



Semnan University

Journal of Modeling in Engineering

Journal homepage: <https://modelling.semnan.ac.ir/>

ISSN: 2783-2538



Research Article

Simulation of Sour Water Stripping Unit in Oil Refinery with Consideration of Ammonia Separation

Hassn Shahidi ^a, Mehrab Fallahi Samberan ^{a,*}

^a Department of Chemical Engineering, Ahar Branch, Islamic Azad University, Ahar, Iran

PAPER INFO

Paper history:

Received: 2023-10-21

Revised: 2024-06-15

Accepted: 2024-06-23

Keywords:

Simulation;
Sour water;
Hydrogen sulfide;
Ammonia;
Oil refinery.

ABSTRACT

In this research, the sour water unit and its simulation were investigated. Sour water unit of refineries usually has two stripping towers in series. The results of this study showed that with the increase in the volumetric flow rate of the incoming sour water feed, the molar flow of NH_3 in the exit gases from the first tower increases. With increasing feed temperature, the NH_3 and H_2S do not change much until the temperature of 105°C , and after that, the relative molarity of these two substances in the exhaust gases decreases with increasing temperature. By increasing the reflux to the first tower to about $9 \text{ m}^3/\text{hr}$, the molar flow rate of NH_3 gas in the first tower decreases drastically, which actually increases the purity of H_2S in the exit gases of this tower and increases the flow of this component in the exit gases from the second tower. Also, with the increase in the temperature of the end of the tower, the flow of NH_3 and H_2S increases and at a temperature of about 120°C , all the H_2S in the feed enters the exit gases from the first tower and the exit water from the first tower is free of H_2S . As a result, it can be concluded that the best temperature for the bottom of the first tower is about 120°C so that all the H_2S is removed from the water and NH_3 does not enter the gases leaving the tower in the first tower.

DOI: <https://doi.org/10.22075/jme.2024.32113.2547>

© 2024 Published by Semnan University Press.

This is an open access article under the CC-BY 4.0 license. (<https://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>)

* Corresponding Author.

E-mail address: mehrab.fallahi@aut.ac.ir

How to cite this article:

Shahidi, H., & Fallahi, M. (2024). Simulation of Sour Water Stripping Unit in Oil Refinery with Consideration of Ammonia Separation. *Journal of Modeling in Engineering*, 22(79), 59-77. doi: 10.22075/jme.2024.32113.2547

شبه سازی واحد تصفیه آب ترش در پالایشگاه نفت با در نظر گرفتن جداسازی آمونیاک

حسن شهیدی^۱، محراب فلاحي سامبران^{۱*}

اطلاعات مقاله	چکیده
دریافت مقاله: ۱۴۰۲/۰۷/۲۹	در این پژوهش به بررسی واحد آب ترش و شبیه سازی آن و همچنین امکان جداسازی آمونیاک پرداخته شد. واحد آب ترش پالایشگاهها معمولا دارای دو برج عریان سازی به صورت سری می باشد. نتایج این مطالعه نشان داد که با افزایش میزان جریان حجمی خوراک آب ترش ورودی، جریان مولی NH_3 در گازهای خروجی از برج اول افزایش می یابد. با افزایش دمای خوراک جزمولی NH_3 و H_2S تا دمای ۱۰۵ درجه سلسیوس تغییر چندانی نمی کند و بعد از آن با افزایش دما، جزمولی این دو ماده در گازهای خروجی کاهش پیدا می کند. با افزایش رفلکس به برج اول تا حدود $9 m^3/hr$ به شدت میزان جریان مولی گاز NH_3 در برج اول کاهش می یابد که در واقع باعث افزایش خلوص H_2S در گازهای خروجی این برج و افزایش جریان این جز در گازهای خروجی از برج دوم می شود. همچنین، با افزایش دمای انتهای برج، جریان مولی NH_3 و H_2S افزایش می یابد و در دمای حدود ۱۲۰ درجه تمامی H_2S موجود در خوراک وارد گازهای خروجی از برج اول شده و آب خروجی از برج اول عاری از H_2S می شود که در نتیجه می توان نتیجه گرفت که بهترین دما برای ته برج اول حدود ۱۲۰ درجه سلسیوس می باشد تا هم تمامی H_2S از آب خارج شود و همچنین در برج اول NH_3 بیشتر وارد گازهای خروجی از برج نشود.
بازنگری مقاله: ۱۴۰۳/۰۳/۲۶	
پذیرش مقاله: ۱۴۰۳/۰۴/۰۳	
واژگان کلیدی: شبیه سازی، آب ترش، سولفید هیدروژن، آمونیاک، پالایشگاه نفت.	
DOI: https://doi.org/10.22075/jme.2024.32113.2547	
© 2024 Published by Semnan University Press. This is an open access article under the CC-BY 4.0 license. (https://creativecommons.org/licenses/by/4.0/)	

۱- مقدمه

آب یکی از ارزان ترین و در دسترس ترین منابع طبیعی به حساب می آید که فراوانی این ماده تا سالیان اخیر موجب شده بود کمتر به نحوه مصرف و به هدر رفت آن اهمیت داده شود. اما از سال ۱۹۸۰ میلادی به بعد با افزایش سطح آگاهی عمومی نسبت به اثرات مخرب صنایع مختلف بر روی محیط زیست و مصرف بی رویه آب در این صنایع موجب شد تا با فشار مردم و علی الخصوص طرفداران محیط زیست قوانین حفاظت از محیط زیست و منابع طبیعی توسط دولت ها وضع گردد [۱]. کشور ما ایران از جمله کشورهای کم آب به حساب می آید و با توجه به مصرف زیاد آب در

صنعت اول کشور یعنی صنعت نفت و گاز، به کارگیری تمامی ظرفیت های موجود جهت بهینه سازی مصرف آب و بازیابی آب در این صنعت امری غیر قابل انکار است. صنایع پالایشی از جمله صنایع پرمصرف آب به حساب می آید. براساس آمار جهانی میزان مصرف آب در پالایشگاهها متغیر بوده و از ۵۰ الی ۶۰ گالن برای پالایشگاه های با عملکرد پایین، ۱۰ الی ۲۰ گالن برای پالایشگاه های با عملکرد بالا به ازای هر بشکه نفت خام متغیر است [۲]. برج های خنک کننده به روش "تر" از واحدهای پرمصرف آب می باشد و به نحوی که حدود ۵۰٪ کل آب خام مصرفی پالایشگاه را به خود اختصاص می دهند. همچنین آب به عنوان خنک کننده

* پست الکترونیک نویسنده مسئول: Mehrab.fallahi@aut.ac.ir

۱. دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه آزاد اسلامی واحد اهر

هیدروژناسیون کاتالیستی و کراکینگ کاتالیستی می باشد. در جریان این عملیات ترکیبات آلی نیتروژن دار تجزیه شده و نیتروژن موجود در آن با هیدروژن ترکیب شده و آمونیاک تولیدی در جریان عملیات جداسازی جذب جریان آب ترش می گردد.

در اغلب پالایشگاه ها و کارخانه های پتروشیمی امکانات و تجهیزاتی جهت دفع گازهای سولفید هیدروژن و آمونیاک و ... از آب ترش وجود دارد. برای دفع گازها از روش های متعددی استفاده می شود. در تمامی این روش ها یک برج سینی دار یا آکنه بکار گرفته می شود که آب ترش از بالا وارد و به سمت پایین جاری می شود و جریانی از گاز مانند بخار یا گازهای احتراق یا گاز سوخت از پایین برج وارد و با حرکت به سمت بالا گازهای سولفید هیدروژن و آمونیاک را از آب ترش جدا کرده و همراه خود خارج می نماید.

در واحد های متداول آب ترش خوراک از یک مخزن ذخیره سازی پس از عبور از مبدل حرارتی توسط آب گرم عریان شده از ته عریان ساز گرم می شود و به برج وارد می گردد. هنگامی که آب ترش به پایین برج می رسد، سولفید هیدروژن و آمونیاک با ورود بخار مستقیم به ته برج و یا گازهای حاصل از جریان ریویولر عریان سازی می گردد. برای جوشاندن آب ترش و ایجاد مسیر ریویولر در فشار عملیاتی برج با بخار کم فشار از یک ریویولر استفاده می شود. از نظر تجهیزات، یک برج عریان ساز می تواند، جریان برگشتی، جریان پمپ گردش^۱ را دارا باشد و یا فاقد هر دوی آنها باشد که باتوجه به نیاز از این موارد استفاده می شود.

جهت هرگونه محاسبات و طراحی برای جداسازی گازهای H_2S و NH_3 از آب ترش آشنایی و مطالعه مشخصات تعادلی آب ترش لازم و ضروری است [۴]. مشکل وجود آمونیاک در خوراک واحد گوگردسازی از طرف کمپانی های بسیاری مورد مطالعه قرار گرفته است چنانچه مقادیر آمونیاک مابین ۵۰۰ تا ۱۰۰۰ پی پی ام و غلظت گاز دی اکسید کربن زیاد باشد باعث تشکیل ماده جامد بی کربنات آمونیوم می شود. بخصوص وقتی جریان خشک (بدون رطوبت) وجود داشته باشد [۵]. وجود آمونیاک در خوراک واحد بازیافت گوگرد دو اشکال عمده ایجاد می نماید: الف) چنانچه آمونیاک موجود در خوراک پس از عبور از کوره به صورت تبدیل نشده وارد قسمت های دیگر شود باعث تشکیل و ته نشینی باقیمانده های جامد نمک های آمونیوم

در مبدل های حرارتی، پمپ ها و کمپرسورها نقش بسزایی دارد. در برخی موارد آب به عنوان شستشو دهنده مواد نفتی جهت حذف ناخالصی ها و یا تمیز کاری ظروف استفاده شده و به صورت کاملاً آلوده به سیستم تصفیه فاضلاب و واحد تصفیه آب ترش پالایشگاه ارسال می گردد که تصفیه این پسابها علاوه بر هزینه های فراوان مالی، آثار مخرب و گاهاً جبران ناپذیر زیست محیطی را به همراه دارند. از جمله مواردی که از آب به عنوان شستشو دهنده استفاده می شود می توان به : تمیزکاری و شستشوی مخازن و برج های خارج از سرویس (مانند لای رویی مخازن نفت خام)، به عنوان جاذب کاستیکی که با هیدروکربن همراه است و تزریق آب به نمک زداها، جهت جذب نمک و سایر ناخالصی ها و یا تزریق در واحدهای بنزین سازی و ایزوماکس برای جذب H_2S و NH_3 اشاره کرد [۳]. در پالایشگاه های نفت در نتیجه عملیات فرآیندی تصفیه نفت خام و فرآورده ها، جهت جداسازی ترکیبات گوگردی و سایر ناخالصی ها از روش شستشو با آب استفاده می نمایند که در اثر آن پسابی حاوی ترکیبات H_2S و NH_3 که به نام آب ترش معروف است ایجاد می شود. تصفیه آب ترش در واحدهای معمول با استفاده از برج دفع صورت می گیرد و محصول بالای برج مخلوط گازهای H_2S و NH_3 و بخار آب می باشد. این مخلوط به دلیل وجود گاز آمونیاک اثرات مخربی در واحد گوگردسازی دارد و سوزاندن آن نیز باعث آلودگی محیط زیست می شود.

مقاله حاضر بر مبنای روش های جداسازی گازهای H_2S و NH_3 از آب ترش بصورت جریان های مستقل تعریف شده است تا از جریان گاز سولفید هیدروژن در واحد گوگردسازی بدون مشکل خاصی بتوان استفاده کرد. در پالایشگاه ها از آمونیاک مایع بصورت خالص به منظور خنثی سازی ترکیبات اسیدی موجود در نفت خام و جلوگیری از خوردگی آن ها استفاده می شود. به عنوان مثال به ازای ۱۰۰۰ بشکه نفت خام با درصد متوسط ترکیبات اسیدی مقدار ۲/۵ پوند آمونیاک به برج های تقطیر نفت خام تزریق می شود. جریان آمونیاک تزریقی پس از عبور از کندانسور بالاسری برج های تقطیر به علت حلالیت زیاد در آب در ظرف جداکننده، جذب فاز آب شده و به عنوان آب ترش به واحد آب ترش ارسال می شود. علت دیگر حضور آمونیاک در جریان آب ترش تولید و تشکیل آن در عملیات

^۱ Pump around

طبیعی که ممکن است در واحد رخ دهد از شبیه سازی پویا استفاده شده است. در سیستم های واقعی زمانی که غلظت آمونیاک در خوراک واحد افزایش می یابد فشار برج به سرعت افزایش می یابد. روند معمول کنترل، توانایی کنترل فشار برج را به درستی ندارد و به همین خاطر سیستم ناپایدار می شود. طبق نتایج بدست آمده ایجاد یک خنک کننده داخلی باعث بهبود عملکرد سیستم کنترلی خواهد شد [۱۰].

در نمونه موردی انجام شده با بررسی میزان مصرف بخار در برج عاری سازی آب ترش مشخص شده است که با مقدار مصرف کمتر بخار نیز می توان به شاخص های مطلوب محصول رسید. بخار مورد نیاز بر اساس مقدار خوراک ورودی و بر طبق یک فرمول خطی محاسبه می گردید. علاوه بر مصرف بخار زیاد، خطی بودن فرمول موجب حساسیت شدید مقدار بخار تزریقی به نوسانات خوراک شده و منجر به بر هم خوردن پروفایل دمایی برج و افزایش سولفید هیدروژن در محصول نهایی می شد. لذا یک فرمول غیرخطی جدید با استفاده از داده های تجربی برآزش شده است که علاوه بر کاهش میزان مصرف بخار، منجر به از بین رفتن نوسانات و کاهش میزان بخار مصرفی نیز گردیده است. تغییر فرمول موجب شده است که شاخص بخار در واحد عاری سازی آب ترش، به طور متوسط ۶۲ کیلوگرم بر ساعت کاهش پیدا کند که در نتیجه به دلیل کاهش مصرف سوخت، برای پالایشگاه ۸ میلیون تومان صرفه جویی اقتصادی به همراه داشته است [۱۱].

در مقاله ای با رویکرد اصلی طراحی یک واحد عریان سازی آب ترش در شرایط واقعی، که برای یک واحد عملیاتی، شبیه سازی فرایند، طراحی و آماده سازی نقشه فرایند با شرایط عملیاتی مطلوب، انتخاب مواد اولیه، فلش درام، مخزن خوراک، اندازه برج عریان سازی، طراحی سینی ها و محاسبات انتقال حرارت و هیدرولیک فرایند برای طراحی پمپ انجام شده است و در نهایت شرایط عملیاتی بهینه برای واحد عریان سازی آب ترش طراحی شده مشخص گردیده است [۱۲].

اخیراً یک مدل شبیه سازی بر اساس نرخ انتقال جرم برای طراحی و عیب یابی سیستم عریان سازی آب ترش ایجاد شده است. در مقاله ای از این مدل استفاده شده است تا

در قسمت های سرد سیستم می شود. ب) تشکیل احتمالی اکسید نیتریک و خاصیت کاتالیزوری آن در مجاورت اکسیژن باعث تبدیل SO_2 به SO_3 شده و SO_3 در مجاورت آب پس از عبور از قسمت های مختلف سیستم به اسید سولفوریک تبدیل می شود که از نظر خوردگی مشکلات زیادی ایجاد می نماید. از طرف دیگر باعث سولفاته شدن و کاهش فعالیت کاتالیزور آلومینا می شود. این مشکل در تبدیل کننده های نهایی گوگرد به دلیل کاهش دما بسیار جدی تر خواهد شد. [۶]. پ) وجود ناخالصی هایی همچون آمونیاک، کربن دی اکسید و آب و ترکیبات هیدروکربنی در خوراک واحد گوگردسازی باعث بروز مشکلاتی در نگهداری و عملیات واحد می شود. این ناخالصی ها موجب افزایش آلودگی محیط زیست و افزایش هزینه های عملیاتی و اندازه دستگاهها می گردد. در پالایشگاه ها به طور معمول دو جریان مختلف گاز اسیدی وجود دارد: الف) گاز اسیدی آلوده به آمونیاک که از برج دفع آب ترش خارج می شود و حاوی ۳۰ درصد گاز اسیدی سولفید هیدروژن و ۳۰ درصد آمونیاک می باشد. ب) گاز اسیدی تمیز که شامل بیش از ۷۰ درصد گاز سولفید هیدروژن و در واقع گازهای اسیدی خروجی از واحد تصفیه گاز با آمین می باشد و درصد آمونیاک آن ناچیز می باشد [۷]. در مورد جداسازی گازهای آمونیاک و سولفید هیدروژن از آب ترش فرآیندهای شناخته شده و مهم که مورد استفاده قرار گرفته به شرح زیر می باشد [۸، ۹]: الف) فرآیند آناموکس^۱ (بازیابی گازهای خروجی از واحد آب ترش) ب) فرآیند WWT^۲ (بازیابی جریان های مستقل آمونیاک و سولفید هیدروژن از محلول آب ترش) ج) فرآیند تثبیت آمونیاک^۳ در محلول آب ترش هنگام دفع سولفید هیدروژن).

در یک واحد آب ترش واقعی مشکلات زیادی از جمله مصرف بالای بخار آب و کنترل دشوار فشار برج وجود دارد. در پژوهشی تلاش شده است که این مشکلات حل شوند و امکان کنترل بررسی شده است. شبیه سازی پایدار برای پیدا کردن شرایط عملیاتی بهینه مورد استفاده قرار گرفته است. از آنجایی که در شبیه سازی پایدار مفهوم واقعی امکان کنترل نادیده گرفته شده است نمی توان نتایج حاصل از آن را به صورت مستقیم در سیستم واقعی اعمال کرد. برای بررسی کنترل و حذف اغتشاش و مقابله با شرایط غیر

³ Amonia Fixation

¹ Anamox

² Waste Water Treatment

ساخت پایلوت یا واحد واقعی به دست آوریم، مجبور به صرف هزینه‌های گزافی خواهیم شد. شرط لازم برای انجام بهینه-سازی مطلوب برج، فراهم کردن بستر مناسب برای بهینه-سازی است [۱۶-۱۹].

۲- شبیه‌سازی فرآیند جریان سازی آب ترش

از فرآیند جریان سازی آب‌ترش در پالایشگاه‌ها و سایر صنایع برای تصفیه آب حاوی H_2S و NH_3 استفاده می‌شود. در اکثر مواقع این آب علاوه بر ترکیبات یادشده شامل CO_2 و سایر ناخالصی‌ها نیز می‌باشد. هدف اصلی از فرآیند جریان سازی آب‌ترش رساندن غلظت آمونیاک به مقدار کمتر از 50 ppm و غلظت سولفید هیدروژن به مقدار کمتر از 10 ppm می‌باشد به نحوی که بتوان دوباره از این آب در پالایشگاه استفاده کرد و یا به‌عنوان یک جریان بی‌خطر آن را به محیط‌زیست برگرداند.

یکی از مهمترین سرویس‌های جانبی در عملکرد پالایشگاه‌ها و صنایع پتروشیمی آب می‌باشد، مسئله مدیریت منابع آب به دلیل محدودیت منابع مورد استفاده توسط یک مجتمع پالایشگاهی از یک طرف و توجه به مسائل زیست‌محیطی و وضع قوانین مربوط به محدودیت در تولید منابع آلوده‌کننده محیط‌زیست در اکثر پالایشگاه‌های دنیا به شدت مورد توجه قرار گرفته است. به همین منظور با بررسی جریان‌های آب موجود در پالایشگاه‌ها، دستگاه‌ها و فرآیندهای استفاده‌کننده از آب و مطالعه عملکرد واحدهای مختلف تصفیه آب بهینه کردن سیستم توزیع آب در یک مجتمع پالایشگاهی صورت می‌گیرد. بهینه‌سازی مصرف آب به عنوان یکی از شاخه‌های یکپارچه‌سازی فرایندها به شمار می‌رود که با افزایش رقابت در بازار جهانی، کمبود مواد اولیه و انرژی و مشکلات ناشی از آلودگی محیط‌زیست توجه زیادی در خلال یک دهه گذشته به آن شده است. با جمع‌آوری اطلاعات جریان‌های مختلف که به‌عنوان مصرف‌کننده و تولیدکننده آب در یک فرآیند هستند و با استفاده از فن‌آوری پینچ و یا هر روش دیگر تحلیل یکپارچه‌سازی فرآیند می‌توان عملکرد سیستم را بهبود بخشید [۱۵].

یکی از مهم‌ترین واحدهای تصفیه آب در فرایندهای پالایشگاهی واحد جریان سازی آب‌ترش است. از فرآیند جریان سازی آب‌ترش در پالایشگاه‌ها و سایر صنایع برای

بازده سینی‌ها برای جریان سازی آب ترش از آمونیاک و H_2S مشخص شود. همچنین میزان کیفیت جریان سازی در حضور نمک‌های مقاوم در برابر حرارت و سطح باقی مانده آمونیاک و H_2S را در محصول نهایی پیش بینی گردیده است [۱۳].

از جمله کارهای انجام شده دیگر می‌توان به مطالعه انجام‌شده بروی روش‌های جداسازی گازهای H_2S و NH_3 از محلول آب‌ترش و شبیه‌سازی فرآیند WWT به کمک نرم‌افزار PROII اشاره کرد. در این مطالعه نحوه کارکرد و طراحی واحد دفع H_2S و NH_3 آب‌ترش و روش‌های جداسازی آمونیاک و H_2S از آب‌ترش به صورت جریان‌های مستقل بررسی شده است. در این تحقیق همانند مطالعه ذکرشده به کمک نرم‌افزار هایسیس، نحوه حذف آلاینده‌های H_2S و NH_3 از آب‌های ترش واحدهای پالایشگاهی مورد بررسی قرار داده که می‌توان از آن در تئوری نحوه حذف آلاینده‌ها استفاده نمود [۱۴].

در مقاله ای ویژگی‌های برج جریان سازی آب ترش با استفاده از شبیه‌سازی در مقیاس صنعتی بررسی شده است. با توجه به نتایج بدست آمده چند توصیه برای دستورالعمل فرآیند بیان می‌شود: دمای خوراک بالا، نیاز به یک بخش اصلاح، نرخ بالای رفلکس و ساختار اصلاح شده با استفاده از Pump-Around. ساختار دستورالعمل پیشنهادی می‌تواند به کاهش مصرف بخار آب و کاهش غلظت آمونیاک در محصول نهایی کمک کند و عاملی برای شرایط عملیاتی پایدار در سیستم خواهد شد [۱۵].

با توجه به نیاز رو به رشد صنعت به انجام محاسبات سریع، دقیق و کم‌هزینه استفاده از نرم‌افزارهای کمکی روزبه‌روز بیشتر مورد توجه قرار می‌گیرد. به‌خصوص در رشته‌های فنی-مهندسی این امر بیشتر به چشم می‌خورد. نرم‌افزار هایسیس^۱ و متلب^۲ در شبیه‌سازی و مدل‌سازی واحدهای تولیدی صنایع شیمیایی، صنایع نفت، گاز و پتروشیمی کاربرد فراوان دارند. شبیه‌سازی در واقع تبدیل کیفیت‌های فیزیکی و رابطه متقابل این کیفیت‌ها به کمیت‌های عددی و روابط ریاضی است و نتیجه آن پیش‌بینی رفتار یک سیستم پیش از اعمال واقعی تغییرات می‌باشد (جلوگیری از مخارج و مخاطرات). شبیه‌سازی یک واحد روش کم‌هزینه‌ای است که می‌توان به کمک آن تخمینی از کارایی را به دست آورد. در صورتی که اگر بخواهیم داده‌ها را به‌وسیله

² MATLAB

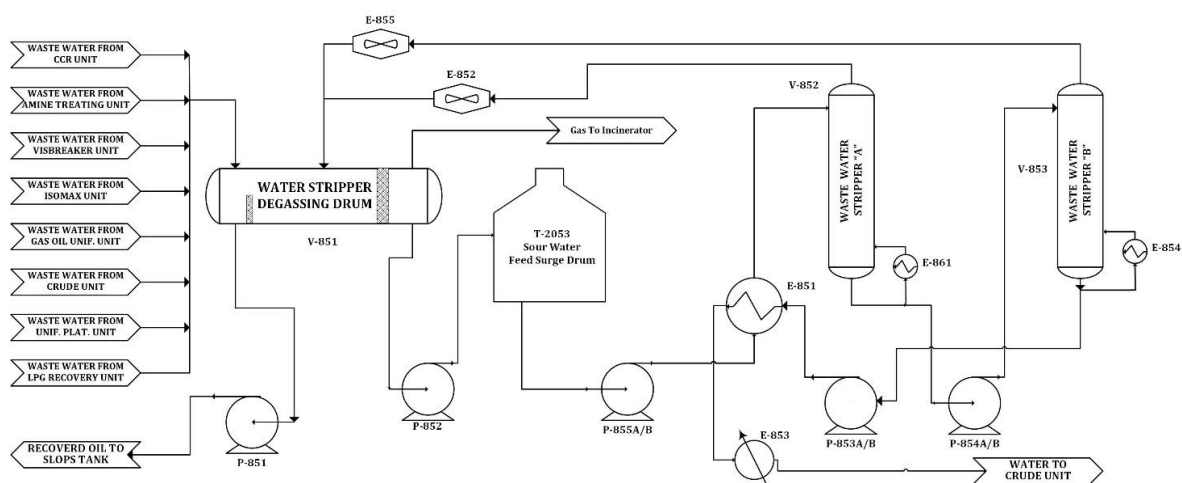
¹ HYSYS

۱-الف) ولی امکان برقراری جریان برگشتی به برج‌ها و استفاده از گازهای بالاسری برج اول به عنوان خوراک واحد گوگرد سازی وجود دارد که در شکل (۱-ب) آورده شده است. در این حالت فشار برج اول ($2/185 \text{ kg/cm}^2$) و خوراک از سینی شماره ۷ (از بالا) وارد برج شده و ته برج اول از سینی شماره ۵ برج دوم با فشار ($1/7 \text{ kg/cm}^2$) وارد می‌شود. جریان‌های برگشتی برای هر دو برج از بالای برج برقرار می‌شود. جریان برگشتی برج اول قسمتی از محصول واحد می‌باشد و جریان برگشتی برج دوم میعانات گاز‌های بالاسری برج دوم می‌باشد.

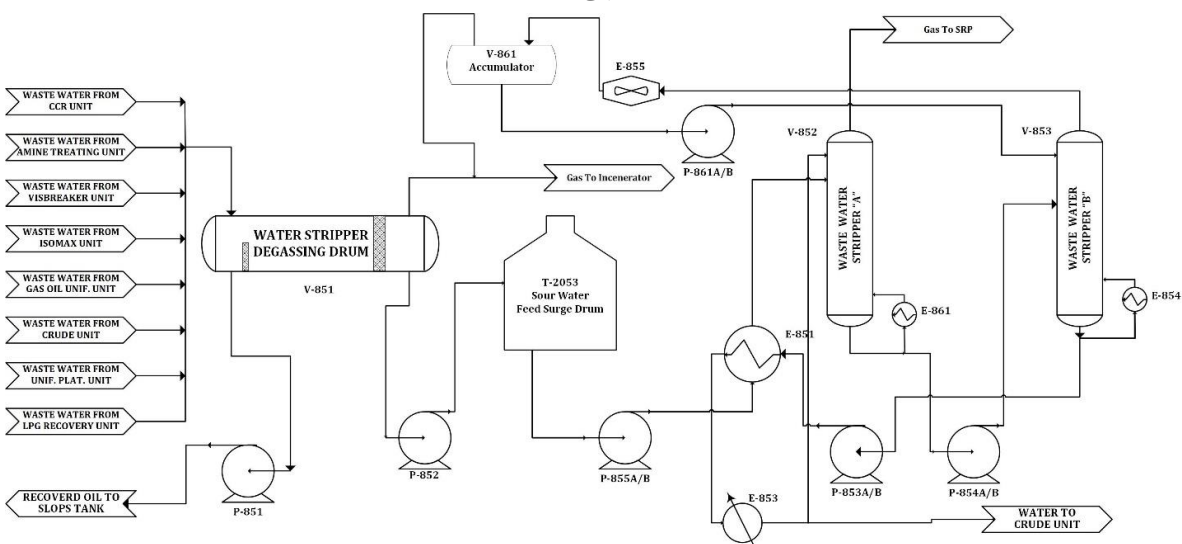
تصفیه آب حاوی سولفید هیدروژن و آمونیاک استفاده می‌شود.

۳- شرح واحد

واحد آب‌ترش موردنظر از دو برج عریان کننده یکسان هریک با ۲۰ سینی تشکیل شده است که در حال حاضر این دو برج به صورت سری با فشار یکسان ($1/7 \text{ kg/cm}^2$) عمل می‌کنند که خوراک واحد از بالای برج اول وارد شده و پس از عریان سازی اولیه ته برج اول از بالای برج دوم وارد برج شده و محصول نهایی واحد از ته برج دوم خارج می‌شود که هر دو برج بدون جریان برگشتی می‌باشند (شکل



الف



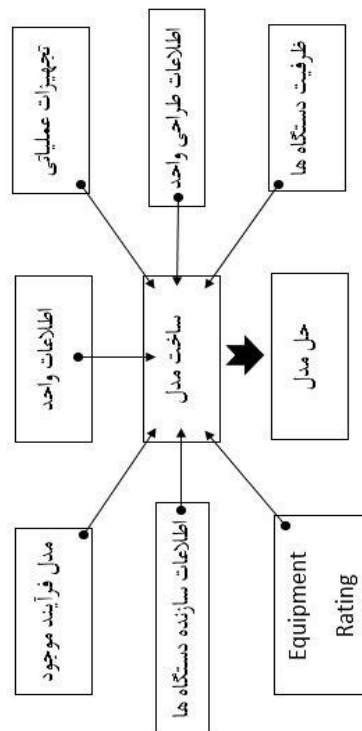
ب

شکل ۱- شماتیک واحد آب ترش مورد نظر به همراه مسیرهای خوراک (الف) برج عریان کننده دو مرحله ای (ب) برج عریان کننده دو مرحله ای دارای جریان برگشتی

شکل (۲) نشان داده شده است در مرحله اول باید صورت مسئله تعریف شده و پس از مشخص نمودن عوامل

۴- مدلسازی و مراحل آن

با توجه به ترتیب مراحل مدلسازی در این تحقیق که در



شکل ۳- شبکه جمع‌آوری اطلاعات

۶- پارامترهای کنترل‌کننده و اطلاعات اولیه

مسئله

جریان آب‌ترش در عملیات تصفیه همواره غنی از سولفید هیدروژن و آمونیاک می‌باشد. این اجزاء آب‌ترش معمولاً در عملیات عریان سازی با بخار مستقیم و یا ریویلر جدا می‌شوند. اگر از یک برج عریان‌ساز تک‌مرحله‌ای استفاده شود، در این صورت گازهای مازاد ترکیبی از آمونیاک و سولفید هیدروژن می‌باشد که متعاقباً به واحد بازیافت گوگرد یا کوره آسفالسوز فرستاده می‌شود. از آنجائی که در یک برج امکان جداسازی و تفکیک کامل سولفید هیدروژن از آمونیاک وجود ندارد، لذا انتظار می‌رود که محلول خارج‌شده از برج دارای غلظت آمونیاک بیش‌ازحد مجاز باشد.

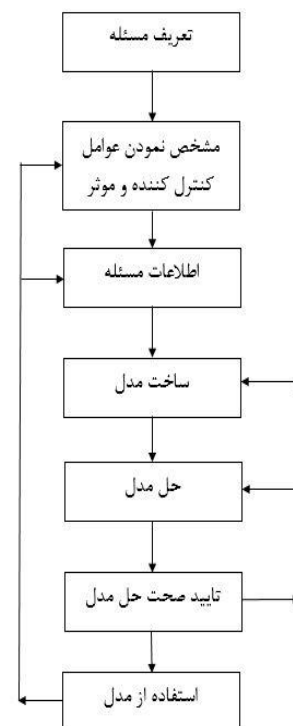
زمانی که از یک برج عریان ساز دو مرحله‌ای استفاده شود، این امکان وجود دارد که هر یک از اجزاء سازنده آب‌ترش را در همان جریانی که هستند برای بازیافت جدا کنیم. طرح مناسب این نوع سیستم به یک جریان سولفید هیدروژن تقریباً خالص و یک جریان غنی آمونیاک منتهی می‌شود. در حالت کلی برای به دست آوردن یک جریان عاری از آمونیاک در گازهای مازاد از برج اول نیاز به جریان ریفلاکسی می‌باشد که توانایی حل گازهای آمونیاک و برگشت مجدد آن‌ها به داخل برج اول را داشته باشد.

کنترل‌کننده مؤثر در سیستم، اطلاعات موردنیاز جمع‌آوری و مدل بر اساس این اطلاعات ساخته شود. برای صحت و درستی مدل پس از ساختن آن باید نتایج حاصل از مدل با نتایج شرایط واقعی مورد بررسی قرار گیرد و نهایتاً، پس از اطمینان از صحت و اعتبار مدل، از آن برای تحقیق و مطالعه اثرات عوامل گوناگون در روی سیستم استفاده کرد.

در دستورالعمل مدل‌سازی بالا، مرحله ساخت مدل را بسته به اطلاعات جمع‌آوری شده برای وارد نمودن به شبیه‌سازی، می‌توان به مراحل دقیق‌تر و ریزتری تقسیم کرد. شبکه اطلاعاتی و امکانات مختلف برای تهیه اطلاعات و ساختن مدل در شکل (۳) نشان داده شده است.

۵- تعریف مسئله

همانطور که اشاره گردید واحد آب‌ترش پالایشگاه مدنظر، از دوج برج عریان سازی، تانک ذخیره خوراک، محفظه گاززدایی، تعدادی پمپ، فن هوایی و مبدل حرارتی تشکیل یافته است. در این مدل‌سازی هر دو حالت ممکن برای عریان سازی آب‌ترش مورد بررسی قرار می‌گیرد که شرایط عملیاتی آن پیشتر آورده شد. با توجه به اهمیت بالای محیط زیست سعی در کاهش گازهای خروجی به محیط زیست و ایجاد شرایط مناسب برای گازهای بالاسری بویژه گازهای خروجی از برج اول را داریم.



شکل ۲- مراحل مختلف مدل‌سازی

یکی از مهمترین قسمت شبیه سازی یک واحد عملیاتی انتخاب معادله حالت حاکم بر شبیه سازی می باشد؛ در این شبیه سازی با توجه به نوع عملیات و مواد انتخاب شده، بهترین گزینه معادله حالت مربوط به پنگ رابینسون (PR)^۲ در نظر گرفته شده است. به طور کلی، مدل ترمودینامیکی با توجه به مواد موجود در فرآیند، شرایط عملیاتی مانند دما و فشار و در نهایت فازهای موجود در فرآیند انتخاب می شود [۲۱، ۲۲].

۸-۱- معادله حالت پنگ رابینسون

مدل پنگ رابینسون برای محاسبات تعادل مایع بخار (VLE^۳) همانند محاسبه دانسیته مایع در سیستم های هیدروکربن ایده آل می باشد. چندین مورد ارتقا به مدل اصلی PR اعمال شده است تا گستره دامنه کاربرد آن افزایش یابد و همچنین باعث بهبودی پیش بینی های این مدل در مورد سیستم های غیرایده آل گردد. با این حال برای سیستم های بسیار غیرایده آل استفاده از مدل های فعالیت^۴ توصیه می شود. بسته PR دارای دقت بالایی در سیستم های تک، دو و یا سه فازی می باشد، همچنین دارای درجه کارایی بالا و قابلیت اطمینان بالا می باشد، این بسته قابل اجرا در یک طیف گسترده ای از شرایط است: دامنه دمایی بیش از C ۲۷۱- و دامنه فشار کمتر از ۱۰۰۰۰۰ kPa یا psia یا ۱۵۰۰۰. معادله حالت PR برای کاربردهای پتروشیمی، گاز و نفت توصیه شده است. بطور کلی از این بسته می توان برای شبیه سازی های زیر استفاده کرد: سیستم های نفت خام، برج های اتمسفریک، برج های تقطیر در خلاء، تصفیه هوا، مخازن و سیستم های هیدروژن.

معادله ای حالت پنگ رابینسون امکان پیش بینی سیستم های تعادل آب-سولفید هیدروژن و آمونیاک را دارا می باشد و نتایج بسیار خوبی در فشارهای پایینی برای این سیستم ها دارد. یکی از حالات ارتقا یافته این معادله حالت SourPR می باشد که برای سیستم های مذکور نتایج بهتری را دارا است. این مدل ترکیبی است از معادله حالت پنگ رابینسون و مدل API-Sour و یلسون برای بررسی سیستم های آب-ترش، که می تواند برای برج های عریان کننده آب ترش، برج های نفت خام، فرایندهای هیدروکربنی، گازهای اسیدی و آب اعمال شود. مدل API-Sour و یلسون برای یونیزاسیون اجزاء تشکیل دهنده ی آب ترش (NH₃, H₂S) و

نتیجه ی این کار نشان می دهد که فشار عملیاتی برج اول نقشی کلیدی در از دست دادن سولفید هیدروژن این برج بازی می کند.

در پالایشگاه مورد نظر آب ترش دربرگیرنده ی سطوح قابل توجهی از سولفید هیدروژن و آمونیاک می باشد. غلظت آمونیاک و سولفید هیدروژن در حدود ۲۵۰۰۰ ppm در جریان خوراک واحد آب ترش تخمین زده می شود. واحد عریان ساز آب ترش با ظرفیت ۳۳ m³/hr پساب ناشی از واحدهای گوناگون طراحی گردیده است. در حال حاضر این واحد با ظرفیت ۳۰ تا ۳۵ m³/hr خوراک در سرویس می باشد. در آینده، با ایجاد تغییراتی، خوراک می تواند به m³/hr ۴۷ افزایش یابد. علاوه بر آن، یک سیستم عریان ساز دومرحله ای در حال حاضر وجود دارد که در آن برج اول در فشار تقریباً ۱/۷ kg/cm² عمل می کند. عملیات اولیه ی واحد عریان ساز نشان داده است که تولید یک جریان با آمونیاک غنی ممکن می باشد. هدف مدیریت بازیافت آمونیاک با استفاده از واحد عریان ساز می باشد.

در این واحد آب ترش پالایشگاه امکان عریان سازی آب ترش به دو صورت امکان پذیر است. در یک روش از دو برج عریان کننده به صورت سری استفاده می شود و در روش بعدی برای هر برج یک جریان برگشتی^۱ وجود دارد که جریان برگشتی برج اول جریانی از محصول نهایی و جریان برگشتی برج دوم حاصل خنک کردن جریان گازهای بالاسری برج دوم می باشد.

۷- فرضیات شبیه سازی

فرض هایی که برای سیستم جهت شبیه سازی در نظر گرفته شده عبارتند از: ۱- سیستم به صورت پایدار فرض شده و از هرگونه رفتار دینامیکی صرف نظر شده است. ۲- سیستم کاملاً آدیباتیک بوده و هیچ گونه انتقال انرژی با محیط خارج وجود ندارد. فرض بر این است که خوراک واحد عریان ساز دارای شرایط زیر می باشد: جریان = ۳۰ m³/hr، درجه حرارت خوراک ورودی به واحد ۴۰ درجه سانتی گراد، فشار خوراک ورودی به واحد = ۵ kg/cm²، غلظت آمونیاک = ۲۵۰۰۰ ppm، غلظت سولفید هیدروژن = ۲۵۰۰۰ ppm. شایان ذکر است در سیستم های تصفیه آب ترش مقدار بازده سینی ها عموماً بسیار کم و در حدود ۴۰٪ می باشد [۲۰].

۸- انتخاب معادله

³ Vapor Liquid Equilibrium

⁴ Activity Models

¹ Reflux

² Peng Robinson

دارای یک ریویلر ترموسیفونی، ۲۰ سینی و یک کندانسور می‌باشد، فشار عملیاتی برج $1/7 \text{ kg/cm}^2$ می‌شود. گازهای بالاسری برج دوم بعد از خنک سازی به عنوان جریان برگشتی از سینی شماره یک این برج وارد برج می‌شود. در شکل ۵ دیاگرام شبیه سازی در نرم افزار آورده شده است.

۱۱- نتایج شبیه‌سازی واحد آب ترش بدون

ریفلاکس

Error! Reference source not found. در

مشخصات جریان های ورودی و خروجی هر برج در حالت بدون ریفلاکس به صورت جداگانه آورده شده است.

در این شبیه‌سازی بازده سینی‌های هر دو برج اول و دوم برابر ۴۰ درصد در نظر گرفته شده است که نتایج بدست آمده برای خروجی ته برج اول و دوم با نتایج آزمایشگاهی مطابقت خوبی دارند. این نتایج در جدول ۲ آورده شده اند. جدول نیز مشخصات ورودی و خروجی‌های کلی واحد در حالت بدون ریفلاکس را نشان می‌دهد.

در این حالت برای گرم کردن ته برج‌ها و برقراری جریان ریویلر در آن‌ها برای هر برج از ریویلرهای ترموسیفونی^۱ استفاده شده است که جریان ته برج وارد قسمت پوسته مبدل شده و برای گرم کردن آن از بخار آب با فشار psig ۵۰ استفاده می‌شود که وارد دسته لوله مبدل می‌شود و به صورت آب متراکم از آن خارج می‌شود. میزان مصرف بخار آب برای برج اول در حالت شبیه‌سازی حدود kg/hr ۲۵۰۰ و برای برج دوم kg/hr ۴۶۰۰ می‌باشد.

شکل (۶) نشان‌دهنده پروفایل‌های دمایی و تغییرات دمایی برج های عریان کننده می‌باشد که نشان دهنده روند نزولی دما از پایین به بالای برج‌ها می‌باشد. همچنین شکل (۷) و شکل (۸) تغییرات غلظت H_2S و NH_3 در طول هر دو برج برای فازهای مایع و گاز (برای حالت بدون ریفلاکس) را نشان می‌دهند. در شکل (۷-الف) که برای برج اول در حالت بدون ریفلاکس رسم شده است، مشاهده می‌شود که فاز مایع با حرکت در طول برج از بالا به پایین گاز سولفید هیدروژن خود را از دست می‌دهد و در مایعات ته برج میزان گاز سولفید هیدروژن به حداقل مقدار ممکن یعنی ۲۵ پی‌پی‌ام می‌رسد. همچنین میزان آمونیاک در کف برج اول در حدود ۲۹۰۰ پی‌پی‌ام می‌باشد.

CO_2 در فاز آبی به کار گرفته می‌شود. مقادیر K برای فاز آبی توسط API-Sour ویلسون محاسبه می‌شود. مدل آبی از یک مدل اصلاح شده Van Krevelen با حذف بسیاری از محدودیت‌های کلیدی پیروی می‌کند. مقدار K برای ماده‌ی آب با استفاده از یک معادله تجربی که تابعی از دما می‌باشد، محاسبه می‌شود.

مدل اصلی در محدوده دمایی بین 20 C (68 F) و 140 C (285 F) و فشار کمتر از 50 psi قابل استفاده می‌باشد. استفاده از معادله حالت PR برای اصلاح فاز گاز غیرایده‌آل این محدوده را گسترش می‌دهد. اما به علت نبود داده‌های تجربی محدوده دقیقی را نمی‌توان برای آن مشخص کرد. محدوده فشاری قابل قبول برای مدل Hysys بستگی به غلظت گاز اسیدی و آب دارد. در صورتی که فشار جزئی فاز آب کمتر از 100 psi باشد، این مدل بخوبی پاسخگو می‌باشد. با استفاده از Sour PR و پارامترهای برهم‌کنش دوتایی برای ترکیب دوجزئی آب‌ترش، امکان پیش‌بینی مقدار k ممکن شده است (0.08190 برای جفت $\text{H}_2\text{O}-\text{H}_2\text{S}$ و 0.2533 برای جفت $\text{H}_2\text{O}-\text{NH}_3$) [۲۳].

۹- شبیه‌سازی واحد آب ترش با برج عریان

کننده دو مرحله ای

در این حالت دو برج با ۲۰ سینی و فشارهای یکسان ($1/7 \text{ kg/cm}^2$) بدون جریان برگشتی عملیات عریان‌سازی را به صورت سری انجام می‌دهند که خوراک هر دو برج از سینی بالایی (سینی شماره ۱) وارد برج می‌شود که در دیاگرام شبیه سازی در نرم افزار آورده شده است (شکل ۴).

۱۰- شبیه‌سازی واحد آب ترش با برج عریان-

کننده دو مرحله‌ای دارای جریان برگشتی

در این حالت از عملیات که به روش آمونیاک سازی معروف می‌باشد، برج اول درواقع برج اصلی جداسازی سولفید هیدروژن می‌باشد. قسمت عمده سولفید هیدروژن در این برج از آب جداسازی می‌شود. این برج دارای یک ریویلر ترموسیفونی، ۲۰ سینی و فشار عملیاتی $2/85 \text{ kg/cm}^2$ و فاقد کندانسور می‌باشد که جریان خوراک از سینی شماره ۷ وارد برج شده و یک جریان برگشتی از محصول نهایی از سینی بالایی (سینی شماره ۱) وارد برج می‌شود. محصول پایینی این برج از سینی شماره ۵ وارد برج دوم می‌شود که در این برج خالص سازی آمونیاک انجام می‌گردد. این برج

^۱ Thermosiphon Reboiler

جدول ۱- مشخصات جریان‌های ورودی و خروجی به برج‌ها در حالت بدون ریفلکس

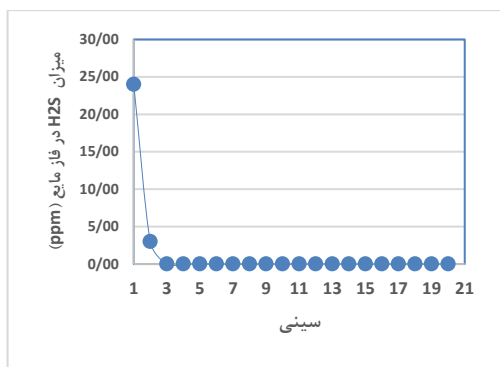
TV-852			
	خوراک	جریان ته برج	جریان بالاسری
جزء فاز گازی	۰/۰۵۹۴	۰	۱/۰
دما (C)	۱۰۷	۱۱۴/۴۴	۱۰۶/۴
فشار (kg/cm ²)	۵	۱/۷۵	۱/۷
جریان جرمی (kg/hr)	۲۹۱۶۲	۲۵۰۴۶	۴۱۱۵
H ₂ S (kmol/hr)	(۲۵۰۰۰ ppm)۳۹/۶۴	(۲۵ ppm)۰/۰	۳۹/۶۴
NH ₃ (kmol/hr)	(۲۵۰۰۰ ppm)۳۹/۶۴	(۲۹۰۰ ppm)۴/۰۲	۳۵/۶۲
H ₂ O (kmol/hr)	۱۵۰۶	۱۳۸۶	۱۲۰
TV-853			
جزء فاز گازی	۰	۰	۱/۰
دما (C)	۱۱۴/۵۴	۱۱۵/۴	۱۱۴/۱۳
فشار (kg/cm ²)	۵	۱/۷۵	۱/۷
جریان جرمی (kg/hr)	۲۵۰۴۶	۲۰۳۷۸	۴۶۶۸
H ₂ S (kmol/hr)	(۲۵ ppm)۰/۰	(۰ ppm)۰/۰	۰/۰
NH ₃ (kmol/hr)	(۲۹۰۰ ppm)۴/۰۲	(۱۸ ppm)۰/۰	۴/۰۲
H ₂ O (kmol/hr)	۱۳۸۶	۱۱۳۱	۲۵۵

جدول ۲- مقایسه نتایج آزمایشگاهی و شبیه‌سازی برای جریان‌های ته برج اول و دوم

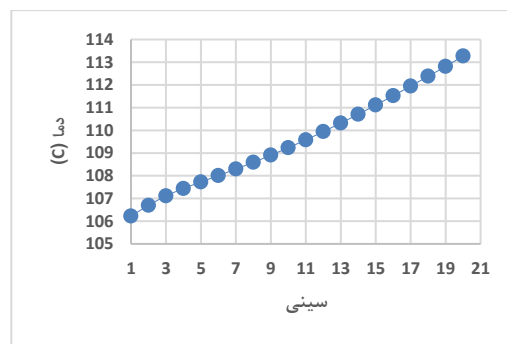
	جریان ته برج اول (خروجی برج اول)		جریان ته برج دوم (محصول)	
	نتایج شبیه‌سازی	نتایج آزمایشگاهی	نتایج شبیه‌سازی	نتایج آزمایشگاهی
H ₂ S (ppm)	۲۵	۲۸	۰	۰
NH ₃ (ppm)	۲۹۰۰	۳۱۰۰	۱۸	۲۲

جدول ۳- مشخصات ورودی و خروجی‌های واحد در حالت بدون ریفلکس

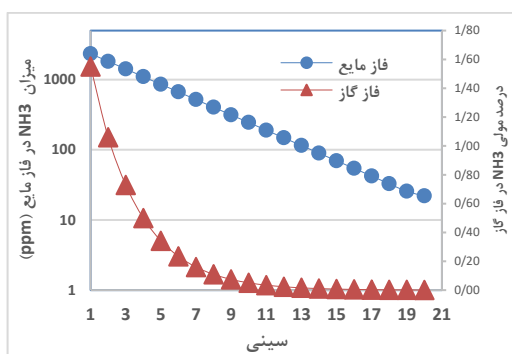
	جریان جرمی (kg/hr)	H ₂ S (kmol/hr)	NH ₃ (kmol/hr)	H ₂ O (kmol/hr)
خوراک واحد	۲۹۱۶۲	(۲۵۰۰۰ ppm)۳۹/۶۴	(۲۵۰۰۰ ppm)۳۹/۶۴	۱۵۰۶
گازهای خروجی از برج اول	۴۱۱۵	۳۹/۶۴	۳۵/۶۲	۱۲۰
گازهای خروجی از برج دوم	۴۶۶۸	۰	۴/۰۲	۲۵۵
محصول واحد	۲۰۳۷۸	۰	۰	۱۱۳۱



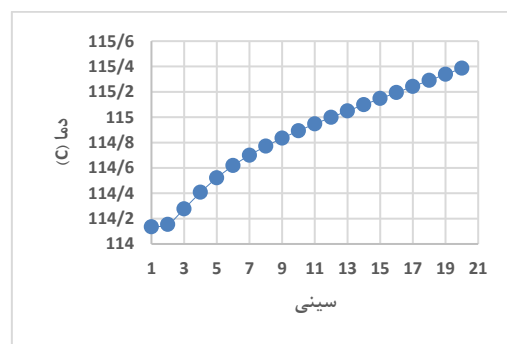
الف



الف



ب



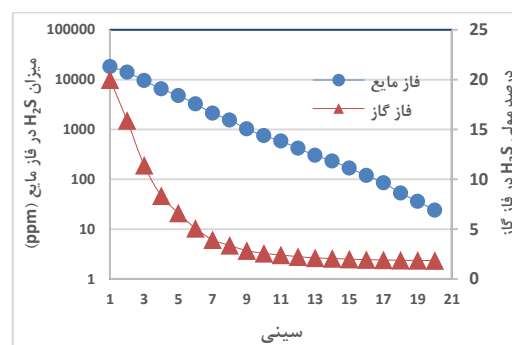
ب

شکل ۶- پروفایل دمایی برج‌های عریان کننده (الف: برج TV-852 ، ب: برج TV-853)

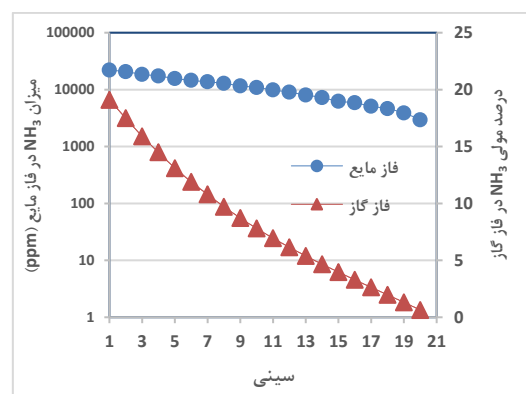
شکل ۸- (الف)- تغییرات میزان H_2S در طول برج دوم در فاز مایع، (ب) تغییرات میزان NH_3 در طول برج دوم در فازهای گاز- مایع

۱۲- شبیه‌سازی واحد آب ترش دارای رفلکس

بازیافت H_2S و از دست دادن آمونیاک در برج بستگی به پارامترهای مختلف فرایند دارد: ۱- درجه حرارت سینی بالایی برج، ۲- فشار برج، ۳- جریان رفلکس. در مورد میزان گرمای ریویولر برج، دامنه‌ی بازیافت H_2S و درصد از دست دادن آمونیاک در برج اول مطالعات شبیه‌سازی تا بدانجا گسترش داده شد که بتوان از طریق آن حداقل جریان بازیافتی را در مورد بازیافت ۹۰ درصد از H_2S در جریان گازهای مازاد و در فشارهای مختلف برج به دست آورد. در محصول نهایی غلظت آمونیاک ۵۰ ppm به صورت قراردادی به‌عنوان یک شاخص تنظیم‌کننده مشخص شده است. متغیرهای دیگر درجه حرارت سینی بالایی برج و مقدار رفلکس می‌باشد. این دو متغیر باهم دیگر نشان‌دهنده‌ی بار حرارتی ریویولر/ کندانسور و درجه حرارت برج می‌باشد که میزان غلظت سولفید هیدروژن و جداسازی آمونیاک را مشخص می‌کند. در جدول ۴ مشخصات جریان‌های ورودی و خروجی از هر برج به صورت جداگانه آورده شده است. مشخصات ورودی و خروجی‌های واحد در جدول ۵ آورده شده است.



الف



ب

شکل ۷- (الف)- تغییرات میزان H_2S در طول برج اول در فازهای گاز - مایع، (ب) تغییرات میزان NH_3 در طول برج اول در فازهای گاز مایع

مورد استفاده قرار می گیرد. همچنین پس از حذف آب در KO-Drum درصد حجمی آمونیاک موجود در جریان گاز بالاسری برج اول حدود ۲۳٪ می رسد که با توجه به شرایط بیان شده در فصل اول می تواند به عنوان خوراک واحد گوگرد سازی باشد و میزان تولید واحد گوگرد سازی نیز افزایش می یابد.

شکل (۹) نشان دهنده پروفایل های دمایی برج های عریان کننده را نشان می دهد. همچنین شکل (۱۰) و شکل (۱۱) تغییرات غلظت H_2S و NH_3 در طول هر دو برج برای فازهای مایع و گاز را نشان می دهند.

در این شرایط برای برقراری جریان ریویولر برج اول kg/hr ۱۸۰۰ و برای برج دوم حدود kg/hr ۶۷۰۰ بخار آب فشار پایین نیازمندیم همانطور که مشاهده می شود نسبت به حالت قبل مصرف بخار بیشتر می باشد ولی در گازهای خروجی از بالاسری برج اول مقدار آمونیاک کمتری از سیستم خارج شده است بنابر این خلوص H_2S این گاز بیشتر می باشد و در نتیجه بجای اینکه در کوره آشغالسوز سوزانده شود (در سیستم قبلی گازهای خروجی از برج اول به علت مقدار بالای آمونیاک در کوره آشغالسوز سوزانده می شود) و وارد محیط زیست شود، در واحد گوگردسازی

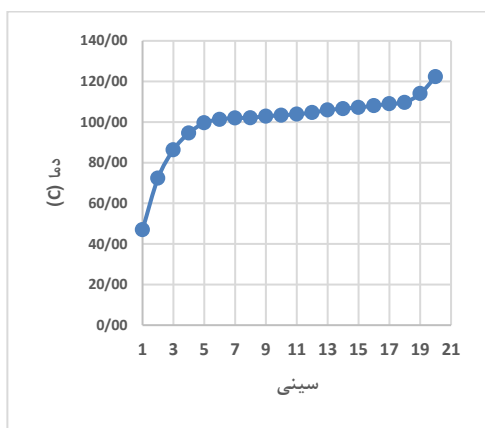
جدول ۴- مشخصات جریان های ورودی و خروجی به برج ها در حالت ریفلاکس دار

TV-852				
جریان برگشتی	جریان بالاسری	جریان ته برج	خوراک	
۰	۱/۰	۰	۰/۰۵۹۴	جزء فاز گازی
۴۰	۵۴	۱۲۲/۳	۱۰۷	دما (C)
۴	۲/۸۵	۳	۵	فشار (kg/cm^2)
۶۸۲۰	۲۰۳۳	۳۳۹۴۸	۲۹۱۶۲	جریان جرمی (kg/hr)
۰	۳۹/۶۴	۰	(۲۵۰۰۰ppm)۳۹/۶۴	H_2S ($kmol/hr$)
۰	۱۲/۴	۲۷/۲۴	(۲۵۰۰۰ppm)۳۹/۶۴	NH_3 ($kmol/hr$)
۳۷۸	۴	۱۸۸۰	۱۵۰۶	H_2O ($kmol/hr$)
TV-853				
۰	۱/۰	۰	۰	جزء فاز گازی
۳۰	۱۱۴/۸	۱۱۶/۳	۱۲۲/۳	دما (C)
۵/۶	۱/۷۵	۱/۸	۶/۴	فشار (kg/cm^2)
۶۱۷۳	۶۲۳۷	۳۳۸۸۵	۳۳۹۴۸	جریان جرمی (kg/hr)
۰/۰	۰/۰	۰/۰	۰	H_2S ($kmol/hr$)
۰/۲۲	۲۷/۵	۰/۰	۲۷/۲۴	NH_3 ($kmol/hr$)
۳۷۰	۳۷۳	۱۸۷۵	۱۸۸۰	H_2O ($kmol/hr$)

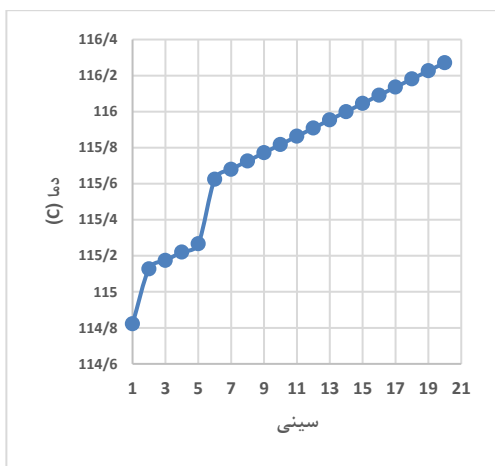
جدول ۵- مشخصات ورودی و خروجی های واحد

	جریان جرمی (kg/hr)	H ₂ S (kmol/hr)	NH ₃ (kmol/hr)	H ₂ O (kmol/hr)
خوراک واحد	۲۹۱۶۲	(۲۵۰۰۰۰ ppm) ۳۹/۶۴	(۲۵۰۰۰۰ ppm) ۳۹/۶۴	۱۵۰۶
گازهای خروجی از برج اول	۲۰۳۳	۳۹/۶۴	۱۲/۴	۴
گازهای خروجی TV-861	۷۵	۰	۲۷/۲	۰/۲۵
محصول واحد	۲۷۰۵۵	۰	۰	۱۰۵۲

از برج اول می‌باشد؛ مشاهده می‌شود که با افزایش دمای انتهای برج میزان جریان مولی NH₃ و H₂S افزایش می‌یابد و مشاهده می‌شود که در دمای حدود ۱۲۰ درجه تمامی H₂S موجود در خوراک وارد گازهای خروجی از برج اول شده و آب خروجی از برج اول عاری از H₂S می‌باشد که در نتیجه می‌توان نتیجه گرفت که بهترین دما برای ته برج اول حدود ۱۲۰ درجه سلسیوس می‌باشد تا هم تمامی H₂S از آب خارج شود و همچنین در برج اول NH₃ بیشتر وارد گازهای خروجی از برج نشود.



الف



ب

شکل ۹- پروفایل دمایی برج‌های عریان‌کننده (الف برج TV-852 ، ب برج TV-853)

۱۳- بررسی پارامترهای موثر بر فرآیند

از آنجایی که یکی از اهداف، افزایش خلوص H₂S در گازهای خروجی از برج اول می‌باشد برای این امر باید میزان NH₃ را در این گازها کاهش دهیم که در واقع این کار باعث می‌شود که میزان NH₃ خروجی از برج دوم افزایش یابد.

۱۳-۱- تاثیر شرایط خوراک

شکل (۱۲-الف) نشان دهنده این است که با افزایش میزان جریان حجمی خوراک آب ترش ورودی جریان مولی NH₃ در گازهای خروجی از برج اول افزایش می‌یابد. همچنین در شکل (۱۲-ب) تاثیر دمای خوراک ورودی بر این پارامتر نشان داده شده است.

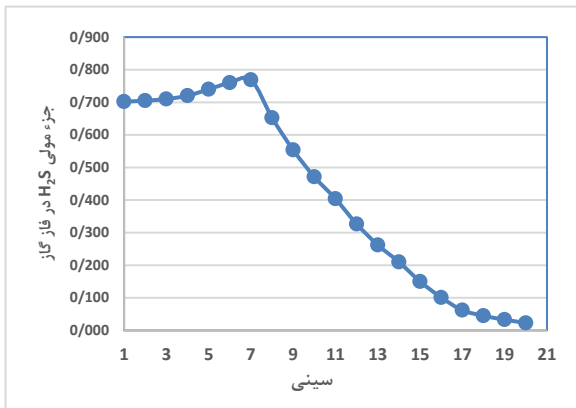
شکل نشان دهنده آن است که با افزایش دمای خوراک جز مولی NH₃ و H₂S تا دمای ۱۰۵ درجه سلسیوس تغییر چندانی نمی‌کند و بعد از آن با افزایش دما جز مولی این دو ماده در گازهای خروجی کاهش پیدا می‌کند همچنین به علت افزایش میزان تبخیر جز مولی H₂O در این گاز بعد از دمای ۱۰۵ درجه سلسیوس افزایش می‌یابد.

۱۳-۲- تاثیر جریان حجمی رفلکس

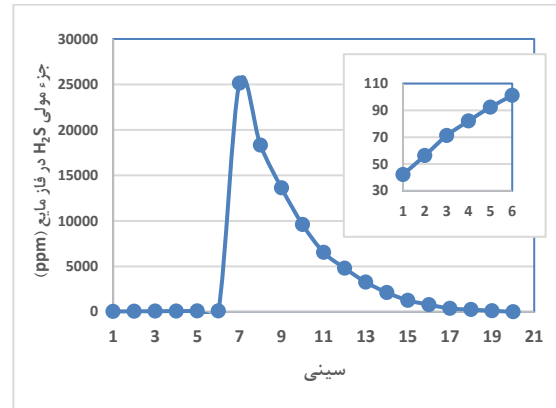
تاثیر افزایش رفلکس به برج اول در شکل آورده شده است که نشان دهنده آن است که با افزایش این جریان تا حدود ۹ m³/hr به شدت میزان جریان مولی گاز NH₃ در برج اول کاهش می‌یابد که در واقع باعث افزایش خلوص H₂S در گازهای خروجی این برج و افزایش جریان این جز در گازهای خروجی از برج دوم می‌شود.

۱۳-۳- تاثیر دمای ته برج اول

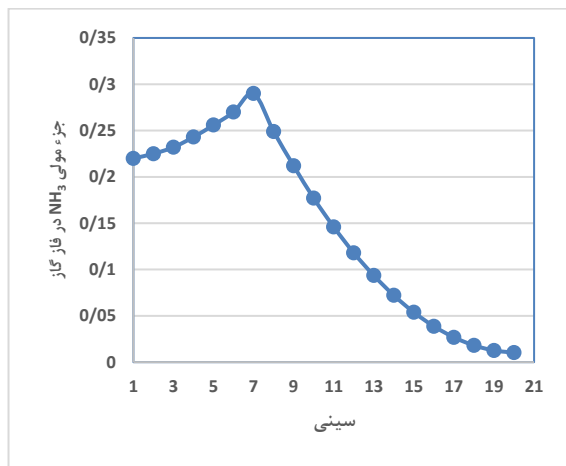
برای افزایش دمای ته برج باید میزان بخار آب مصرفی در ریبولرهای برج‌ها افزایش یابد. شکل ۱۵ نشان دهنده رابطه دمای انتهای برج و میزان مصرف بخار آب می‌باشد. همانطور که مشاهده می‌شود برای افزایش دمای انتهای برج مصرف بخار در ریبولر باید افزایش یابد. شکل (۱۶) نشان دهنده چگونگی تغییرات جریان مولی اجزاء مختلف در گاز خروجی



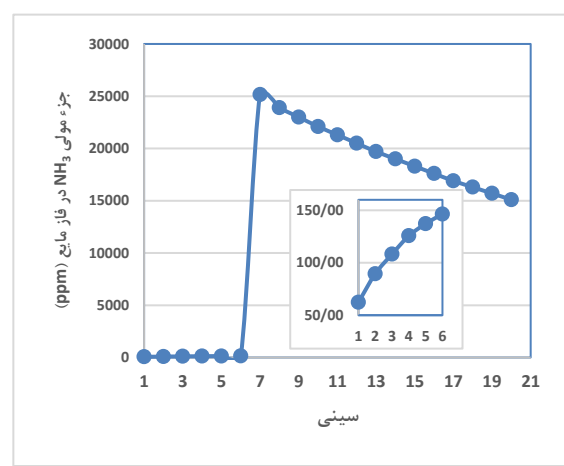
ب



الف

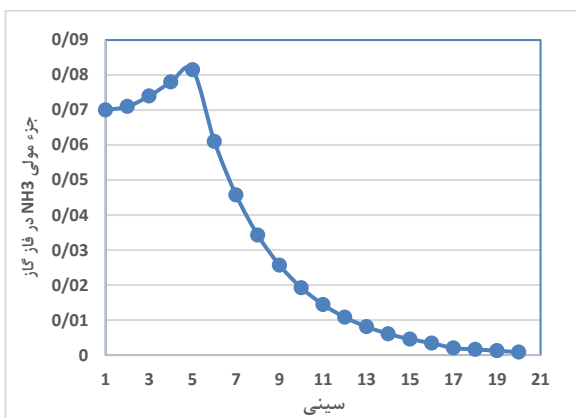


د

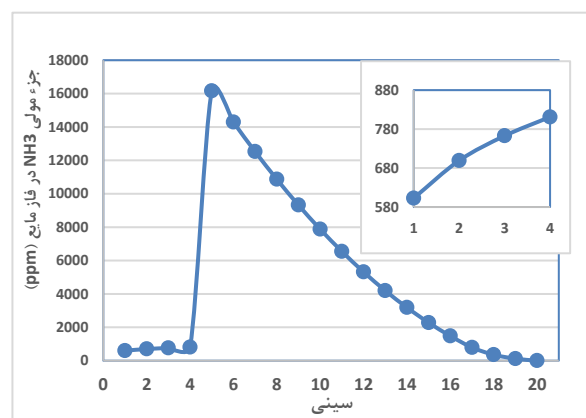


ج

شکل ۱۰- الف)- تغییرات جزء مولی H₂S در فاز مایع در طول برج اول،(ب) تغییرات جزء مولی H₂S در فاز گاز در طول برج اول، (ج) تغییرات جزء مولی NH₃ در فاز مایع در طول برج اول،(د) تغییرات جزء مولی NH₃ در فاز گاز در طول برج اول

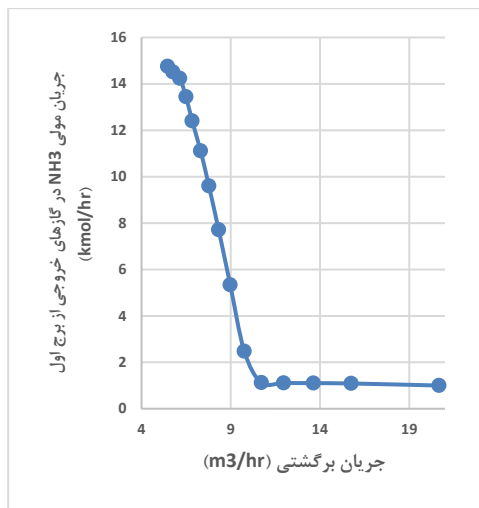


ب

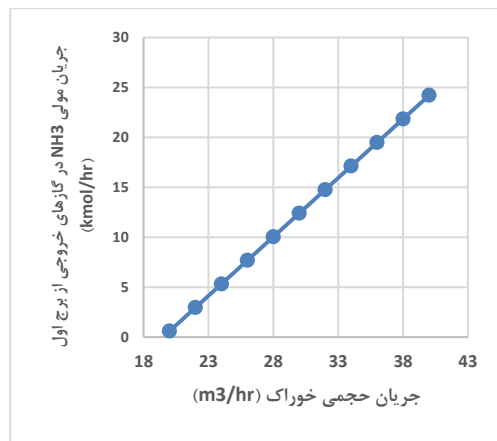


الف

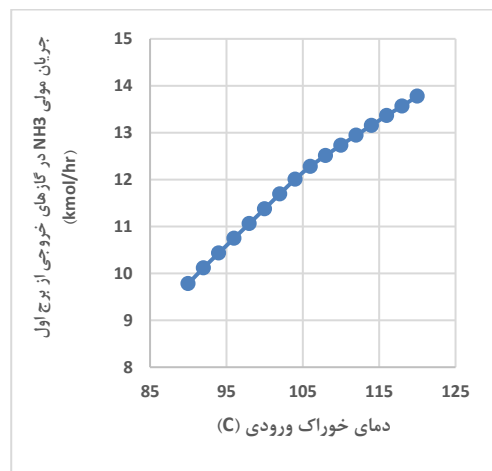
شکل ۱۱- الف)- تغییرات جزء مولی NH₃ در فاز مایع در طول برج دوم،(ب) تغییرات جزء مولی NH₃ در فاز گاز در طول برج دوم



شکل ۱۴- تاثیر جریان برگشتی در میزان جریان مولی موجود در گازهای خروجی از برج اول

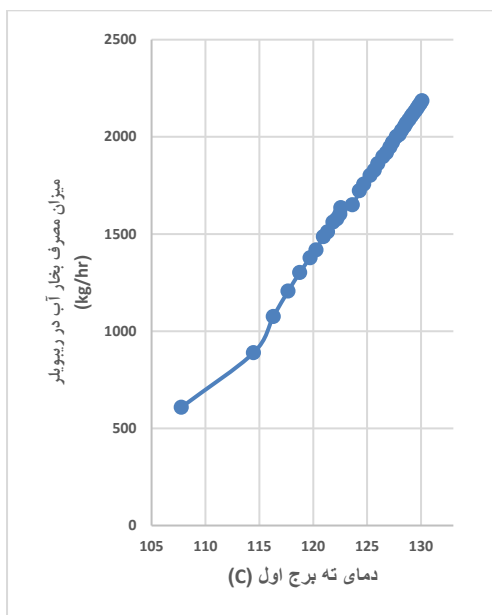


الف



ب

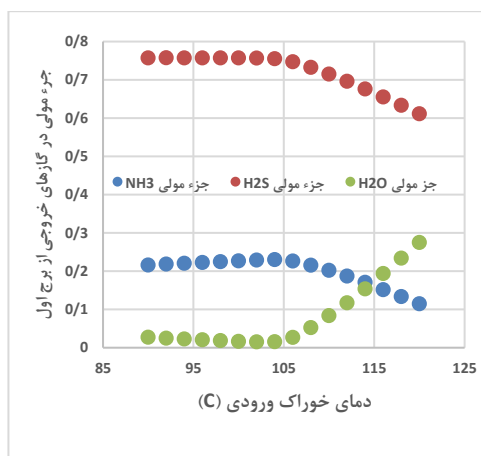
شکل ۱۲- (الف)- تاثیر جریان حجمی خوراک بر میزان جریان مولی NH3 در گازهای خروجی از برج اول، (ب) تاثیر دمای خوراک بر میزان جریان مولی NH3 در گازهای خروجی از برج اول



شکل ۱۵- تغییرات میزان بخار مصرفی با دمای ته برج اول

۱۴- بحث و بررسی نتایج

نتایج بدست آمده از شبیه سازی برج های دفع آب ترش در حالت بدون ریفلکس موید این مطلب است که در برج اول جداسازی سولفید هیدروژن به صورت تقریباً کامل صورت می پذیرد. همچنین آمونیاک نیز تا حدود ۹۰ درصد از آب ترش جدا می گردد. بنابراین در گازهای خروجی از برج اول سولفید هیدروژن و آمونیاک به میزان قابل توجهی حضور خواهند داشت که همین مطلب باعث می شود گاز فوق برای تزریق به واحد گوگرد مناسب نباشد. در گازهای خروجی برج دوم مقدار سولفید هیدروژن در حد ناچیز^۱ و میزان



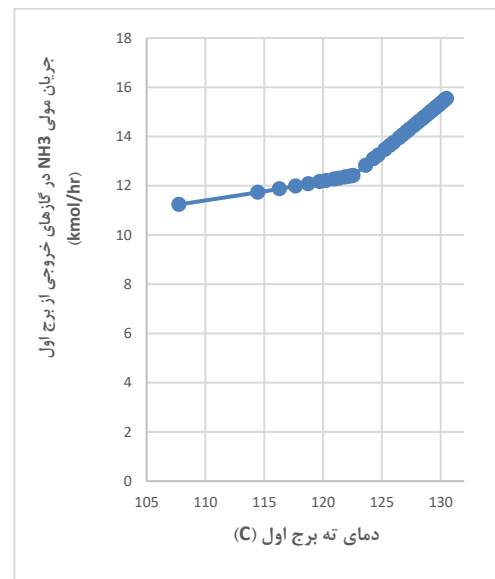
شکل ۱۳- تاثیر دمای خوراک بر جزء مولی اجزا مختلف در گاز خروجی از برج اول

^۱ trace

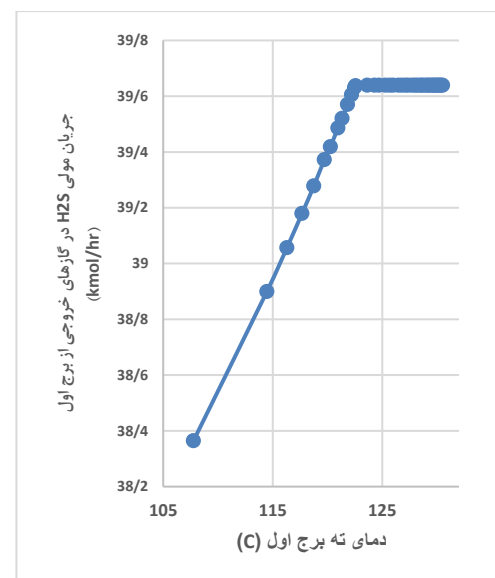
نتایج حاصل از شبیه‌سازی برج‌های دفع آب ترش در حالت با ریفلاکس موید این مطلب است که برج اول بصورت کامل گاز سولفید هیدروژن را جدا می‌نماید، همچنین میزان جداسازی آمونیاک در برج اول در حد ۳۰ درصد می‌باشد. بنابراین گازهای خروجی برج اول قابلیت تزریق به کوره مافل واحد گوگردسازی به عنوان خوراک را دارد. همچنین میزان گازهای سولفید هیدروژن و آمونیاک در محصول آب تصفیه شده در حد ناچیز می‌باشد که نشان‌دهنده عملکرد مناسب برج‌های دفع آب ترش می‌باشد. در این حالت آب تصفیه شده برای تزریق به وسل‌های نمک زدای واحد تقطیر به این واحد ارسال می‌گردد. همچنین گازهای خروجی برج اول به عنوان بخشی از خوراک واحد گوگردسازی مورد استفاده قرار می‌گیرد. همچنین گازهای خروجی از برج دوم قابلیت استفاده در طرح‌های آمونیاک‌سازی را داراست. همچنین می‌توان گازهای فوق را به کوره آشغال‌سوز هدایت کرد. در حالت برج با ریفلاکس میزان بخار مصرف‌شده در ریبویلرها بیشتر از میزان بخار مصرفی در حالت بدون ریفلاکس خواهد بود.

در حالت ریفلاکس‌دار، دمای سینی‌های بالایی در حدود ۴۰ درجه خواهد بود که متاثر از جریان ریفلاکس برقراری با دمای حدود ۳۵ درجه سانتی‌گراد می‌باشد. همین قضیه منجر به انحلال بخش اعظمی از گازهای آمونیاک توسط ریفلاکس شده و به پایین برج اول انتقال داده می‌شود و منجر به جداسازی نسبی سولفید هیدروژن از آمونیاک در برج اول می‌شود. لازم به ذکر است جریان ریفلاکس برج اول از جریان آب تصفیه شده خروجی واحد تامین می‌شود. از رسم پروفایل غلظت سولفید هیدروژن در فاز مایع بر حسب سینی‌ها مشخص است که در سینی‌های بالای سینی خوراک در برج اول تقریباً غلظت سولفید هیدروژن در فاز مایع در حد صفر می‌باشد. در محل ورود خوراک به برج ناگهان غلظت سولفید هیدروژن در فاز مایع افزایش می‌یابد و میزان این گاز در فاز مایع در سینی‌های زیرین سینی خوراک روند نزولی را طی کرده و در کف برج به حد صفر میل می‌نماید. همچنین جز مولی گاز سولفید هیدروژن در فاز گاز از سینی شماره ۲۰ (کف برج) تا سینی خوراک روند رو به افزایش را نشان می‌دهد. در سینی خوراک با افزایش خوراک و تبخیر جزئی آن جز مولی این گاز در فاز گاز کاهش می‌یابد. همچنین پروفایل غلظت آمونیاک در فاز مایع موید این مطلب است که در جز مایع روی سینی اول

آمونیاک نیز در حد ۱۸ پی پی ام می‌باشد. بنابراین عملکرد کلی واحد در حالت بدون ریفلاکس در حد قابل قبول می‌باشد ولی گازهای خروجی از برج‌ها باید به کوره آشغال‌سوز هدایت شوند که از لحاظ زیست محیطی مطلوب نمی‌باشد. همچنین نتایج حاصل از شبیه‌سازی مطابقت خوبی با نتایج آزمایشگاهی دارد. پروفایل دمایی سینی‌های برج روند نزولی از پایین به بالای برج دارد و میزان تغییرات آن در برج اول بیشتر از برج دوم می‌باشد.



الف



ب

شکل ۱۶- الف) تاثیر دمای ته برج به جریان مولی NH_3 در گازهای خروجی از برج اول (ب) تاثیر دمای ته برج به جریان مولی H_2S در گازهای خروجی از برج اول

گرا، میزان آمونیاک در گازهای خروجی از برج اول افزایش خواهد یافت که مطلوب نیست. بنابراین بهترین بهترین دمای توصیه شده برای کف برج اول ۱۲۰ درجه سانتی گراد می باشد.

۱۵- نتیجه گیری

در بسیاری از فرایندهای پالایشگاهی نفت و صنایع پتروشیمی از بخار آب به عنوان عامل عریان کننده در فرایند تقطیر و به عنوان یک رقیق کننده جهت کاهش فشار جزئی در شکست حرارتی و یا کاتالیستی استفاده می شود. کندانس بخار آب معمولاً به طور مداوم با کندانس هیدروکربن ها در حضور فاز بخار هیدروکربنی حاوی هیدروژن سولفید صورت می گیرد. بنابراین کندانس بخار آب معمولاً حاوی هیدروژن سولفید بوده که به آب ترش معروف است. به دلیل تزریق آمونیاک به بالای برج تقطیر به منظور جلوگیری از خوردگی و نیز به جهت هیدروژناسیون مواد نفتی نیتروژن دار در واحدهای کاتالیستی آب ترش تولیدی حاوی نیز خواهد بود. هدف از نصب واحد تصفیه آب ترش جدا کردن ترکیبات هیدروژن سولفید و آمونیاک از آب های واحدهای پالایشگاهی می باشد که در این واحد جمع آوری شده و به درجه ای از خلوص رسانده می شود که در دستگاه نمک زدایی نفت خام واحد تقطیر به عنوان آب ترش عریان شده، به کار گرفته می شود. واحد آب ترش پالایشگاهها معمولاً دارای دو برج عریان سازی به صورت سری می باشد در مقاله حاضر به شبیه سازی واحد فوق پرداخته شد و نتایج حاصل از شبیه سازی نشان داد که از جنبه زیست محیطی، بهتر است در واحدهای تصفیه آب ترش از برج هایی توأم با جریان ریفلاکس استفاده شود. چرا که استفاده از چنین برج هایی منجر به کاهش میزان گازهای ارسالی به کوره اشغال سوز گردیده و در نتیجه آلودگی ناشی از سوختن چنین گازهایی کاهش می یابد. همچنین از جنبه اقتصادی در صورتی که گازهای خروجی از برج اول قابلیت تزریق به کوره مافل واحد گوگرد سازی را داشته باشند (برج هایی با جریان ریفلاکس)، منجر به تولید گوگرد بیشتر خواهد شد که اهمیت اقتصادی فرآیند را نشان می دهد.

تقدیر و تشکر

نویسندگان از دانشگاه آزاد اسلامی واحد اهر تقدیر و تشکر می کنند.

بالای برج اول (جریان ریفلاکس) میزان آمونیاک در حد ناچیز بوده و فاز مایع با حرکت به سمت پایین جریان آمونیاک را در خود حل کرده و غلظت آن افزایش می یابد تا شاهد افزایش ناگهانی و بسیار زیاد غلظت این ماده در سینی خوراک باشیم. روند غلظت در سینی های پایین برج خوراک روند نزولی داشته تا به سینی انتهایی برج (سینی کف برج) برسیم.

بررسی تاثیر دمای خوراک ورودی به برج اول بر میزان جریان مولی آمونیاک در گازهای خروجی از برج اول موید این مطلب است که با افزایش دمای ورودی خوراک، میزان جریان مولی آمونیاک در گازهای خروجی از برج اول افزایش پیدا خواهد کرد. بنابراین باید میزان ریفلاکس را افزایش داد تا جریان مولی گاز فوق در خروجی برج اول کاهش یابد و گازهای فوق قابلیت تزریق به کوره مافل واحد گوگرد سازی را داشته باشند.

همچنین با افزایش دمای خوراک، جرمولی NH_3 و H_2S در گازهای خروجی از برج اول تا دمای ۱۰۵ درجه سلسیوس تغییر چندانی نمی کند و بعد از آن با افزایش دما، جرمولی این دو ماده در گازهای خروجی کاهش پیدا می کند. همچنین به علت افزایش میزان تبخیر، جرمولی آب در گازهای خروجی بعد از دمای ۱۰۵ درجه سلسیوس افزایش می یابد.

تاثیر افزایش ریفلاکس به برج اول نشان دهنده آن است که با افزایش این جریان تا حدود ۹ متر مکعب بر ساعت جریان مولی گاز آمونیاک در گازهای خروجی از برج اول کاهش می یابد که در واقع باعث افزایش خلوص سولفید هیدروژن در گازهای خروجی برج اول می شود. با افزایش میزان ریفلاکس به بیش از ۹ متر مکعب در ساعت تغییر محسوسی در کاهش آمونیاک در گازهای خروجی از برج اول مشاهده نمی گردد بنابراین افزایش ریفلاکس به بیش تر از ۹ متر مکعب در ساعت توصیه نمی شود.

با بررسی تاثیر افزایش دمای کف برج اول بر جریان مولی گازهای خروجی از برج اول می توان نتیجه گرفت که با افزایش دمای کف برج اول تا ۱۲۰ درجه سانتیگراد تمامی گازهای سولفید هیدروژن از جریان مایع خارج شده و وارد گازهای خروجی از برج اول می شود. همچنین با افزایش بیش از حد دمای کف برج اول به بیش از ۱۲۰ درجه سانتی

مراجع

- [1] T. Acheampong and A.G. Kemp. "Health, safety and environmental (HSE) regulation and outcomes in the offshore oil and gas industry: Performance review of trends in the United Kingdom Continental Shelf." *Safety Science* 148 (2022): 105634.
- [2] B. Zamora, and A.S. Kaiser. "Comparative efficiency evaluations of four types of cooling tower drift eliminator, by numerical investigation." *Chemical Engineering Science* 66, no. 6 (2011): 1232-1245.
- [3] L. Matijašević, A. Vučković, and I. Dejanović. "Analysis of cooling water systems in a petroleum refinery." *Chemical and Biochemical Engineering Quarterly* 28, no. 4 (2014): 451-457.
- [4] M.A. Gadalla, A. Mamdouh, A. Ghallab, A.M. Mansour, F.H. Ashour, and H.A. Elazab. "New Efficient Configurations for Sour Wastewater Treatment." *Recent Innovations in Chemical Engineering (Formerly Recent Patents on Chemical Engineering)* 15, no. 1 (2022): 14-30.
- [5] A. Nag. *Distillation & hydrocarbon processing practices*. PennWell Books, 2015.
- [6] M.R. Khan, ed. *Advances in clean hydrocarbon fuel processing: Science and technology*. Elsevier, 2011.
- [7] A.Y. Ibrahim. "Performance assessment of a sulphur recovery unit." *Petroleum and Petrochemical Engineering Journal* 5, no. 1 (2021): 1-9.
- [8] S. Hewlett. "Investigating the potential of industrial waste stream ammonia as a fuel for low carbon, gas turbine power generation." PhD diss, Cardiff University, 2021.
- [9] M. Meena, P. Sonigra, G. Yadav, and T. Barupal. "Wastewater treatment techniques: An introduction." *Removal of Emerging Contaminants Through Microbial Processes* (2021): 161-182.
- [10] D. Lee, J.M. Lee, S.Y. Lee, and I.B. Lee. "Dynamic simulation of the sour water stripping process and modified structure for effective pressure control." *Chemical Engineering Research and Design* 80, no. 2 (2002): 167-177.
- [11] A.Y. Ibrahim, F.H. Ashour and M.A. Gadalla. "Refining plant energy optimization." *Alexandria Engineering Journal* 60, no. 5 (2021): 4593-4606.
- [12] J. Bellen. "Design of sour water stripping system." *In Proceedings of the 70th Philippine Institute of Chemical Engineers Annual National Convention*, Davao City, Philippine, pp. 25-27, 2009.
- [13] R.H. Weiland, and N.A. Hatcher. "Sour water strippers exposed." *In Laurence Reid Gas Conditioning Conference*, Norman, Oklahoma. 2012.
- [14] W. Zhi-Qiang, W. Sheng-Yuan, Z. Bing-Jian and C. Qing-Lin. "Simulation, analysis and energy-use improvement of a two-tower sour water stripping unit." *Petroleum Processing and Petrochemicals* 43, no. 4(2012):80.
- [15] S.Y. Lee, J.M Lee, D. Lee and I.B Lee. "Improvement in steam stripping of sour water through an industrial-scale simulation." *Korean Journal of Chemical Engineering* 21 (2004): 549-555.
- [16] C.L. Rhodes. "The process simulation revolution: Thermophysical property needs and concerns." *Journal of Chemical & Engineering Data* 41, no. 5 (1996): 947-950.
- [17] R. Gani and E.N. Pistikopoulos. "Property modelling and simulation for product and process design." *Fluid Phase Equilibria* 194 (2002): 43-59.
- [18] I.D. Chaves, J.R. López, J.L. Zapata, A.L. Robayo and G.R. Niño. *Process analysis and simulation in chemical engineering*. Cham: Springer, 2016.
- [19] P.S. Roy, and M.R. Amin. "Aspen-HYSYS simulation of natural gas processing plant." *Journal of Chemical Engineering* 26 (2011): 62-65.
- [20] C. Matthews. *Engineers' data book*. John Wiley & Sons, 2011.
- [21] R. Schefflan. *Teach yourself the basics of Aspen Plus*. John Wiley & Sons, 2016.
- [22] A. Karimi, H. Soltani and A. Hasanzadeh. "An analysis of increasing the purity of ethylene production in the ethylene fractionation column by the genetic algorithm." *Chemical Product and Process Modeling* 15, no. 3 (2020): 20190088.
- [23] A. Hysys and A.H.C. Guide. "Aspen Technology Inc." Cambridge, MA (2006).