

Control of flooding phenomena in vacuum distillation tray column using operational and laboratory parameters

Hossein Peiravan¹, Mohammad Javad Sarraf Shirazi^{2*}, Ali Reza Ilkhani³, Ali Sheibani⁴, Saeedeh Hashemian⁵

1 Department of chemistry, Yazd Branch, Islamic Azad University, Yazd, Iran

2 Department of Chemical and Polymer Engineering, Faculty of Engineering, Yazd University, Yazd, Iran

3 Department of chemistry, Yazd Branch, Islamic Azad University, Yazd, Iran

4 Department of chemistry, Yazd Branch, Islamic Azad University, Yazd, Iran

5 Department of chemistry, Yazd Branch, Islamic Azad University, Yazd, Iran

Abstract

Research subject: In this study, the occurrence of flooding due to the accumulation of sediment in the downcomer area, which led to an excessive increase in liquid on the upper trays of the distillation column was investigated in a refinery.

Research approach: Vacuum pressure in the upper area of the column, boiler feed water flow from the inlet to the condenser and the discharge of the net product as three very important and effective operational parameters in controlling the severity of the flooding phenomena and the amount of coking value as an important laboratory parameter to reduce the volume of inlet sediments entering the distillation column. Data and results of changes made on each of these three operational parameters showed their effectiveness in controlling the severity of the flooding phenomena.

Main results: In order to control and reduce the problems caused by the simultaneous flooding phenomena around the vacuum pump, the boiler feed water flow of the inlet to the condenser and the flow of the net output product were proportionally increased until the operating conditions of the distillation column are normalized. In this study, how to control the flooding phenomena and reduce the adverse effects due to the accumulation of sediments in the downcomer area of tray No. 22 and above was investigated.

To overcome these problems, first the vacuum pump rotation speed was increased from 850 rpm to 1250 rpm and the boiler feed water inlet to the condenser from 1.95 m³/hr to 3.2 m³/hr was increased. On the other hand, in order to prevent contamination of the pure product, the net output product flow rate also increased from 925 kg/hr to 2300 kg/hr. Also, with regular and accurate control of the coking value index as a very important laboratory parameter, the volume of coke sediments in the coal tar feed entering the distillation column was reduced from 37.5% by weight to 18.4% in a 30-day period after centrifugation.

key words

Coal tar

Flooding phenomena

Boiler feed water

Vacuum pressure

Coking value index

*To whom correspondence should be addressed:
jsarraf@yazd.ac.ir

کنترل پدیده طغیان در برج تقطیر سینی‌دار تحت خلأ با استفاده از پارامترهای عملیاتی و آزمایشگاهی

حسین پیروان^۱، محمد جواد صراف شیرازی^{۲*}، علیرضا ایلخانی^۳، علی شیبانی^۴، سعیده هاشمیان^۵

۱ گروه شیمی، واحد یزد، دانشگاه آزاد اسلامی، یزد، ایران
۲ گروه مهندسی شیمی و پلیمر، دانشکده مهندسی، دانشگاه یزد، یزد، ایران
۳ گروه شیمی، واحد یزد، دانشگاه آزاد اسلامی، یزد، ایران
۴ گروه شیمی، واحد یزد، دانشگاه آزاد اسلامی، یزد، ایران
۵ گروه شیمی، واحد یزد، دانشگاه آزاد اسلامی، یزد، ایران

چکیده

موضوع تحقیق: در این تحقیق وقوع پدیده طغیان به علت تجمع رسوبات در ناحیه ناودانی که منجر به افزایش بیش از حد مایع روی سینی‌های بالایی برج تقطیر شده بود، در یک پالایشگاه مورد بررسی قرار گرفت.
روش تحقیق: فشار خلأ در ناحیه بالای برج، دبی آب تغذیه دیگ بخار ورودی به مبرد و دبی محصول خالص خروجی به عنوان سه پارامتر عملیاتی بسیار مهم و تأثیرگذار در کنترل شدت پدیده طغیان و نیز میزان دوده به عنوان پارامتر آزمایشگاهی مهم برای کاهش حجم رسوبات ورودی به برج تقطیر مد نظر قرار گرفت. داده‌ها و نتایج حاصل از تغییرات انجام شده بر روی هر یک از این سه پارامتر عملیاتی نشان‌دهنده مؤثر بودن آن‌ها در کنترل شدت وقوع طغیان بود. به‌منظور کنترل و کاهش مشکلات ناشی از پدیده طغیان همزمان دور پمپ خلأ، دبی آب تغذیه دیگ بخار ورودی به مبرد و دبی محصول خالص خروجی تا عادی شدن شرایط عملیاتی برج تقطیر به تناسب افزایش داده شد.

نتایج اصلی: در این تحقیق، چگونگی کنترل پدیده طغیان و کاهش اثرات نامطلوب ناشی از آن به دلیل تجمع رسوبات در ناحیه ناودانی سینی شماره ۲۲ و بالاتر از آن مورد بررسی قرار گرفت. برای غلبه بر این مشکلات ابتدا دور پمپ خلأ از ۸۵۰ rpm به ۱۲۵۰ rpm و دبی آب تغذیه دیگ بخار ورودی به مبرد از $1/95 \text{ m}^3/\text{hr}$ به $3/2 \text{ m}^3/\text{hr}$ افزایش داده شد. از طرفی به منظور جلوگیری از آلوده شدن محصول خالص، دبی محصول خالص خروجی نیز از 925 kg/hr تا 2300 kg/hr افزایش یافت. همچنین با کنترل منظم و دقیق شاخص میزان دوده به عنوان پارامتر آزمایشگاهی بسیار مهم، حجم رسوبات دوده موجود در خوراک قطران زغال‌سنگ ورودی به برج تقطیر پس از یک مرحله سانتریفیوژ در بازه زمانی ۳۰ روزه از مقدار $37/5$ درصد وزنی به $18/4$ کاهش یافت.

فصلنامه علمی - پژوهشی بین رشته‌ای
سال پنجم، شماره ۲، نسخه ۱
تابستان ۱۴۰۰، صفحه ۶۳-۵۱

کلمات کلیدی

قطران زغال‌سنگ

پدیده طغیان

آب تغذیه دیگ بخار

فشار خلأ

شاخص میزان دوده

*مسئول مکاتبات:

jsarrafa@yazd.ac.ir

۱ مقدمه

آب ۱ تا ۵٪ است [۶-۸]، که به عنوان محصول جانبی (By product) طی فرایند تولید دوده از زغال سنگ در کارخانه ذوب آهن (Steel Plant) به دست می آید. به منظور تولید قطران زغال سنگ، ابتدا زغال سنگ به واحد دوده سازی فرستاده شده و سپس عملیات حرارت دهی به زغال سنگ در باتری های ذخیره سازی به مدت ۱۵ h تا دمایی در حدود ۱۲۰۰ °C در غیاب هوا انجام می شود [۹-۱۱]. حین عملیات حرارت دهی، بخارهای قطرانی در دمای ۳۰۰ °C تا ۳۵۰ °C متصاعد شده و از قسمت بالای باتری ها به سمت میردهای خنک کننده ارسال می شود. پس از تبادل حرارت، در نهایت بخارهای قطرانی به قطران زغال سنگ مایع تبدیل و به مخازن ذخیره سازی فرستاده می شوند.

۲-۱ کیفیت قطران زغال سنگ ورودی به مخازن ذخیره سازی در پالایشگاه

قطران زغال سنگ با شاخص های کیفی مجاز شامل چگالی در حدود ۱۲۵۰ kg/m^۳ و درصد آب ۳٪ تا ۷٪ پس از تولید در کارخانه ذوب آهن وارد مخازن ذخیره سازی پالایشگاه می شود [۶-۸]. در صورتی که

اصولاً پدیده طغیان در برج های تقطیر به دلیل تجمع حجم زیادی از مایع در داخل برج رخ می دهد [۱]. افزایش بیش از حد شدت جریان های گاز یا مایع، شرایط عملیاتی برج تقطیر را از حالت عادی خارج کرده و نهایتاً مایع کل فاصله بین سینی ها را پر می کند [۱-۳]. هنگام وقوع پدیده طغیان افت فشار زیاد در یک قسمت یا کل برج تقطیر اتفاق می افتد که می تواند به دلایلی همچون تجمع رسوبات و گرفتگی در ناحیه ناودانی، افزایش بیش از حد حجم مایع ورودی به روی سینی در مقابل حجم مایع خروجی و نیز طراحی اشتباه ساختار مکانیکی سینی ها ایجاد شود [۴،۵]. پدیده طغیان در ناحیه ناودانی سینی با دو سازوکار طغیان انباشت ناودانی (Downcomer Back) و طغیان خفگی ناودانی (up Flooding) و طغیان خفگی ناودانی (Choke Flooding) انجام می شود. اگر میزان گرفتگی در ناحیه ناودانی به حدی باشد که مایع به سختی از داخل آن عبور کند، سازوکار طغیان انباشت ناودانی خواهد بود، و اگر میزان گرفتگی به گونه ای باشد که جریان مایع نتواند از داخل ناودانی عبور کند، سازوکار

جدول ۱ مشخصات قطران زغال سنگ تولید شده در واحد دوده سازی کارخانه ذوب آهن
Table 1 Specifications of coal tar produced in the coking unit of steel plant

Properties of crude coal tar feed	Characteristics	Properties of crude oil feed	Characteristics
Uniformity	No separation	Uniformity	No separation
Density at 25°C	1200-1600 Kg m ⁻³	Density at 15°C	856.8
Residues by evaporation	> 47 %W	Sulfur content	1.46 %W
Water content	1-5 %W	Water content	< 0.5 %V
Residues weight loss	< 10 % W	Wax content	4.8 %W
Solubility of residues in CS ₂	> 20 %W	Asphaltene content	1.6 %W
Ash content of residues	30-40 %W	Metal content	< 60 mg Kg ⁻¹
Drying time film (firm set)	< 8 hours	Vapor pressure	895 psi

قطران زغال سنگ موجود در مخازن ذخیره سازی با درصد آب بیشتر از ۸ وارد برج تقطیر شود، به دلیل آزاد شدن حجم عظیمی از بخارات آب، افزایش فشار شدیدی در برج تقطیر ایجاد می کند. اصولاً آزاد شدن این حجم بسیار زیاد از بخارات آب باعث افزایش ناگهانی فشار و در نهایت وقوع انفجار در برج تقطیر می شود [۱،۳]. یکی دیگر از شاخص های بسیار مهم برای کنترل کیفیت خوراک قطران زغال سنگ ورودی به برج تقطیر، تعیین دقیق حجم رسوبات موجود در

طغیان خفگی ناودان است [۱]. به طور کلی وقوع پدیده طغیان در برج های تقطیر علاوه بر ایجاد شرایط فرایندی و عملیاتی نامطلوب، در نهایت باعث کاهش شدید خلوص محصول خروجی می شود [۱-۳].

۱-۱ قطران زغال سنگ

قطران زغال سنگ که مشخصات آن در جدول ۱ آورده شده است، مایع سیاه رنگ، بد بو و بسیار لزج با چگالی در محدوده ۱۲۰۰ kg/m^۳ تا ۱۶۰۰ kg/m^۳ و درصد

عملیات تقطیر به‌عنوان روشی برای جداسازی ترکیبات مواد شیمیایی از یکدیگر شناخته می‌شود، که بر اساس تفاوت در میزان فراریت ترکیبات انجام می‌پذیرد [۱]. عملیات تقطیر از روش‌های مستقیم جداسازی به شمار می‌رود که در برج‌های تقطیر انجام می‌شود [۱-۳]. داخل برج‌های تقطیر به فواصل معین صفحات فلزی سوراخ‌داری تعبیه شده که به آن‌ها سینی گفته می‌شود [۴،۵]. برج‌های تقطیر سینی‌دار مهم‌ترین برج‌هایی هستند که در پالایشگاه‌ها مورد استفاده قرار می‌گیرند و می‌توانند تحت شرایط اتمسفری یا خلأ کار کنند [۱]. ایجاد فشار خلأ در برج تقطیر باعث

خوراک است. در این برج تقطیر، دلیل اصلی تشکیل و تجمع رسوبات در ناحیه ناودانی سینی‌ها در واقع ماهیت رسوبزای خوراک قطران زغال‌سنگ است. رسوبات موجود در خوراک قطران زغال‌سنگ عمدتاً شامل ذرات ریز دوده هستند که پس از ورود به برج تقطیر در نواحی مختلف از جمله ناودانی و سطح روی سینی‌ها تجمع پیدا می‌کنند [۱۲،۱۳]. حجم بسیار زیادی از رسوبات موجود در قطران زغال‌سنگ ورودی به برج تقطیر را می‌توان توسط اندازه‌گیری دقیق و منظم شاخص میزان دوده در آزمایشگاه کنترل کرد. به منظور تعیین محدوده مجاز برای شاخص میزان دوده

جدول ۲ محدوده مجاز برای شاخص میزان دوده موجود در قطران زغال‌سنگ
Table 2 Approved ranges for coking value index in coal tar

Coking Value (CV)	
Standard	ISO 97-6998
Parameter	CV
Approved range (wt. %)	18 - 25

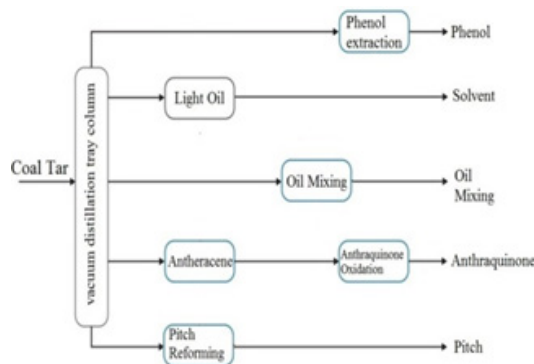


شکل ۱ مخازن ذخیره‌سازی قطران زغال‌سنگ در پالایشگاه
Fig. 1 Coal tar storage tanks at the refinery

کاهش دمای تبخیر مواد می‌شود. در چنین حالتی اگر ترکیبات موجود در خوراک ورودی به برج تقطیر دارای نقطه جوش بالایی باشند، فشار خلأ علاوه بر صرفه‌جویی در مصرف انرژی از شکست حرارتی مولکول‌های سنگین‌تر در دماهای بالا جلوگیری می‌کند [۳]. هر برج تقطیر از سه بخش اصلی شامل بدنه، کوره حرارتی یا دیگ بخار و میرد تشکیل شده است. در پالایشگاه پس از ورود خوراک قطران زغال‌سنگ به برج تقطیر سینی‌دار تحت خلأ محصولاتی با ارزش و با خلوص بالا شامل فنول، حلال، مخلوط روغنی، آنتراکینون و قیر (Pitch) تولید می‌شود، که وقوع پدیده طغیان باعث کاهش خلوص هر یک از این محصولات شده بود. اصولاً وقوع پدیده طغیان شرایط دمایی و فشاری نواحی مختلف برج تقطیر را از حالت عادی خارج کرده و باعث می‌شود تا عملیات انتقال جرم

موجود در قطران زغال‌سنگ از استاندارد ISO (6998-97) استفاده می‌شود [۱۴]. طبق این استاندارد حد مجاز برای شاخص میزان دوده wt. % ۱۸ تا wt. % ۲۵ است که در جدول شماره ۲ نشان داده شده است. اگر شاخص میزان دوده از محدوده مجاز بیشتر باشد، می‌توان با استفاده از فرایند سانتریفیوژ حجم بسیار زیادی از رسوبات موجود در قطران زغال‌سنگ را جداسازی کرد. در نهایت پس از جداسازی رسوبات، قطران زغال‌سنگ ابتدا به مخازن ذخیره‌سازی فرستاده شده و سپس با حداقل میزان رسوبات به برج تقطیر وارد می‌شود. شکل ۱ مخازن ذخیره‌سازی قطران زغال‌سنگ در پالایشگاه را نشان می‌دهد.

۳-۱ مشخصات و ویژگی‌های برج تقطیر سینی‌دار تحت خلأ

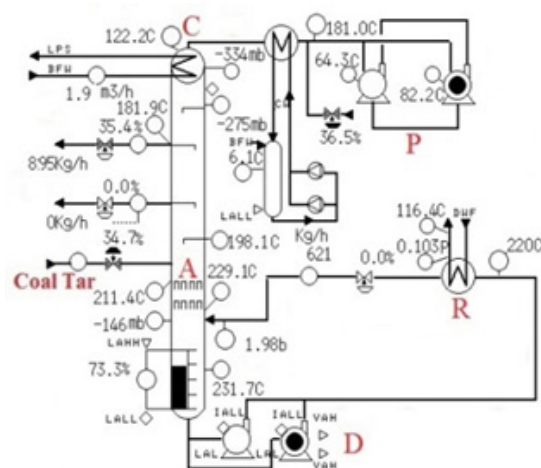


شکل ۲ ورود قطران زغال سنگ به برج تقطیر سینی دار تحت خلأ و تولید محصولات مختلف
Fig. 2 Coal tar entering the vacuum distillation tray column and producing various products

خلأ توسط پمپ‌های خلأ Pump A و Pump B که از نوع حلقه مایع (Liquid Ring) هستند تأمین می‌شود [۱۵-۱۷]. در پمپ‌های حلقه مایع، خلأ توسط دوران غیرهم‌مرکز مایع درون پوسته پمپ ایجاد می‌شود. محدوده فشار خلأ در بالای این برج تقطیر بین 380 mbar تا 400 mbar قرار دارد. در ناحیه R مبدل حرارتی از نوع لوله و پوسته تعبیه شده که توانایی گرم کردن مواد انتهایی برج تقطیر را تا دمای 300°C دارد [۱۸، ۱۹]. در ناحیه C که بالاترین قسمت برج تقطیر است، مبرد از نوع لوله و پوسته قرار دارد. این مبرد دارای تعداد ۴۱۰ لوله است، که عملیات خنک‌سازی آن توسط ورود آب تغذیه دیگ بخار با محدوده دمایی 85°C تا 95°C انجام می‌شود [۲۰، ۲۱]. همچنین دمای مواد موجود در انتهای برج تقطیر در شرایط عملیاتی بین 230°C تا 237°C قرار می‌گیرد. در ناحیه D دو پمپ سانتریفیوژی Pump A و Pump B قرار دارد که

بین فازهای بخار و مایع روی سینی به شکل نامطلوبی انجام شود. در چنین شرایطی به دلیل ورود ترکیبات سنگین نامرغوب همراه با ترکیبات سبک مرغوب، خلوص محصول خروجی کاهش پیدا می‌کند. از طرفی با توجه به صرف هزینه و انرژی بسیار زیاد به منظور تولید محصولاتی خالص در برج تقطیر، اهمیت موضوع برای به‌کارگیری پارامترهای مؤثر در کنترل و کاهش آثار سوء ناشی از وقوع پدیده طغیان مشهود است. در شکل ۲ ورود قطران زغال سنگ به برج تقطیر سینی دار تحت خلأ و تولید محصولات مختلف از آن در پالایشگاه نشان داده شده است.

در این تحقیق، برج تقطیر سینی داری تحت خلأ با ارتفاع ۳۶ متر و تعداد ۶۵ سینی از نوع کلید (Valve) ثابت مورد بررسی قرار گرفته است [۴، ۵]. خوراک قطران زغال سنگ از سینی شماره ۲۲ در ناحیه A به برج تقطیر وارد می‌شود (شکل ۳). در ناحیه P فشار



شکل ۳ پمپ‌های خلأ کننده در ناحیه P، مبرد در ناحیه C، پمپ‌های سانتریفیوژی در ناحیه D و مبدل حرارتی در ناحیه R نشان داده شده است. خوراک قطران زغال سنگ از سینی شماره ۲۲ وارد ناحیه A برج تقطیر شده و پس از رسیدن به انتهای برج توسط پمپ‌های سانتریفیوژی به سمت مبدل حرارتی ارسال و پس از رسیدن به دمای 250°C مجدداً به داخل بر می‌گردد. مبرد بالای برج نیز تبرید بخارات را تا دمای 85°C تا 95°C انجام می‌دهد.

Fig. 3 Vacuum pumps in area P, condenser in area C, centrifugal pumps in area D, and heat exchangers in area R are shown. The coal tar feed enters area A from tray 22 and after reaching the end of the column is sent to the heat exchanger by centrifugal pumps and returns to the inside after reaching a temperature of 250°C . The condenser at the top of the column also condenses vapors from 85°C to 95°C .

به سطح داخلی لوله‌ها عملاً میزان انتقال حرارت کاهش می‌یابد. همچنین وجود اکسیژن محلول در آب باعث تشدید خوردگی و در نتیجه سوراخ شدن بدنه میرد و لوله‌ها می‌شود. از این رو آب تغذیه دیگ بخار ورودی به میرد باید کاملاً عاری از هر گونه املاح و اکسیژن محلول باشد. به این منظور، پس از برقراری تماس مستقیم بین آب تغذیه دیگ بخار و بخار داغ در دی اریتور عملیات اکسیژن‌زدایی انجام شده و سپس برای حذف یا کاهش املاح، میزان مشخصی از مواد شیمیایی مانند هیدرازین یا سولفیت سدیم به آن اضافه می‌شود [۲۶-۲۸]. شایان گفتن است که انجام این فرایندها برای تولید آب تغذیه دیگ بخار با کیفیت بالا، مستلزم صرف هزینه و انرژی بسیار زیاد است. در شکل ۴ نماهای مختلفی از لوله‌ها و میرد برج تقطیر نشان داده شده است.



شکل ۴ نماهای مختلف از لوله‌ها و میرد برج تقطیر
Fig. 4 Different views of the tubes and condenser of the distillation tower

۲ بخش تجربی

در این تحقیق، علت وقوع پدیده طغیان در برج تقطیر تجمع رسوبات حاوی دوده در ناحیه ناودانی و سطح روی سینی شماره ۲۲ و بالاتر از آن تشخیص داده شد. در همین راستا برای کاهش حجم رسوبات ورودی به داخل برج تقطیر، تصمیم بر آن شد تا شاخص میزان دوده موجود در خوراک قطران زغال‌سنگ مطابق با استاندارد ISO (6998-97) به دقت اندازه‌گیری و مورد ارزیابی قرار گیرد [۱۴]. همچنین به منظور کنترل و کاهش آثار نامطلوب ناشی از پدیده طغیان در برج تقطیر، هم‌زمان از سه پارامتر عملیاتی فشار خلاً بالای برج، دبی آب تغذیه دیگ بخار ورودی به میرد و دبی محصول خالص خروجی استفاده شد.

۱-۲ افزایش فشار خلاً در بالای برج تقطیر اصولاً در مواقعی که برج تقطیر سینی‌دار تحت خلاً در شرایط عادی عملیاتی قرار داشته باشد، فشار خلاً بالای برج در محدوده ۲۸۰-۴۰۰ mbar قرار می‌گیرد. هنگامی که تجمع رسوبات در ناحیه ناودانی به گونه‌ای باشد که مایع به سختی از داخل آن عبور کند، رفته‌رفته حجم مایع بر روی سینی‌های بالاتر بیشتر شده و عملاً برج تقطیر در شرایط طغیان با سازوکار طغیان انباشت ناودانی قرار می‌گیرد (شکل ۵). در چنین شرایطی، حجم مایع روی سینی‌ها به حدی

مواد را از انتهای برج به سمت مبدل حرارتی ارسال می‌کنند [۲۲،۲۳]. نمای کلی از برج تقطیر سینی‌دار تحت خلاً نشان داده شده است.

۱-۴ مشخصات آب تغذیه دیگ بخار ورودی به میرد (Boiler Feed Water)

به‌منظور تولید آب تغذیه دیگ بخار (BFW)، ابتدا آب سخت را که دارای سختی کل (Total Dissolved Solid) بیشتر از ۱۵۰ ppm است برای جداسازی یون‌های کلسیم و منیزم وارد صافی‌های رزینی کرده تا به آب نرم با سختی کل کمتر از ۵۰ ppm تبدیل شود. در مرحله بعد آب نرم را برای حذف اکسیژن محلول، وارد هوازدا (Deaerator) می‌کنند. پس از حذف اکسیژن محلول، آب نرم وارد دیگ بخار شده و پس از عملیات حرارت‌دهی آب تغذیه دیگ بخار با دمایی در حدود

۹۰°C حاصل می‌شود [۲۴،۲۵]. برای کنترل کیفیت آب تغذیه دیگ بخار به‌صورت منظم آزمون‌های تعیین میزان هدایت الکتریکی، سختی کل، pH، کلرید، قلیائیت و فسفات، سولفیت و هیدرازین انجام می‌شود. آب تغذیه دیگ بخار ورودی به میرد باید دارای pH بین ۸٫۵ تا ۱۱، اکسیژن محلول < 0.3 ppm و میزان سختی < 0.3 ppm باشد. دلیل اصلی استفاده از آب تغذیه دیگ بخار به جای آب معمولی برای خنک کردن میرد عدم وجود اکسیژن محلول و ذرات ریز معلق در آب تغذیه دیگ بخار و همچنین دمای بالا در میرد است. اصولاً دمای میرد در شرایط عادی عملیاتی بین ۸۵°C تا ۱۴۰°C متغیر است و در هنگام طغیان تا ۲۰۰°C نیز افزایش می‌یابد. آب تغذیه دیگ بخار با دمایی در حدود ۸۵°C تا ۹۵°C وارد میرد می‌شود که اگر در این شرایط از آب معمولی با محدوده دمایی ۳۵°C تا ۴۵°C برای خنک کردن میرد استفاده شود، دمای بالای میرد باعث تبخیر حجم بسیار زیادی از آب شده و در نهایت این حجم از بخارات باعث عمل کردن شیر اطمینان در میرد و از سرویس خارج شدن برج تقطیر می‌شود.

از طرفی به دلیل وجود املاح زیاد در آب و دمای بالای میرد، سرعت رسوب‌گذاری در داخل میرد و لوله‌ها به شدت افزایش یافته و به اثر چسبیدن این رسوبات

به مبرد
تا زمانی که برج تقطیر در شرایط عادی عملیاتی قرار داشته باشد، دبی آب تغذیه دیگ بخار ورودی به مبرد بین $1/8 \text{ m}^3/\text{h}$ تا $2/5 \text{ m}^3/\text{h}$ تنظیم می‌شود. هنگام وقوع پدیده طغیان به دلیل ورود حجم عظیمی از بخارات به داخل لوله‌ها، مشاهده شد دمای مبرد از $145/5 \text{ }^\circ\text{C}$ تا $190/5 \text{ }^\circ\text{C}$ دچار افزایش ناگهانی شد که برای کنترل آن دبی آب تغذیه دیگ بخار از $1/86 \text{ m}^3/\text{h}$ تا $3/2 \text{ m}^3/\text{h}$ افزایش داده شد. همان‌طور که در جدول ۳ مشاهده

زیاد می‌شود که نیروی ناشی از وزن مایعات بر نیروی فاز بخار در حال حرکت به طرف بالا غلبه کرده و نهایتاً باعث ریزش حجم زیادی از مایع به طرف سینی‌های پایین‌تر و صعود حجم عظیمی از بخارات آزاد شده به سمت بالای برج تقطیر می‌شود. برج تقطیر در چنین شرایطی عملاً در شرایط طغیان قرار می‌گیرد. در شکل ۵ از نماهای مختلف، میزان تجمع رسوبات در ناحیه ناودانی نشان داده شده است. هنگام وقوع پدیده طغیان در برج تقطیر به دلیل



شکل ۵ تجمع حجم زیادی از رسوبات در ناودانی
Fig. 5 Accumulation of large volumes of sediments in downcomer

جدول ۳ تغییرات فشار خلأ بالای برج تقطیر همزمان با افزایش چرخش پمپ‌های خلأ کننده
Table 3 Changes in the vacuum pressure above the distillation column increase with increasing the rotation of vacuum pumps

Pump Rotation (rpm)	850	875	900	925	950	975	1000	1025	1050	1075	1100	1125	1150	1175	1200	1225	1250
Vacuum Pressure (mbar)	-100	-120	-135	-168	-190	-213	-228	-246	-283	-310	-338	-352	-364	-377	-385	-395	-410

می‌شود، متناسب با نرخ افزایش دما، دبی آب تغذیه دیگ بخار در بازه‌های $0/3 \text{ m}^3/\text{h}$ تا $2/2 \text{ m}^3/\text{h}$ افزایش و پس از کاهش دما مجدداً به $1/8 \text{ m}^3/\text{h}$ تقلیل داده شد. هدف اصلی از افزایش دبی آب تغذیه دیگ بخار ورودی به مبرد در هنگام وقوع پدیده طغیان از یک طرف جلوگیری از تنش‌های حرارتی وارده به مبرد و از طرفی دیگر مایع کردن حجم بیشتری از بخارات است. اگر بخارات ورودی به مبرد به مایع برگشتی تبدیل نشوند، عملاً مقدار زیادی از محصول خالص به شکل بخار از برج تقطیر خارج می‌شود. در نمونه‌برداری‌های انجام گرفته از مسیر بخارات خروجی مبرد، مقداری از محصول خالص خروجی که به مایع تبدیل شده بود مشاهده شد. روند تغییرات دبی آب تغذیه دیگ بخار ورودی به مبرد هم‌زمان با افزایش دما در جدول ۴ نشان داده

تجمع حجم بسیار زیادی از مایعات روی سینی و عدم توانایی پمپ‌های خلأ در تأمین فشار مورد نیاز، فشار خلأ بالای برج رفته‌رفته از 75 mbar تا 400 mbar افت می‌کند. البته در شرایطی که تجمع مایعات روی سینی به گونه‌ای باشد که کل فضای بین سینی‌های بالای برج پر شود، فشار خلأ تا 150 mbar نیز افت می‌کند. در چنین شرایطی برای پیشگیری از افت بیش از حد فشار خلأ و در نهایت از سرویس خارج شدن برج تقطیر، دور پمپ‌های خلأ کننده از 850 rpm به 1250 rpm افزایش داده شد. میزان تغییرات فشار خلأ بالای برج تقطیر متناسب با افزایش دور پمپ‌های خلأ کننده در جدول شماره ۳ نشان داده شده است.

۲-۲ افزایش دبی آب تغذیه دیگ بخار ورودی

جدول ۴ تغییرات دمای مبرد همزمان با افزایش دبی آب تغذیه دیگ بخار
Table 4 Condenser temperature changes simultaneously with increasing boiler feed water flow

Condenser Temperature ($^\circ\text{C}$)	145.5	153.3	162.7	159.3	163.2	168.1	174.5	179.4	190.5	186.2	183.3	174.5	161.4	155.5	141.1	133.3	128.8
Boiler Feed Water (m^3/h)	1.86	1.86	2.1	2.3	2.5	2.5	2.8	3	3.2	3.2	3.2	3	2.8	2.5	2.2	2	1.8

همراه درب آن داخل کوره حرارتی الکتریکی با دمای 550°C قرار داده و پس از خارج کردن از کوره و سرد شدن وزن می‌کنیم. هدف از این کار تعیین دقیق وزن خالی بوتله چینی و جلوگیری از ایجاد خطا در داده‌های حاصل از انجام این آزمایش است. همچنین اطراف بوتله چینی را با ذرات دوده به خوبی پر کرده و همراه با بوتله نیکیلی کوچک به مدت $2/5\text{ h}$ در کوره حرارتی الکتریکی با دمای 550°C قرار می‌گیرد. در واقع برای پیشگیری از ایجاد خطای ناشی از جهش حرارتی در آزمایش ناشی از تأثیر حرارت مستقیم کوره به بدنه بوتله چینی اطراف آن را با ذرات ریز دوده پر می‌کنیم. در ادامه بوتله چینی را از کوره خارج کرده و پس از سرد شدن وزن می‌کنیم. محدوده و استانداردهای مربوط به اندازه‌گیری شاخص میزان دوده در جدول ۲ ارائه شده است. برای تعیین دقیق مقدار دوده موجود در قطران زغال‌سنگ از فرمول ۱ استفاده می‌شود. در این فرمول پارامترهای W_2 وزن بوتله چینی به همراه رسوبات داخل آن، W_1 وزن اولیه بوتله چینی به همراه درب آن و W_t وزن قطران اولیه است (wt. %).

$$\text{Coking Value} = \frac{W_2 - W_1}{W_t} \times 100 \quad (1)$$

برای به حداقل رساندن مقدار دوده موجود در رسوبات، ابتدا تصمیم به استفاده از یک مرحله سانتریفیوژ در مقیاس آزمایشگاهی شد. پس از ثبت نتایج حاصل از سانتریفیوژ کردن قطران زغال‌سنگ در آزمایشگاه کاهش شدید مقدار دوده موجود در رسوبات حاصل شد، که نهایتاً تصمیم به انجام یک مرحله سانتریفیوژ بر روی قطران زغال‌سنگ ورود به برج تقطیر در پالایشگاه

جدول ۵ مقدار دوده موجود در قطران زغال‌سنگ قبل و بعد از انجام یک مرحله سانتریفیوژ
Table 5 The amount of coke in the coal tar before and after a centrifuge step

Sample Number	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Coking Value (wt. %)	32.1	31.8	33.5	32.6	33.5	32.4	33.7	33.9	35.3	37.2	31.1	26.3	24.4	22.2	21.2	20.5	19.7	19.3	18.6	18.4

گرفته شد [۳۲، ۳۳]. شایان گفتن است که تعداد دور عملیاتی سانتریفیوژ به کار برده شده در آزمایشگاه و پالایشگاه بر روی 2300 rpm قرار داشت. پس از انجام یک مرحله سانتریفیوژ در طی ۱۰ مرحله در بازه‌های زمانی ۳ روزه مجدداً اقدام به نمونه‌برداری از قطران زغال‌سنگ شد، که نتیجتاً حجم دوده محاسبه شده توسط معادله ۱ از مقدار $37/2$ تا مقدار مجاز $18/4$ درصد وزنی کاهش پیدا کرد (جدول ۵).

۳ نتایج و بحث

۳-۱ تجزیه و تحلیل بر روی داده‌های حاصل از پارامترهای مؤثر در کنترل پدیده طغیان داده‌های ثبت شده حاصل از تغییرات انجام گرفته بر

۲-۳ افزایش دبی محصول خالص خروجی

دبی محصول خالص خروجی از بالای برج تقطیر در شرایط عادی عملیاتی با توجه به میزان خوراک ورودی بین 700 kg/h تا 1000 kg/h متغیر است، که برای خارج کردن این حجم از محصول خالص شیر کنترلی تا حدود ۳۰٪ باز می‌شود. اصولاً محصول خالص خروجی از مایع شدن بخارات سبک ورودی به مبرد حاصل می‌شود. در واقع بخارات سبک دارای ارزشمندترین ترکیبات موجود در خوراک ورودی به برج تقطیر هستند که پس از انجام عملیات انتقال جرم بر روی سینی‌ها به دست می‌آیند. هنگام وقوع طغیان به دلیل تماس حجم زیادی از مایعات در حال ریزش با بخارات در حال صعود ورود، ترکیبات سبک و سنگین به صورت بخار وارد مبرد شده و پس از تبادل حرارت مایع برگشتی تبدیل می‌شوند. از آنجایی که ترکیبات سنگین جزء نامرغوب در خوراک ورودی محسوب می‌شوند به منظور جلوگیری از آلوده شدن محصول خالص در بالای برج تقطیر، دبی محصول خروجی تا حدود 2300 kg/h افزایش داده شد. شایان گفتن است که در چنین شرایطی شیر کنترلی از ۳۰٪ تا ۱۰۰٪ باز می‌شود [۲۹-۳۱].

۲-۴ اندازه‌گیری شاخص میزان دوده در قطران زغال‌سنگ (Coking value)

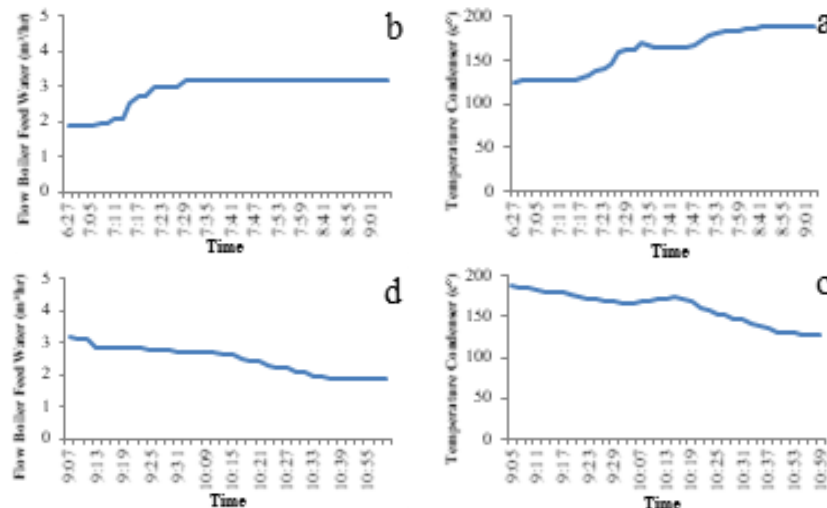
پس از تکرار وقوع پدیده طغیان در برج تقطیر، به منظور انجام مشاهدات میدانی از داخل برج تصمیم به از سرویس خارج کردن و انجام بازآماد (Overhaul)

گرفته شد. در این راستا، بعد از باز کردن درب آدم‌روهای (Manhole) نواحی مختلف برج تقطیر، تجمع حجم بسیار زیادی از رسوبات در ناحیه ناودانی سینی شماره ۲۲ به بالاتر مشاهده شد. در طی ۱۰ مرحله نمونه‌برداری از این رسوبات در بازه‌های زمانی ۳ روزه، حجم دوده محاسبه شده توسط معادله ۱ مقدار $32/1$ تا $37/2$ درصد وزنی بود که حجم بسیار بالای دوده را در خوراک قطران زغال‌سنگ ورودی به برج تقطیر نشان داد (جدول ۴). روش انجام آزمایش به این صورت است که ابتدا مقدار 1 g تا 2 g قطران را طبق استاندارد ISO (6998-97) در بوتله چینی ریخته و در داخل بوتله نیکیلی کوچک قرار می‌گیرد [۱۴]. سپس بوتله چینی (Crucible) خالی مقاوم در برابر دماهای بسیار بالا را به

روی پارامترهای مؤثر در کنترل پدیده طغیان شامل فشار خلاً بالای برج، دبی آب تغذیه دیگ بخار ورودی به مبرد و دبی محصول خالص خروجی گردآوری شده است. این داده‌ها در محدوده زمانی ۰۶:۲۷ تا ۱۰:۵۹ در کنترل پدیده طغیان و بهبود شرایط عملیاتی برج مربوط به قبل و بعد از وقوع پدیده طغیان است. با در نظر گرفتن داده‌های ثبت شده در جدول ۶ و برای درک بهتر میزان تأثیرپذیری هر یک از این پارامترها در کنترل پدیده طغیان و بهبود شرایط عملیاتی برج

جدول ۵ مقدار دوده موجود در قطران زغال سنگ قبل و بعد از انجام یک مرحله سانتریفیوژ
Table 5 The amount of coke in the coal tar before and after a centrifuge step

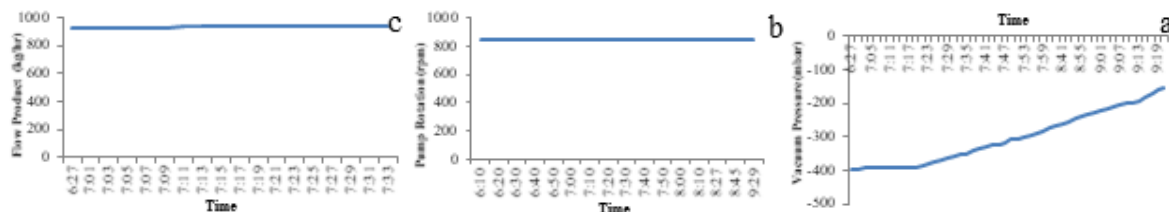
Time	Flow Product (kg/h)	Flow Boiler Feed Water (m3/h)	Vacuum Pressure (mbar)	Temperature Condenser (c°)	Time	Flow Product (kg/h)	Flow boiler feed water (m3/h)	Vacuum Pressure (mbar)	Temperature Condenser (c°)
6:27	924	1.85	-395	125.2	9:01	926	3.20	-217	187.4
7:01	925	1.85	-395	125.6	9:03	926	3.20	-211	187.3
7:03	925	1.85	-393	125.8	9:05	999	3.20	-207	187.2
7:05	925	1.85	-393	126.6	9:07	2319	3.20	-202	186.3
7:07	925	1.95	-393	125.8	9:09	2174	3.10	-200	184
7:09	925	1.95	-390	125.8	9:11	1554	3.10	-194	181.9
7:11	925	2.10	-390	126.5	9:13	1403	2.81	-183	180.6
7:13	925	2.10	-390	126.5	9:15	1116	2.81	-170	180.2
7:15	925	2.50	-390	126.8	9:17	728	2.81	-163	179.4
7:17	925	2.70	-390	130.5	9:19	516	2.81	-154	177.6
7:19	925	2.70	-390	132.4	9:21	462	2.81	-141	175.2
7:21	925	3.00	-385	138.3	9:23	555	2.81	-132	173
7:23	925	3.00	-381	140.8	9:25	417	2.75	-130	171.1
7:25	925	3.00	-374	146.4	9:27	512	2.75	-143	169.5
7:27	925	3.00	-370	158.3	9:29	512	2.75	-158	168.5
7:29	925	3.14	-365	160.5	9:31	502	2.71	-168	167.4
7:31	925	3.14	-360	160.7	9:33	500	2.71	-185	166.6
7:33	925	3.18	-354	168.5	10:07	574	2.70	-220	169.4
7:35	925	3.18	-351	166.6	10:09	645	2.70	-238	169.6
7:37	928	3.20	-344	165	10:11	647	2.70	-246	170.9
7:39	925	3.20	-338	163.9	10:13	655	2.65	-255	172.4
7:41	925	3.20	-330	163.3	10:15	649	2.65	-264	173.4
7:43	924	3.20	-327	163.5	10:17	701	2.50	-270	172.9
7:45	925	3.20	-323	164.6	10:19	698	2.40	-277	168.3
7:47	925	3.20	-316	168.1	10:21	704	2.40	-285	161.4
7:49	925	3.20	-310	173.5	10:23	737	2.31	-296	157.3
7:51	1293	3.20	-306	177.4	10:25	926	2.20	-310	152.6
7:53	1428	3.20	-294	180.2	10:27	944	2.20	-326	152.5
7:55	1696	3.20	-288	182.1	10:29	959	2.10	-337	147.1
7:57	1793	3.20	-283	183.5	10:31	957	2.10	-346	146.2
7:59	1798	3.20	-275	184.3	10:33	936	1.91	-357	142.7
8:01	1729	3.20	-270	184.9	10:35	949	1.91	-368	139.5
8:39	918	3.20	-267	186.6	10:37	951	1.88	-374	134.8
8:41	947	3.20	-257	188.6	10:39	948	1.88	-385	130.5
8:43	1706	3.20	-244	189	10:51	948	1.85	-390	130.5
8:45	1587	3.20	-240	189	10:53	938	1.85	-395	129.6
8:55	914	3.20	-236	187.9	10:55	944	1.85	-398	128.4
8:57	909	3.20	-229	187.7	10:57	947	1.85	-400	128
8:59	915	3.20	-223	187.5	10:59	949	1.85	-400	128



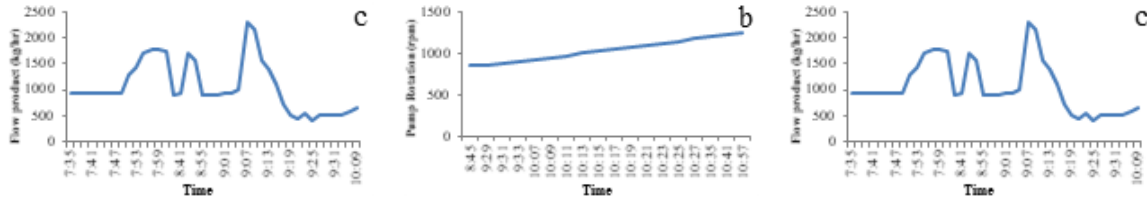
در ناحیه مبرد قبل و بعد از وقوع پدیده طغیان b و کاهش دما a شکل ۶ افزایش دما
 Fig. 6 Increase in temperature a and decrease in temperature b in the condenser area before and after occurrence of the flooding phenomena

۰۹:۰۳ دبی آب تغذیه دیگ بخار ورودی به مبرد در بازه زمانی ۰۷:۱۵ تا ۰۹:۰۷ از $15/95 \text{ m}^3/\text{h}$ تا $3/2 \text{ m}^3/\text{h}$ افزایش داده شد (شکل ۶b). پس از افزایش دبی آب تغذیه ورودی به مبرد تا مقدار $3/2 \text{ m}^3/\text{h}$ ، دمای مبرد در بازه زمانی ۰۸:۵۵ تا ۱۰:۵۷ از میزان $188/5 \text{ }^\circ\text{C}$ تا 128 محدوده عملیاتی کاهش یافت (شکل ۶c)، که در چنین شرایطی دبی آب تغذیه دیگ بخار نیز به مقدار عادی عملیاتی $1/95 \text{ m}^3/\text{h}$ تقلیل داده شد (شکل ۶d). با مقایسه شکل‌های زیر تأثیر افزایش دبی آب تغذیه ورودی به مبرد به منظور کنترل نرخ افزایش دما در مبرد به دلیل وقوع پدیده طغیان مشاهده می‌شود. از طرفی همزمان با وقوع پدیده طغیان در برج تقطیر و افزایش دمای مبرد به دلیل ورود حجم بسیار زیادی از بخارات به داخل لوله‌ها و افزایش همزمان دبی آب تغذیه دیگ بخار ورودی به مبرد، حجم مایع برگشتی (Reflux ratio) به داخل برج افزایش شدیدی پیدا کرد، که این شرایط باعث شد تا فشار خلاً بالای برج در بازه زمانی ۰۷:۱۹ تا ۰۹:۲۶ از -400 mbar تا -130 دچار افت شدید شود (شکل ۶a). شایان گفتن است که در این مدت دور پمپ خلاً همچنان بر روی خروجی نیز در بازه زمانی ۰۶:۲۷ تا ۰۷:۳۳ در محدوده 925 kg/h تا 945 kg/h قرار داشت (شکل ۶c).

تقطیر، چگونگی انجام تغییرات بر روی فشار خلاً بالای برج و دبی آب تغذیه دیگ بخار ورودی به مبرد و دبی محصول خالص خروجی به صورت جداگانه مورد بررسی و تجزیه و تحلیل قرار گرفت. طبق داده‌های ثبت شده در جدول ۶، مشاهده می‌شود که دمای مبرد در بازه زمانی ۰۶:۲۷ تا ۰۷:۱۲ بین $90 \text{ }^\circ\text{C}$ تا $127 \text{ }^\circ\text{C}$ قرار گرفته که نشان می‌دهد برج تقطیر در شرایط عادی عملیاتی قرار دارد و در بازه زمانی ۰۷:۱۵ تا ۰۸:۴۵ دمای مبرد از $128 \text{ }^\circ\text{C}$ تا 190 دچار افزایش ناگهانی شده که نشان‌دهنده ورود حجم عظیمی از بخارات به لوله‌های مبرد به دلیل وقوع پدیده طغیان در برج تقطیر است. (شکل ۶a). افزایش شدید دمای مبرد از یک طرف باعث وارد شدن تنش‌های شدید حرارتی به لوله‌ها و بدنه مبرد شده و از طرفی دیگر منجر به عدم تبادل حرارتی مناسب بین فازهای بخار درون لوله‌ها و آب تغذیه دیگ بخار در خارج از لوله‌ها می‌شود. با توجه به شکل ۶a به دلیل اینکه پروفایل دمایی مبرد در بازه زمانی ۰۶:۲۷ تا ۰۷:۱۲ در شرایط عادی عملیاتی قرار دارد، دبی آب تغذیه دیگ بخار ورودی به مبرد در محدوده $1/85 \text{ h/m}^3$ تا $1/95 \text{ m}^3/\text{h}$ تنظیم شده است (شکل ۶b). در حالی که به منظور کنترل و کاهش نرخ افزایش دما به دلیل کنترل نرخ رشد دمای مبرد در بازه زمانی ۰۷:۱۵ تا



شکل ۷ افت فشار خلاً بالای برج تقطیر a، ثابت بودن تعداد دوران پمپ خلاً b و دبی محصول خالص c هنگام وقوع پدیده طغیان
 Fig. 7 Vacuum pressure drop above the distillation column a, constant number of rotation of the vacuum pump b and net product of c when the occurrence of the flooding phenomenon



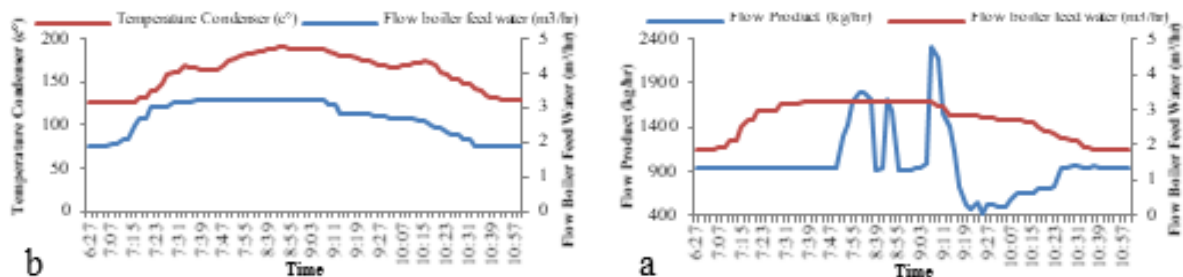
شکل ۸ بهبود فشار خلأ بالای برج تقطیر a، افزایش تعداد دور پمپ خلأ b و افزایش دبی محصول خالص خروجی c در حین کنترل پدیده طغیان
Fig. 8 Improving the vacuum pressure above the distillation column a, increasing the number of rotation of the vacuum pump b and increasing the net product flow rate c while controlling the flooding phenomena

آب تغذیه دیگ بخار ورودی به مبرد و دبی محصول خالص خروجی برای کنترل پدیده طغیان استفاده شد. از طرفی مشاهده شد که در هنگام وقوع طغیان فشار خلأ بالای برج تقطیر دچار افت شدید و دمای مبرد جهش ناگهانی پیدا کرد. برای غلبه بر این مشکلات ابتدا دور پمپ خلأ از ۸۵۰ rpm به ۱۲۵۰ rpm و دبی آب تغذیه دیگ بخار ورودی به مبرد از مقدار $1/95 \text{ m}^3/\text{h}$ به $3/2 \text{ m}^3/\text{h}$ افزایش داده شد. همچنین به منظور جلوگیری از آلوده شدن محصول، دبی محصول خالص خروجی نیز از 925 kg/h تا 2300 kg/h افزایش یافت. در شکل‌های a, b, c موفقیت‌آمیز بودن اعمال تغییرات بر روی هر یک از این پارامترها به منظور کنترل و کاهش آثار سوء ناشی از وقوع پدیده طغیان در برج تقطیر سینی‌دار تحت خلأ نشان داده شده است. همچنین میزان دوده موجود در قطران زغال‌سنگ ورودی به برج تقطیر پس از یک مرحله سانتریفیوژ در یک بازه زمانی ۳۰ روزه از مقدار $37/5$ به $18/4$ درصد وزنی کاهش یافت.

به‌منظور کنترل شدت پدیده طغیان و غلبه بر افت فشار خلأ بالای برج تقطیر ابتدا دور پمپ خلأ از ۸۵۰ تا ۱۲۵۰ rpm افزایش داده شد (شکل ۸b). پس از انجام این تغییر مشاهده شد که از بازه زمانی ۰۹:۲۹ تا ۱۰:۵۷ فشار خلأ بالای برج تقطیر بهبود یافت و مجدداً در محدوده عملیاتی -400 mbar قرار گرفت (شکل ۸a). از طرفی به دلیل افزایش بسیار زیاد حجم مایع برگشتی (Reflux ratio) به داخل برج تقطیر به دلیل تبادل حرارت بین حجم بسیار زیادی از بخارات سنگین نامرغوب و سبک مرغوب داخل لوله‌ها با آب تغذیه دیگ بخار ورودی به مبرد، در نهایت حجم زیادی مایع داخل لوله‌ها بر روی سینی محصول ریزش (سینی شماره ۶۴) کرد و باعث آلوده شدن محصول خالص خروجی شد. برای کنترل و کاهش ورود ناخالصی‌ها به محصول خالص خروجی، نتیجتاً دبی محصول خالص خروجی در بازه زمانی ۰۷:۴۷ تا ۱۰:۰۷ و در طی چندین مرحله از 925 kg/h تا 2300 kg/h افزایش داده شد (شکل ۸c). شایان گفتن است در چنین شرایطی شیر کنترلی برای خارج کردن این حجم از محصول خالص خروجی از ۲۵٪ تا ۱۰۰٪ باز شده بود.

۴ نتیجه‌گیری

در این تحقیق چگونگی کنترل پدیده طغیان و کاهش اثرات نامطلوب ناشی از آن بر شرایط عملیاتی و فرایندی برج تقطیر سینی‌دار تحت خلأ به دلیل تجمع رسوبات در ناحیه ناودانی و سطح روی سینی شماره ۲۲ و بالاتر از آن مورد بررسی قرار گرفت. به این منظور از پارامترهای مهم و تأثیرگذار شامل فشار خلأ بالای برج تقطیر، دبی



شکل ۹ تغییرات دبی آب تغذیه دیگ بخار ورودی به مبرد در مقابل دبی محصول خالص خروجی a، تغییرات دمای مبرد در مقابل دبی آب تغذیه دیگ بخار b
Fig. 9 Changes in boiler feed water flow rate to condenser versus net product output a, Condenser temperature changes versus boiler feed water flow rate b

مراجع

- [1] Kister H.Z. Chapter 2: Common Techniques for Distillation Troubleshooting. Distillation Operation and Applications, Elsevier, Amsterdam, 2014 ,101-37.
- [2] Korchi K.E., Alami R., Saadaoui A., Mimount S., Chaouch A., Residence Time Distribution Studies Using Radiotracers in A Lab-Scale Distillation Column: Experiments and Modeling. Applied Radiation and Isotopes, 108889 ,154 2019.
- [3] Gu W., Huang Y., Wang K., Zhang B., Chen Q., Hui C.W., Comparative Analysis and Evaluation of Three Crude Oil Vacuum Distillation Processes for Process Selection. Energy, 76 2014 ,571-559.
- [4] Remesat D., Chuang K., Svrcek W., The Evaluation of Out-of-Level Trays for the Improvement of Industry Guidelines. Chemical Engineering Research and Design, 514-508 ,83 2005.
- [5] Javier F., Ortiz G., A Pilot-Scale Laboratory Experience for An Inductive Learning of Hydrodynamics in A Sieve-Tray Tower. Education for Chemical Engineers, 55-42 ,29 2019.
- [6] Wang Y.G., Jiang G.C., Zhang S.J., Zhang H.Y., Lin X.C., Huang X., Fan M.H., The Application of A Modified Dissolving Model to the Separation of Major Components in Low-Temperature Coal Tar. Fuel Process Technology, 319-313 ,149 2016.
- [7] Egashira R., Saito J., Solvent Extraction of Coal Tar Absorption Oil with Continuous Countercurrent Spray Column. Journal of the Japan Petroleum Institute, 226-218 ,(4)50 2007.
- [8] Egashira R., Salim C., Separation of Coal Tar Distillate by Solvent Extraction- Separation of Extract Phase Using Distillation. Journal of the Japan Petroleum Institute, 334-326 ,(6)49 2006.
- [9] Kozielska B., Konieczynski J., Polycyclic Aromatic Hydrocarbons in Particulate Matter Emitted from Coke Oven Battery. Fuel, 2015 ,334-327 ,144.
- [10] Mondala M., Mukherjee R., Sinhab A., Sarkar S., Dea S., Removal of Cyanide from Steel Plant Effluent Using Coke Breeze, A Waste Product of Steel Industry. Journal of Water Process Engineering, 2019 ,143-135 ,28.
- [11] Zhang Y., Wei C., Yan B., Emission Characteristics and Associated Health Risk Assessment of Volatile Organic Compounds from A Typical Coking Wastewater Treatment Plant. Science of the Total Environment, 693 2019 ,133417.
- [12] Reddy B.R., Shrivania B., Dasb B., Dashb P.S., Vinua R., Microwave-Assisted and Analytical Pyrolysis of Coking and Non-Coking Coals: Comparison of Tar and Char Compositions. Journal of Analytical and Applied Pyrolysis, 2019 ,104614 ,142.
- [13] Liu Y., Yan H., Chen X., Feng X., Yang C., Effect of Blending Ratio on Coke Morphology and Composition in Co-Coking of Vacuum Residue and Bio-Tar. Journal of Analytical and Applied Pyrolysis, 2019 ,104629 ,141.
- [14] Standard Guide for Determination of coking value. International Organization for Standardization, Geneva, Switzerland, ISO, 1997 ,6998.
- [15] Karlsen-Davies N.D., Aggidis G.A., Regenerative Liquid Ring Pumps Review and Advances on Design and Performance. Applied Energy, 2016 ,825-815 ,164.
- [16] Schreiber C., Kopf M., Theoretical Model for the Performance of Liquid Ring Pump Based on the Actual Operating Cycle, 2017 ,361732.
- [17] Zhang R., Guo G., Experimental Study on Gas-Liquid Transient Flow in Liquid-Ring Vacuum Pump and its Hydraulic Excitation. 2020 ,109025 ,171.
- [18] Chen J., Lu X., Wang Q., Zeng M., Experimental Investigation on Thermal-Hydraulic Performance of A Novel Shell-and-Tube Heat Exchanger with Unilateral Ladder Type Helical Baffles. Applied Thermal Engineering, 2019 ,114099 ,161.
- [19] Kalapala L., Devanuri J.K., Parametric Investigation to Assess the Melt Fraction and Melting Time for A Latent Heat Storage Material Based Vertical Shell and Tube Heat Exchanger. Solar Energy, 2019 ,371-360 ,193.
- [20] Haseli Y., Dincer I., Naterer G.F., Optimum Temperatures in A Shell and Tube Condenser with Respect to Exergy. International Journal of Heat and Mass Transfer, 2008 ,2470-2462 ,51.
- [21] Kasumu A.S., Nassar N.N., Mehrotra A.K., A Heat-Transfer Laboratory Experiment with Shell-and-Tube Condenser. Education for Chemical Engineers, 2017 ,47-38 ,19.

- [22] Wang J., Zhang L., Zheng Y., Wang K., Adaptive Prognosis of Centrifugal Pump Under Variable Operating Conditions. *Mechanical Systems and Signal Processing*, 2019, 591-576, 131.
- [23] Guo X.M., Zhu Z.C., Shi G.P., Huang Y., Effects of Rotational Speeds on the Performance of A Centrifugal Pump with A Variable-Pitch Inducer. *Journal of Hydrodynamics*, 2017, 862-854, 29.
- [24] Shao J., Liu H., He Y., Boiler Feed Water Deoxygenation Using Hollow Fiber Membrane Contactor. *Desalination*, 2008, 377-370, 234.
- [25] Liu H., Yang C., Pu W., Zhang J., Removal of Nitrogen from Wastewater for Reusing to Boiler Feed-Water by An Anaerobic/Aerobic/Membrane Bioreactor. *Chemical Engineering Journal*, 2008, 129-122, 140.
- [26] Bulloch J.H., Deaerator Feedwater Vessel Weld Cracking Monitored over A Service Time of Around 80,000 Hours. *International Journal of Pressure Vessels and Piping*, 2003, 615-607, 80.
- [27] Bulloch J., The Use of Constant Probability Fatigue Curves in Predicting Deaerator Vessel Failure. *International Journal of Pressure Vessels and Piping*, 2001, 336-331, 78.
- [28] Ferro E., Ghiazza E., Bosio B., Costa P., Modelling of Flash and Stripping Phenomena in Deaerators for Seawater Desalination. *Desalination*, 2002, 180-171, 142.
- [29] Song W., Yang J., Ji Y., Zhang C., Experimental Study on Characteristics of A Dual Temperature Control Valve in the Chilled Water System of An Air-Conditioning Unit. *Energy and Buildings*, 2019, 109369, 202.
- [30] Huang J., Wang X., Wang H., Hao H., Development of a Flow Control Valve with Digital Flow Compensator. *Flow Measurement and Instrumentation*, 2019, 169-157, 66.
- [31] Asim T., Mishra R., Oliveira A., Charlton M., Effects of the Geometrical Features of Flow Paths on the Flow Capacity of A Control Valve Trim. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 2019, 138-124, 172.
- [32] Lindner J., Nirschl H., A Hybrid Method for Combining High-Gradient Magnetic Separation and Centrifugation for A Continuous Process. *Separation and Purification Technology*, 2014, 131, 34-27.
- [33] Gleiss M., Hammerich S., Kespe M., Nirschl H., Application of the Dynamic Flow Sheet Simulation Concept to the Solid-Liquid Separation: Separation of Stabilized Slurries in Continuous Centrifuges. *Chemical Engineering Science*, 2017, 178-167, 163.