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 105^0C, 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 m3/hr, the molar flow rate of NH3 gas in the first tower decreases drastically, which actually increases the purity of H2S 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 NH3 and H2S increases and at a temperature of about 120 0C, all the H2S in the feed enters the exit gases from the first tower and the exit water from the first tower is free of H2S. As a result, it can be concluded that the best temperature for the bottom of the first tower is about 120 0C so that all the H2S is removed from the water and NH3 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

مقاله پژوهشی

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

حسن شهیدی[۱] ، محراب فلاحی سامبران[۱،*]

اطلاعات مقاله

دریافت مقاله: ۱۴۰۲/۰۷/۲۹
بازنگری مقاله: ۱۴۰۳/۰۳/۲۶
پذیرش مقاله: ۱۴۰۳/۰۴/۰۳

واژگان کلیدی:
شبیه‌سازی،
آب ترش،
سولفید هیدروژن،
آمونیاک،
پالایشگاه نفت.

چکیده

در این پژوهش به بررسی واحد آب ترش و شبیه‌سازی آن و همچنین امکان جداسازی آمونیاک پرداخته شد. واحد آب ترش پالایشگاه‌ها معمولا دارای دو برج عریان‌سازی به صورت سری می‌باشد. 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 می‌یابد. با افزایش دمای خوراک جزمولی NH_3 و H_2S تا دمای ۱۰۵ درجه سلسیوس تغییر چندانی نمی‌کند و بعد از آن با افزایش دما، جزمولی این دو ماده در گازهای خروجی کاهش پیدا می‌کند. با افزایش رفلاکس به برج اول تا حدود m^3/hr ۹ به شدت میزان جریان مولی گاز NH_3 در برج اول کاهش می‌یابد که در واقع باعث افزایش خلوص H_2S در گازهای خروجی این برج و افزایش جریان این جز در گازهای خروجی از برج دوم می‌شود. همچنین، با افزایش دمای انتهای برج، جریان مولی NH_3 و H_2S افزایش می‌یابد 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 می‌شود که در نتیجه می‌توان نتیجه گرفت که بهترین دما برای ته برج اول حدود ۱۲۰ درجه سلسیوس می‌باشد تا هم تمامی H_2S از آب خارج شود و همچنین در برج اول NH_3 بیشتر وارد گازهای خروجی از برج نشود .

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[۱]

آب یکی از ارزان‌ترین و در دسترس‌ترین منابع طبیعی به حساب می‌آید 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 بی‌رویه آب در این صنایع موجب شد تا با فشار مردم و علی‌الخصوص طرفداران محیط زیست قوانین حفاظت از محیط زیست و منابع طبیعی توسط دولت‌ها وضع گردد[۱]. کشور ما ایران از جمله کشورهای کم آب به حساب می‌آید و با توجه به مصرف زیاد آب در صنعت اول کشور یعنی صنعت نفت و گاز، به کارگیری تمامی ظرفیت‌های موجود جهت بهینه‌سازی مصرف آب و بازیابی آب در این صنعت امری غیرقابل انکار است. صنایع پالایشی از جمله صنایع پرمصرف آب به حساب می‌آید. براساس آمار جهانی میزان مصرف آب در پالایشگاه‌ها متغیر بوده و از ۵۰ الی ۶۰ گالن برای پالایشگاه‌های با عملکرد پایین، ۱۰ الی ۲۰ گالن برای پالایشگاه‌های با عملکرد بالا به ازای هر بشکه نفت خام متغیر است[۲]. برج‌های خنک کننده به روش "تر" از واحدهای پرمصرف آب می‌باشد و به نحوی که حدود ۵۰٪ کل آب خام مصرفی پالایشگاه را به خود اختصاص می‌دهند. همچنین آب به عنوان خنک‌کننده

* پست الکترونیک نویسنده مسئول: Mehrab.fallahi@aut.ac.ir.
۱. دانشکده مهندسی شیمی، دانشگاه آزاد اسلامی واحد اهر

استناد به این مقاله:
شهیدی, حسن, و فلاحی, محراب. (۱۴۰۳). شبیه سازی واحد تصفیه آب ترش در پالایشگاه نفت با در نظر گرفتن جداسازی آمونیاک. مدل سازی در مهندسی, ۲۲(۷۹), ۵۹-۷۷. doi: 10.22075/jme.2024.32113.2547

در مبدل‌های حرارتی، پمپ‌ها و کمپرسورها نقش بسزایی دارد. در برخی موارد آب به عنوان شست‌وشو دهنده مواد نفتی جهت حذف ناخالصی‌ها و یا تمیز کاری ظروف استفاده شده و به صورت کاملا آلوده به سیستم تصفیه فاضلاب و واحد تصفیه آب ترش پالایشگاه ارسال می‌گردد که تصفیهٔ این پساب‌ها علاوه بر هزینه‌های فراوان مالی، آثار مخرب و گاهاً جبران‌ناپذیر زیست‌محیطی 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 روبی 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 پالایشگاه‌های 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 می‌گیرد 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 می‌شود.

مقاله حاضر بر مبنای روش‌های 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 خورندگی 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 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 ذخیره‌سازی پس از عبور از مبدل حرارتی توسط آب گرم عریان شده از ته عریان ساز گرم می‌شود و به برج وارد می‌گردد. هنگامی‌که آب‌ترش به پایین برج می‌رسد، سولفید هیدروژن و آمونیاک با ورود بخارمستقیم به ته برج و یا گازهای حاصل از جریان ریبویلر عریان سازی می‌گردد. برای جوشاندن آب‌ترش و ایجاد مسیر ریبویلر در فشار عملیاتی برج با بخار کم فشار از یک ریبویلر استفاده می‌شود. از نظر تجهیزات، یک برج عریان ساز می تواند، جریان برگشتی، جریان پمپ گردشی[1] را دارا باشد و یا فاقد هر دوی آن‌ها باشد که باتوجه به نیاز از این موارد استفاده می‌شود.

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 قرارگرفته 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

[1] Pump around

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 درخوراک واحد گوگردسازی باعث بروز مشکلاتی در نگهداری و عملیات واحد می شود. این ناخالصی ها موجب افزایش آلودگی محیط زیست و افزایش هزینه‌های 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 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[1] (بازیابی گازهای خروجی از واحد آب ترش) ب) فرآیند WWT[2] (بازیابی جریان های مستقل آمونیاک و سولفید هیدروژن از محلول آب ترش) ج) فرآیند تثبیت آمونیاک[3] 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 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 افزیش 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].

درنمونه 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 می‌شد. لذا یک فرمول غیرخطی جدید با استفاده از داده های تجربی برازش شده است که علاوه بر کاهش میزان مصرف بخار، منجر به از بین رفتن نوسانات وکاهش 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

[1] Anamox
[2] Waste Water Treatment
[3] Amonia Fixation

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

ازجمله کارهای انجام شده دیگر می‌توان به مطالعه انجام‌شده بروی روش‌های جداسازی گازهای NH_3 و H_2S 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 به‌صورت 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 ویژگی های برج عریان سازی آب ترش با استفاده از شبیه سازی در مقیاس صنعتی بررسی شده است. با توجه به نتایج بدست آمده چند توصیه برای دستورالعمل فرایند بیان می شود: دمای خوراک بالا، نیاز به یک بخش اصلاح، نرخ بالای رفلاکس و ساختار اصلاح شده با استفاده از Pump-Around. ساختار دستور العمل 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 موردتوجه قرار می‌گیرد. به‌خصوص در رشته‌های فنی-مهندسی این امر بیشتر به چشم می‌خورد. نرم‌افزار هایسیس[1] و متلب[2] در شبیه‌سازی و مدل‌سازی واحدهای تولیدی صنایع شیمیایی، صنایع نفت، گاز و پتروشیمی کاربرد فراوان دارند. شبیه‌سازی درواقع 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. درصورتی‌که اگر بخواهیم داده‌ها را به‌وسیله ساخت پایلوت یا واحد واقعی به دست آوریم، مجبور به‌صرف 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 عریان سازی آب ترش

از فرایند عریان 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 فرایند عریان سازی آب‌ترش رساندن غلظت آمونیاک به مقدار کمتر از ۵۰ppm و غلظت سولفید هیدروژن به مقدار کمتر از ppm ۱۰ می‌باشد به‌نحوی‌که بتوان دوباره از این آب در پالایشگاه استفاده کرد و یا به‌عنوان یک جریان بی‌خطر آن را به محیط‌زیست برگرداند.

یکی از مهمترین سرویس های جانبی در عملکرد پالایشگاه ها و صنایع پتروشیمی آب می‌باشد، مسئله مدیریت منابع آب به دلیل محدودیت منابع مورداستفاده توسط یک مجتمع پالایشگاهی ازیک‌طرف و توجه به مسائل زیست‌محیطی و وضع قوانین مربوط به محدودیت در تولید منابع آلوده‌کننده محیط‌زیست در اکثر پالایشگاه‌های دنیا به‌شدت موردتوجه قرارگرفته 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 فرایند می‌توان عملکرد سیستم را بهبود بخشید [۱۵].

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

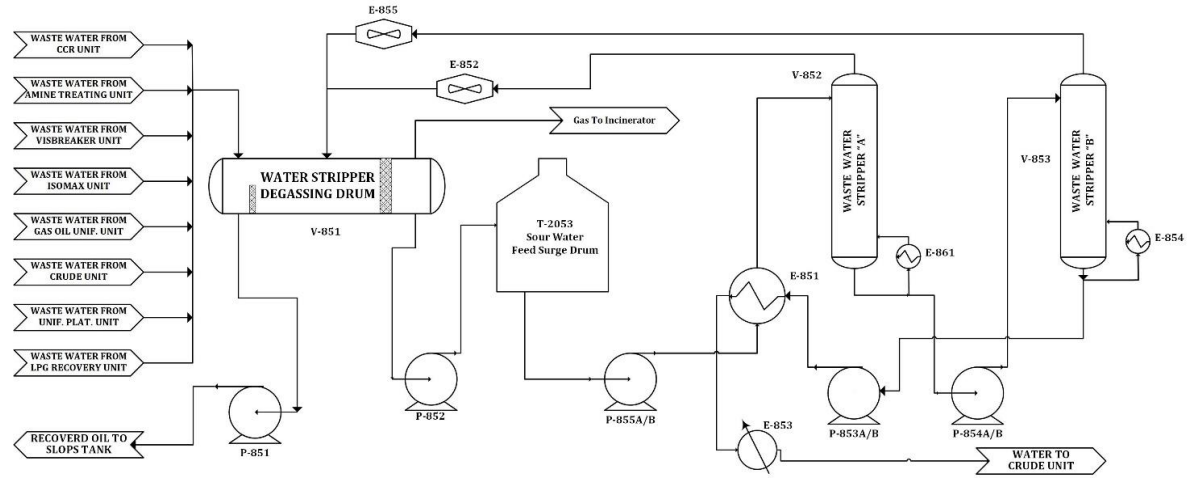
[1] HYSYS

[2] MATLAB

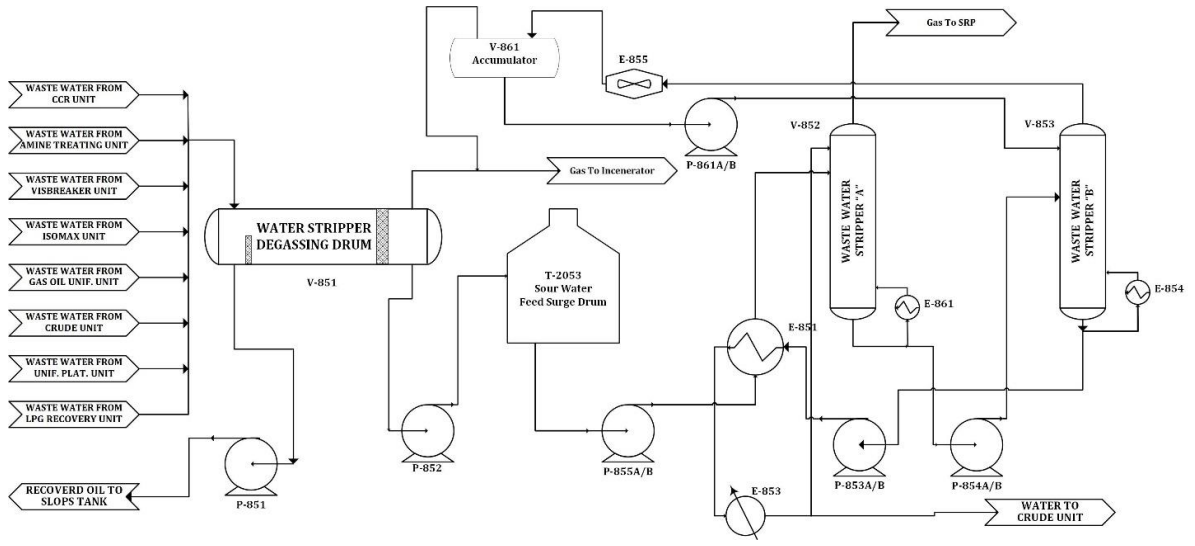
تصفیه آب حاوی سولفید هیدروژن و آمونیاک استفاده می‌شود.

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 ($۱/۷kg/cm^2$) 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 هردو برج بدون جریان برگشتی می‌باشند (شکل 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 ($۲/۸۵kg/cm^2$) و خوراک از سینی شماره ۷ (از بالا) وارد برج شده و ته برج اول از سینی شماره ۵ برج دوم با فشار ($۱/۷kg/cm^2$) وارد می شود. جریان‌های برگشتی برای هر دو برج از بالای برج برقرار می‌شود. جریان برگشتی برج اول قسمتی از محصول واحد می باشد و جریان برگشتی برج دوم میعانات گاز های بالاسری برج دوم می‌باشد.



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 دومرحله ای دارای جریان برگشتی

۴- مدلسازی و مراحل آن

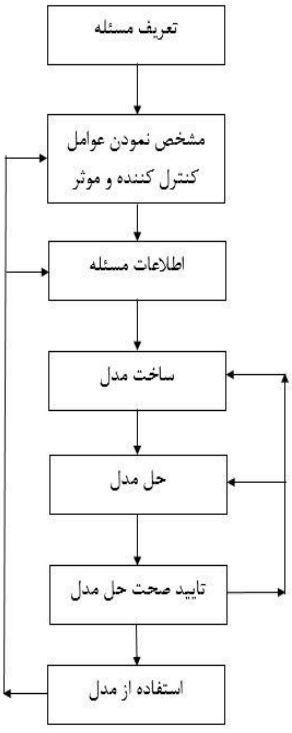
با توجه به ترتیب مراحل مدلسازی در این تحقیق که در شکل (۲) نشان داده‌شده است در مرحله اول باید صورت‌مسئله تعریف‌شده و پس از مشخص نمودن عوامل

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.

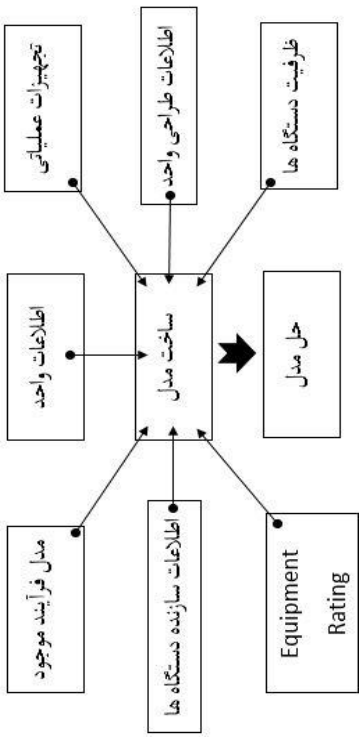
در دستورالعمل مدل‌سازی بالا، مرحله ساخت مدل را بسته به اطلاعات جمع‌آوری‌شده برای وارد نمودن به شبیه‌سازی، می‌توان به مراحل دقیق‌تر و ریزتری تقسیم کرد. شبکه اطلاعاتی و امکانات مختلف برای تهیه اطلاعات و ساختن مدل در شکل (۳) نشان داده‌شده است.

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



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 ریبویلر 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 آشغالسوز 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 می باشد که توانایی حل گازهای آمونیاک و برگشت مجدد آن ها به داخل برج اول را داشته باشد.

نتیجه‌ی این کار نشان می‌دهد که فشار عملیاتی برج اول نقشی کلیدی در از دست دادن سولفید هیدروژن این برج بازی می‌کند.

در پالایشگاه مورد نظر آب‌ترش دربرگیرنده‌ی سطوح قابل‌توجهی از سولفید هیدروژن و آمونیاک می‌باشد. غلظت آمونیاک و سولفید هیدروژن در حدود ppm ۲۵۰۰۰ در جریان خوراک واحد آب‌ترش تخمین زده می‌شود. واحد عریان ساز آب‌ترش با ظرفیت m^3/hr ۳۳ پساب ناشی از واحدهای گوناگون طراحی گردیده است. در حال حاضر این واحد با ظرفیت ۳۰ تا m^3/hr ۳۵ خوراک در سرویس می باشد. در آینده، با ایجاد تغیراتی، خوراک می‌تواند به m^3/hr ۴۷ افزایش یابد. علاوه بر آن، یک سیستم عریان ساز دومرحله‌ای در حال حاضر وجود دارد که در آن برج اول در فشار تقریباً kg/cm^2 ۱/۷ عمل می‌کند. عملیات اولیه‌ی واحد عریان ساز نشان داده است که تولید یک جریان با آمونیاک غنی ممکن می‌باشد. هدف مدیریت بازیافت آمونیاک با استفاده از واحد عریان ساز می‌باشد.

در این واحد آب ترش پالایشگاه امکان عریان‌سازی آب‌ترش به دو صورت امکان‌پذیر 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[1] وجود دارد که جریان برگشتی برج اول جریانی از محصول نهایی و جریان برگشتی برج دوم حاصل خنک کردن جریان گازهای بالاسری برج دوم می‌باشد.

۷- فرضیات شبیه‌سازی

فرض‌هایی که برای سیستم جهت شبیه‌سازی در نظر گرفته‌شده عبارت‌اند از : ۱- سیستم به‌صورت پایدار فرض شده و از هرگونه رفتار دینامیکی صرف‌نظر شده است. ۲- سیستم کاملاً آدیاباتیک بوده و هیچ‌گونه انتقال انرژی با محیط خارج وجود ندارد. فرض بر این است که خوراک واحد عریان ساز دارای شرایط زیر می‌باشد: جریان = m^3/hr ۳۰، درجه حرارت خوراک ورودی به واحد ۴۰ درجه سانتی‌گراد، فشار خوراک ورودی به واحد = kg/cm^2 ۵، غلظت آمونیاک = ppm ۲۵۰۰۰، غلظت سولفید هیدروژن = ppm ۲۵۰۰۰. شایان ذکر است در سیستم‌های تصفیه آب ترش مقدار بازده سینی‌ها عموماً بسیار کم و در حدود ۴۰٪ می باشد [۲۰].

۸- انتخاب معادله

یکی از مهمترین قسمت شبیه‌سازی یک واحد عملیاتی انتخاب معادله حالت حاکم بر شبیه‌سازی می‌باشد؛ در این شبیه‌سازی با توجه به نوع عملیات و مواد انتخاب‌شده، بهترین گزینه معادله حالت مربوط به پنگ‌رابینسون(PR)[2] در نظر گرفته شده است. به‌طورکلی، مدل ترمودینامیکی با توجه به مواد موجود در فرآیند، شرایط عملیاتی مانند دما و فشار و در نهایت فازهای موجود در فرآیند انتخاب می‌شود[۲۱, ۲۲].

۸-۱- معادله حالت پنگ رابینسون

مدل پنگ رابینسون برای محاسبات تعادل مایع بخار (VLE[3]) همانند محاسبه دانسیته مایع در سیستم‌های هیدروکربن ایده‌آل می‌باشد. چندین مورد ارتقا به مدل اصلی PR اعمال شده است تا گستره دامنه کاربرد آن افزایش یابد و همچنین باعث بهبودی پیش‌بینی‌های این مدل در مورد سیستم‌های غیرایده‌آل گردد. با این حال برای سیستم‌های بسیار غیرایده‌آل استفاده از مدل های فعالیت[4] توصیه می‌شود. بسته PR دارای دقت بالایی در سیستم‌های تک، دو و یا سه فازی می‌باشد، همچنین دارای درجه کارایی بالا و قابلیت اطمینان بالا می‌باشد، این بسته قابل اجرا در یک طیف گسترده‌ای از شرایط است: دامنه دمایی بیش از C ۲۷۱- و دامنه فشار کمتر از ۱۰۰۰۰۰kPa یا psia ۱۵۰۰۰. معادله حالت PR برای کاربردهای پتروشیمی، گاز و نفت توصیه شده است. بطور کلی از این بسته می‌توان برای شبیه سازی های زیر استفاده کرد: سیستم های نفت خام، برج‌های اتمسفریک، برج‌های تقطیر در خلاء، تصفیه هوا، مخازن و سیستم‌های هیدروژن.

معادله‌ی حالت پنگ‌رابینسون امکان پیش‌بینی سیستم‌های تعادل آب-سولفید هیدروژن و آمونیاک را دارا می‌باشد و نتایج بسیار خوبی در فشارهای پایینی برای این سیستم‌ها دارد. یکی از حالات ارتقا یافته این معادله حالت SourPR می‌باشد که برای سیستم‌های مذکور نتایج بهتری را دارا است. این مدل ترکیبی است از معادله حالت پنگ‌رابینسون و مدل API-Sour ویلسون برای بررسی سیستم های آب-ترش، که می تواند برای برج‌های عریان کننده آب‌ترش، برج‌های نفت خام، فرایندهای هیدروکربنی، گازهای اسیدی و آب اعمال شود. مدل API-Sour ویلسون برای یونیزاسیون اجزاء تشکیل‌دهنده‌ی آب‌ترش (H_2S، NH_3 و

[1] Reflux
[2] Peng Robinson
[3] Vapor Liquid Equilibrium
[4] Activity Models

(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 C ۲۰ (۶۸F) و C ۱۴۰ (۲۸۵F) و فشار کمتر از psi۵۰ 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 psi ۱۰۰ 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 (۰/۰۸۱۹۰ برای جفت H_2O-H_2S و ۰/۲۵۳۳- برای جفت H_2O-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 (۱/۷ 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 ریبویلر ترموسیفونی، ۲۰ سینی و فشار عملیاتی ۲/۸۵ kg/cm^2 و فاقد کندانسور می باشد که جریان خوراک از سینی شماره ۷ وارد برج شده و یک جریان برگشتی از محصول نهایی از سینی بالایی (سینی شماره۱) 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 دارای یک ریبویلر ترموسیفونی، ۲۰ سینی و یک کندانسور می‌باشد، فشار عملیاتی برج ۱/۷kg/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 شکل۵ دیاگرام شبیه سازی در نرم افزار آورده شده است.

۱۱- نتایج شبیه‌سازی واحد آب ترش بدون رفلاکس

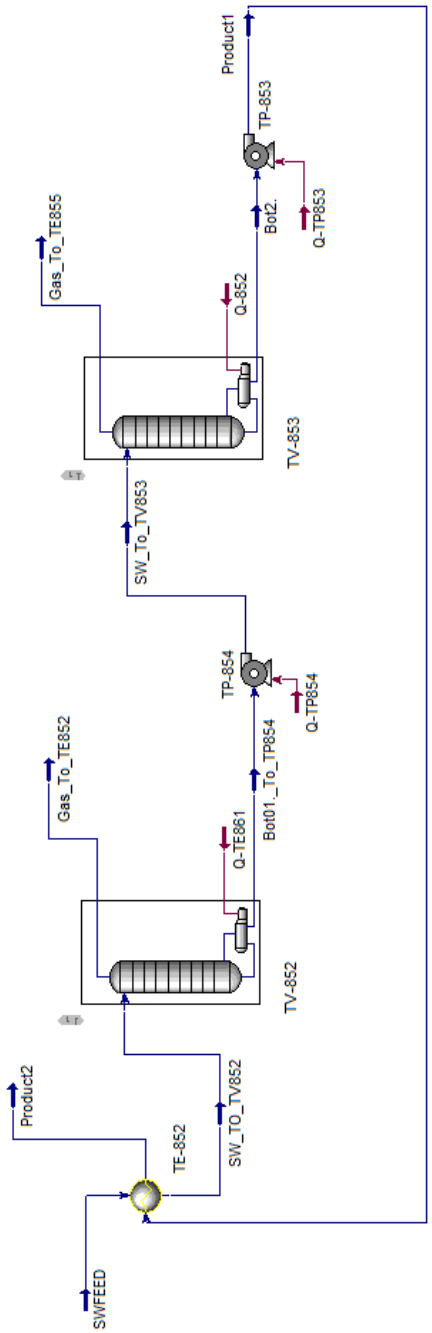
در **Error! Reference source not found.** مشخصات جریان های ورودی و خروجی هر برج در حالت بدون ریفلاکس به صورت جداگانه آورده شده است.

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.

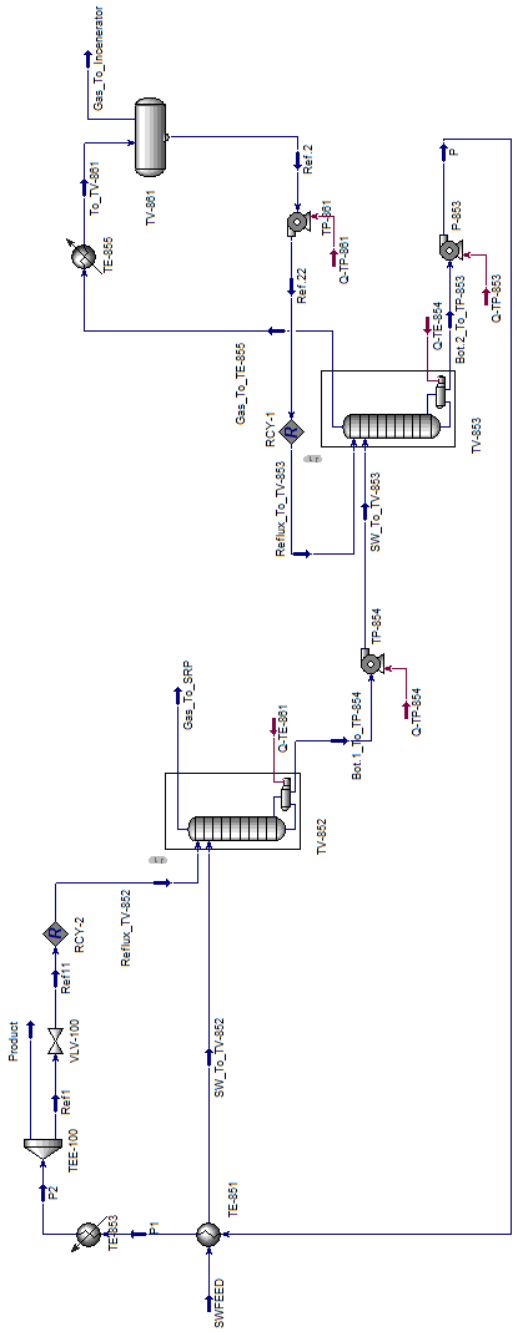
در این حالت برای گرم کردن ته برج‌ها و برقراری جریان ریبویلر در آن‌ها برای هر برج از ریبویلرهای ترموسیفونی[1] استفاده شده است که جریان ته برج وارد قسمت پوسته مبدل شده و برای گرم کردن آن از بخار آب با فشار psig ۵۰ استفاده می شود که وارد دسته لوله مبدل می شود و به صورت آب متراکم از آن خارج می‌شود. میزان 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 دهنده‌ی روند نزولی دما از پایین به بالای برج‌ها می باشد. 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 می شود که فاز مایع با حرکت در طول برج از بالا به پایین گاز سولفید هیدروژن خود را ازدست می‌دهد و در مایعات ته برج میزان گاز سولفید هیدروژن به حداقل مقدار ممکن یعنی ۲۵ پی‌پی‌ام می رسد. همچنین میزان آمونیاک در کف برج اول در حدود ۲۹۰۰ پی‌پی‌ام می‌باشد.

[1] Thermosiphon Reboiler



شکل ۴- دیاگرام واحد آب ترش با برج عریان کننده دو مرحله‌ای بدون ریفلاکس



شکل۵ - دیاگرام واحد آب ترش با برج عریان‌کننده دو مرحله‌ای با جریان‌های برگشتی

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

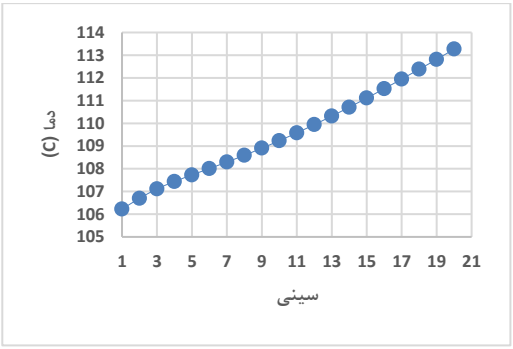
TV-852			
جریان بالاسری	**جریان ته برج**	**خوراک**	
۱/۰	۰	۰/۰۵۹۴	جزء فاز گازی
۱۰۶/۴	۱۱۴/۴۴	۱۰۷	دما (C)
۱/۷	۱/۷۵	۵	فشار (kg/cm^2)
۴۱۱۵	۲۵۰۴۶	۲۹۱۶۲	جریان جرمی(kg/hr)
۳۹/۶۴	(۲۵ppm)۰/۰	(۲۵۰۰۰ppm)۳۹/۶۴	H_2S (kmol/hr)
۳۵/۶۲	(۲۹۰۰ppm)۴/۰۲	(۲۵۰۰۰ppm)۳۹/۶۴	NH_3 (kmol/hr)
۱۲۰	۱۳۸۶	۱۵۰۶	H_2O (kmol/hr)
TV-853			
۱/۰	۰	۰	جزء فاز گازی
۱۱۴/۱۳	۱۱۵/۴	۱۱۴/۵۴	دما (C)
۱/۷	۱/۷۵	۵	فشار (kg/cm^2)
۴۶۶۸	۲۰۳۷۸	۲۵۰۴۶	جریان جرمی(kg/hr)
۰/۰	(۰ppm)۰/۰	(۲۵ppm)۰/۰	H_2S (kmol/hr)
۴/۰۲	(۱۸ppm)۰/۰	(۲۹۰۰ppm)۴/۰۲	NH_3 (kmol/hr)
۲۵۵	۱۱۳۱	۱۳۸۶	H_2O (kmol/hr)

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

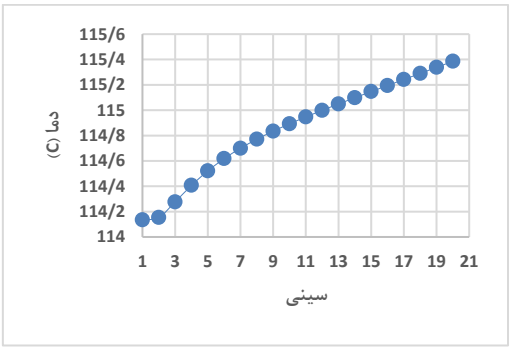
جریان ته برج دوم (محصول)		**جریان ته برج اول(خروجی برج اول)**		
نتایج آزمایشگاهی	نتایج شبیه سازی	نتایج آزمایشگاهی	نتایج شبیه‌سازی	
۰	۰	۲۸	۲۵	H_2S (ppm)
۲۲	۱۸	۳۱۰۰	۲۹۰۰	NH_3 (ppm)

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

H_2O (kmol/hr)	**NH_3 (kmol/hr)**	**H_2S (kmol/hr)**	**جریان جرمی (kg/hr)**	
۱۵۰۶	(۲۵۰۰۰ppm)۳۹/۶۴	(۲۵۰۰۰ppm)۳۹/۶۴	۲۹۱۶۲	خوراک واحد
۱۲۰	۳۵/۶۲	۳۹/۶۴	۴۱۱۵	گازهای خروجی از برج اول
۲۵۵	۴/۰۲	۰	۴۶۶۸	گازهای خروجی از برج دوم
۱۱۳۱	۰	۰	۲۰۳۷۸	محصول واحد

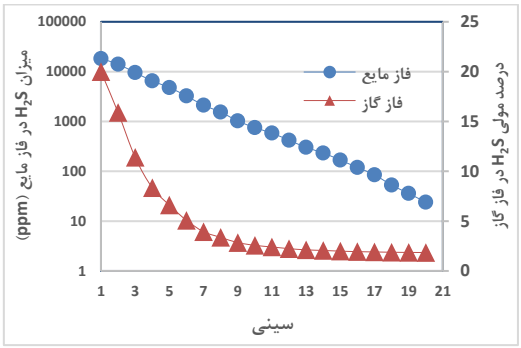


الف

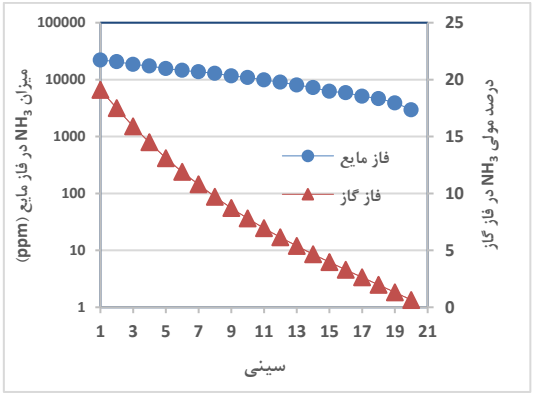


ب

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

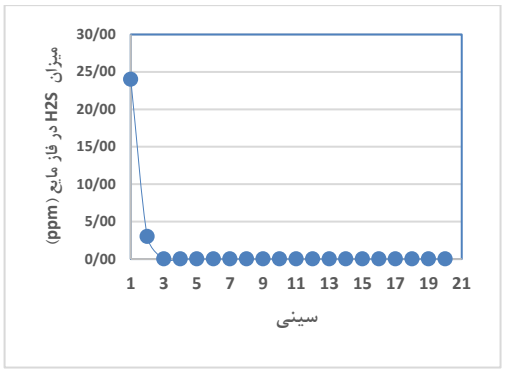


الف

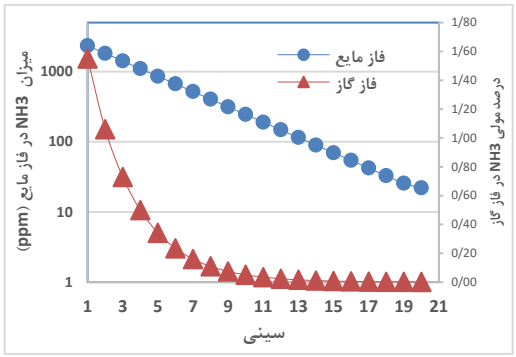


ب

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



الف



ب

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 رفلاکس

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 رفلاکس. در مورد میزان گرمای ریبویلر 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 مجصول نهایی غلظت آمونیاک ۵۰ppm به‌صورت قراردادی به‌عنوان یک شاخص تنظیم‌کننده مشخص‌شده است. متغیرهای دیگر درجه حرارت سینی بالایی برج و مقدار رفلاکس می‌باشد. این دو متغیر باهم دیگر نشان‌دهنده‌ی بار حرارتی ریبویلر/ کندانسور و درجه حرارت برج می‌باشد که میزان غلظت سولفید هیدروژن و جداسازی آمونیاک را مشخص می‌کند. در جدول ۴ مشخصات جریان های ورودی و خروجی از هر برج به صورت جداگانه آورده شده است. مشخصات ورودی و خروجی‌های واحد در جدول ۵ آورده شده است.

در این شرایط برای برقراری جریان ریبویلر برج اول kg/hr ۱۸۰۰ و برای برج دوم حدود kg/hr ۶۷۰۰ بخار آب فشار پایین نیازمندیم همانطور که مشاهده می‌شود نسبت به حالت قبل مصرف بخار بیشتر می‌باشد 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 می‌شود) و وارد محیط زیست شود، در واحد گوگردسازی 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٪ می‌رسد که با توجه به شرایط بیان شده در فصل اول می‌تواند به عنوان خوراک واحد گوگرد سازی باشد و میزان تولید واحد گوگرد سازی نیز افزایش می یابد.

شکل (۹) نشان‌دهنده پروفایل‌های دمایی برج های عریان کننده را نشان می‌دهد. 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 می‌دهند.

جدول ۴- مشخصات جریان‌های ورودی و خروجی به برج‌ها در حالت ریفلاکس‌دار

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 خروجی‌های واحد

	جریان جرمی (kg/hr)	H_2S (kmol/hr)	NH_3 (kmol/hr)	H_2O (kmol/hr)
خوراک واحد	۲۹۱۶۲	۳۹/۶۴ (۲۵۰۰۰۰ppm)	۳۹/۶۴ (۲۵۰۰۰۰ppm)	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

۱۳- بررسی پارامترهای موثر بر فرآیند

از انجایی که یکی از اهداف، افزایش خلوص H_2S در گازهای خروجی از برج اول می‌باشد برای این امر باید میزان NH_3 را در این گازها کاهش دهیم که درواقع این کار باعث می شود که میزان NH_3 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 NH_3 در گاز های خروجی از برج اول افزایش می‌یابد. همچنین در شکل (۱۲-ب) تاثیر دمای خوراک ورودی بر این پارامتر نشان داده شده است.

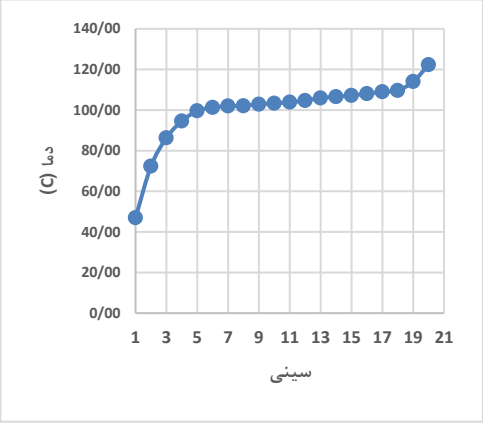
شکل نشان دهنده آن است که با افزایش دمای خوراک جزمولی NH_3 و H_2S تا دمای ۱۰۵ درجه سلسیوس تغییر چندانی نمی‌کند و بعد از آن با افزایش دما جزمولی این دو ماده در گازهای خروجی کاهش پیدا می کند همچنین به علت افزایش میزان تبخیر جزمولی H_2O در این گاز بعد از دمای ۱۰۵ درجه سلسیوس افزایش می‌یابد.

۱۳-۲- تاثیر جریان حجمی رفلاکس

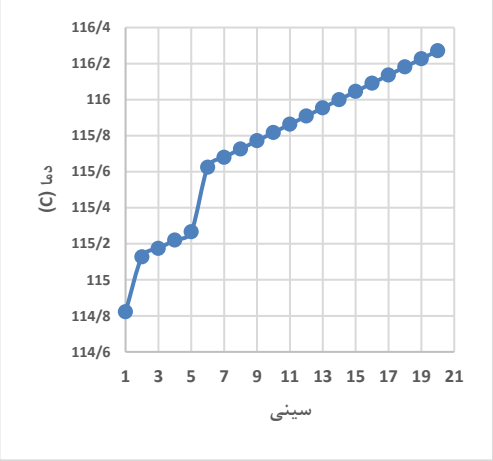
تاثیر افزایش رفلاکس به برج اول در شکل آورده شده است که نشان دهنده آن است که با افزایش این جریان تا حدود ۹ m^3/hr به شدت میزان جریان مولی گاز NH_3 در برج اول کاهش می‌یابد که در واقع باعث افزایش خلوص H_2S در گازهای خروجی این برج و افزایش جریان این جز در گازهای خروجی از برج دوم می‌شود.

۱۳-۳-تاثیر دمای ته برج اول

برای افزایش دمای ته برج باید میزان بخار آب مصرفی در ریبولرهای برج ها 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 ریبویلر باید افزایش یابد. شکل (۱۶) نشان دهنده چگونگی تغییرات جریان مولی اجزاء مختلف در گاز خروجی از برج اول می‌باشد؛ مشاهده می‌شود که با افزایش دمای انتهای برج میزان جریان مولی NH3 و H2S افزایش می یابد 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 می-باشد 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.

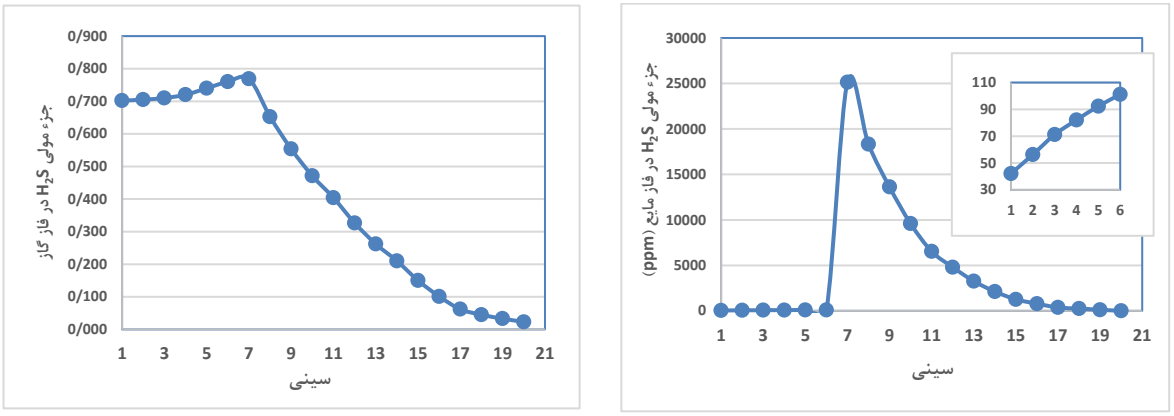


الف

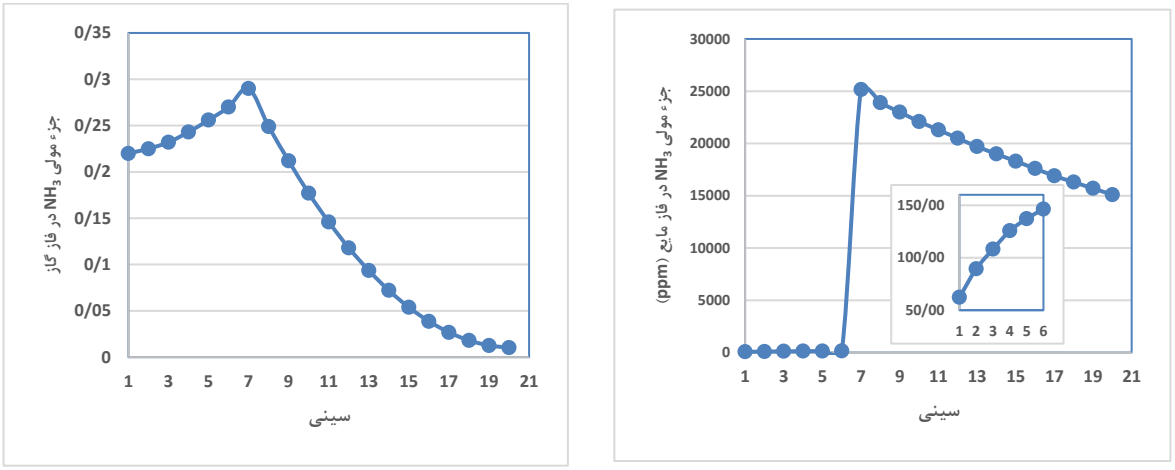


ب

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

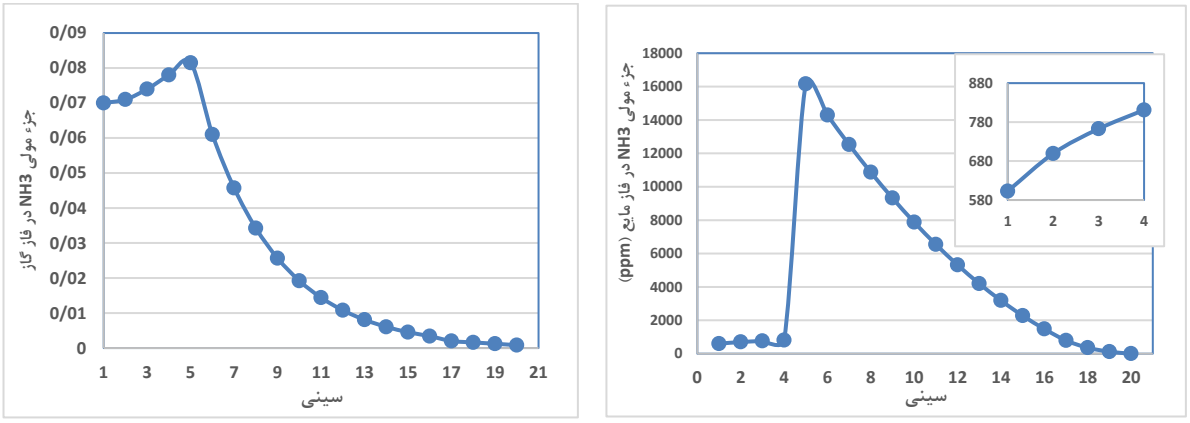


الف ب



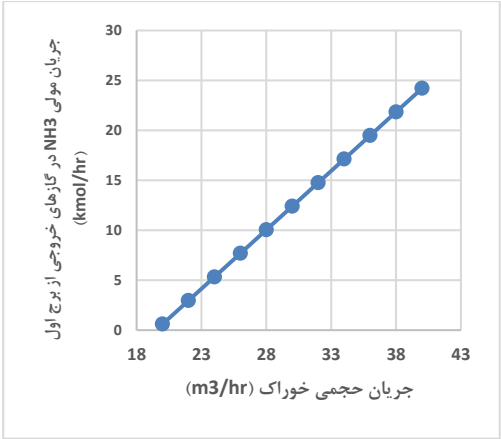
ج د

شکل ۱۰-(الف) تغییرات جزء مولی H_2S در فاز مایع در طول برج اول،(ب) تغییرات جزء مولی H_2S در فاز گاز در طول برج اول، (ج) تغییرات جزء مولی NH_3 در فاز مایع در طول برج اول،(د) تغییرات جزء مولی NH_3 در فاز گاز در طول برج اول

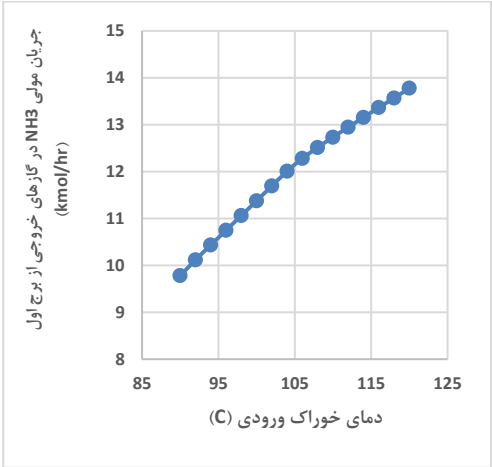


الف ب

شکل ۱۱- (الف) تغییرات جزء مولی NH_3 در فاز مایع در طول برج دوم،(ب) تغییرات جزء مولی NH_3 در فاز گاز در طول برج دوم

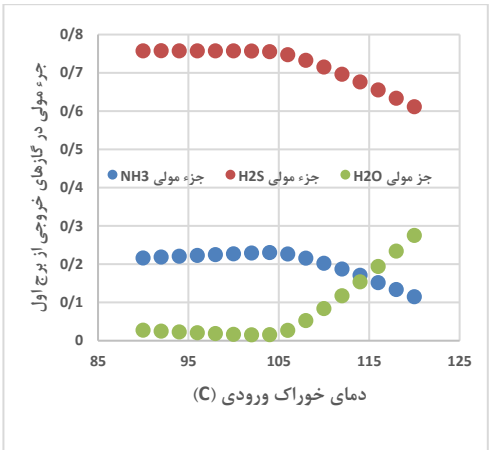


الف

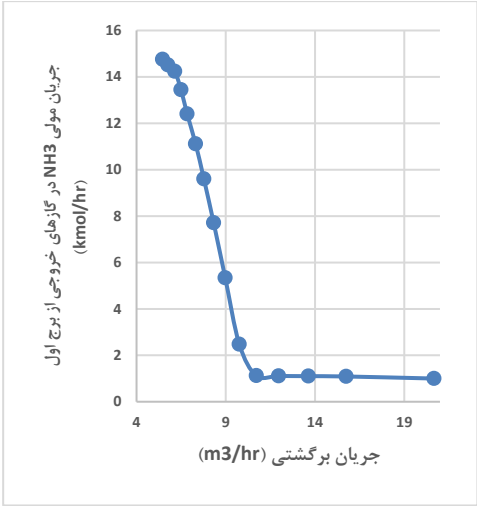


ب

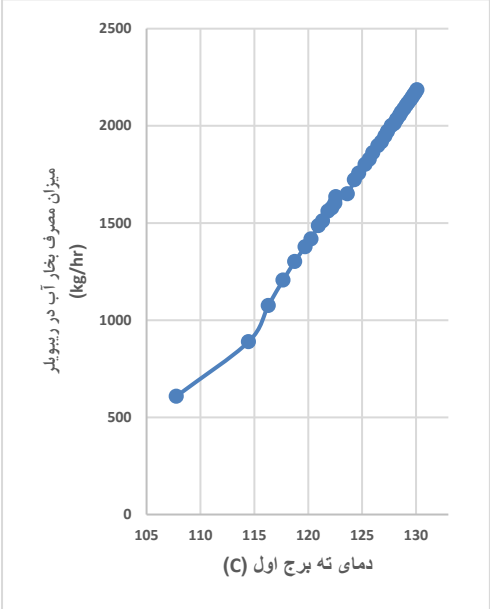
شکل ۱۲- (الف) تاثیر جریان حجمی خوراک بر میزان جریان مولی NH3 در گازهای خروجی از برج اول، (ب) تاثیر دمای خوراک بر میزان جریان مولی NH3 در گازهای خروجی از برج اول



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



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



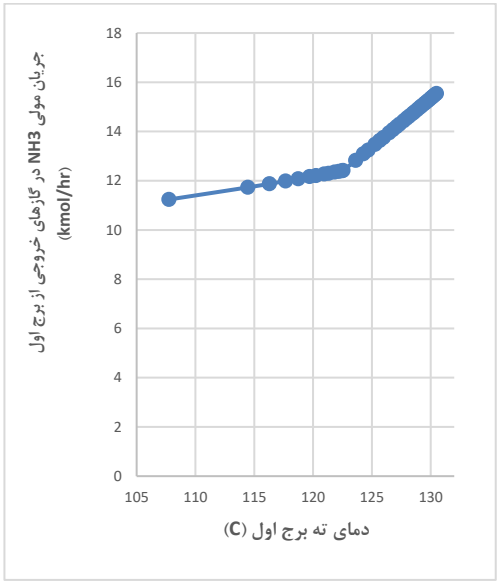
شکل ۱۵- تغییرات میزان بخار مصرفی با دمای ته برج اول

۱۴- بحث و بررسی نتایج

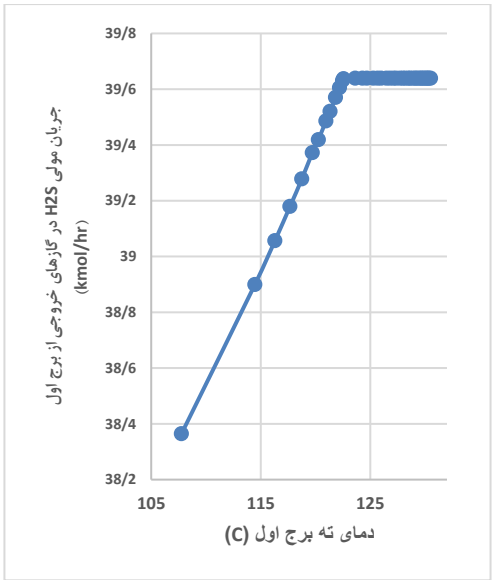
نتایج بدست آمده از شبیه‌سازی برج‌های دفع آب ترش در حالت بدون ریفلاکس موید این مطلب است که در برج اول جداسازی سولفید هیدروژن به صورت تقریبا کامل صورت می‌پذیرد. همچنین آمونیاک نیز تا حدود ۹۰ درصد از آب ترش جدا می‌گردد. بنابراین در گازهای خروجی از برج اول سولفید هیدروژن و آمونیاک به میزان قابل توجهی حضور خواهند داشت که همین مطلب باعث می‌شود گاز فوق برای تزریق به واحد گوگرد مناسب نباشد. در گازهای خروجی برج دوم مقدار سولفید هیدروژن در حد ناچیز[1] و میزان

[1] trace

آمونیاک نیز در حد ۱۸ پی پی ام می‌باشد. بنابراین عملکرد کلی واحد در حالت بدون ریفلاکس در حد قابل قبول می باشد ولی گازهای خروجی از برج ها باید به کوره آشغالسوز هدایت شوند که از لحاظ زیست محیطی مطلوب نمی‌باشد. همچنین نتایج حاصل از شبیه سازی 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

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 می باشد 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 تقریبا 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 جزیی 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

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 می‌یابد تا شاهد افزایش ناگهانی و بسیار زیاد غلظت این ماده در سینی خوراک باشیم. روند غلظت در سینی‌های 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 گوگردسازی را داشته باشند.

همچنین با افزایش دمای خوراک، جزمولی NH_3 و H_2S در گازهای خروجی از برج اول تا دمای ۱۰۵ درجه سلسیوس تغییر چندانی نمی‌کند و بعد از آن با افزایش دما، جزمولی این دو ماده در گازهای خروجی کاهش پیدا می‌کند. همچنین به علت افزایش میزان تبخیر، جزمولی آب در گازهای خروجی بعد از دمای ۱۰۵ درجه سلسیوس افزایش می‌یابد.

تاثیر افزایش ریفلاکس به برج اول نشان‌دهنده 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 می‌یابد که در واقع باعث افزایش خلوص سولفید هیدروژن در گازهای خروجی برج اول می‌شود. با افزایش میزان ریفلاکس به بیش از ۹ متر مکعب در ساعت تغییر محسوسی در کاهش آمونیاک در گازهای خروجی از برج اول مشاهده نمی‌گردد بنابراین افزایش ریفلاکس به بیش‌تر از ۹ متر مکعب در ساعت توصیه نمی‌شود.

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 می‌شود. همچنین با افزایش بیش از حد دمای کف برج اول به بیش از ۱۲۰ درجه سانتی گراد، میزان آمونیاک در گازهای خروجی از برج اول افزایش خواهد یافت که مطلوب نیست. بنابراین بهترین دمای توصیه‌شده برای کف برج اول ۱۲۰ درجه سانتی‌گراد می‌باشد.

۱۵- نتیجه‌گیری

در بسیاری از فرایندهای پالایشگاهی نفت و صنایع پتروشیمی از بخارآب به‌عنوان عامل عریان‌کننده در فرایند تقطیر و به عنوان یک رقیق‌کننده جهت کاهش فشار جزئی در شکست حرارتی و یا کاتالیستی استفاده می‌شود. کندانس بخارآب معمولاً به‌طور مداوم با کندانس هیدروکربن‌ها در حضور فاز بخار هیدروکربنی حاوی هیدروژن سولفید صورت می‌گیرد. بنابراین کندانس بخارآب معمولاً حاوی هیدروژن سولفید بوده که به آب‌ترش معروف است. به دلیل تزریق آمونیاک به بالای برج تقطیر به‌منظور جلوگیری از خوردگی و نیز به جهت هیدروژناسیون مواد نفتی نیتروژن دار در واحدهای کاتالیستی آب‌ترش تولیدی حاوی نیز خواهد بود. هدف از نصب واحد تصفیه آب‌ترش جدا کردن ترکیبات هیدروژن سولفید و آمونیاک از آب‌های واحدهای پالایشگاهی می‌باشد که در این واحد جمع‌آوری‌شده و به درجه‌ای از خلوص رسانده می‌شود که در دستگاه نمک‌زدایی نفت خام واحد تقطیر به‌عنوان آب‌ترش عریان شده، به کار گرفته می‌شود. واحد آب ترش پالایشگاهها معمولا دارای دو برج عریان‌سازی به صورت سری می باشد در مقاله حاضر به شبیه‌سازی واحد فوق پرداخته شد و نتایج حاصل از شبیه‌سازی نشان داد که از جنبه زیست محیطی، بهتر است در واحدهای تصفیه آب ترش از برج‌هایی توام با جریان ریفلاکس استفاده شود. چرا که استفاده از چنین برج‌هایی منجر به کاهش میزان گازهای ارسالی به کوره اشغال‌سوز گردیده و در نتیجه آلودگی ناشی از سوختن چنین گازهایی کاهش می‌یابد. همچنین از جنبه اقتصادی در صورتی که گازهای خروجی از برج اول قابلیت تزریق به کوره مافل واحد گوگردسازی را داشته باشند (برج‌هایی با جریان ریفلاکس)، منجر به تولید گوگرد بیشتر خواهد شد که اهمیت اقتصادی فرآیند را نشان می‌دهد.

تقدیر و تشکر

نویسندگان از دانشگاه آزاد اسلامی واحد اهر تقدیر و تشکر می‌کنند.

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 improvment of a two-tower sour water srtripping 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).