

# ارتقاء بهره‌وری پالایشگاه شهید هاشمی نژاد از طریق شبیه‌سازی و مطالعه اثر پارامترهای مؤثر بر برج جذب توسط نرم‌افزار Hysys

ناصر ثقه الاسلامی<sup>۱\*</sup>، علیرضا ارجمند و حامد فروغی پور<sup>۲</sup>

۱- گروه آموزشی مهندسی شیمی دانشگاه فردوسی مشهد

۲- گروه آموزشی مهندسی شیمی دانشگاه آزاد شاهرود

پست الکترونیکی: slami@um.ac.ir

## چکیده

علاوه بر جدا نمودن آب، نفت و گازهای مایع شده<sup>۱</sup>، یکی از مهمترین بخش‌های فرآوری گاز جدا کردن دی‌اکسید کربن و گوگرد می‌باشد. فرآیند جدا نمودن سولفید هیدروژن از گاز ترش را شیرین‌سازی گاز می‌نامند. تاکنون در کشور کارهای مختلفی جهت شبیه‌سازی و بهینه‌سازی فرایند شیرین‌سازی گاز صورت گرفته است اما متأسفانه در این محاسبات، ظرفیت پالایشگاه‌ها و شرایط اقلیمی و محیطی مورد توجه قرار نگرفته است. لذا هدف از این تحقیق شبیه‌سازی و بهینه‌سازی واحد شیرین‌سازی گاز پالایشگاه شهید هاشمی نژاد در محدوده ظرفیت دستگاه‌های موجود در آن با در نظر گرفتن شرایط اقلیمی منطقه می‌باشد. نتایج حاصل از این تحقیق نشان می‌دهد که افزایش فشار، افزایش دبی و تغییر دمای آمین ورودی به برج جذب، تغییرات مناسبی در جهت افزایش بهره‌وری فرایند نیستند؛ در حالی که افزایش غلظت آمین در صورت کنترل خوردگی، بهترین راه برای افزایش بهره‌وری واحد موجود می‌باشد. در نهایت برای افزایش بهره‌وری، تغییر آمین مصرفی از DEA به MDEA در پالایشگاه شهید هاشمی نژاد توصیه می‌گردد.

کلمات کلیدی: شبیه‌سازی، پالایشگاه شهید هاشمی نژاد، برج جذب، بهینه‌سازی، نرم‌افزار Hysys

## مقدمه

طبیعت موجود است کمتر مورد استفاده قرار می‌گیرد و برای استحصال انرژی و یا استفاده از آن در مواد شیمیایی و پتروشیمی باید تصفیه گردد. سولفید هیدروژن و دی‌اکسید کربن از اصلی‌ترین گازهای اسیدی هستند که باید از گاز طبیعی جدا شوند. فرآیند جدا نمودن سولفید هیدروژن از گاز ترش را شیرین‌سازی گاز می‌نامند. تاکنون فرایندهای مختلفی برای شیرین‌سازی گاز طبیعی مورد استفاده قرار گرفته است [۱ و ۲].

گاز طبیعی<sup>۲</sup> مخلوطی از هیدروکربن‌های سبک (متان، اتان، پروپان، بوتان و غیره) و مقداری آب، دی‌اکسید کربن و دی‌سولفید هیدروژن و مقدار ناچیزی ناخالصی است. معمولاً اگر محتویات سولفید هیدروژن از مقدار ۵/۷ میلی گرم (در یک متر مکعب از گاز طبیعی) بیشتر باشد، گاز طبیعی، گاز ترش نامیده می‌شود. گاز طبیعی آن طوری که در

1. NGL
2. Natural Gas

طبیعی توسط محلول آمین از محاسبات فرآیندی پیچیده‌ای برخوردار است. در گذشته، طراحی واحدهای شیرین‌سازی براساس تجربه‌های عملیاتی و محاسبات دستی صورت می‌گرفت. به منظور جبران تأثیر عدم دقت محاسبات دستی، شرایط طراحی در یک محدوده محافظه‌کارانه‌ای در نظر گرفته می‌شد؛ با توجه به اینکه امروزه عوامل اقتصادی چه از نظر ساخت و چه از نظر بهره‌برداری طراحان را ملزم به رعایت دقت محاسباتی بالا می‌نماید. امروزه با رشد فن‌آوری رایانه‌ای در بخش‌های سخت‌افزاری و نرم‌افزاری آن، به نحو گسترده‌ای از نرم‌افزارهای شبیه‌سازی در زمینه طراحی فرایندها استفاده می‌گردد. این به دلیل آن است که اصولاً با شبیه‌سازی یک واحد توسط نرم‌افزار با صرف زمان کمتری می‌توان مجموعه کاملی از عملکرد فرایند را در حالت‌های مختلف پیش‌بینی کرد. به این ترتیب شبیه‌سازی، یکی از راه‌های تعیین تا حد ممکن دقیق پارامترهای کلیدی فرایند می‌باشد که برای ارتقاء عملکرد و بهینه‌سازی روش‌های طراحی اولیه ارائه شده بکار گرفته می‌شود. از این طریق، کاهش هزینه‌های اضافی سرمایه‌گذاری ثابت (دستگاه‌های اضافی) و کاستن از هزینه‌های عملیاتی، از طریق کاهش مصرف انرژی، قابلیت انعطاف بیشتری را در فرایند بوجود آورده و نقطه بهینه عملیات را از لحاظ هزینه‌ها، ایمنی، محیط زیست و غیره بدست می‌آورد. به این ترتیب در این تحقیق به شبیه‌سازی و یافتن شرایط بهینه پارامترهای مؤثر بر واحد شیرین‌سازی گاز پالایشگاه شهید هاشمی‌نژاد در محدوده ظرفیت دستگاه‌های موجود در آن با در نظر گرفتن شرایط اقلیمی منطقه پرداخته خواهد شد.

### شرح فرایند

فرایند شیرین‌سازی گاز طبیعی توسط محلول‌های آبی الکانول آمین، یک فرایند پیچیده جذب و دفع به همراه واکنش‌های شیمیایی است. این فرایند در حالت کلی به دو برج جذب و دفع نیاز دارد که در هر کدام از آنها مجموعه‌ای از واکنش‌ها انجام می‌شوند. علاوه بر برج‌ها تجهیزات فراوانی وجود دارند که در مسیر گردش سیال بین دو برج نقش مهمی در فرایند ایفا می‌کنند. یک جریان برگشتی کلی نیز از انتهای فرایند به ابتدای آن کشیده می‌شود که خود، پیچیدگی محاسبات را مضاعف می‌کند. همانگونه که شکل (۱) نشان می‌دهد، گاز ترش قبل از ورود به برج‌های جذب با عبور از جداکننده‌ها، آب و

جذب در فاز مایع، معمول‌ترین روش شیرین‌سازی گاز در پالایشگاه‌ها و فرایندهای تصفیه گاز می‌باشد. فرایندهای جذب در فاز مایع به دو روش فیزیکی و شیمیایی انجام می‌شوند. در روش جذب فیزیکی، ناخالصی‌های جریان گاز از طریق ایجاد نیروهای بین مولکولی در فاز مایع حل می‌شوند. اما در فرایند جذب شیمیایی، در فاز مایع عموماً از محلول‌های الکانول آمین بعنوان جاذب استفاده می‌گردد. استفاده از الکانول آمین‌ها برای اولین بار در سال ۱۹۳۰ و توسط شخصی به نام باتومز<sup>۱</sup> مطرح شد. این مواد به علت ارزان بودن و نیز خاصیت واکنش جذب در صنعت شیرین‌سازی گاز به طور گسترده‌ای مورد استفاده قرار گرفته‌اند [۳]. دی‌اتانول آمین (DEA) و مونو اتانول آمین (MEA) دارای بیشترین مصرف تجارتي در تصفیه گاز هستند. دی‌اتانول آمین از آمین‌های یک عاملی است و به صورت محلول ۱۰ تا ۲۰ درصد وزنی در آب استفاده می‌گردد. در استفاده از این حلال به منظور جلوگیری از مشکلات خوردگی، مقدار مجاز گاز اسیدی معمولاً ۰/۳۰ تا ۰/۳۵ برای تجهیزات از نوع فولاد کربنی در نظر گرفته می‌شود. تری اتانول آمین (TEA) به علت فعالیت کمتر، وزن مولکولی نسبتاً بالا و عدم پایداری کمتر مورد استفاده قرار می‌گیرد. متیل دی اتانول آمین (MDEA) در سال ۱۹۵۰ توسط کوهل<sup>۲</sup> مصرف شد و در سال‌های اخیر به شدت در صنعت مورد استفاده قرار گرفته است. این آمین به سبب ویژگی‌های انعطاف‌پذیر خود، به شرایط عملیاتی قطعی نیاز ندارد و در دامنه وسیعی از کاربردها مورد استفاده قرار می‌گیرد. این محلول عموماً با نسبت وزنی ۲۰ تا ۵۰ درصد وزنی استفاده می‌گردد و بارگذاری اسیدی این محلول به دلیل تولید کم مشکلات خوردگی می‌تواند در مقادیر بیشتر و عموماً تا ۰/۸ مول به مول برای تجهیزات فولاد کربنی مورد استفاده قرار گیرد. از دیگر ویژگی‌های این حلال فشار بخار پایین، گرمای واکنش پایین، مقاومت بالا در برابر تجزیه شدن و گزینش‌پذیری آن در حضور  $H_2S$  است [۴ و ۵].

در طراحی فرایندهای شیرین‌سازی با توجه به نوع فرایند و متناسب با شرایط شیمیایی خاص آن، حلال انتخاب می‌گردد. انتخاب مناسب حلال می‌تواند موجب اندازه بهینه تجهیزات، کاهش در مقدار آمین در گردش، کاهش در انرژی مورد نیاز برای احیای حلال و کاهش هزینه‌های عملیاتی گردد.

همانند اکثر واحدهای پالایشگاهی، طراحی واحدهای شیرین‌سازی گاز

1. Bottoms
2. Kohel

مایعات گازی آن جدا می‌گردد و سپس با ورود به برج‌های جذب وارد فرایند شیرین‌سازی می‌گردد.

### شبیه‌سازی

در این قسمت به شبیه‌سازی فرایند شیرین‌سازی گاز توسط حلال DEA در پالایشگاه شهید هاشمی‌نژاد پرداخته می‌شود و نتایج حاصل از این شبیه‌سازی با داده‌های واقعی آن مقایسه می‌گردد. نمودار جریان‌ی این فرایند در شکل (۱) آورده شده است. برای شبیه‌سازی این فرایند از دو مدل ترمودینامیکی<sup>۱</sup> استفاده شده است. از بسته PRSV برای قسمت جداسازی فاز گاز از مایعات همراه آن و از amine package برای شبیه‌سازی قسمت شامل محلول آمین - که این دو ناحیه توسط یک cutter از یکدیگر جدا می‌شوند - استفاده شده است. اطلاعات بیشتر در مورد مدل‌های مختلف ترمودینامیکی در راهنمای نرم‌افزار Hysys قابل دسترسی می‌باشد. بسته نرم‌افزاری آمین مورد استفاده این شبیه‌ساز دارای قابلیت محاسبه راندمان جداسازی برای هر ماده بر روی سینی‌های مختلف به صورت جداگانه است. به این منظور از طریق سعی و خطا مقدار بازده مرحله‌ای CO<sub>2</sub> برابر ۰/۲۸۳۲ و مقدار بازده مرحله‌ای H<sub>2</sub>S برابر ۰/۳۸۱۶ در نظر گرفته شده‌اند تا بهترین نتایج در مقایسه با برج مورد استفاده در پالایشگاه شهید هاشمی‌نژاد را داشته باشد. در حل برج‌های جذب با توجه به نوع آن، تعداد پارامترهای معلوم و مجهول برابر یکدیگر هستند و به پارامتر مشخصه<sup>۲</sup> نیاز ندارند؛ اما برج‌های دفع به یک پارامتر مشخصه نیاز دارد که با توجه به مشاهده عملکرد برج‌ها، دبی آمین فقیر خروجی از پایین برج‌ها به عنوان پارامتر مشخصه انتخاب شده است. همانگونه که از جدول (۱) مشخص است نتایج شبیه‌سازی از دقت بالایی برخوردار است. تنها اختلاف قابل توجه در مقدار جریان مولی متان در جریان ۹ است. علت این مسئله نیز عدم توانایی Hysys در شبیه‌سازی پدیده کف‌کنندگی محلول درون برج جذب است. این پدیده باعث می‌گردد تا مقدار متان کمتری از گاز ترش استحصال گردد اما Hysys قادر به شبیه‌سازی این پدیده نیست و بنابراین مقدار متان بیشتری را در جریان گاز شیرین خروجی از برج در مقایسه با آنچه در فرایند واقعی اتفاق می‌افتد پیش‌بینی می‌کند. البته این مسئله با توجه به نتایج

نرم‌افزار در شبیه‌سازی سایر قسمت‌های فرایند و مقایسه آن با داده‌های واقعی فرایند چندان قابل توجه نیست و قابل اغماض است.

### بررسی تأثیر پارامترها

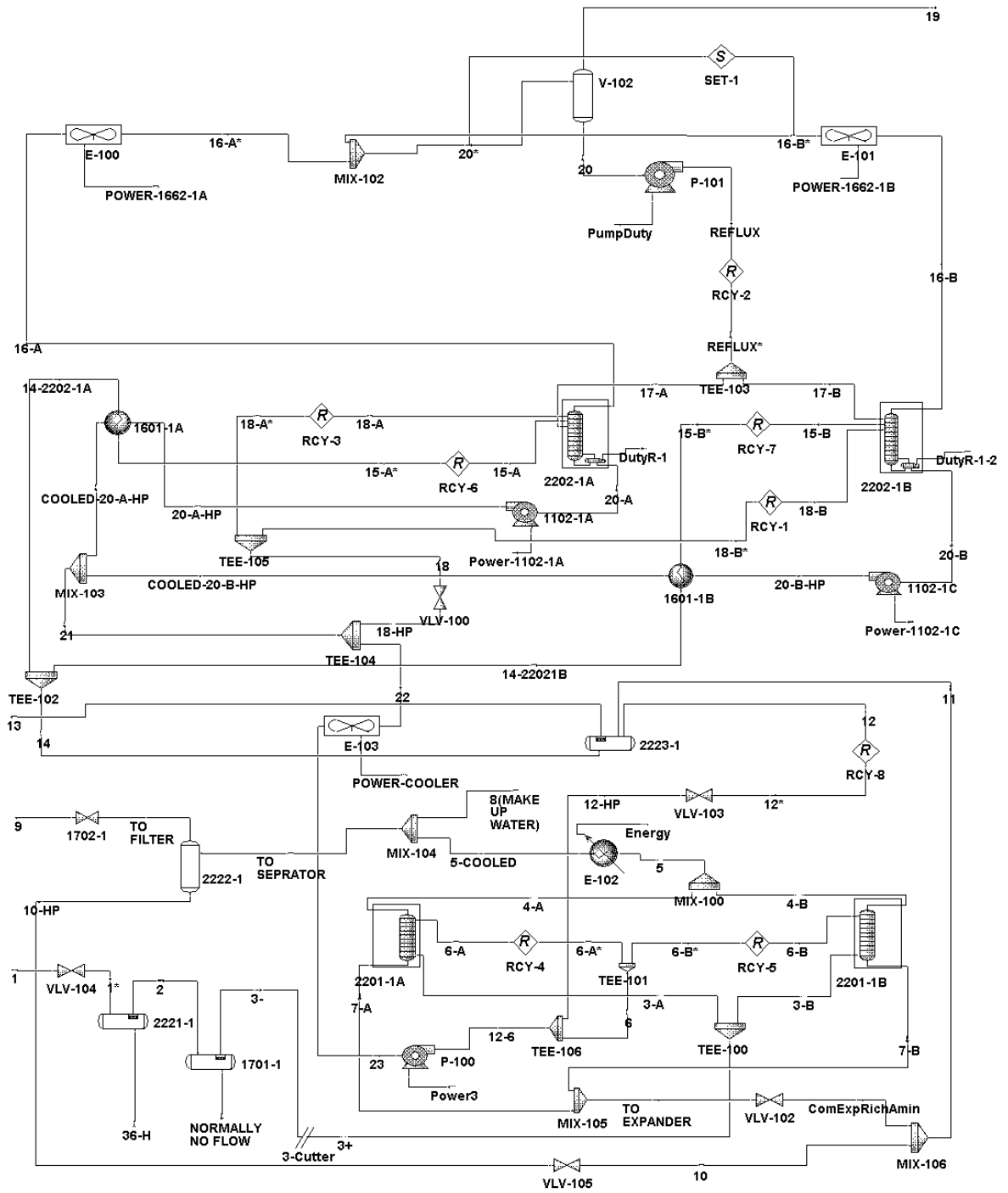
در این قسمت به تأثیر پارامترهای دما، فشار، غلظت و دبی آمین ورودی به برج جذب بر عملکرد آن و نیز نتیجه تأثیر سایر قسمت‌های فرایند بر برج جذب به علت تغییر این پارامترها پرداخته می‌شود. تمامی پارامترهای مورد بررسی، در محدوده ظرفیت دستگاه‌های موجود در پالایشگاه مورد مطالعه قرار گرفته‌اند تا نتایج بدست آمده، کمترین مقدار تغییر در تجهیزات، چیدمان و هزینه برای اعمال بر روی فرایند را داشته باشد.

### دمای آمین ورودی به برج جذب

به صورت متداول یک نقطه ماکزیمم در منحنی دما در طول برج دیده می‌شود. این نقطه ماکزیمم دما در منطقه‌ای که قسمت اعظم واکنش‌های فرایند شیرین‌سازی درون برج جذب در آن اتفاق می‌افتد رخ می‌دهد و با نام منطقه واکنش شناخته می‌شود. وجود دمای ماکزیمم نیز به این علت است که گاز ورودی در ابتدا گرما را از حلال غنی‌تر برج می‌گیرد و گرم می‌شود؛ اما با بالا رفتن در برج، گرمای خود را به حلال خنک بالای برج پس می‌دهد و خنک می‌شود. این پدیده مانند پیش گرمایش هوا و سوخت در کوره‌ها بوسیله گازهای احتراق است تا کوره از دمای بیشتری برخوردار باشد. در درون برج دفع نیز به همین گونه است که دمای ماکزیمم درون برج از مقدار محاسبه شده توسط محاسبات بر مبنای گرمای واکنش و ظرفیت گرمایی بیشتر می‌گردد [۶].

همانگونه که در شکل (۲) مشخص است، با افزایش دمای آمین ورودی به برج، جذب دمای سینی‌های برج افزایش می‌یابد. اما مطابق شکل‌های (۳) و (۴) با افزایش دمای برج، مقدار جذب گازهای اسیدی در برج کاهش، و مقدار CO<sub>2</sub> و H<sub>2</sub>S فاز گاز خروجی هر سینی افزایش می‌یابد. به این ترتیب CO<sub>2</sub> و H<sub>2</sub>S همانگونه که در شکل‌های مذکور مشخص است می‌توانند به سینی‌های بالاتر نفوذ کنند و به این طریق منطقه واکنش در برج به قسمت بالاتر منتقل می‌گردد و در نهایت مقدار جذب گازهای اسیدی در برج کاهش می‌یابد. این مسئله نیز با مشاهده مقدار CO<sub>2</sub> و H<sub>2</sub>S خروجی از آخرین سینی در شکل‌های (۳) و (۴) مشاهده می‌گردد.

1 Fluid package  
2. Specification value



شکل ۱- نمودار جریان‌ی فرایند

جدول ۱- نتایج شبیه‌سازی

شماره جریان نوع محاسبه	۱			۲			۳			۴		
	شبیه سازی	طراحی	اختلاف	شبیه سازی	طراحی	اختلاف	شبیه سازی	طراحی	اختلاف	شبیه سازی	طراحی	اختلاف
H <sub>2</sub> O	۱۵۲/۶۹	۱۵۲/۹۶	۰	۶/۲۶	۶۱۸۴۱۸۵۹۳	۶۱۸E-۰۱	۲/۱۹	۲/۴۳	۲/۳E-۰۱	۱۹/۱۱	۱۷۲۱۳۳۱۴	-۱/۹
N <sub>2</sub>	۷۵/۹۵	۷۵/۹۵	۰	۷۵/۹۵	۷۵/۹۵	-۴/۹E-۰۷	۳۷/۹۷	۳۷/۹۷	-۲/۴E-۰۷	۳۷/۹۷۵	۳۷/۹۱	-۶/۱E-۰۲
CO <sub>2</sub>	۹۳۶/۳	۹۳۶/۳	۰	۹۳۸/۳	۹۳۵۹۵۵۵۴	-۲/۳	۴۶۸/۱۵	۴۶۷/۹۷۸۷۷	-۱/۷E-۰۱	۰/۶۵	۰/۶۵	۹/۰E-۰۳
H <sub>2</sub> S	۵۶۲/۳۶	۵۶۲/۳۶	۰	۵۶۲/۳۶	۵۶۱/۸۶	-۵/۰E-۰۱	۲۸۱/۱۸	۲۸۰/۹۳۰۸۵	-۲/۵E-۰۱	۰/۰۲۵	۲۳۳E-۰۲	۸/۷E-۰۳
COS	۰/۲۵	۰/۲۵	۰	۰/۲۵	۰/۲۵	-۲/۳E-۰۹	۰/۱۲۵	۰/۱۲۵	-۱/۷E-۰۹	۰/۰۵	۹/۶۵E-۱۷	-۵/۰E-۰۲
C1	۱۲۹-۹/۲۳	۱۲۹-۹/۲۳	۰	۱۲۹-۹/۲۳	۱۲۹-۹/۲۳	-۲/۹E-۰۵	۶۴۵۴/۸۱	۶۴۵۴/۶۱	-۲/۰E-۰۱	۶۳۸۳/۰۴	۶۴۳۶/۸۲	۵/۴E-۰۱
C2	۸/۱۸	۸/۱۸	۰	۸/۱۸۰	۸/۱۷۹	-۵/۹E-۰۷	۴/۱۹	۴/۱۹	-۲/۰E-۰۷	۴/۱۹	۴/۰۸۱	-۸/۷E-۰۲
C3	۱۳۱/۵	۱۳۱/۵	۰	۱۳۱/۵	۱۳۱/۵	-۹/۳E-۰۸	۸/۵۸	۶/۵۷۵	-۲/۰	۶/۵۸	۶/۵۶	-۱/۵E-۰۲
i-C4	۲/۹۲	۲/۹۲	۰	۲/۹۲	۲/۹۲	-۱/۱E-۱۲	۱/۴۸	۱/۶۶	-۲/۰E-۰۲	۱/۴۶	۱/۴۵	-۲/۱E-۰۴
n-C4	۶/۲۸	۶/۲۸	۰	۶/۲۸	۶/۲۸	-۶/۲E-۱۳	۱/۱۹	۲/۱۹	-۳/۱E-۱۳	۲/۱۹	۲/۱۸	-۲/۰E-۰۴
i-C5	۲/۹۲	۲/۹۲	۰	۲/۹۲	۲/۹۲	-۹/۰E-۱۴	۱/۴۸	۱/۶۶	-۲/۰E-۰۲	۱/۴۶	۱/۴۵	-۲/۱E-۰۴
n-C5	۲/۹۲	۲/۹۲	۰	۲/۹۲	۲/۹۲	-۹/۸E-۱۵	۱/۴۸	۱/۶۶	-۲/۰E-۰۲	۱/۴۶	۱/۴۵	-۲/۴E-۰۴
C6+	۱۴/۶۱	۱۴/۶۱	۰	۱۴/۶۱	۱۴/۶۱	۰	۷/۳۱	۷/۳۰۵	-۵/۰E-۰۳	۷/۳۱	۷/۲۹	-۱/۴E-۰۲
DEA	۰	۰	۰	۰	۰	۰	۰	۰	۰	۰	۸/۷E-۰۴	۸/۷E-۰۴
TOTAL	۱۴۷۶۰/۲۰	۱۴۷۶۰/۲۰	۰	۱۴۶۱۱/۱۶	۱۴۶۱۰/۷۸	-۲/۸E-۰۱	۷۳۰۵/۵۸	۷۳۰۵/۳۹۰۵	-۱/۹E-۰۱	۶۵۰۲/۲	۶۵۵۳/۹۹	۵/۲E-۰۱
فیلتر (psia)	۱۰۰۷۴	۱۰۰۷۴	۰	۱۰۰۶۳	۱۰۰۶۳	۰	۱۰۰۶۳	۱۰۰۶۳	۰	۱۰۰۵۸	۱۰۰۵۸	۰
شرایط جریان (C)	۲۱	۲۱	۰	۲۱	۲۰/۶۸	-۳/۷E-۰۱	۲۱	۲۰/۶۸	-۳/۷E-۰۱	۵۶	۵۳/۱۳	-۲/۹

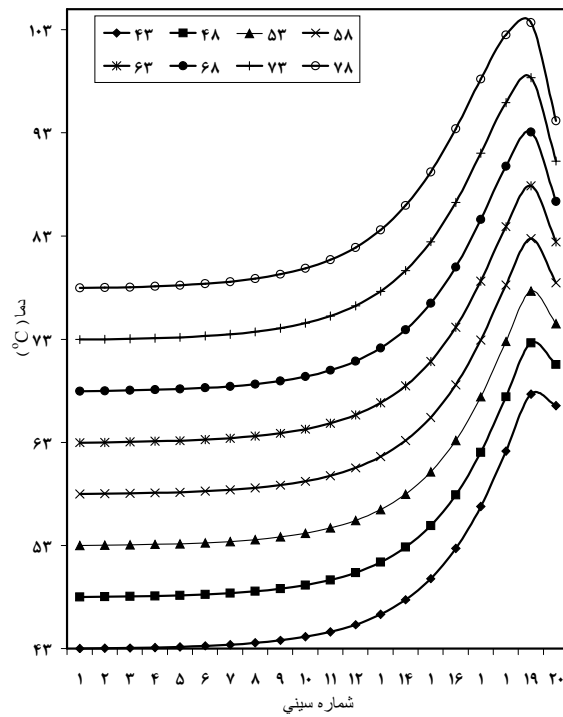
ادامه جدول ۱- نتایج شبیه‌سازی

شماره جریان نوع محاسبه	۶			۹			۱۳			۱۴		
	شبیه سازی	طراحی	اختلاف	شبیه سازی	طراحی	اختلاف	شبیه سازی	طراحی	اختلاف	شبیه سازی	طراحی	اختلاف
H2O	۱۶۹۷۱۰۷	۱۶۹۵۴۲۳۶	-۱/۷E+۰۱	۱۱/۶۸	۱۵/۴۱	۳/۷	۳/۱	۲/۳۱	-۷/۹E-۰۱	۳۵۱۰۸/۹۳	۳۵۰۸۹/۴۵۱	-۱/۹E+۰۱
N2	.	۵/۳۴E-۹۱	۵/۳E-۹۱	۷۵/۹۵	۷۵/۸۲	-۱/۲E-۰۱	.	۰/۱۱	۱/۲E-۰۱	.	۵/۴۵E-۰۳	۵/۴E-۰۳
CO <sub>2</sub>	.	۸/۴۴	۸/۴	۱/۳	۱/۳۱	۱/۸E-۰۲	۱/۲۹	۲/۸۴	۱/۶	۹۳۳/۷۲	۹۴۹/۱۸	۱/۵E+۰۱
H <sub>2</sub> S	.	۸/۵۰	۸/۵	۰/۰۵	۶/۷۴E-۰۲	۱/۷E-۰۲	۰/۰۵	۳/۱۶	۳/۱	۵۶۲/۲۷	۵۷۶/۱۵	۱/۴E+۰۱
COS	.	۱/۵۸E-۱۵	۱/۶E-۱۵	۰/۱	۱/۳۳E-۱۶	-۱/۰E-۰۱	.	۲/۵۲E-۰۴	۹/۵E-۰۴	۰/۱۵	۰/۲۴	۹/۹E-۰۲
C1	.	۱/۰۲E-۸۲	۱/۰E-۸۲	۱۲۷۶۶/۰۸	۱۲۸۷۳/۴۰	۱/۱E+۰۲	۱۲/۵۵	۲۲/۸۸۷۲۹۱	-۹/۴E+۰۱	۱۶/۶	۲/۹۲۱۷۷۴	-۱/۴E+۰۱
C2	.	۱/۲۸E-۸۵	۱/۳E-۸۵	۸۱/۸	۸۱/۶۲	-۱/۸E-۰۱	.	۰/۱۶۲۶۵۹۹	۱/۶E-۰۱	.	۱/۳۶E-۰۲	۱/۴E-۰۲
C3	.	۱/۳۳E-۸۹	۱/۳E-۸۹	۱۳/۱۵	۱۳/۱۳	-۱/۹E-۰۲	.	۱/۸۳E-۰۲	۱/۸E-۰۲	.	۱/۲۲E-۰۳	۱/۲E-۰۳
i-C4	.	۲/۶۶E-۱۰۵	۲/۷E-۱۰۵	۲/۹۲	۲/۹۱۹۵۵۶۸	-۴/۱E-۰۴	.	۴/۱۰E-۰۴	۴/۱E-۰۴	.	۲/۹۱E-۰۶	۲/۹E-۰۶
n-C4	.	۳/۸۰E-۱۰۵	۳/۸E-۱۰۵	۴/۳۸	۴/۳۷۹۴۰۱۶	-۶/۶E-۰۴	.	۵/۹۵E-۰۴	۵/۹E-۰۴	.	۴/۲۱E-۰۶	۴/۲E-۰۶
i-C5	.	۱/۰۹E-۱۰۱	۱/۱E-۱۰۱	۲/۹۲	۲/۹۱۹۵۰۲۴	-۵/۰E-۰۴	.	۴/۹۳E-۰۴	۴/۹E-۰۴	.	۴/۹۳E-۰۶	۴/۹E-۰۶
n-C5	.	۱/۰۵E-۱۰۱	۱/۱E-۱۰۱	۲/۹۲	۲/۹۱۹۵۱۶۷	-۴/۸E-۰۴	.	۴/۷۹E-۰۴	۴/۸E-۰۴	.	۴/۷۷E-۰۶	۴/۸E-۰۶
C6+	.	۱/۵۹E-۷۸	۱/۶E-۷۸	۱۴/۶۱	۱۴/۵۹۳۰۱	-۱/۸E-۰۲	.	۱/۶۶E-۰۲	۱/۷E-۰۲	.	۱/۴۳E-۰۳	۱/۴E-۰۳
DEA	۱۴۹۸/۴۱	۱۴۹۸/۴۴	۳/۹E-۰۲	.	۵/۵۶E-۰۸	۵/۶E-۰۸	.	۵/۰۵E-۰۵	۵/۰E-۰۵	۳۰۸۶/۹۱	۳۰۸۶/۹۵۱۹	۲/۲E-۰۲
TOTAL	۱۸۴۶۹/۴۸	۱۸۴۶۹/۶۳	۱/۵E-۰۱	۱۲۹۷۷/۸۶	۱۳۰۸۸/۵۱	۱/۱E+۰۲	۱۳۰/۹۹	۴۱/۵۳	-۸/۹E+۰۱	۳۹۷۰۸/۴۷	۳۹۷۰۴/۹۴	-۳/۵
فشار (psia)	۱۱۰۰	۱۱۰۰	.	۱/۰۴۳	۱/۰۴۳	.	۸۸/۹	۸۸/۹	.	۸۸/۹	۸۸/۹	.
شرایط جریان (C)	۵۳	۵۳	.	۳۸	۳۸	.	۵۶	۷۳/۶۹	۱/۸E+۰۱	۷۱	۷۳/۶۹	۲/۷

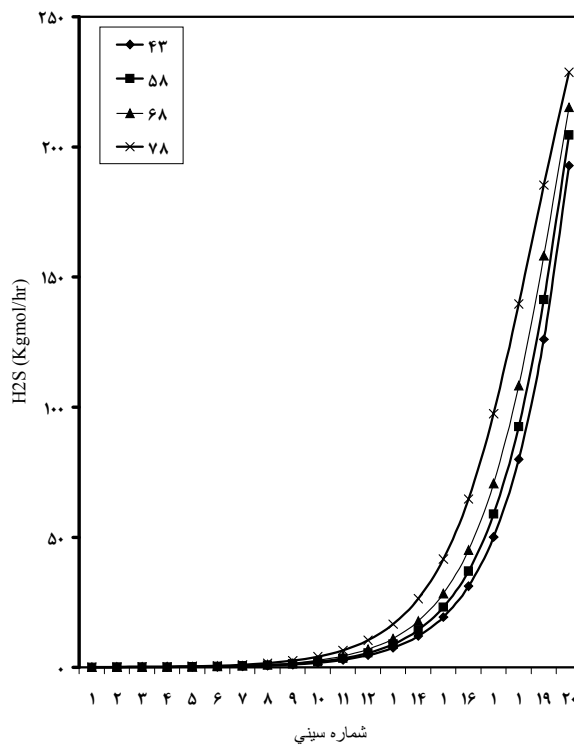
ارتقاء بهره‌وری پالایشگاه شهید هاشمی‌نژاد از طریق...

ادامه جدول ۱- نتایج شبیه‌سازی

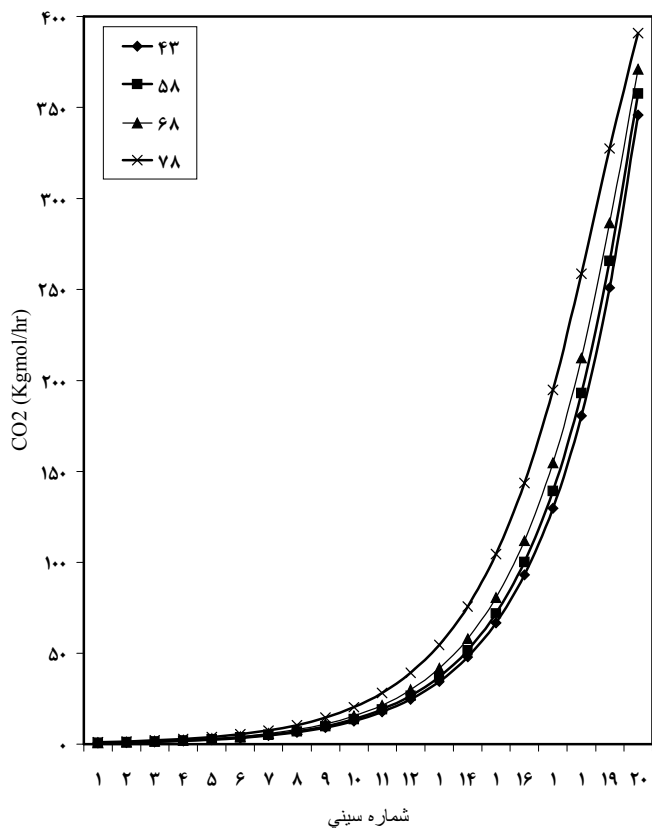
شماره جریان	۲۰			۲۱			۲۲			۲۳		
	نوع مکاسبه	شبیه سازی	طراحی	اختلاف	شبیه سازی	طراحی	اختلاف	شبیه سازی	طراحی	اختلاف	شبیه سازی	طراحی
H2O	۱۸۳۱۵۵۶۹	۱۸۲۹۷۳۷	-۱/۸۹+۰۱	۳۶۸۳۱/۳۹	۳۶۵۹۱/۶۶	-۳/۳۲+۰۲	۳۳۶۹۱/۳۴	۳۴۹۱۳/۲۹	-۳/۵۵+۰۱	۳۴۹۸۷/۳۴	۳۴۹۲۷/۳۹	-۵/۵۵+۰۱
N2	.	۵/۶۶E-۹۱	۵/۵E-۹۱	.	۱/۱۵E-۹۰	۱/۳E-۹۰	.	۱/۱۰E-۹۰	۱/۱E-۹۰	.	۱/۱۰E-۹۰	۱/۱E-۹۰
CO <sub>2</sub>	.	۹/۱۱	۹/۱	.	۱۸/۲۶۳۲	۱/۸E+۰۱	.	۱۷/۳۹۵۸۷۴	۱/۷E+۰۱	.	۱۷/۳۹۵۸۷۴	۱۷/۳۹۵۸۷۴
H <sub>2</sub> S	.	۹/۱۸۸	۹/۳	.	۱۸/۳۹۹۳۷۷	۱/۸E+۰۱	.	۱۷/۵۲۲۸۶۹	۱/۸E+۰۱	.	۱۷/۵۲۲۸۶۹	۱۷/۵۲۲۸۶۹
COS	.	۱/۷۰E-۱۵	۱/۷E-۱۵	.	۳/۴۰E-۱۵	۳/۴E-۱۵	.	۳/۳۵E-۱۵	۳/۳E-۱۵	.	۳/۳۵E-۱۵	۳/۳۵E-۱۵
Cl	.	۱/۱۰E-۸۳	۱/۱E-۸۳	.	۳/۳۱E-۸۳	۳/۳E-۸۳	.	۳/۱۱E-۸۳	۳/۱E-۸۳	.	۳/۱۱E-۸۳	۳/۱۱E-۸۳
C2	.	۱/۳۸E-۸۵	۱/۳E-۸۵	.	۳/۷۷E-۸۵	۳/۸E-۸۵	.	۳/۴۳E-۸۵	۳/۳E-۸۵	.	۳/۴۳E-۸۵	۳/۴۳E-۸۵
C3	.	۱/۴۳E-۸۹	۱/۴E-۸۹	.	۳/۸۷۱-۸۹	۳/۹E-۸۹	.	۳/۷۳E-۸۹	۳/۷E-۸۹	.	۳/۷۳E-۸۹	۳/۷۳E-۸۹
i-C4	.	۳/۸۷E-۱۰۵	۳/۹E-۱۰۵	.	۵/۳۴E-۱۰۵	۵/۳E-۱۰۵	.	۵/۳۸E-۱۰۵	۵/۳E-۱۰۵	.	۵/۳۸E-۱۰۵	۵/۳۸E-۱۰۵
n-C4	.	۳/۱۰E-۱۰۵	۴/۱E-۱۰۵	.	۴/۳۰E-۱۰۵	۸/۳E-۱۰۵	.	۳/۸۳E-۱۰۵	۳/۸E-۱۰۵	.	۳/۸۳E-۱۰۵	۳/۸۳E-۱۰۵
i-C5	.	۱/۸۸E-۱۰۱	۱/۳E-۱۰۱	.	۳/۳۶E-۱۰۱	۳/۳E-۱۰۱	.	۳/۱۵E-۱۰۱	۳/۳E-۱۰۱	.	۳/۱۵E-۱۰۱	۳/۱۵E-۱۰۱
n-C5	.	۱/۸۳E-۱۰۱	۱/۱E-۱۰۱	.	۳/۲۷E-۱۰۱	۳/۳E-۱۰۱	.	۳/۱۷E-۱۰۱	۳/۲E-۱۰۱	.	۳/۱۷E-۱۰۱	۳/۱۷E-۱۰۱
C6+	.	۱/۷۱E-۷۸	۱/۷E-۷۸	.	۳/۴۳E-۷۸	۳/۴E-۷۸	.	۳/۳۷E-۷۸	۳/۳E-۷۸	.	۳/۳۷E-۷۸	۳/۳۷E-۷۸
DEA	.	۱۶۱۷/۱۵	۱/۶E+۰۳	.	۳۳۳۷/۲۷	-۳	۳۰۸۶/۹۱	۳۰۸۶/۹۵	۳/۳E-۰۲	.	۳۰۸۶/۹۱	۳۰۸۶/۹۵
TOTAL	۱۶۱۷/۱۴	۱۹۹۳۳/۸۲	۱/۸E+۰۴	۳۹۸۶۵/۶۶	۳۹۸۶۵/۶۶	۹/۰E-۰۳	۳۸۰۴۹/۳۵	۳۸۰۴۹/۳۶	-۸/۱E-۰۲	۳۸۰۴۹/۳۵	۳۸۰۴۹/۳۶	-۸/۱E-۰۲
فشار (psia)	۳۷/۹	۳۷/۹	.	۸۵	۵۵	-۳/۰E+۰۱	۵۵	۵۵	.	۴۰	۴۰	.
مرايط جريان (C)	۱۲۱	۱۲۱/۱۷	۱/۷	۸۸	۹۷/۳۴	۹/۳۴	۸۸	۹۷/۳۴	۹/۳۴	۵۳	۵۰/۴۴	-۳/۶۶



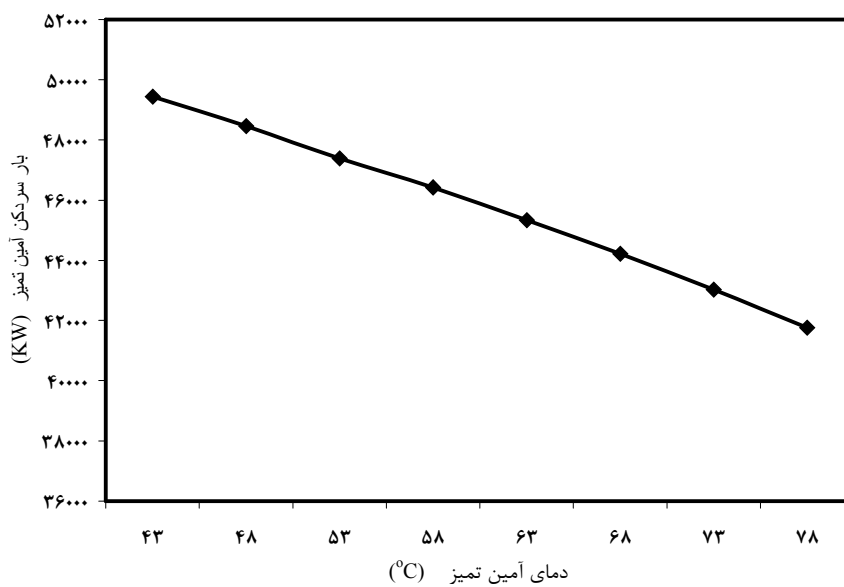
شکل ۲- تأثیر دمای آمین ورودی بر توزیع دما در طول برج جذب



شکل ۳- تأثیر دمای آمین ورودی بر توزیع  $H_2S$  در فاز گاز در طول برج جذب



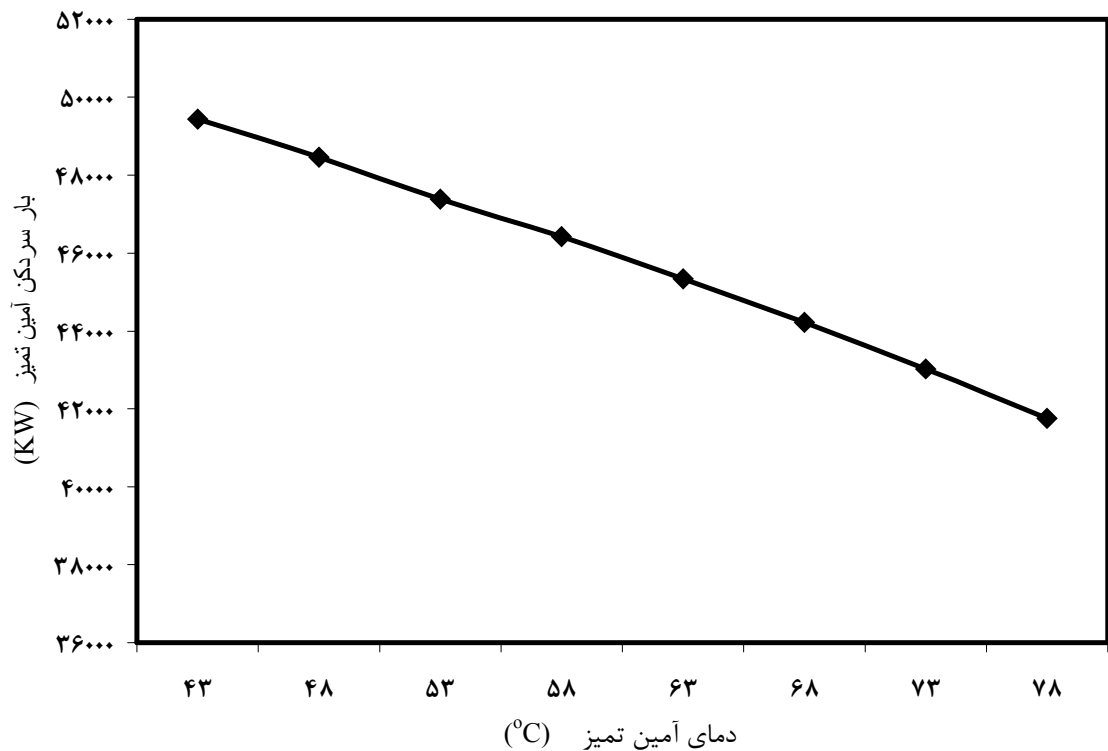
شکل ۴- تأثیر دمای آمین ورودی بر توزیع CO<sub>2</sub> در فاز گاز در طول برج جذب



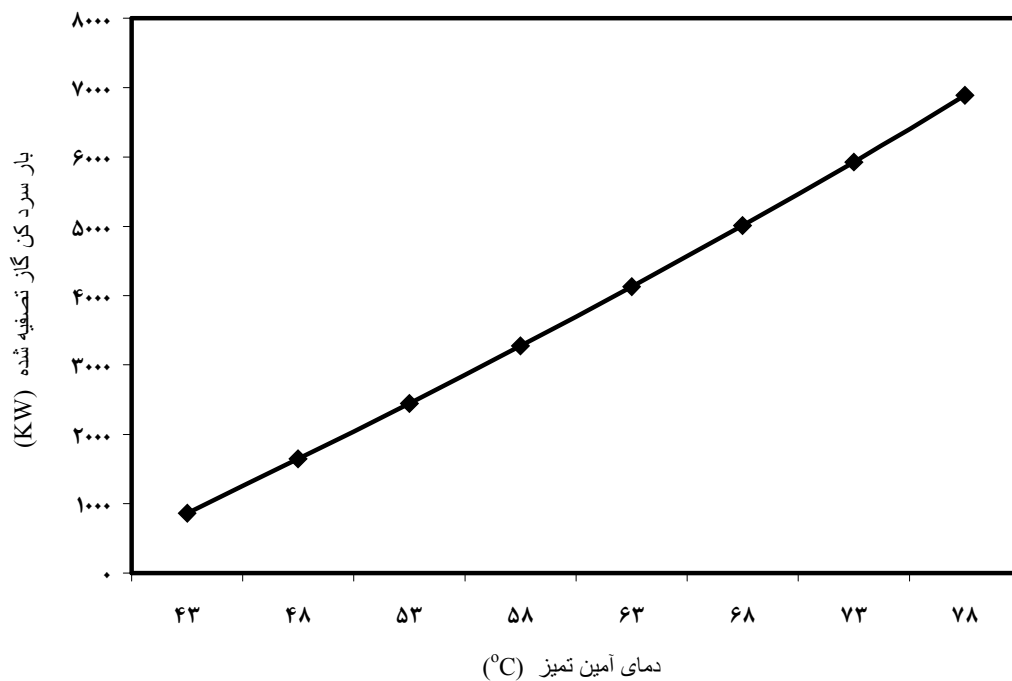
شکل ۵- تأثیر دمای آمین ورودی به برج جذب بر بار حرارتی خنک‌کننده آمین رقیق

برج و به تبع آن افزایش تبخیر در برج همراه است و به این ترتیب بار حرارتی خنک‌کننده گاز تصفیه شده خروجی از بالای برج (خنک‌کننده E-102) را افزایش می‌دهد. از طرفی افزایش دمای آمین رقیق ورودی به برج جذب باعث افزایش مقدار بخار آب جریان ورودی به مشعل ۱۳ می‌گردد و از این رو، فرایند به آب جبرانی بیشتری احتیاج خواهد داشت. افزایش دمای آمین رقیق ورودی به برج جذب باعث کاهش جذب گازهای اسیدی درون برج می‌گردد. به این ترتیب محلول آمین غنی خروجی از پایین برج رقیق‌تر می‌شود و جوشاننده به بار حرارتی کمتری برای جداسازی ترکیبات اسیدی از محلول آمین نیاز دارد.

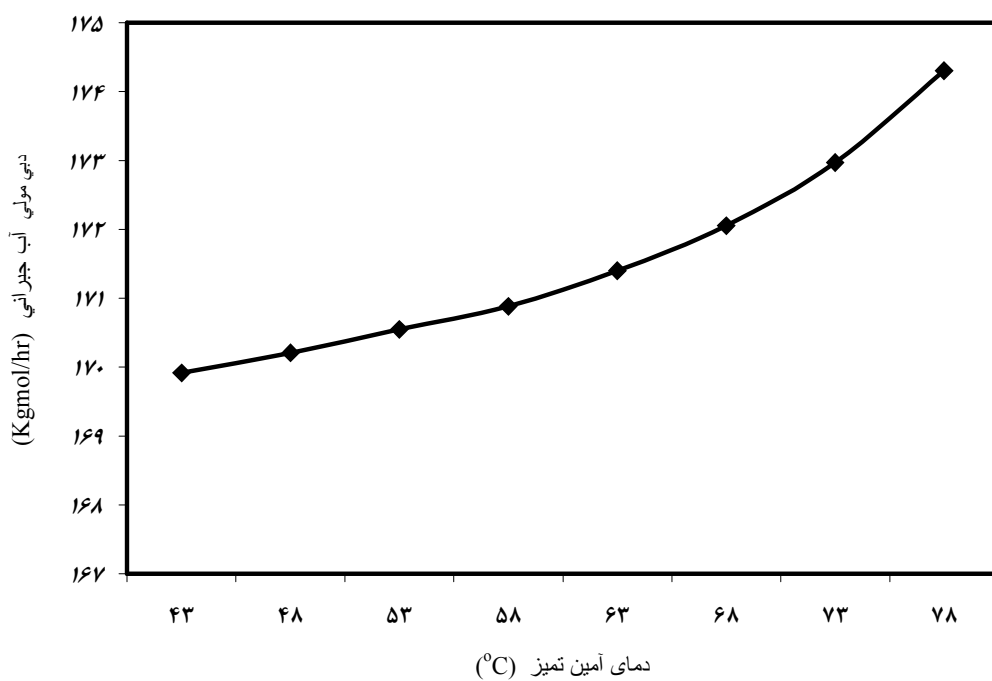
به منظور بررسی تأثیر افزایش دمای آمین ورودی به برج جذب بر روی عملکرد سایر قسمت‌های فرایند موجود، پارامترهای مشخصه برج دفع از طریق سعی و خطا به گونه‌ای انتخاب می‌شوند تا بیشترین تطبیق را با آنچه در واقع در پالایشگاه در حال بهره‌برداری است، داشته باشد. به این ترتیب دبی مایع برگشتی به برج دفع و مقدار آمین فقیر خروجی از برج دفع به عنوان پارامترهای مشخصه برج دفع انتخاب شده‌اند. همان‌طور که در شکل‌های (۵) الی (۸) نشان داده شده است، افزایش دمای آمین رقیق ورودی به برج جذب با کاهش بار حرارتی خنک‌کننده آمین رقیق ورودی به برج جذب (خنک‌کننده E-103) همراه است. این مسئله همانگونه که نشان داده شد با افزایش دمای



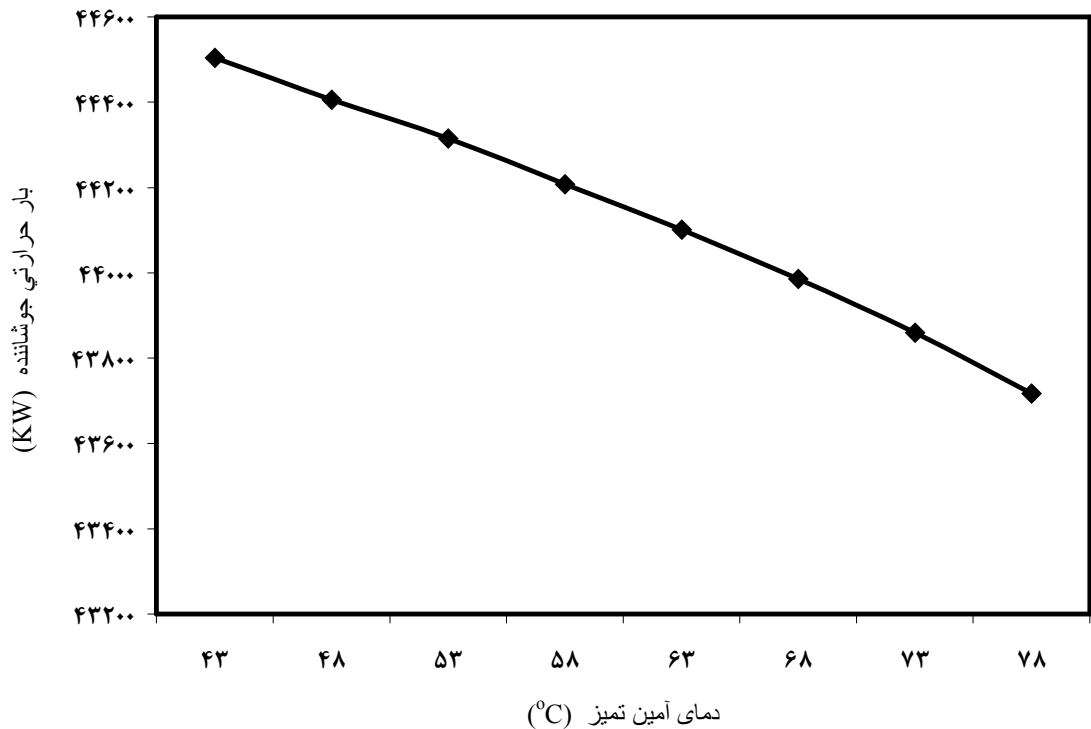
شکل ۵- تأثیر دمای آمین ورودی به برج جذب بر بار حرارتی خنک‌کننده آمین رقیق



شکل ۶- تأثیر دمای آمین ورودی بر بار حرارتی خنک‌کننده گاز خروجی از برج جذب



شکل ۷- تأثیر دمای آمین ورودی به برج جذب بر مقدار آب جبرانی



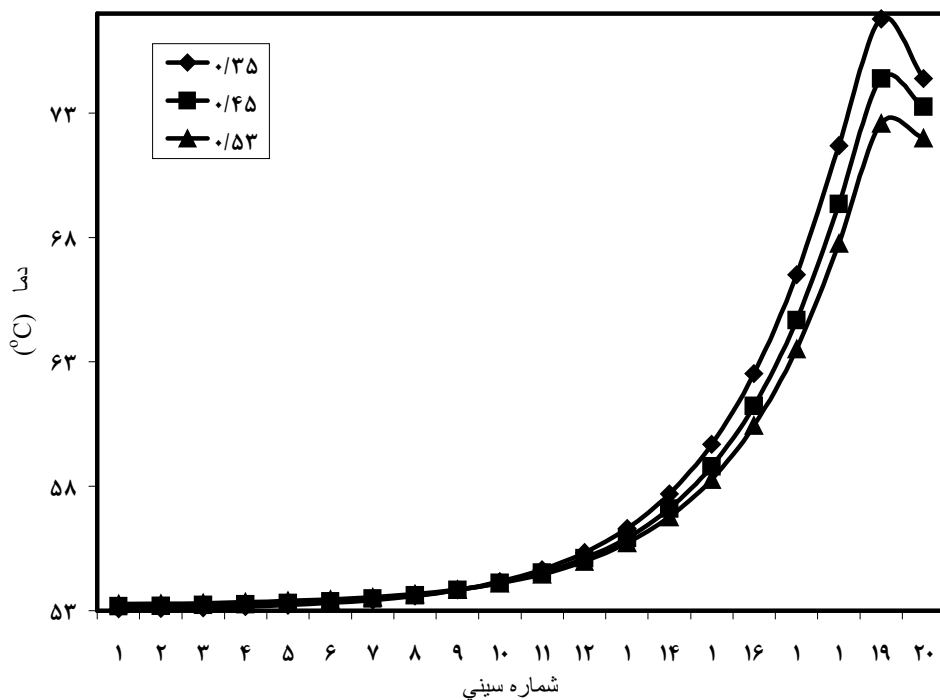
شکل ۸- تأثیر دمای آمین ورودی به برج جذب بر بار حرارتی جوشاننده برج دفع

### غلظت آمین ورودی به برج

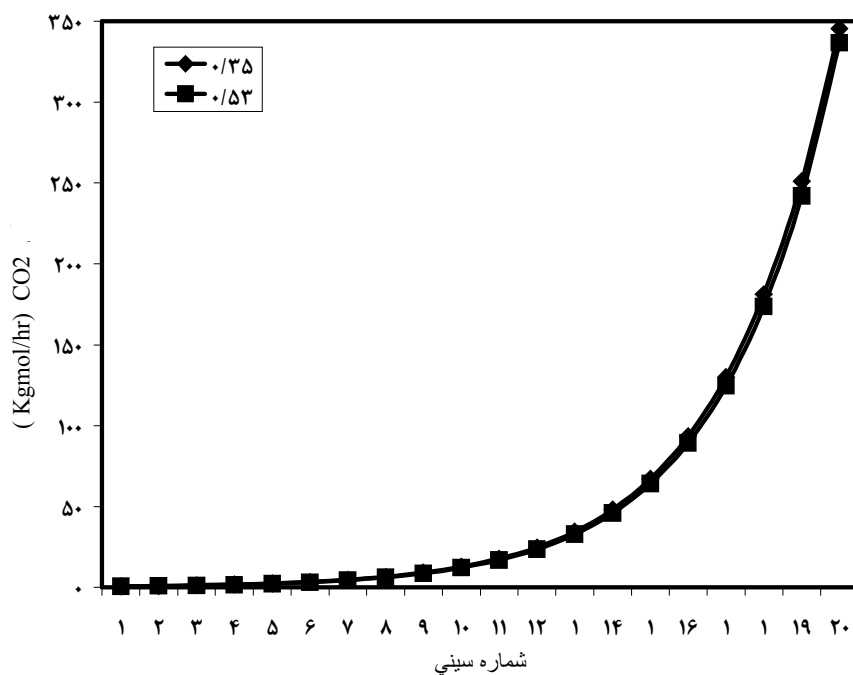
پارامترهای مشخصه برج دفع نیز همانند قسمت قبل در جهت هر چه بیشتر منطبق کردن فرایند بر آنچه که در پالایشگاه مورد بهره‌برداری قرار می‌گیرد، مقادیر جریان برگشتی به برج و مقدار جریان آمین فقیر خروجی از برج در نظر گرفته شده‌اند. به این ترتیب مقدار تصفیه آمین غنی در محدوده توان برج‌های دفع موجود در پالایشگاه در نظر گرفته می‌شود.

با افزایش غلظت محلول آمین فقیر ورودی به برج جذب همانگونه که در شکل‌های (۹)، (۱۰) و (۱۱) مشخص است، گازهای اسیدی به مقدار کمتری می‌توانند در طول برج به سمت سینی‌های بالای برج نفوذ کنند و منطقه واکنش به سمت پایین برج منتقل می‌گردد و به این ترتیب منطقه پیش گرمایش کوچک می‌شود با توجه به مطالب ارائه شده در قسمت قبل، دمای برج، کاهش می‌یابد. این مسئله در شکل (۹) نشان داده شده است. اما با افزایش غلظت آمین در گردش

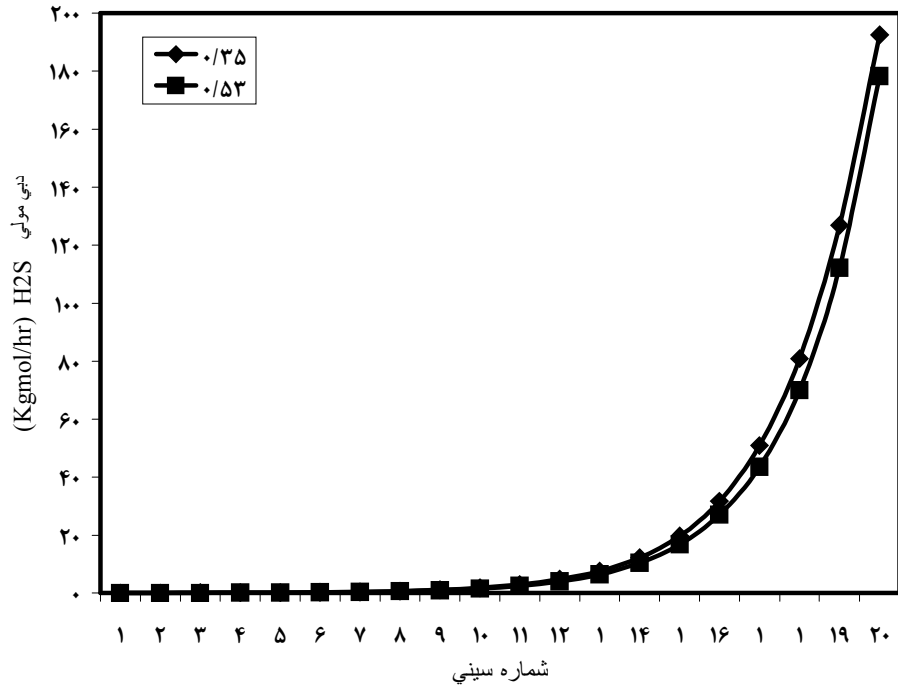
نه تنها گازهای اسیدی خروجی برج جذب کاهش می‌یابد، بلکه باعث کاهش تبخیر در برج و مقدار بخار آب موجود در گازهای خروجی از برج جذب می‌گردد (شکل ۱۲) و به این ترتیب مطابق شکل (۱۳) بار حرارتی خنک‌کننده گاز تصفیه شده خروجی از بالای برج (خنک‌کننده E-102) کاهش می‌یابد. کاهش مقدار تبخیر منتج از کاهش دمای برج جذب باعث خروج کمتر بخار آب از طریق مشعل ۱۳ می‌گردد و از این رو مقدار آب جبرانی فرایند نیز مطابق شکل (۱۴) کاهش می‌یابد. با توجه به افزایش گازهای اسیدی موجود در جریان آمین غنی ورودی به برج دفع و نیز افزایش مقدار DEA که با افزایش غلظت آن در محلول آمین در گردش همراه است و با توجه به بالاتر بودن گرمای تبخیر آن نسبت به آب، جوشاننده به بار حرارتی بیشتری مطابق شکل (۱۵) نیاز دارد و به این ترتیب بار حرارتی خنک‌کننده آمین رقیق ورودی به برج جذب (خنک‌کننده E-103) طبق شکل (۱۲) بالا می‌رود.



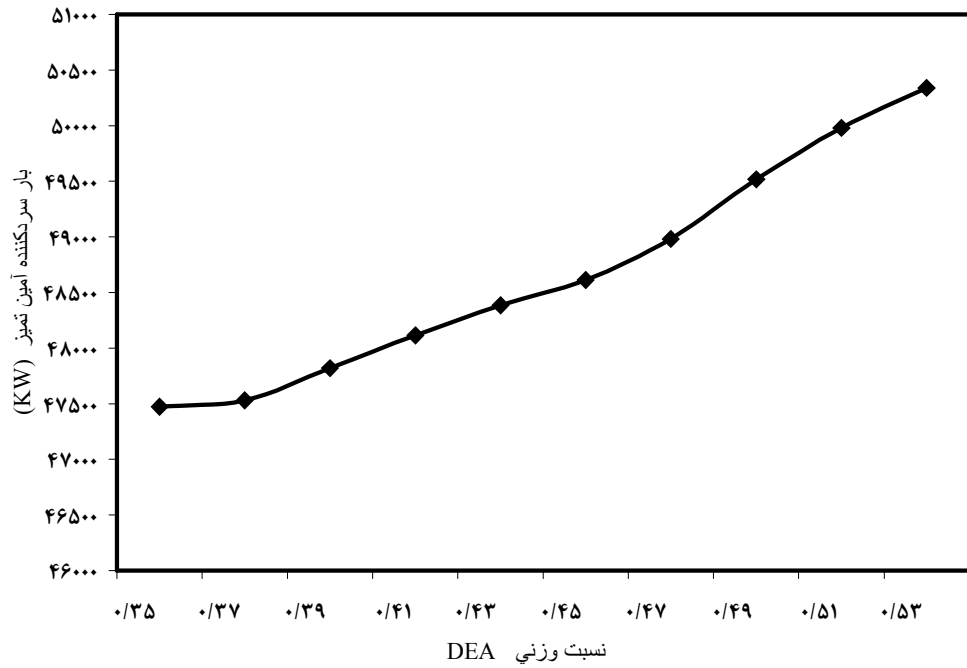
شکل ۹- تأثیر غلظت آمین بر توزیع دما در طول برج جذب



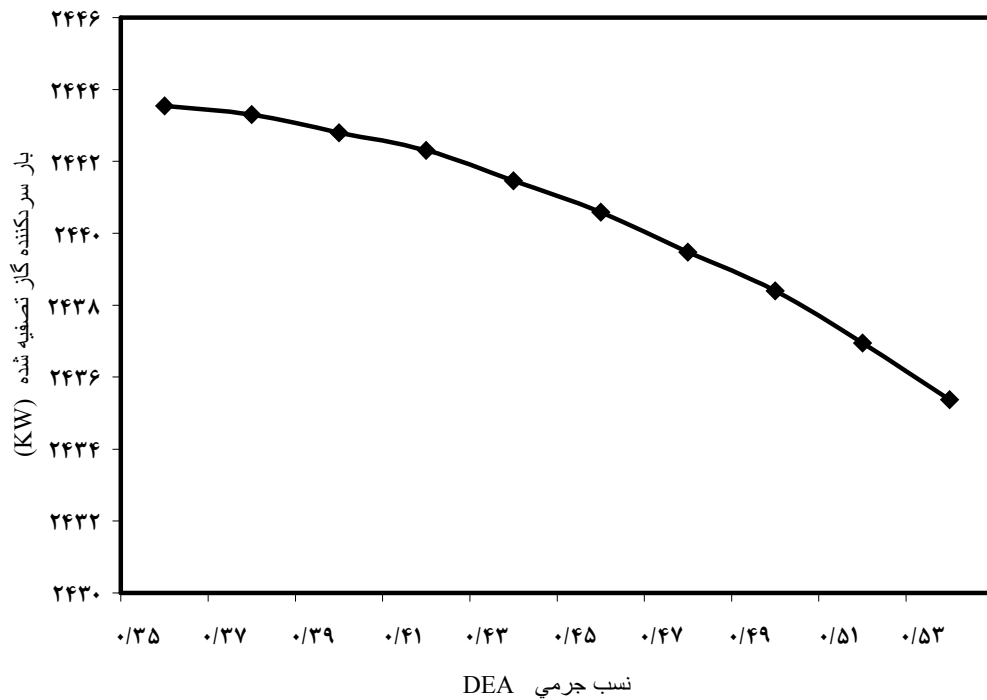
شکل ۱۰- تأثیر غلظت آمین بر CO<sub>2</sub> فاز گاز بر روی هر سینی برج جذب



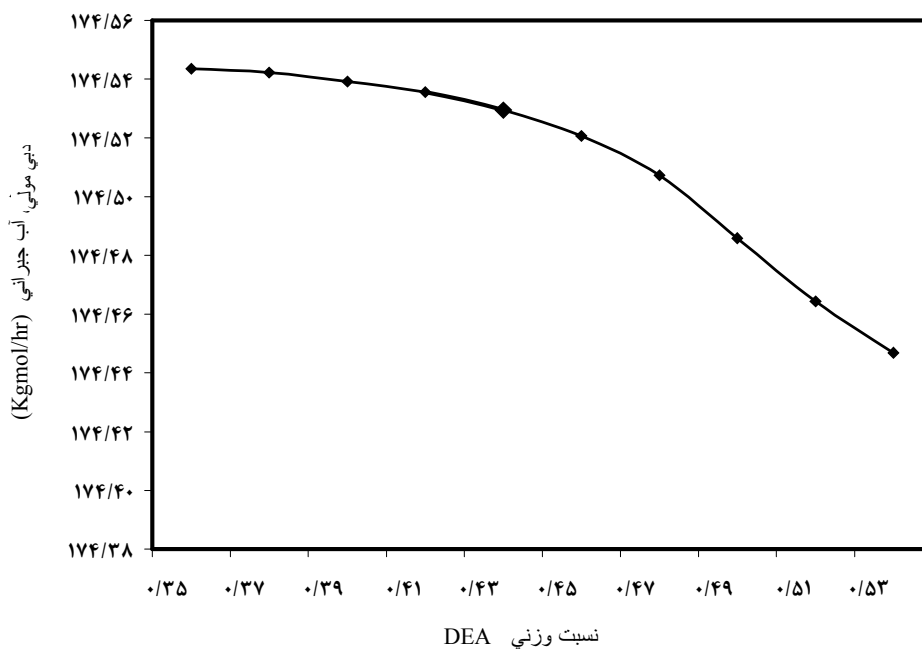
شکل ۱۱- تأثیر غلظت آمین بر  $H_2S$  فاز گاز بر روی هر سینی برج جذب



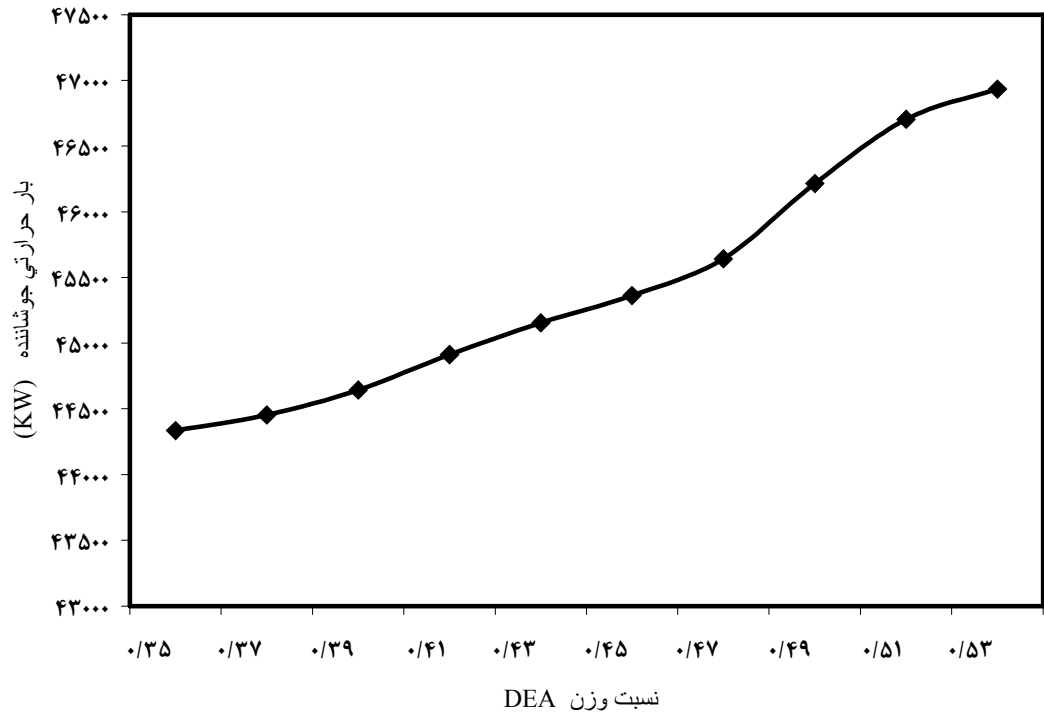
شکل ۱۲- تأثیر غلظت DEA بر بار حرارتی خنک‌کننده آمین ورودی به برج جذب



شکل ۱۳- تأثیر غلظت DEA بر بار حرارتی خنک‌کننده گاز خروجی از برج جذب



شکل ۱۴- تأثیر تغییرات غلظت DEA بر مقدار آب جبرانی

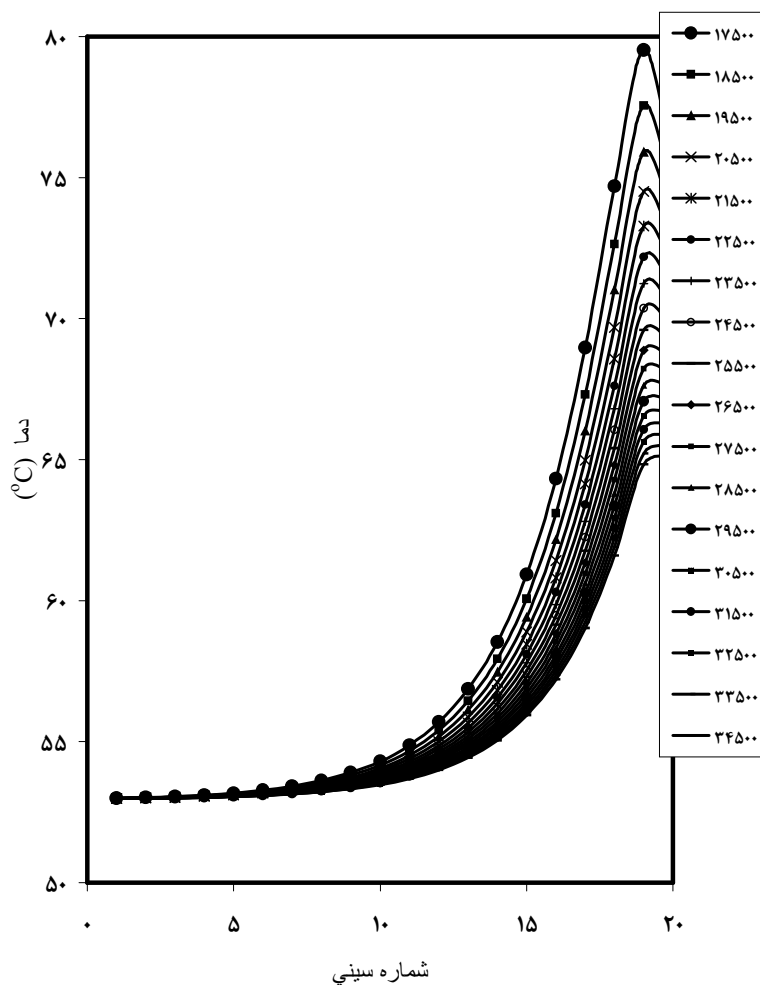


شکل ۱۵- تأثیر تغییرات غلظت DEA بر بار حرارتی جوشاننده برج دفع

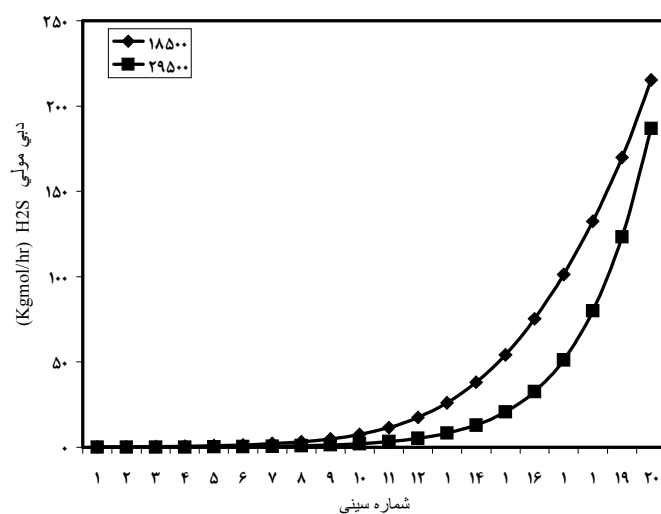
### دبی آمین ورودی به برج جذب

در این قسمت به علت تغییر در مقدار دبی آمین در گردش، امکان استفاده مشخصه‌های قسمت قبل برای برج دفع وجود ندارد و از مقادیر دمای چگالنده و مقدار جریان مولی  $H_2S$  در جریان آمین فقیر خروجی از برج دفع استفاده می‌گردد. به این ترتیب در این بررسی، ظرفیت محدود تصفیه توسط برج دفع مطرح نمی‌گردد. افزایش مقدار آمین در گردش باعث می‌شود تا در برج، هر مول گاز اسیدی در واحد زمان با تعداد مول‌های بیشتری از آمین در تماس باشد و به این ترتیب مقدار جذب در واحد زمان افزایش پیدا می‌کند. به عبارت دیگر با افزایش مقدار جریان آمین تمیز بر تعداد مول‌های آمین موجود در محلول افزوده می‌گردد و طبق اصل لوشاتلیه، افزایش مول‌های آمین سبب پیشبرد معادله واکنش در جهت جذب گازهای اسیدی می‌گردد. به این ترتیب غلظت گازهای اسیدی در فاز گاز بر روی هر سینی مطابق شکل‌های (۱۶)، (۱۷) و (۱۸) کاهش می‌یابد. به این ترتیب گازهای اسیدی کمتر می‌توانند در سینی‌های بالای برج نفوذ کنند و

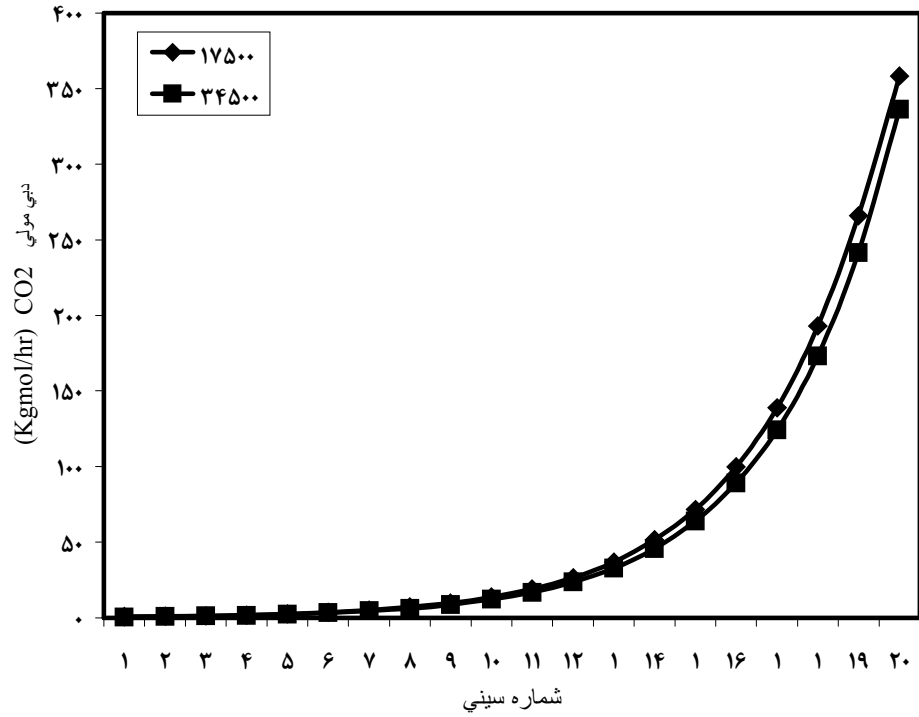
منطقه واکنش به سمت پایین برج منتقل می‌گردد و همانگونه که قبلاً ذکر شد با کوچک شدن منطقه پیش گرمایش دمای برج مطابق شکل (۱۶) کاهش پیدا می‌کند. کاهش دمای برج منجر به کاهش تبخیر در برج می‌گردد و به این صورت، بار حرارتی خنک‌کننده گاز تصفیه شده خروجی از بالای برج (خنک‌کننده E-102) مطابق شکل‌های (۱۹) و (۲۰) کاهش می‌یابد. با افزایش دبی آمین در گردش، دبی آمین غنی ورودی به برج دفع افزایش می‌یابد و با توجه به افزایش جذب  $H_2S$  و  $CO_2$ ، مقدار آنها در جریان ورودی به برج دفع بیشتر می‌شود و بار حرارتی جوشاننده برج دفع مطابق شکل‌های (۲۱) و (۲۲) افزایش می‌یابد. به این صورت مقدار بخار بیشتری از طریق جریان ۱۹ از فرایند خارج می‌گردد و به این صورت فرایند مطابق شکل (۲۱) به آب جبرانی بیشتری نیاز خواهد داشت. با توجه به افزایش دبی آمین در گردش، مطابق شکل (۱۹) بار حرارتی خنک‌کننده آمین رقیق نیز افزایش پیدا می‌کند.



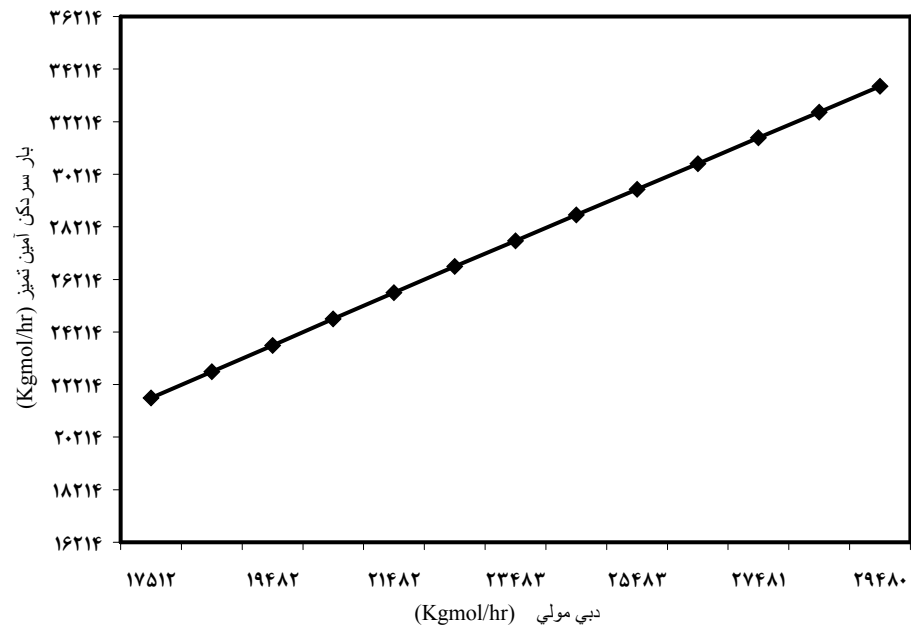
شکل ۱۶- تأثیر دبی آمین ورودی به برج جذب بر توزیع دما در طول برج جذب



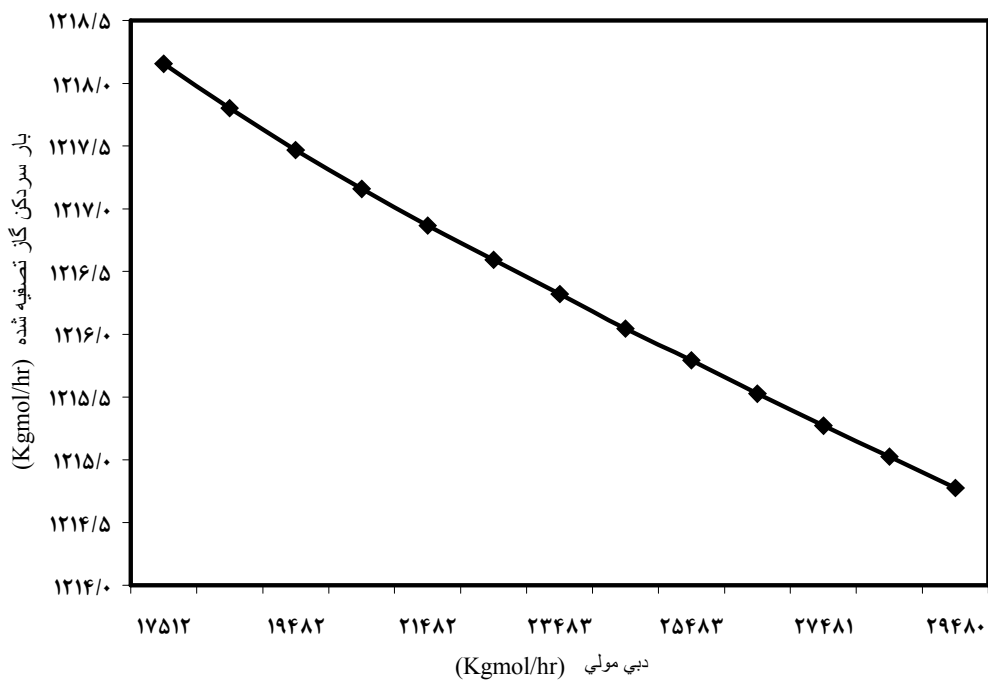
شکل ۱۷- تأثیر دبی آمین ورودی بر  $H_2S$  فاز گاز بر روی هر سینی برج جذب



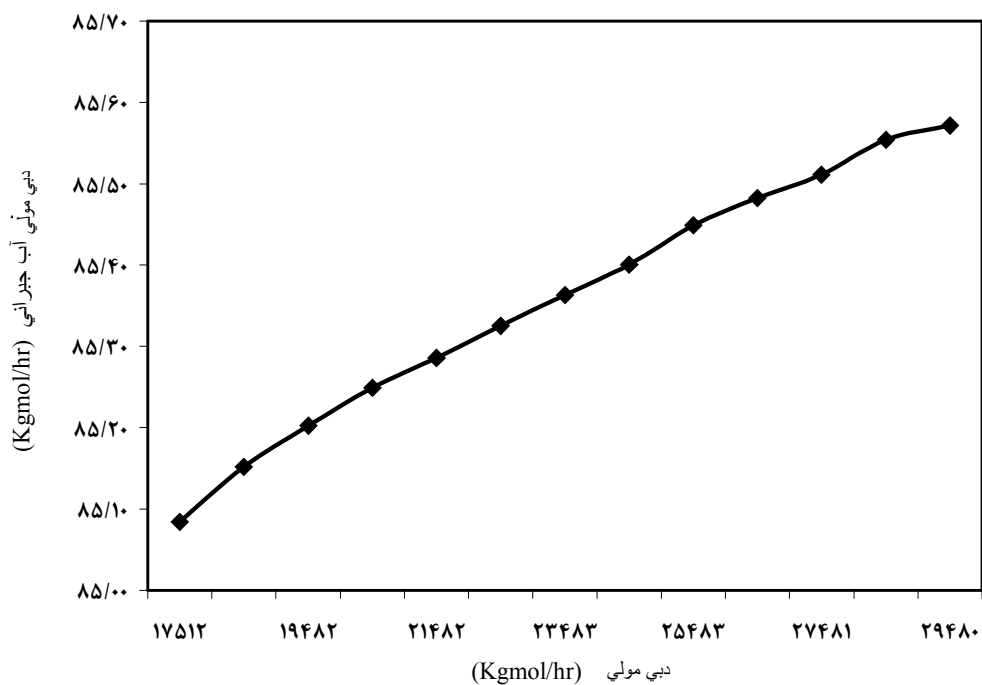
شکل ۱۸- تأثیر دبی آمین ورودی بر CO<sub>2</sub> فاز گاز بر روی هر سینی برج جذب



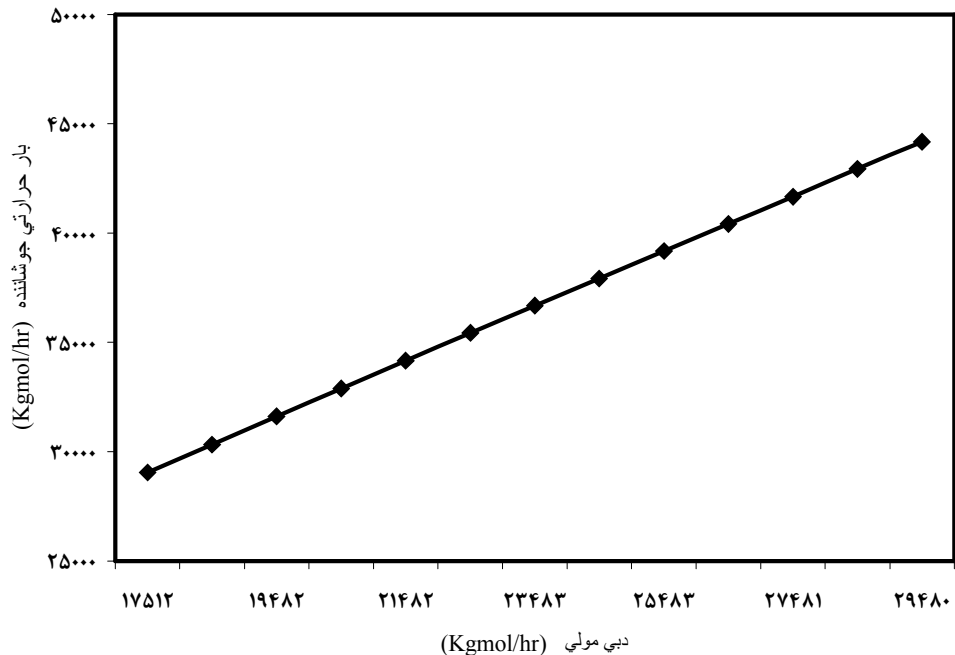
شکل ۱۹- تأثیر دبی آمین ورودی بر بار حرارتی خنک‌کننده آمین رقیق ورودی به برج



شکل ۲۰- تأثیر دبی آمین ورودی بر بار حرارتی خنک‌کننده گاز خروجی از برج جذب



شکل ۲۱- تأثیر دبی آمین ورودی به برج جذب بر دبی آب جبرانی



شکل ۲۲- تأثیر دبی آمین ورودی به برج جذب بر بار حرارتی جوشاننده برج دفع

### تأثیر فشار

برای مقادیر مشخصه برج دفع نیز در این قسمت همانند دو تحلیل ابتدایی بخش تحلیل تأثیر پارامترهای طراحی بر عملکرد برج جذب، مقادیر جریان برگشتی و جریان آمین فقیر خروجی از برج دفع را قرار می‌دهیم. به این ترتیب ظرفیت تصفیه آمین نیز محدود به ظرفیت برج دفع موجود در پالایشگاه می‌گردد. افزایش فشار عملیاتی برج جذب باعث افزایش فشار جزئی گازهای اسیدی شده و طبق اصل لوشاتلیه سبب افزایش سرعت واکنش جذب گازهای اسیدی می‌شود. به این ترتیب طبق شکل‌های (۲۳)، (۲۴) و (۲۵) با افزایش فشار آمین ورودی، مقادیر گازهای اسیدی در سینی‌های پایین‌تر جذب می‌شوند و منطقه واکنش به سمت پایین برج منتقل می‌شود. از این رو همانگونه که قبلاً نیز اشاره شد، طبق شکل (۲۳) دمای برج کاهش پیدا می‌کند. اما همانگونه که شکل‌های فوق معرف آن است، این تغییرات بسیار کم هستند و آمین غنی خروجی از پایین برج نیز پس از عبور از شیر اختناق VLV-102 به فشار طراحی بر می‌گردد.

### نتایج شبیه‌سازی و بحث

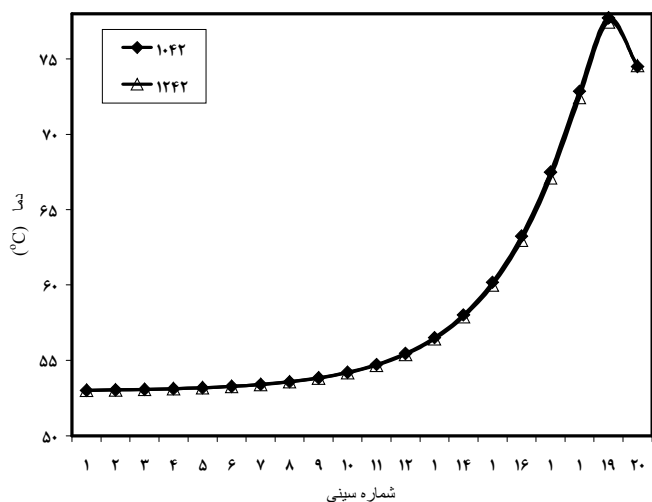
در این تحقیق پارامترهای دما، فشار، غلظت و دبی آمین ورودی به

برج جذب بر عملکرد آن و نیز نتیجه تأثیر سایر قسمت‌های فرایند بر برج جذب به علت تغییر این پارامترها پرداخته شد. افزایش دمای آمین ورودی به برج جذب باعث کاهش در مقدار جذب  $H_2S$ ,  $CO_2$  و کاهش در هزینه‌های عملیاتی فرایند به علت کاهش بار حرارتی جوشاننده برج دفع و خنک‌کننده آمین رقیق می‌گردد. چیدمان و دستگاه‌های موجود در فرایند نیز بدون تغییر باقی می‌ماند. از طرفی کاهش دمای آمین ورودی به برج جذب به علت نبود سیستم سرماسازی امکان‌پذیر نمی‌باشد. بنابراین دمای آمین ورودی باید به گونه‌ای تنظیم شود تا گاز خروجی از برج به کیفیت مورد نظر برسد. لذا کمترین دمای عملیاتی ممکن توصیه می‌گردد که این نتایج با قانون وانتهوف<sup>۱</sup> تطبیق دارد. افزایش غلظت آمین ورودی به برج جذب باعث افزایش مقدار جذب  $H_2S$ ,  $CO_2$  و افزایش هزینه‌های ثابت سرمایه‌گذاری می‌گردد و نیازی به تغییر چیدمان و تغییر دستگاه‌های موجود در فرایند نیست. بنابراین افزایش غلظت آمین با توجه به مشخصات دستگاه‌های مورد استفاده در پالایشگاه و در صورت کنترل خوردگی، بهترین راه برای افزایش بهره‌وری واحد می‌باشد. افزایش دبی

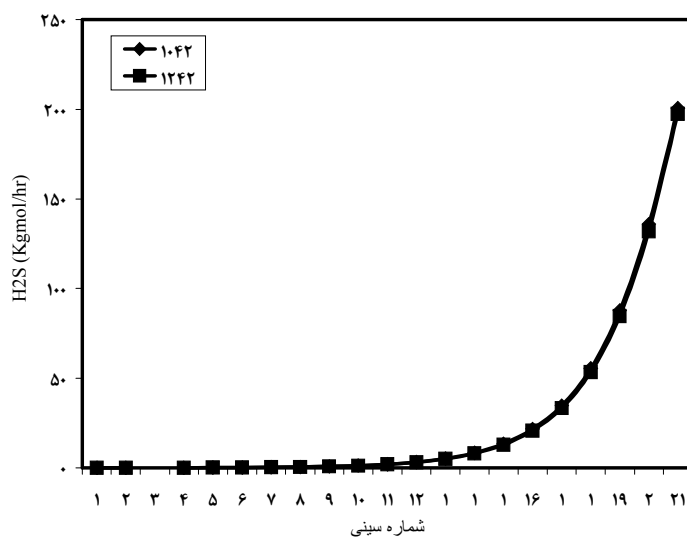
1. Vant Hoff

جزئی در هزینه‌های عملیاتی می‌گردد. چیدمان و نوع دستگاه‌ها تغییر چندانی نمی‌کند. فقط برج‌ها باید از نوعی باشند تا ظرفیت فشار عملیاتی اعمالی را داشته باشند. افزایش فشار، تغییرات قابل ملاحظه‌ای بر روی عملکرد فرایند ندارد لذا پیشنهاد می‌گردد فشار برج در بالاترین فشار قابل تحمل برای برج جذب، با توجه به مشخصات شرکت سازنده، قرار گیرد. این نتایج، مطابق با نظریات تئوریک موجود در کتاب انتقال جرم رابرت تریبال [۵] می‌باشد.

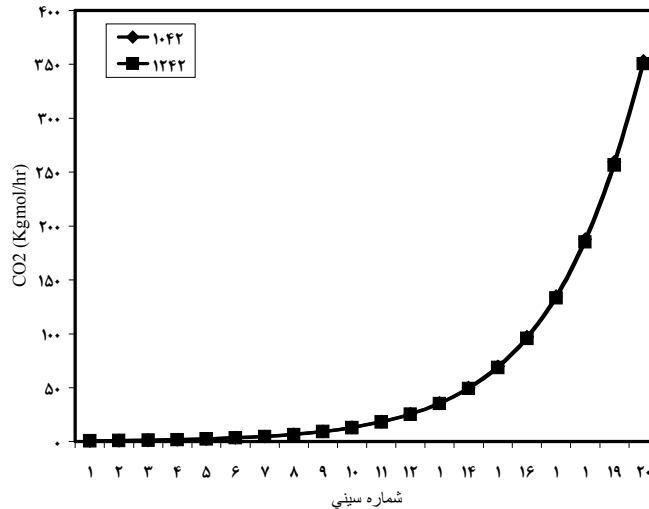
آمین ورودی به برج جذب باعث افزایش مقدار جذب  $\text{CO}_2$ ،  $\text{H}_2\text{S}$  و افزایش هزینه‌های عملیاتی می‌گردد. چیدمان دستگاه‌ها تغییری نمی‌کند اما ظرفیت برج‌ها و دستگاه‌ها و سایر قسمت‌های فرایند جهت مطابقت با دبی‌های جدید می‌بایستی تغییر کند. افزایش قابل ملاحظه در دبی آمین نسبت به آنچه که در طراحی‌های شرکت سازنده موجود است، توصیه نمی‌گردد؛ زیرا باید هزینه زیادی را صرف تعویض پمپ‌ها، تغییر در قطر برج‌ها و سایر قسمت‌های فرایند نمود. افزایش فشار، باعث افزایش جزئی در مقدار جذب گازهای اسیدی و تغییر بسیار



شکل ۲۳- تأثیر فشار آمین ورودی بر توزیع دما در طول برج جذب



شکل ۲۴- تأثیر فشار آمین ورودی بر  $\text{H}_2\text{S}$  فاز گاز بر روی هر سینی برج جذب



شکل ۲۵- تأثیر فشار آمین ورودی بر  $CO_2$  فاز گاز بر روی هر سینی برج جذب

اما چنانچه می‌دانیم از MDEA می‌توان در غلظت‌های بالاتری نسبت به DEA استفاده نمود و خوردگی MDEA در مقایسه با DEA کمتر است، لذا با توجه به نتایج حاصل از این تحقیق برای افزایش بهره‌وری، تغییر آمین مصرفی پالایشگاه از DEA به MDEA و استفاده از آمین با غلظت بالا با رعایت مسایل مربوط به خوردگی توصیه می‌گردد.

### مراجع

- [۱] الکساندر روزی، "گاز طبیعی تولید فراوری انتقال"، ترجمه گیتی ابولحمد، انتشارات دانشگاه تهران، چاپ اول، تابستان (۱۳۸۲).
- [2] Maddox, R., "Gas and Liquid Sweetening", Second Edition, Campbell, (1977).
- [3] Mandal, B.P., Biswas, A.K., and Bandyopadhyay, S.S., "Selective absorption of  $H_2S$  from gas streams containing  $H_2S$  and  $CO_2$  into aqueous solutions of MDEA and 2-amino-2-methyl-1-propanol", Separation and Purification Technology, 35, (2004).
- [4] Kohl, A.L. and Riesenfeld, F.C., "Gas Purification", 3<sup>rd</sup> Edition, Gulf Publication Company, (1979).
- [5] Treybal, R. E., "Mass-Transfer operation", 3<sup>rd</sup> Edition, McGraw-Hill, (1980).
- [6] Li, Y.G. and Mather, A.E., Ind. Eng. Chem. Res., (1996).

### نتیجه‌گیری

در این تحقیق همانگونه که مشاهده شد تمامی پارامترهای مورد بررسی در محدوده ظرفیت دستگاه‌های موجود در پالایشگاه مورد مطالعه قرار گرفتند تا نتایج بدست آمده از کمترین مقدار هزینه برای اعمال بر روی فرایند برخوردار باشند. ضمناً نتایج بهینه‌سازی حاصل از این تحقیق را می‌توان به صورت زیر دسته‌بندی نمود:

- ✓ افزایش فشار، تغییرات قابل توجهی بر عملکرد فرایند ندارد
- ✓ افزایش دبی آمین در گردش نیز به دلیل آنکه مستلزم تغییرات فراوانی در اندازه قطر لوله‌ها و برج‌ها و سایر قسمت‌های فرایند می‌باشد، توصیه نمی‌گردد
- ✓ افزایش دمای آمین باعث افزایش غلظت گازهای اسیدی در جریان گاز خروجی از پالایشگاه شده و کاهش دمای آمین نیز به دلیل عدم وجود سیستم‌های سرماسازی در پالایشگاه عملی نیست
- ✓ افزایش غلظت آمین در صورت کنترل خوردگی، بهترین راه برای افزایش بهره‌وری واحد می‌باشد
- با توجه به نتایج بدست آمده، افزایش غلظت آمین با توجه به مشخصات دستگاه‌های مورد استفاده در پالایشگاه و در صورت کنترل خوردگی، بهترین راه برای افزایش بهره‌وری واحد می‌باشد.