربع، مخزن ذخیره حلال و غیرو می‌باشد. در این پژوهش برج جذب از جنس پلی‌کربنات شفاف ۱۰-۱۲ و برج دفع از لوله ضد زنگ ۳۰۴ به قطر داخلی ۱۰/۷ سانتی‌متر ساخته شده است. برج جذب و دفع هرکدام دارای ۲ بستر می‌باشند که ارتفاع هر بستر برج جذب و دفع به ترتیب ۷۰ و ۷۵ سانتی‌متر است. مشخصات دقیق‌تر واحد فرآیندی در جدول (۱) بیان شده است. در میان بسترها جهت توزیع مناسب‌تر حلال، توزیع‌کننده‌های مجدد مایع قرار داده شده است. در برج جذب در ابتدا، انتها و میانه هر بستر نمونه‌گیر گاز و سنسور اندازه‌گیری دما (مدل H320 شرکت به‌افزار با دقت ۰/۱ درجه سلسیوس) تعبیه شد. در برج دفع نیز در ابتدا، میانه و انتهای بسترها دماسنج جهت نمایش دقیق دما

<sup>13</sup> Surface -Response

<sup>14</sup> Box-Benhken

<sup>15</sup> Mahajani

<sup>16</sup> Versteeg

<sup>17</sup> Aboudheir

<sup>18</sup> Vaidya

<sup>19</sup> Zwitterion

از روش سطح-پاسخ

جدول (۱) مشخصات برج جذب و دفع

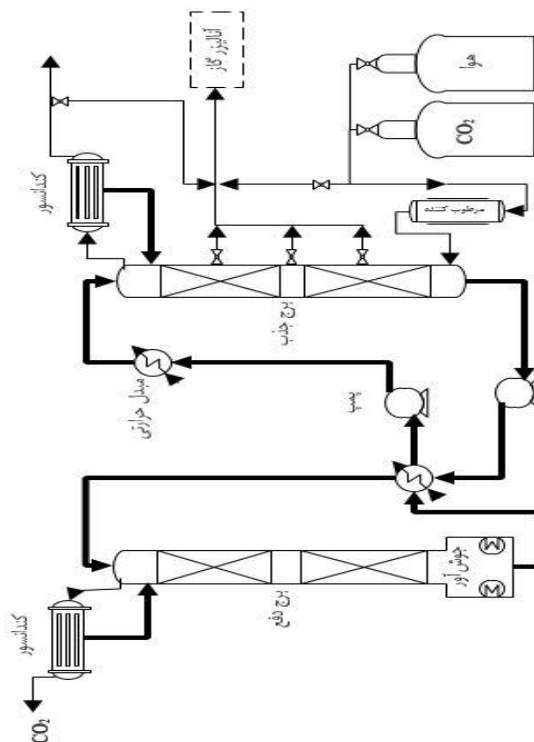
ارتفاع کل برج جذب (طول هر بستر)	۲ (۰/۷) متر
قطر برج جذب	۰/۰۹۷ متر
ارتفاع کل برج دفع (ارتفاع هر بستر)	۲ (۰/۷۵) متر
قطر برج دفع	۰/۱۰۷ متر
فشار برج جذب	اتمسفری
فشار برج دفع	اتمسفری
نوع پرکن	پالرینگ استیل ۱۶ میلی متر

۴-۲- آزمایش‌ها:

در این پژوهش جذب گاز تحت فشار اتمسفری صورت پذیرفت. به منظور شبیه سازی گاز احتراق، از اختلاط هوای فشرده با دی اکسید کربن استفاده شده است که قبل از ورود به برج، مرطوب شده و با آب اشباع می گردد. هوای مورد استفاده به وسیله کمپرسور هوا تامین شد. متغیرهای مختلفی بر فرایند جذب دی اکسید کربن توسط محلول دی اتانول آمین تاثیرگذار هستند. در این پژوهش اثر ۶ متغیر و هر کدام در ۳ سطح مورد بررسی قرار گرفت. جدول (۲) این متغیرها و تعداد سطوح آن‌ها را نشان می دهد. جهت تحلیل و بررسی نتایج از نرم افزار طراحی آزمایش مینی تب<sup>۲۲</sup> و روش سطح-پاسخ باکس-بنکن استفاده شد. علت استفاده از این روش دقت قابل قبول و تعداد آزمایش‌های کم بود. این روش ۵۴ آزمایش را پیشنهاد داد.

برای انجام هر آزمایش ابتدا جوش آور را از دی اتانول آمین با غلظت مشخص پر کرده، سپس با تنظیم دمای حلال ورودی به برج جذب، دبی حلال، توان جوش آور، دبی گاز و غلظت آن آزمایش آغاز شد. برای انجام هر آزمایش با تنظیم متغیرها مدت زمانی حدود ۲۰ الی ۳۰ دقیقه صرف پایا شدن سیستم شده است. ثابت شدن دماها و سطح مایع جوش آور نشان دهنده پایا بودن شرایط می باشد. سپس، اطلاعات فرایندی شامل غلظت گاز دی اکسید کربن در خروجی برج جذب و مقادیر دما در طول برج در نقاط تعیین شده جمع آوری شدند.

جایگذاری شد. درصد حجمی دی اکسید کربن در گاز نمونه توسط آنالیزر دیجیتال CM-012320% تولید شده توسط شرکت کوزیر<sup>۲۰</sup> کشور امریکا اندازه گیری شد. این سنسور از نوع غیر مخرب مادون قرمز<sup>۲۱</sup> می باشد. شکل (۱) شماتیک و شکل (۲) نمای واقعی دستگاه آزمایش را نشان می دهد.



شکل (۱) طرح واره دستگاه آزمایش



شکل (۲) نمای واقعی از دستگاه آزمایش

<sup>22</sup> Minitab 16

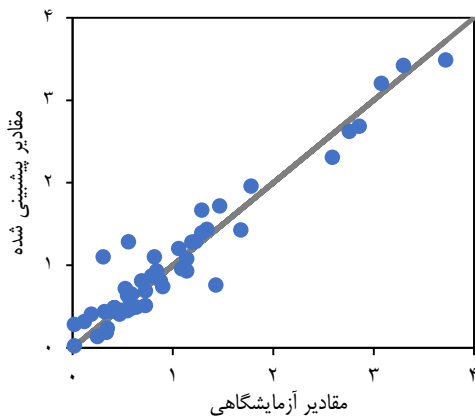
<sup>20</sup> Cozир Company

<sup>21</sup> Nondispersive Infrared (NDIR)

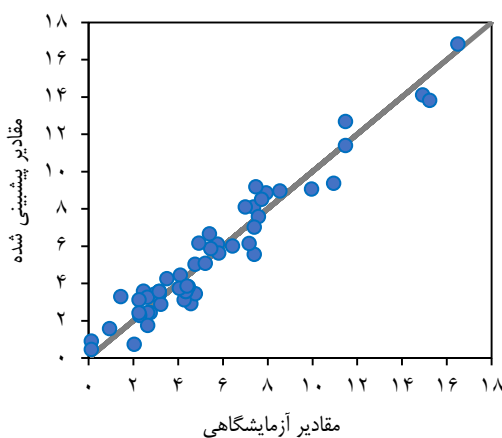
### ۳- نتایج و بحث:

#### ۳-۱- تحلیل آماری نتایج:

تحلیل آماری نتایج نشان داد، نتایج از صحت قابل قبولی برخوردار هستند. شکل (۳) نشان می‌دهد مدل به دست آمده از نرم‌افزار توانایی زیادی در پیش‌بینی مقادیر آزمایشگاهی دارد.



(a)



(b)

شکل (۳) مقایسه مقادیر پیش‌بینی شده و آزمایشگاهی **a**: ضریب کلی انتقال جرم **b** شار کلی انتقال جرم

جدول (۲) متغیرهای عملیاتی و سطوح مورد استفاده در آزمایش

متغیرها	واحد	نماد	سطح		
			-۱	۰	+۱
دمای حلال ورودی	°C	A	۳۵	۴۵	۵۵
غلظت دی‌اکسیدکربن در گاز خوراک	vol.%	B	۵	۱۰	۱۵
دبی گاز	l/min	C	۵۰	۷۵	۱۰۰
دبی حلال	l/min	D	۰/۷۵	۱	۱/۲۵
توان جوش‌آور	kW	E	۱/۴	۱/۸	۲/۲
غلظت محلول آمین	wt.%	F	۱۵	۲۰	۲۵

#### ۵- معرفی پاسخ‌ها:

#### ۲-۵-۱- ضریب کلی انتقال جرم بر مبنای فاز گاز ( $K_G a_V$ ):

در جذب دی‌اکسیدکربن توسط حلال‌های آمینی ضریب کلی انتقال جرم بر مبنای فاز گاز و به صورت حجمی تعریف می‌شود. در این پژوهش از معادله (۵) برای محاسبه  $K_G a_V$  استفاده شده است [۳۰، ۳۱]:

$$K_G a_V = \frac{G}{ZP} \left[ \ln \left( \frac{Y_{in}}{Y_{out}} \right) + (Y_{in} - Y_{out}) \right] \quad (5)$$

در این معادله  $Y$  کسر مولی نسبی دی‌اکسیدکربن در جریان گاز،  $P$  فشار برج جذب برحسب  $Z$  ارتفاع بستر جذب برحسب متر و  $G$  دبی گاز ورودی در واحد سطح برج جذب برحسب  $(\text{kmol}/\text{h} \cdot \text{m}^2)$  می‌باشد.

#### ۲-۵-۲- شار انتقال جرم حجمی ( $N_A a_V$ ):

شار انتقال جرم حجمی بیان‌کننده میزان انتقال جرم در واحد حجم بستر جذب می‌باشد و به صورت معادله (۶) بیان می‌گردد:

$$N_A a_V = \frac{\dot{n}}{V} (y_{in} - y_{out}) \quad (6)$$

در رابطه بالا  $V$  حجم بستر جذب برحسب مترمکعب،  $\dot{n}$  دبی مولی گاز ورودی برحسب  $(\text{kmol}/\text{h})$  و  $y$  جز مولی دی‌اکسیدکربن در جریان گاز می‌باشد.

جدول (۳) جدول تحلیل واریانس برای پاسخها

منبع	ضریب کلی انتقال جرم حجمی					شار کلی انتقال جرم حجمی				
	مجموع مربعات	درجه آزادی	میانگین مربعات	مقدار F	مقدار P	مجموع مربعات	درجه آزادی	میانگین مربعات	مقدار F	مقدار P
مدل	۱۶۶/۱۳	۱۲	۱۳/۸۴	۲۲/۵۱	< ۰/۰۰۰۱	۱۰۶۱/۱۲	۱۱	۹۶/۴۷	۶۷/۱۱	< ۰/۰۰۰۱
A	۲/۶۹	۱	۲/۶۹	۴/۳۸	۰/۰۴۲۶	۳/۰۹	۱	۳/۰۹	۲/۱۵	۰/۱۵۰۰
B	۹/۲۶	۱	۹/۲۶	۱۵/۰۶	۰/۰۰۰۴	۵۲۴/۸۲	۱	۵۲۴/۸۲	۳۶۵/۱۰	< ۰/۰۰۰۱
C	۰/۳۰۸۳	۱	۰/۳۰۸۳	۰/۵۰۱۳	۰/۴۸۲۹	۱۸۳/۲۱	۱	۱۸۳/۲۱	۱۲۷/۴۵	< ۰/۰۰۰۱
D	۳/۴۴	۱	۳/۴۴	۵/۵۹	۰/۰۲۲۹	۲۶/۶۱	۱	۲۶/۶۱	۱۸/۵۲	< ۰/۰۰۰۱
E	۲/۲۹	۱	۲/۲۹	۳/۷۳	۰/۰۶۰۴	۶/۸۸	۱	۶/۸۸	۴/۷۸	۰/۰۳۴۳
F	۹۱/۸۱	۱	۹۱/۸۱	۱۴۹/۳۰	< ۰/۰۰۰۱	۲۳۷/۰۷	۱	۲۳۷/۰۷	۱۶۴/۹۲	< ۰/۰۰۰۱
AF	۶/۲۸	۱	۶/۲۸	۱۰/۲۲	۰/۰۰۲۷	۷/۴۹	۱	۷/۴۹	۵/۲۰۱	۰/۰۱۵۴
BF	۱۳/۳۱	۱	۱۳/۳۱	۲۰/۶۵	< ۰/۰۰۰۱	-	-	-	-	-
CF	۲/۳۹۸	۱	۲/۳۹۸	۳/۹۳۱	۰/۰۴۸۹	۲۵/۱۵	۱	۲۵/۱۵	۱۷/۵۰	< ۰/۰۰۰۱
B <sup>2</sup>	۲/۶۳	۱	۲/۶۳	۴/۲۷	۰/۰۴۵۱	۶/۶۱	۱	۶/۶۱	۴/۶۰	۰/۰۳۷۸
E <sup>2</sup>	۸/۸۷	۱	۸/۸۷	۱۴/۴۴۶	۰/۰۰۰۳	۱۱/۵۲	۱	۱۱/۵۲	۸/۰۱	۰/۰۰۷۱
F <sup>2</sup>	۳۴/۵۰	۱	۳۴/۵۰	۵۶/۱۱	< ۰/۰۰۰۱	۴۶/۴۵	۱	۴۶/۴۵	۳۲/۳۱	< ۰/۰۰۰۱
باقی مانده	۲۵/۲۱	۴۱	۰/۶۱۴۹			۶۰/۳۷	۴۲	۱/۴۴		
نقص برازش	۱۹/۷۶	۳۶	۰/۵۴۸۸	۰/۵۰۳۴	۰/۵۵۴۹	۵۰/۶۹	۳۷	۱/۳۷	۰/۷۰۷۶	۰/۴۷۳۳
خطای خالص	۵/۴۵	۵	۱/۰۹			۹/۶۸	۵	۱/۹۳۶		
کل	۱۹۱/۳۴	۵۳				۱۱۲۱/۴۹	۵۳			

### ۳-۲- تاثیر شرایط عملیاتی بر فرایند جذب:

#### ۳-۲-۱- تاثیر دمای حلال ورودی:

به طور کلی دما یک پارامتر مهم در راندمان جذب دی اکسید کربن توسط حلال های آمینی می باشد. در فرآیند جذب دی اکسید کربن توسط محلول دی اتانول آمین، جذب شیمیایی و فیزیکی به صورت همزمان اتفاق می افتد. در جذب فیزیکی افزایش دما موجب کاهش جذب می شود اما در جذب شیمیایی، طبق رابطه آرنیوس ثابت سرعت واکنش با دما رابطه دارد. با افزایش درجه حرارت، ثابت سرعت واکنش افزایش و سرعت جذب بهبود می یابد. اما از طرف دیگر، با افزایش دما حلالیت دی اکسید کربن در مایع کاهش می یابد. علاوه بر این، افزایش دما نیز موجب تسریع تجزیه محصول واکنش کاربامات می شود که این خود منجر به کاهش بازده جذب می دهد. نمودار اثر دما بر تغییرات ضریب کلی انتقال جرم بر مبنای فاز گاز و شار انتقال جرم حجمی در شکل (۴a) نمایش داده شده است. همان طور که مشاهده می شود در بازه دمایی ۳۵ تا ۴۵ درجه سلسیوس، با افزایش دما ضریب کلی انتقال جرم بر مبنای فاز گاز و شار انتقال جرم حجمی افزایش می یابد. در واقع در این بازه دمایی حلالیت

دی اکسید کربن در حلال به اندازه ای است که واکنش شیمیایی جذب صورت بگیرد. اما با افزایش دما، در بازه دمایی ۴۵ تا ۵۵ درجه سلسیوس، حلالیت دی اکسید کربن در حلال آن قدر کم می شود که واکنش جذب به مقدار حداقلی می رسد. به عبارتی فشار جزئی دی اکسید کربن در سطح حلال افزایش می یابد. مجموع این عوامل موجب می شود جذب در دمای میانه ۴۵ درجه سلسیوس حداکثر شود.

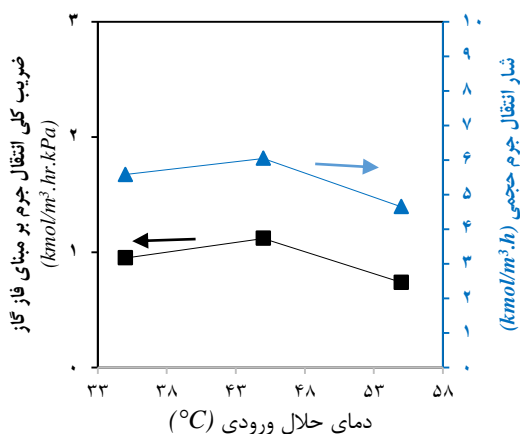
#### ۳-۲-۲- تاثیر غلظت دی اکسید کربن در گاز ورودی:

با توجه به شکل (۴-b)، افزایش غلظت دی اکسید کربن در گاز ورودی باعث افزایش شار انتقال جرم می گردد. این به معنای افزایش میزان جذب دی اکسید کربن در برابر افزایش غلظت دی اکسید کربن در گاز ورودی به برج جذب است. به عبارت دیگر در این حالت تعداد مول های دی اکسید کربن بیش تری برای جذب در دسترس می باشد. همچنین افزایش غلظت دی اکسید کربن در گاز ورودی موجب افزایش فشار جزئی گاز دی اکسید کربن در بستر می گردد. این افزایش فشار جزئی باعث افزایش نیرو محرکه انتقال جرم و در نتیجه افزایش شار انتقال جرم می گردد. از طرف دیگر ضریب کلی

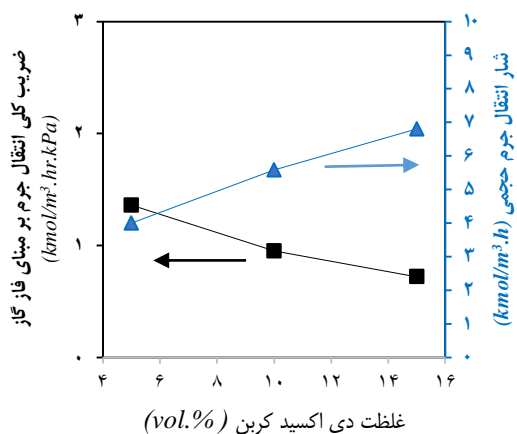
اختلاط بهتر مایع و گاز، موجب کاهش ضخامت فیلم مایع و افزایش نرخ انتقال جرم می‌گردد.

### ۳-۲-۵- تاثیر بار حرارتی جوش آور:

کاهش و افزایش توان حرارتی جوش آور به‌طور مستقیم بر میزان بار آمین فقیر خروجی از جوش آور تأثیر می‌گذارد. شکل (۴-ع) نشان می‌دهد افزایش بار حرارتی جوش آور موجب افزایش آهنگ جوشش آمین غنی‌شده و در نتیجه بار آمین فقیر کم‌تر می‌شود. کم شدن بار آمین فقیر ورودی به برج جذب، باعث افزایش سایت‌های فعال جذب در آن می‌شود. افزایش این سایت‌های فعال، افزایش ضریب کلی انتقال جرم بر مبنای فاز گاز و شار انتقال جرم حجمی را در پی دارد.



(a)



(b)

انتقال جرم عبارتست از شار انتقال جرم تقسیم بر نیرو محرکه انتقال جرم. با توجه به افزایش نیرو محرکه انتقال جرم مشاهده می‌گردد که مطابق شکل ضریب کلی انتقال جرم کاهش می‌یابد. اگر چه که حاصل ضرب ضریب کلی انتقال جرم در نیرو محرکه انتقال جرم یا همان شار انتقال جرم با افزایش فشار جزئی گاز دی‌اکسید کربن افزایش می‌یابد. این مسئله با مشاهدات دی<sup>۲۳</sup> و آرون ویلاس<sup>۲۴</sup> مطابقت دارد [۳۲].

### ۳-۲-۳- تاثیر دبی گاز ورودی:

شکل (۴-ج) نشان می‌دهد افزایش دبی گاز ورودی موجب افزایش ضریب کلی انتقال جرم بر مبنای فاز گاز و شار انتقال جرم حجمی می‌شود. افزایش دبی گاز ورودی موجب افزایش سرعت گاز در برج می‌شود که این خود افزایش ضریب انتقال جرم فاز گاز را موجب می‌شود. همچنین با افزایش دبی گاز، تعداد مول‌های بیش‌تر دی‌اکسید کربن در واحد زمان وارد برج می‌کند که این خود تعداد مول‌های دی‌اکسید کربن در دسترس برای جذب را افزایش می‌دهد. از طرفی با توجه به تعریف ضریب کلی انتقال جرم بر مبنای فاز گاز و شار انتقال جرم حجمی در رابطه‌های (۱) و (۲)، مشاهده می‌گردد افزایش دبی گاز ورودی به‌طور مستقیم موجب افزایش مقادیر ضریب کلی انتقال جرم بر مبنای فاز گاز و شار انتقال جرم حجمی می‌شود. نتایج شکل (۴-ج) نشان می‌دهد افزایش دبی گاز ورودی هم میزان جذب و هم راندمان جذب دی‌اکسید کربن را افزایش می‌دهد.

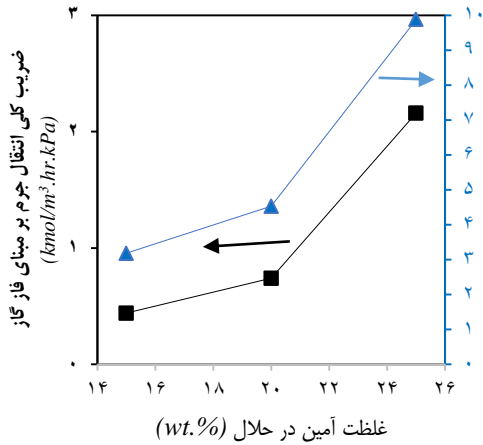
### ۳-۲-۴- تاثیر دبی حلال ورودی:

افزایش دبی حلال به معنای در دسترس بودن بیش‌تر حلال تازه برای دی‌اکسید کربن است. هر چه دبی افزایش یابد، گاز و مایع سطح تماس بیش‌تری با یکدیگر پیدا می‌کنند. به همین دلیل در شکل (۴-د) مشاهده می‌شود افزایش دبی حلال موجب افزایش ضریب کلی انتقال جرم بر مبنای فاز گاز و شار انتقال جرم حجمی می‌شود. همچنین افزایش دبی حلال موجب افزایش سرعت مایع در برج و در نتیجه ایجاد اغتشاش بیشتر در سطح پرکن‌ها می‌شود. این عامل علاوه بر ایجاد

<sup>23</sup> Dey

<sup>24</sup> Aroonwilas

از روش سطح-پاسخ



(f)

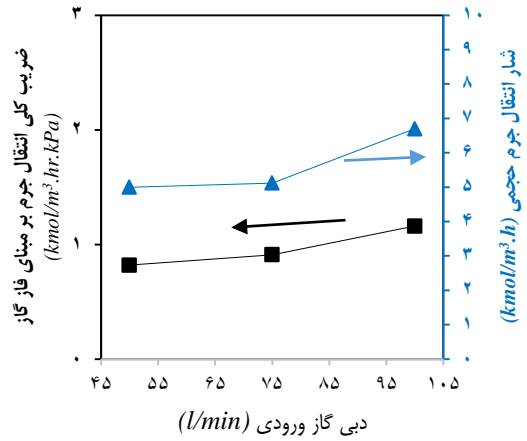
شکل (۴) بررسی اثر متغیرهای عملیاتی بر ضریب انتقال جرم حجمی بر مبنای فاز گاز و شار مولی انتقال جرم بر مبنای فاز گاز

۳-۲-۶-تاثیر غلظت آمین در حلال:

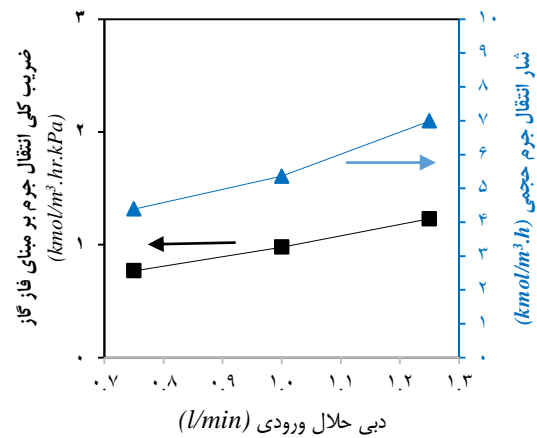
جذب دی اکسید کربن در آب و آمین به ترتیب فیزیکی و شیمیایی می باشد. در این بین جذب شیمیایی عامل تعیین کننده در فرآیند جذب است. بنابراین، افزایش غلظت آمین در حلال موجب افزایش جذب شیمیایی و در نتیجه افزایش میزان جذب می شود. در حقیقت افزایش میزان دی اتانول آمین در حلال تعداد سایت های فعال جذب را به میزان قابل توجهی افزایش می دهد شکل (۴-f) این تاثیر را به خوبی نشان می دهد.

۳-۳- بررسی اثرات متقابل معنادار شرایط عملیاتی بر راندمان جذب:

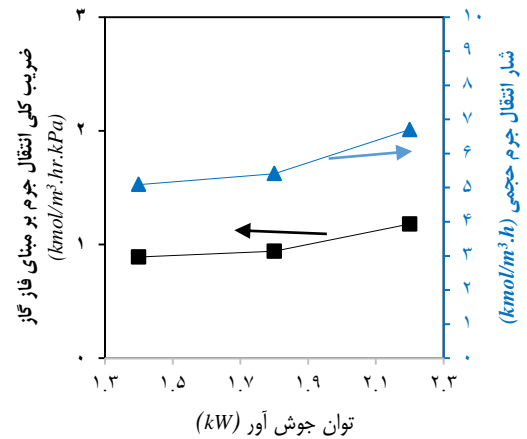
بر اساس تحلیل واریانس پاسخ ها که در جدول (۳) گزارش شده است، برای ضریب کلی انتقال جرم ۳ اثر متقابل AF، BF و CF و برای شار کلی انتقال جرم دو اثر متقابل AF و CF به عنوان اثرات متقابل مهم و معنادار به دست آمدند. نتایج در این بخش نشان می دهد که برای هر دو متغیر پاسخ، متغیر عملیاتی غلظت آمین در حلال، در کنار اینکه به تنهایی یک متغیر عملیاتی مهم می باشد، با متغیرهای عملیاتی دیگر هم اثرات متقابل مهم و معناداری دارد. به عنوان نمونه شکل (۵-a) نشان می دهد در دماهای بالا، افزایش غلظت آمین در حلال به مقدار کمتری نسبت به دماهای پایین تر موجب افزایش ضریب



(c)

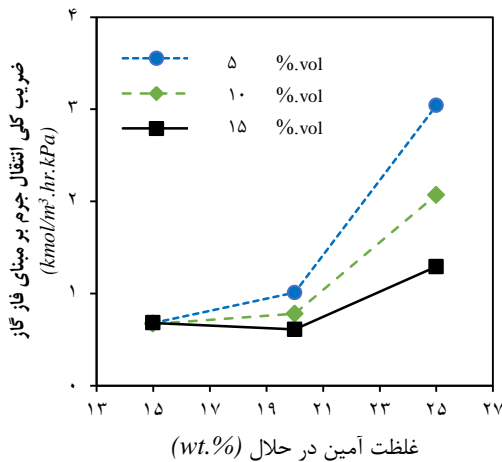


(d)

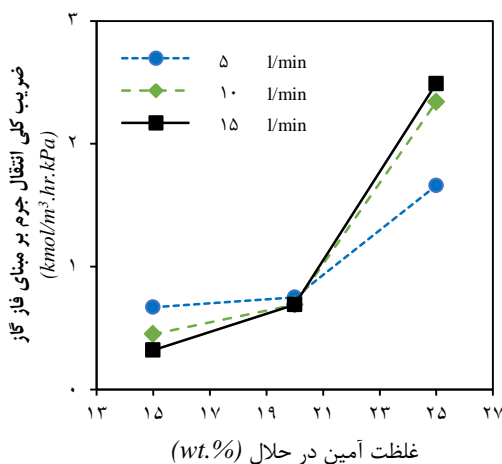


(e)

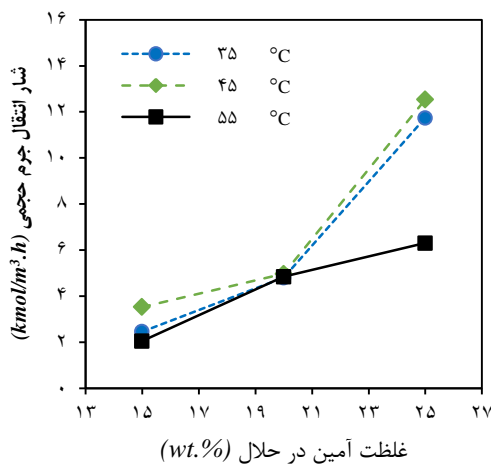




(b)



(c)

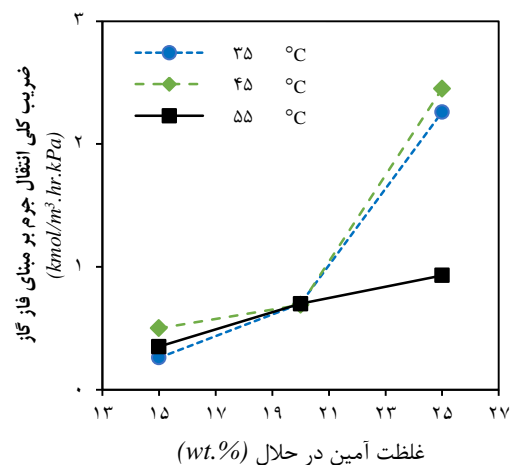


(d)

کلی انتقال جرم می‌گردد. با این حال نتایج در این مورد نشان می‌دهد در غلظت‌های ۱۵ و ۲۰ درصد آمین در حلال، تغییرات دمایی تاثیر چندانی بر مقدار ضریب کلی انتقال جرم ندارد. این رفتار می‌تواند ناشی از این باشد که در دماهای پایین‌تر به علت بالاتر بودن حلالیت دی‌اکسیدکربن در حلال، دی‌اکسیدکربن کافی برای جذب در دسترس هر مقدار از آمین قرار دارد. اما در دماهای بالاتر دی‌اکسیدکربن کافی برای جذب واکنشی با غلظت‌های مختلف آمین در حلال بسیار ناچیز می‌شود.

شکل (b-5) نشان می‌دهد در غلظت ۱۵ درصد وزنی آمین در حلال، تغییرات درصد دی‌اکسیدکربن در گاز ورودی، تاثیر کمی بر ضریب کلی انتقال جرم دارد. اما هر چه غلظت آمین در حلال افزایش می‌یابد، کاهش غلظت دی‌اکسیدکربن در گاز خوراک، موجب افزایش ضریب کلی انتقال جرم می‌گردد. شکل (c-5) نیز نشان می‌دهد در غلظت‌های پایین آمین در حلال، افزایش دبی گاز ورودی سبب کاهش ضریب کلی انتقال جرم می‌گردد. اما در غلظت‌های بالاتر حلال، افزایش دبی گاز ورودی سبب افزایش محسوس ضریب کلی انتقال جرم می‌گردد.

شکل‌های (d-5) و (e-5) به ترتیب اثرهای متقابل غلظت آمین در حلال با دمای حلال ورودی و دبی گاز ورودی را بر شار کلی انتقال جرم نشان می‌دهند. اثرهای متقابل برای شار کلی انتقال جرم شباهت زیادی با اثر آن‌ها بر ضریب کلی انتقال جرم دارند. شباهت تعریف این دو پاسخ نسبت به این متغیرهای معنادار عامل این رفتار مشابه می‌باشد.

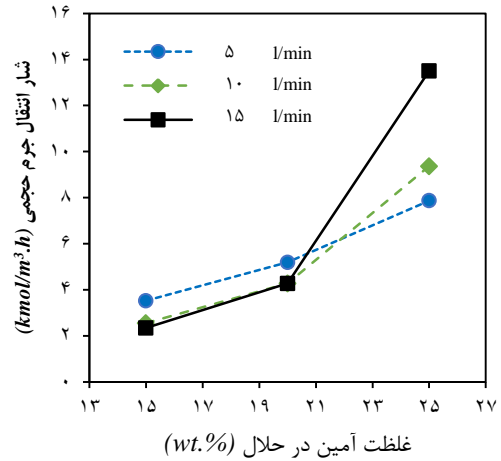


(a)

از روش سطح-پاسخ

را به سمت پایین برج متمایل می‌کند. این عامل سبب می‌گردد برآمدگی پروفایل دمایی به سمت نقاط پایینی برج منتقل شود [۳۳]. شکل (۶-ا) نشان می‌دهد هر چه نسبت دبی حلال به دبی گاز بیشتر باشد، سبب می‌شود که برآمدگی دمایی بیشتر شود و این ناحیه به سمت پایین برج ورودی کم باشد برآمدگی دمایی به سمت بالای برج متمایل شده و نقطه پینچ را می‌توان در بالای برج مشاهده کرد. با این حال به ندرت برآمدگی دمایی و نقطه پینچ بر هم منطبق می‌شوند. به عبارت دیگر این اتفاق در برج دفع رخ می‌دهد. شرایط بهینه برای جذب زمانی است که برآمدگی نمودار دمایی بر میانه برج منطبق شود. با توجه به شکل (۶-ا) مشاهده می‌شود. که برآمدگی دمایی عموماً بر میانه برج جذب منطبق شده است که می‌توان نتیجه گرفت نسبت دبی حلال به دبی گاز در محدوده مناسبی تعیین شده است. البته شرایط عملیاتی در دسترس و ملاحظات اقتصادی نیز در این امر تأثیرگذار هستند. با این حال متغیرهای زیادی از جمله نسبت دبی گاز به مایع، بار آمین و غلظت دی‌اکسیدکربن در گاز ورودی بر نوع پروفایل دمایی در برج جذب تأثیرگذار است [۳۴].

شکل (۴-ب) تغییرات غلظت دی‌اکسیدکربن در جریان گاز در طول برج را نشان می‌دهد. با توجه به شکل (۴-ب) ملاحظه می‌شود هر چه نسبت دبی حلال به دبی گاز بیشتر باشد مسلماً میزان جذب نیز افزایش می‌یابد. به عبارتی غلظت دی‌اکسیدکربن در گاز خروجی از برج جذب کمتر می‌شود. همچنین شکل (۴-ب) بیان می‌کند هر چه نسبت دبی حلال به دبی گاز بیشتر باشد، میزان جذب بیشتری در پایین برج صورت می‌گیرد.



(e)

شکل (۵) بررسی اثر متقابل متغیرهای عملیاتی مهم (a) دما- غلظت آمین در حلال (b) غلظت دی‌اکسیدکربن در گاز خوراک- غلظت آمین در حلال (c) دبی گاز- غلظت آمین در حلال برای ضریب کلی انتقال جرم و (d) دما- غلظت آمین در حلال (e) دبی گاز- غلظت آمین در حلال برای شار کلی انتقال جرم

۴-۳- تغییرات دما و غلظت دی‌اکسیدکربن در طول برج جذب:

فرآیند جذب دی‌اکسیدکربن یک فرآیند گرمازا محسوب می‌شود که معمولاً در دمای پایین‌تر بازدهی بالاتری نشان می‌دهد. هراندازه حلال از بالای برج به سمت پایین برج حرکت می‌کند بار<sup>۲۵</sup> آن بیشتر می‌شود تا جایی که به عنوان آمین غنی از دی‌اکسیدکربن انتهای برج خارج گردد. در این بین یک نقطه وجود دارد که هیچ انتقال جرمی صورت نمی‌پذیرد. این نقطه که به نقطه پینچ<sup>۲۶</sup> معروف است در کمینه توزیع دمایی برج رخ می‌دهد. همچنین منطقه‌ای از برج که بیشترین جذب در آن اتفاق می‌افتد نقطه‌ای است که دما در آن بیشینه می‌باشد. این منطقه از برج برآمدگی دمایی<sup>۲۷</sup> نامیده می‌شود. هنگامی که نسبت حلال به دی‌اکسیدکربن در گاز ورودی بالا باشد برآمدگی دمایی به سمت پایین برج متمایل خواهد شد و این بدین معنی می‌باشد که عمده میزان جذب در پایین برج روی می‌دهد. ظرفیت گرمایی مایع بیشتر از گاز است بنابراین استفاده بیش از حد حلال گرمای واکنش

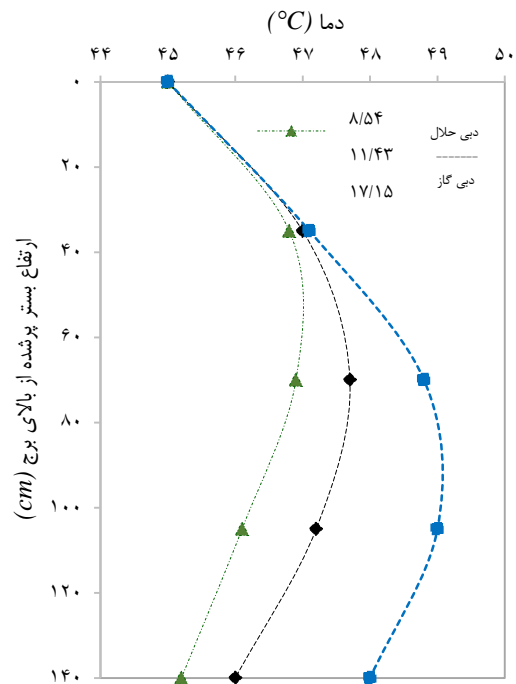
<sup>25</sup> Loading  
<sup>26</sup> Pinch Point  
<sup>27</sup> Temperature Bulge

هر چه نسبت دبی حلال به دبی گاز بیش تر می شود، شیب نمودار تغییرات دی اکسیدکربن در گاز در بالای برج جذب کاهش می یابد؛ اما در نسبت های کمتر دبی حلال به دبی گاز در شکل (b-6) مشاهده می شود که شیب نمودار تغییرات غلظت دی اکسیدکربن در گاز قابل ملاحظه است. بنابراین می توان به این نتیجه دست یافت که افزایش طول برج در این حالت، میزان جذب را افزایش خواهد داد. به طور کلی بررسی نمودار تغییرات غلظت دی اکسیدکربن در طول برج جذب نشان می دهد که هرچه نسبت دبی حلال به دبی گاز بیشتر باشد، راندمان جذب افزایش می یابد و عمل جذب در بسترهای به مراتب کوتاه تری صورت می پذیرد. این امر هزینه های ساخت را کاهش می دهد اما این نسبت را نمی توان تا حد زیادی بالا برد. به هر حال مشکلات ناشی از پدیده طغیان، مجرا سازی حلال در میان پرکن ها، افزایش حلال در گردش و افت فشار در طول برج از جمله عوامل محدودکننده افزایش نسبت دبی حلال به دبی گاز می باشند. بنابراین با توجه به شرایط گفته شده در بالا دو گزینه جهت افزایش راندمان جذب وجود دارد: یکی افزایش نسبت دبی حلال به دبی گاز و دیگری افزایش طول بستر جذب می باشد.

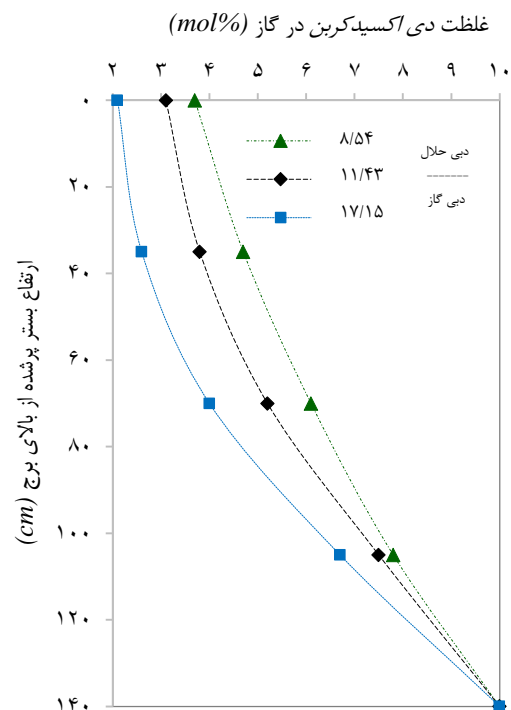
### ۳-۵- بهینه سازی:

بهینه سازی با استفاده از مدل به دست آمده از نرم افزار و روش سطح-پاسخ-بکس-بنکن برای حداکثر کردن مقدار ضریب کلی انتقال جرم حجمی بر مبنای فاز گاز نشان داد که در شرایط عملیاتی دمای ۴۵ درجه سلسیوس، دبی حلال ۱/۲۵ لیتر بر دقیقه، دبی گاز ۱۰۰ لیتر بر دقیقه، بار حرارتی ۲۲۰۰ وات، غلظت دی اتانول آمین ۲۵ درصد وزنی و غلظت ۵ درصد حجمی دی اکسیدکربن در گاز ورودی ضریب کلی انتقال جرم حجمی بر مبنای فاز گاز به حداکثر مقدار خود به میزان  $4/16 \text{ (kmol/h.m}^3 \cdot \text{kPa)}$  می رسد.

از طرفی شار انتقال جرم حجمی در برج جذب نیز یک مشخصه دیگر از نرخ جذب است. به عبارتی شار انتقال جرم حجمی میزان و نرخ جذب را نشان می دهد در حالی که ضریب کلی انتقال جرم حجمی بر مبنای فاز گاز کیفیت و راندمان واحد جذب را بیان می کند. با این حال بالا بودن نرخ جذب همواره به معنای بیش تر بودن راندمان جذب نیست. رابطه (۷) به خوبی این موضوع را نشان می دهد.



(a)



(b)

شکل (۶) (a) تغییرات دمای برج جذب و (b) غلظت دی اکسیدکربن در گاز در طول برج جذب نسبت به متغیر دبی حلال به دبی گاز در شرایط دمای حلال ورودی ۴۵ درجه سلسیوس، غلظت دی اکسیدکربن در گاز ورودی ۱۰ درصد مولی، دبی حلال ۱ لیتر بر دقیقه، بار حرارتی جوش آور ۱/۸ کیلووات و غلظت آمین در حلال ۲۵ درصد وزنی

نتایج نشان داد که افزایش دبی حلال، دبی گاز، بار حرارتی جوش‌آور و غلظت DEA در حلال موجب افزایش مقادیر  $N_{Aav}$  و  $K_{Gav}$  می‌شود. با این حال افزایش غلظت دی‌اکسیدکربن در گاز ورودی مقدار  $N_{Aav}$  و  $K_{Gav}$  را به ترتیب افزایش و کاهش داد. همچنین با افزایش دما مقادیر  $N_{Aav}$  و  $K_{Gav}$  ابتدا افزایش و سپس کاهش یافت. سپس در مقادیر مرکزی متغیرهای عملیاتی، تغییرات دما و غلظت دی‌اکسیدکربن در طول برج جذب مورد بررسی قرار گرفت. نتایج این قسمت حاکی از آن بود که با افزایش نسبت دبی حلال به دبی گاز ورودی به برج جذب، نقطه بیشینه دمایی به پایین برج متمایل می‌شود. همچنین در نسبت‌های بالای دبی حلال به گاز ورودی به برج جذب، راندمان جذب افزایش یافته و عملیات جذب می‌تواند در بسترهای کوتاه‌تر انجام پذیرد. در پایان بهینه‌سازی نتایج برای حداکثرسازی مقادیر  $N_{Aav}$  و  $K_{Gav}$  به صورت جداگانه با استفاده از روش سطح-پاسخ باکس-بنکن انجام پذیرفت. نتایج نشان داد که در شرایط عملیاتی مشخص، بیشینه مقادیر  $N_{Aav}$  و  $K_{Gav}$  به ترتیب  $18/62$  (kmol/h.m<sup>3</sup>) و  $4/16$  (kmol/h.m<sup>3</sup>.kPa) می‌باشد. با این حال حداکثر بودن مقدار  $N_{Aav}$  به عنوان نرخ جذب در شرایطی بهینه خواهد بود که مقدار  $K_{Gav}$  نیز به عنوان راندمان جذب حداکثر باشد. به عبارت دیگر بستر پر شده به گونه‌ای طراحی گردد که برای رسیدن به یک میزان مشخص جذب حداقل ارتفاع بستر استفاده شود تا هزینه ساخت نیز حداقل شود. بنابراین با حداکثرسازی مقادیر  $N_{Aav}$  و  $K_{Gav}$  به صورت همزمان به عنوان تابع هدف، مشخص گردید که در شرایط عملیاتی دمای ۴۵ سلسیوس، دبی حلال ۱/۲۵ لیتر بر دقیقه، دبی گاز ۱۰۰ لیتر بر دقیقه، بار حرارتی ۲۲۰۰ وات، غلظت دی‌اتانول‌آمین ۲۵ درصد وزنی و غلظت ۱۰ درصد حجمی دی‌اکسیدکربن در گاز ورودی مقادیر  $N_{Aav}$  و  $K_{Gav}$  به ترتیب به مقدار  $15/01$  (kmol/h.m<sup>3</sup>) و  $3/07$  (m<sup>3</sup>.kPa) رسید.

#### قدردانی:

این پژوهش با حمایت شرکت ملی گاز ایران و مشارکت پالایشگاه گاز بیدبلند بهبهان انجام پذیرفت. همچنین نویسندگان بر خود لازم می‌دانند تا از همکاری شرکت یورواسلات پارس تشکر نمایند.

$$N_A a_V = K_G a_V \cdot P (y_A - y_A^*) \quad (7)$$

به عنوان نمونه در حالتی که نیرو محرکه انتقال جرم  $(y_A - y_A^*)$  بالا باشد حتی اگر  $K_{Gav}$  مقدار کمی داشته باشد، می‌توان به  $N_{Aav}$  زیادی دست یافت. بنابراین بهینه‌سازی نتایج جهت حداکثرسازی مقدار  $N_{Aav}$  نیز انجام پذیرفت. نتایج نشان داد که در شرایط عملیاتی دمای ۴۵ درجه سلسیوس، دبی حلال ۱/۲۵ لیتر بر دقیقه، دبی گاز ۱۰۰ لیتر بر دقیقه، بار حرارتی ۲۲۰۰ وات، غلظت دی‌اتانول-آمین ۲۵ درصد وزنی و غلظت ۱۵ درصد حجمی دی‌اکسیدکربن در گاز ورودی شار انتقال جرمی حجمی به  $18/62$  (kmol/h.m<sup>3</sup>) می‌رسد. مقادیر بدست آمده نشا می‌دهد که شرایط عملیاتی بهینه برای حداکثرسازی مقدار  $K_{Gav}$  با شرایط عملیاتی بهینه برای حداکثرسازی  $N_{Aav}$  تفاوت دارد. همانگونه که در بخش بررسی تاثیر متغیرها نیز بررسی شد، افزایش غلظت دی‌اکسیدکربن در گاز ورودی سبب افزایش  $N_{Aav}$  و کاهش  $K_{Gav}$  می‌گردد. نکته مهمی که می‌توان در این بخش به آن اشاره کرد این است که به طور کلی هدف از طراحی یک واحد جذب حداکثرسازی نرخ جذب یا همان شار انتقال جرم حجمی است. با این حال حداکثر بودن مقدار  $N_{Aav}$  در صورتی منطقی خواهد بود که مقدار  $K_{Gav}$  نیز حداکثر مقدار ممکن باشد. به عبارت دیگر بستر پر شده به گونه‌ای طراحی شود که برای رسیدن به یک میزان مشخص جذب حداقل ارتفاع بستر استفاده شود تا هزینه ساخت نیز حداقل شود. بر این اساس در بخش دیگری از بهینه‌سازی هدف حداکثر کردن مقادیر  $N_{Aav}$  و  $K_{Gav}$  به طور همزمان در نظر گرفته شد. بر این اساس در شرایط عملیاتی دمای ۴۵ درجه سلسیوس، دبی حلال ۱/۲۵ لیتر بر دقیقه، دبی گاز ۱۰۰ لیتر بر دقیقه، بار حرارتی ۲۲۰۰ وات، غلظت دی‌اتانول-آمین ۲۵ درصد وزنی و غلظت ۱۰ درصد حجمی دی‌اکسیدکربن در گاز ورودی مقادیر  $N_{Aav}$  و  $K_{Gav}$  به ترتیب به مقدار  $15/01$  (kmol/h. m<sup>3</sup>.kPa) و  $3/07$  (kmol/h. m<sup>3</sup>.kPa) رسید. بنابراین تنظیم شرایط عملیاتی برج بر روی مقادیر فوق موجب افزایش همزمان نرخ و راندمان جذب در برج می‌شود.

#### ۴- نتیجه گیری:

در این پژوهش ابتدا تاثیر ۶ متغیر عملیاتی مختلف بر فرایند جذب دی‌اکسیدکربن توسط DEA مورد بررسی قرار گرفت.

- [16] Mandal ,B. and S. Bandyopadhyay, *Simultaneous absorption of carbon dioxide and hydrogen sulfide into aqueous blends of 2-amino-2-methyl-1-propanol and diethanolamine*. Chemical Engineering Science, 2005. **60**(22): p. 6438-6451.
- [17] Daneshvar, N., et al., *Carbon dioxide equilibrium absorption in the multi-component systems of CO<sub>2</sub>+ TIPA+ MEA+ H<sub>2</sub>O, CO<sub>2</sub>+ TIPA+ Pz+ H<sub>2</sub>O and CO<sub>2</sub>+ TIPA+ H<sub>2</sub>O at low CO<sub>2</sub> partial pressures: experimental solubility data, corrosion study and modeling with artificial neural network*. Separation and purification technology, 2004. **37**(2): p. 135-147.
- [18] Lee, J.I., F.D. Otto, and A.E. Mather, *Solubility of hydrogen sulfide in aqueous diethanolamine solutions at high pressures*. Journal of Chemical and Engineering Data, 1973. **18**(1): p. 71-73.
- [19] Jane, I.-S. and M.-H. Li, *Solubilities of mixtures of carbon dioxide and hydrogen sulfide in water+ diethanolamine+ 2-amino-2-methyl-1-propanol*. Journal of Chemical & Engineering Data, 1997. **42**(1): p. 98-105.
- [20] Haji-Sulaiman, M., M. Aroua, and A. Benamor, *Analysis of equilibrium data of CO<sub>2</sub> in aqueous solutions of diethanolamine (DEA), methyl-diethanolamine (MDEA) and their mixtures using the modified Kent Eisenberg model*. Chemical Engineering Research and Design, 1998. **76**(8): p. 961-968.
- [21] Vallée ,G., et al., *Representation of CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S absorption by aqueous solutions of diethanolamine using an electrolyte equation of state*. Industrial & engineering chemistry research, 1999. **38**(9): p. 3473-3480.
- [22] Park, S.H., et al., *Correlation and prediction of the solubility of carbon dioxide in aqueous alkanolamine and mixed alkanolamine solutions*. Industrial & engineering chemistry research, 2002. **41**(6): p. 1658-1665.
- [23] Gabrielsen, J., et al., *A model for estimating CO<sub>2</sub> solubility in aqueous alkanolamines*. Industrial & engineering chemistry research, 2005. **44**(9): p. 3348-3354.
- [24] Porcheron, F., et al., *High throughput screening of CO<sub>2</sub> solubility in aqueous monoamine solutions*. Environmental science & technology, 2011. **45**(6): p. 2486-2492.
- [25] Mahajani ,V. and J. Joshi, *Kinetics of reactions between carbon dioxide and alkanolamines*. Gas Separation & Purification, 1988. **2**(2): p. 50-64.
- [26] Versteeg, G., L. Van Dijk, and W.P.M. van Swaaij, *On the kinetics between CO<sub>2</sub> and alkanolamines both in aqueous and non-aqueous solutions. An overview*. Chemical Engineering Communications, 1996. **144**(1): p. 113-158.
- [27] Abu Zahra, M.R., *Carbon dioxide capture from flue gas: development and evaluation of existing and novel process concepts*. 2009.
- [28] Vaidya, P.D. and E.Y. Kenig, *CO<sub>2</sub>-Alkanolamine reaction kinetics: A review of recent studies*. Chemical Engineering & Technology, 2007. **30**(11): p. 1467-1474.
- [29] Reza zadeh, F., *Optimal Integration of Post-Combustion CO<sub>2</sub> Capture Process with Natural Gas Fired Combined Cycle Power Plants*. 2016, University of Leeds.
- [1] Board, O.S. and N.R. Council, *Ocean acidification: a national strategy to meet the challenges of a changing ocean*. 2010: National Academies Press.
- [2] Turley, C., *Ocean Acidification. A National Strategy to Meet the Challenges of a Changing Ocean*. 2011 ,Wiley Online Library.
- [3] Yang, H., et al., *Progress in carbon dioxide separation and capture: A review*. Journal of environmental sciences, 2008. **20**(1): p. 14-27.
- [4] Maqsood, K., et al., *Cryogenic carbon dioxide separation from natural gas: a review based on conventional and novel emerging technologies*. Reviews in Chemical Engineering, 2014. **30**(5): p. 453-477.
- [5] Rao, A.B. and E.S. Rubin, *A technical, economic, and environmental assessment of amine-based CO<sub>2</sub> capture technology for power plant greenhouse gas control*. Environmental science & technology, 2002. **36**(20): p. 4467-4475.
- [6] Buhre, B.J., et al., *Oxy-fuel combustion technology for coal-fired power generation*. Progress in energy and combustion science, 2005. **31**(4): p. 283-307.
- [7] Adewole, J., et al ., *Current challenges in membrane separation of CO<sub>2</sub> from natural gas: A review*. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2013. **17**: p. 46-65.
- [8] Mudhasakul, S., H.-m. Ku, and P.L. Douglas, *A simulation model of a CO<sub>2</sub> absorption process with methyl-diethanolamine solvent and piperazine as an activator*. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2013. **15**: p. 134-141.
- [9] Kumar, S., J.H. Cho, and I. Moon, *Ionic liquid-amine blends and CO<sub>2</sub>BOLs: prospective solvents for natural gas sweetening and CO<sub>2</sub> capture technology—a review*. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2014. **20**: p. 87-116.
- [10] Ghiasi, M.M., et al., *Application of ANFIS soft computing technique in modeling the CO<sub>2</sub> capture with MEA, DEA, and TEA aqueous solutions*. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2016. **49**: p. 47-54.
- [11] Campbell, J., *Gas Conditioning and Processing, Campbell Petroleum Series*. 1994, USA [13] Multiphase Flow Production Model.
- [12] Garg, S., et al., *VLE of CO<sub>2</sub> in aqueous potassium salt of L-phenylalanine: experimental data and modeling using modified Kent-Eisenberg model*. Journal of Natural Gas Science and Engineering, 2016. **34**: p. 864-872.
- [13] Kadiwala, S., A.V. Rayer, and A. Henni, *High pressure solubility of carbon dioxide (CO<sub>2</sub>) in aqueous piperazine solutions*. Fluid Phase Equilibria, 2010. **292**(1): p. 20-28.
- [14] Steeneveldt, R., B. Berger, and T. Torp, *CO<sub>2</sub> capture and storage: closing the knowing–doing gap*. Chemical Engineering Research and Design, 2006. **84**(9): p. 739-763.
- [15] Khan, S.N., et al ., *High-pressure absorption study of CO<sub>2</sub> in aqueous N-methyl-diethanolamine (MDEA) and MDEA-piperazine (PZ)-1-butyl-3-methylimidazolium trifluoromethanesulfonate [bmim][OTf] hybrid solvents*. Journal of Molecular Liquids, 2018. **249**: p. 1236-1244.

از روش سطح-پاسخ

- [30] Dey, A. and A. Aroonwilas, *CO<sub>2</sub> absorption into MEA-AMP blend: mass transfer and absorber height index*. Energy Procedia, 2009. **1**(1): p. 211-215.
- [31] Sema, T., et al., *Mass transfer of CO<sub>2</sub> absorption in hybrid MEA-methanol solvents in packed column*. Energy Procedia, 2013. **37**: p. 883-889.
- [32] Dey, A. and Aroonwilas, A. *CO<sub>2</sub> absorption into MEA-AMP blend: mass transfer and absorber height index*. Energy Procedia 2009. **1**(1): p. 211--215
- [33] Bui, M., et al., *Dynamic operation of post-combustion CO<sub>2</sub> capture in Australian coal-fired power plants*. Energy Procedia, 2014. **63**: p. 1368-1375.
- [34] Nittaya, T., et al., *Dynamic modelling and control of MEA absorption processes for CO<sub>2</sub> capture from power plants*. Fuel, 2014. **116**: p. 672-691.

# Investigation of Operational parameters and Optimization of Flue Gas Carbon Dioxide Absorption Process by Diethanolamine via Response Surface Methodology

Sasan Sahraie, Hamed Rashidi\*, Peyvand Valeh-e-Sheyda

Chemical Engineering Department, Kermanshah University of Technology, Kermanshah, Iran.

## ABSTRACT

In this study, to evaluate the performance of aqueous diethanolamine (DEA) CO<sub>2</sub> absorption process from flue gas, the volumetric overall gas phase mass transfer coefficient ( $K_{GaV}$ ) and the volumetric mass flux ( $N_{AaV}$ ) was investigated under different operating conditions, including: inlet solvent temperature 35-55 °C, the CO<sub>2</sub> concentration in flue gas 5-15 vol.%, flue gas flow rate 50-100 lit/min, solvent flow rate 0.75- 1.25 lit/min, DEA concentration 15-25 wt.% and reboiler heat load:1.4-2.2 kW. To evaluate the results and optimize the conditions, the Box-Behnken Response Surface methodology was used. The results showed that by increasing solvent flow rate, gas flow rate, reboiler heat load and DEA concentration in the solvent, the  $N_{AaV}$  and  $K_{GaV}$  values were increased. However, increasing the CO<sub>2</sub> concentration in the flue gas increased  $N_{AaV}$ , and decreased  $K_{GaV}$ . The temperature changes and carbon dioxide concentration through the absorption column showed that carbon dioxide absorption was more in the higher ratio of solvent flow to gas flow rate. However, increasing the length of the column increases the CO<sub>2</sub> absorption. Finally, optimization of the operating conditions has been done. The maximization of  $N_{AaV}$  and  $K_{GaV}$  simultaneously was considered as objective function. At optimal operating conditions, the  $N_{AaV}$  and  $K_{GaV}$  values reached 15.01 (kmol/h.m<sup>3</sup>) and 3.07 (kmol / h.m<sup>3</sup>.kPa), respectively.

## ARTICLE INFO

Article history:

Received: October 10, 2018

Received in revised form: December 5, 2018

Accepted: February 23, 2019

Key words:

Absorption

Carbon Dioxide Diethanolamine

Response Surface Methodology

Packed column

\* Corresponding author

h\_rashidi@kut.ac.ir

All right reserved.