

## شبیه‌سازی واحد تغلیظ لیکور در کارخانه چوب و کاغذ مازندران

سهیل پورمحمودی<sup>۱</sup>، ایمان ترابی وسطی کلائی<sup>۱</sup> و الهام امیدبخش امیری<sup>۲\*</sup>

۱- دانشجوی کارشناسی گروه مهندسی شیمی، دانشکده فنی و مهندسی، دانشگاه مازندران، بابلسر، مازندران، ایران

۲- نویسنده مسئول، استادیار، گروه مهندسی شیمی، دانشکده فنی و مهندسی، دانشگاه مازندران، بابلسر، مازندران، ایران،

پست الکترونیک: e.omidbakhsh@umz.ac.ir

تاریخ دریافت: بهمن ۱۳۹۵ تاریخ پذیرش: مهر ۱۳۹۶

### چکیده

کارخانه چوب و کاغذ مازندران به‌عنوان بزرگ‌ترین کارخانه تولید کاغذ در خاورمیانه شناخته می‌شود. لیکور سیاه، محصول مایع حاصل از فرایند شیمیایی پخت خمیرکاغذ می‌باشد. در این کار، واحد تغلیظ لیکور توسط نرم‌افزار هایسیس شبیه‌سازی شده است و نتایج حاصل از شبیه‌سازی جریان لیکور نهایی با داده‌های کارخانه مقایسه شده است و نتایج قابل قبولی به‌دست آمده است. در مرحله بعد اثر شرایط عملیاتی دو جریان خوراک اصلی این واحد مورد بررسی قرار گرفته است. نتایج نشان داده است با افزایش دمای جریان لیکور رقیق ورودی، درصد غلظت جریان لیکور خروجی افزایش می‌یابد. به طوری که با افزایش دمای جریان لیکور رقیق ورودی به میزان ۴۰ درجه سانتی‌گراد، تقریباً ۲۸ درصد میزان تغلیظ افزایش می‌یابد. همچنین، با افزایش فشار جریان لیکور رقیق ورودی به میزان ۱۰ کیلوپاسکال، تقریباً ۳۹ درصد میزان تغلیظ کاهش می‌یابد. با افزایش میزان فشار و دبی جریان بخار، غلظت لیکور خروجی تا حدودی افزایش می‌یابد، البته این افزایش در دبی، ابتدا با شیب تندی و بعد با شیب کمتری است. البته اثر دمای جریان بخار ورودی بر میزان تغلیظ جریان لیکور نهایی در فشارهای مختلف باید جداگانه بررسی شود.

واژه‌های کلیدی: شبیه‌سازی، تبخیرکننده، لیگنین، چوب و کاغذ.

### مقدمه

صنعت چوب و کاغذ از عمده‌ترین صنایع در کشورهای است که دارای جنگل‌های انبوه می‌باشند. در شمال کشور ما نیز به علت وجود جنگل‌های انبوه، این صنعت از بزرگ‌ترین صنایع تولیدی به‌شمار می‌رود و صنایع چوب و کاغذ مازندران به منظور تولید سالیانه ۱۷۵۰۰۰ تن انواع کاغذ شامل فلوتینگ، روزنامه، چاپ و تحریر از چوب‌آلات درجه ۳ طراحی شده است که بزرگ‌ترین کارخانه تولید کاغذ در خاورمیانه نیز می‌باشد (Saraeian et al., 2012). مسائل مربوط به تولید و کاربرد فرآورده‌های چوبی در کشور، اهمیت و جایگاه ویژه‌ای دارد. از این رو باید با یک

مدیریت و آینده‌نگری سعی شود تا با استفاده از منابع محدود تا حد امکان پاسخگوی نیازهای گوناگون جوامع بشری بود. بدون شک در این راستا چالش‌های چندی نیز وجود دارد که باید با یک شیوه مناسب آنها را شناسایی کرد و در جهت رفعشان اقدام کرد. در نتایج به‌دست آمده از تحقیقات بهمنی و همکارانش، چالش‌های فراوری چوب و کاغذ را طبقه‌بندی کرده و بررسی شده که هر یک چه سهمی از این چالش‌ها را دارا هستند. در این تحقیقات، کمبود ماده اولیه به‌عنوان مهمترین چالش بیان شده است. البته نبود برنامه بلندمدت جامع و کاربردی، وجود فاصله زیاد بین دانشگاه و مراکز صنعتی به‌عنوان چالش‌های اصلی دیگر شناخته شدند

مایع حاصل از فرایند شیمیایی پخت خمیر می‌باشد که مخلوطی از آب، مواد شیمیایی پخت معدنی، لیگنین و دیگر مواد آلی است که در مرحله پخت شیمیایی در دایجستر از چوب جدا شده‌اند. وجود مواد شیمیایی پخت و ترکیبات آلی (از نظر ارزش انرژی) در این لیکور سیاه حائز اهمیت است (Marklund *et al.*, 2007; Adams ; Orujy *et al.*, 2014) (et al., 1997). از سویی این مایع به علت وجود ترکیبات آلی و معدنی به شدت آلوده‌کننده است و فرایند تصفیه غیراقتصادی خواهد داشت. از این رو، بازیابی هردو (ماده شیمیایی و انرژی موجود در لیکور سیاه) ضروری به نظر می‌رسد که روش‌های متعددی امروزه برای این بازیابی در حال انجام است. یکی از این روش‌ها که در صنعت انجام می‌شود، استفاده از ریکاوری بویلر است. عروجی و همکارانش مطالعه‌ای روی بهبود عملکرد بویلر بازیاب لیکور سبز کارخانه تولید کاغذ انجام داده‌اند. در کار آنان با موازنه جرم و انرژی و به کمک آنالیز انرژی، اتلاف‌های موجود بررسی شد (Orujy *et al.*, 2014). در جدیدترین پژوهش‌ها در این زمینه، می‌توان از تلاش مارکلند و همکارانش در مدل‌سازی تبدیل لیکور سیاه به گاز به روش دینامیک سیالات محاسباتی نام برد. فرایند تبدیل لیکور سیاه به گاز تحت فشار و دمای بالا، فناوری نو محسوب می‌شود که می‌تواند بازیابی انرژی و مواد شیمیایی پخت را بهبود ببخشد (Marklund *et al.*, 2007).

روش دیگر برای بازیابی لیکور، تغلیظ لیکور می‌باشد که در صنایع چوب و کاغذ مازندران از آن استفاده می‌شود. در این روش لیکور سیاه رقیق پس از چند مرحله عبور از تبخیرکننده‌ها غلیظ شده و این لیکور غلیظ در ریکاوری بویلر به عنوان سوخت برای تولید بخار مصرف می‌شود. در ریکاوری بویلر مواد آلی سوزانده و تبدیل به انرژی شده و مواد معدنی موجود در آن پس از انجام فرایندهای شیمیایی به عنوان لیکور سبز به مایع پخت اولیه مورد استفاده در واحد خمیرسازی تبدیل می‌شود. Algehed & Berntsson (۲۰۰۳) شبیه‌سازی و ارزیابی اقتصادی طرح‌های جدیدی از تبخیرکننده‌ها با فشار متوسط بخار را انجام داده‌اند. آنان بیان

(Bahmani *et al.*, 2012). به عبارتی دیگر، مطابق با این تحقیق، نبود یا ضعف تحقیق و توسعه یکی از عوامل قابل توجه است که نشان‌دهنده نقش غیرقابل‌انکار پژوهش‌های علمی در محیط صنعتی و با داده‌های واقعی صنعتی می‌باشد که می‌تواند نقش مؤثری در بهبود و پیشرفت صنعت داشته باشد. نمونه‌ای از این موارد، مطالعه انجام شده توسط Saraeian و همکارانش (۲۰۱۲) است. آنان به ارزیابی خمیرهای کاغذ بازیافتی در شرکت صنایع چوب و کاغذ مازندران پرداخته‌اند. کیفیت خمیرهای کاغذ بازیافتی وارد شده به چوب و کاغذ مازندران متفاوت می‌باشد که این می‌تواند در فرایند تولید و کیفیت محصول نهایی مؤثر باشد. البته در کار آنها، پیشنهادهایی برای استفاده از خمیر کاغذ بازیافتی برای جذب بیشتر مشتری ارائه شده است. همچنین، چالش‌هایی را که با افزایش مصرف خمیر بازیافتی حاصل می‌شود، بررسی کرده‌اند (Saraeian *et al.*, 2012).

صنایع چوب و کاغذ به طور عمده مقادیر بسیار زیادی آب مصرف می‌کنند و در حدود ۸۰ تا ۸۵ درصد آب مصرفی شان را به صورت پساب وارد محیط می‌کنند. پساب خروجی از این کارخانه‌ها، دارای مقادیر زیادی لیگنین و دیگر مواد آلی و معدنی بوده که در مراحل مختلف تولید کاغذ به‌ویژه تولید خمیر، به وجود می‌آیند. با توجه به خطرناک بودن این مواد برای محیط‌زیست، لازم است روش‌های مختلف تصفیه‌ای به‌کاربرده شود. از این روش‌ها، می‌توان به روش‌های الکتروشیمیایی (Chen, 2004) مانند اکسیداسیون الکتریکی، انعقاد الکتریکی (Yousefi & Yousefi, 2011) و کف‌زایی الکتریکی اشاره کرد، هرچند روش‌های دیگری را برای بازیافت لیگنین از پساب می‌توان نام برد، مثل رسوب‌زایی با استفاده از تغییر PH، اولترافیلتراسیون، استخراج با هیدروکسید سدیم، شناورسازی در هوا و رسوب‌زایی با افزودن مواد غیرحلال. از سوی دیگر، در برخی موارد، پساب بعضی از واحدها به علت آلودگی زیاد که تصفیه آن مقرون صرفه نیست و همچنین با ارزش بودن آنها در مواردی دیگر استفاده می‌شوند. یکی از این واحدها، واحد خمیرسازی است. لیکور سیاه، محصول

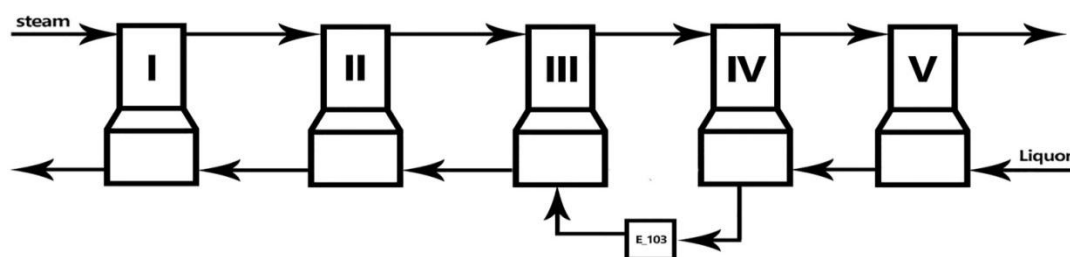
چوب و کاغذ مازندران توسط نرم‌افزار هایسیس<sup>۱</sup> انجام شده است. با داده‌ها و شرایط بیان شده از داده کارخانه، بررسی‌های شبیه‌سازی انجام شده است. شرایط تبخیرکننده‌ها و مقدار تغلیظ مورد بررسی قرار گرفته است. سپس در مرحله بعد اثر شرایط عملیاتی (ویژگی‌های دو جریان خوراک و اصلی موجود) بر میزان تغلیظ لیکور بررسی شد.

### شرح فرایند

لیکور سیاه رقیق تولیدشده در واحد تولید خمیر به واحد بازیابی لیکور فرستاده می‌شود و برای انجام عملیات تغلیظ، وارد تبخیرکننده‌ها می‌شود. با توجه به شمای کلی فرایند که در شکل ۱ نشان داده شده، در این عملیات برای تغلیظ تدریجی از پنج تبخیرکننده استفاده شده است که در آن حرکت لیکور (liquor) در جهت عکس حرکت بخار (Steam)، از تبخیرکننده ۵ به تبخیرکننده ۱ در جریان است. لیکور سیاه رقیق با عبور از داخل لوله‌های تبخیرکننده و در اثر تبادل حرارتی با بخار داغ اطراف لوله‌ها گرم شده و به تدریج تغلیظ می‌شود. به جز افکت ۱ که از بخار تازه استفاده می‌کند، در تبخیرکننده‌های ۲ تا ۵ از بخارات حاصل از تبخیرکننده‌های ما قبل استفاده خواهد شد. همچنین جریان لیکور خروجی از تبخیرکننده ۴، قبل از ورود به تبخیرکننده ۳ توسط مبدل حرارتی (E-103) برای تأمین افت حرارتی گرم می‌شود.

کردند که این روش در ذخیره بخار مؤثر خواهد بود (Algehed & Berntsson, 2003). در برخی از مطالعات (Jyoti & Khanam, 2014; Bhargava *et al.*, 2008) شبیه‌سازی حرارتی تبخیرکننده‌ها برای تغلیظ لیکور بررسی شده است. Bhargava و همکاران (۲۰۰۸)، تبخیرکننده از نوع فیلم ریزان را به صورت ریاضی مدل کردند. با موازنه جرم و انرژی، مطالعاتی روی پارامترهای مانند ضریب کلی انتقال حرارت، اتلاف حرارتی و افزایش نقطه جوش انجام دادند و با توسعه مدل روابطی برای ضریب کلی انتقال حرارت با پارامترهای وابسته به آن معرفی کردند (Bhargava *et al.*, 2008). در برخی دیگر از مطالعات، انتقال حرارت در تبخیرکننده لیکور از نوع فیلم ریزان مورد بررسی قرار گرفته است (Karlsson *et al.*, 2013; Johansson *et al.*, 2009). در مطالعه انجام شده توسط Karlsson و همکارانش (۲۰۱۳)، انتقال حرارت با سیال با اعداد پرنتل بالا بررسی شد. لیکور سیاه به عنوان یک نمونه از این سیالات مورد مطالعه قرار گرفت. مطالعات آنان بیان کرد که ویسکوزیته پارامتر مهمی برای ضریب انتقال حرارت است و میزان جریان جرمی وابستگی ضعیف و مثبتی در این مورد دارد. همچنین، آنان روش جدید را برای غلبه بر جرم گرفتنی تحت شرایط کرستالیزاسیون توسعه دادند (Karlsson *et al.*, 2013).

در این پژوهش شبیه‌سازی واحد تغلیظ لیکور کارخانه



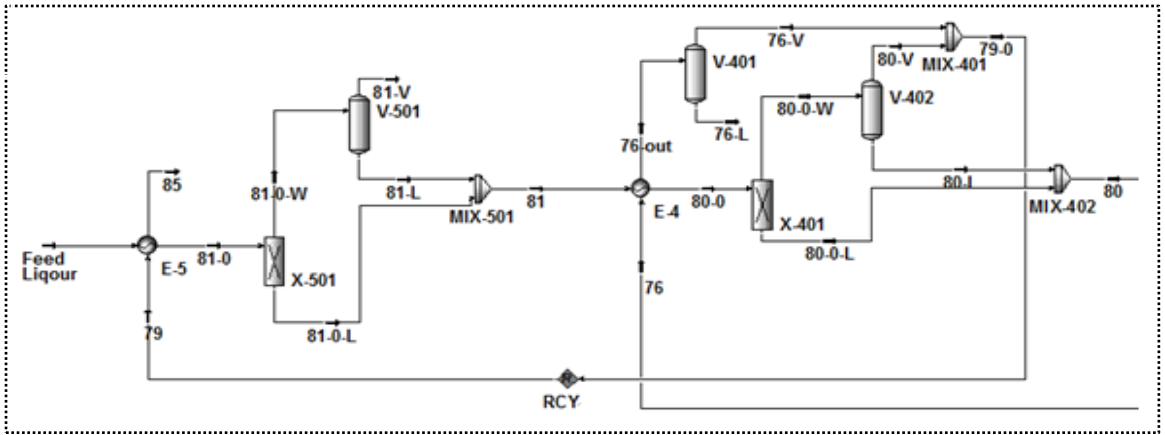
شکل ۱- شمای کلی از فرایند تغلیظ لیکور

## شبیه‌سازی فرایند

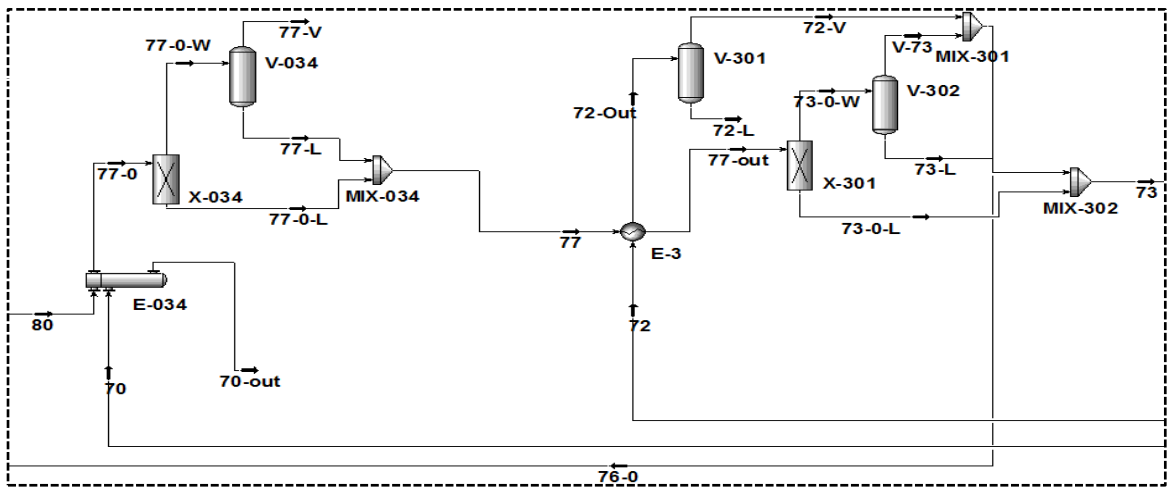
شکل ۲ نمودار جریان فرایند واحد تغلیظ لیکور را نشان می‌دهد. در این شبیه‌سازی از نرم‌افزار هایسیس و بسته خواص NRTL استفاده شده است. برای هر افکت (تبخیرکننده) مجموعه‌ای در نظر گرفته شده است که شامل یک مبدل حرارتی، یک جداکننده، دو مخلوط‌کننده و دو فلش تانک (یکی برای جداسازی فاز مایع و بخار جریان لیکور و دیگری برای جداسازی فاز مایع و بخار جریان بخار) است. نحوه کار افکت ۵ بدین صورت می‌باشد که جریان Feed liquor که حاوی ۹۴٪ آب، ۳٪ لیگنین، ۲/۵٪ سولفیت سدیم و ۰/۵٪ کربنات سدیم است، وارد مبدل حرارتی E-5 می‌شود و با جریان ۷۹ (بخار ورودی به افکت ۵ که جریان بخار خروجی از افکت ۴ می‌باشد)، تبادل حرارت دارد تا لیکور کمی تغلیظ شود. این جریان لیکور کمی تغلیظ شده (جریان 81-0) سپس وارد جداکننده X-501 شده تا آب از بقیه لیکور جدا شود. پس از آن، آب جدا شده وارد فلش تانک V-501 شده و فاز مایع و بخار آن از هم جدا می‌شود. جریان مایع خروجی از فلش تانک V-501 با جریان مایع خروجی از جداکننده X-501 در مخلوط‌کننده MIX-501 مخلوط شده و به‌عنوان جریان لیکور ورودی به افکت ۴ وارد می‌شود. این جریان وارد مبدل حرارتی E-4 می‌شود و با جریان ۷۶ (بخار ورودی به افکت ۴ که جریان بخار خروجی از افکت ۳ می‌باشد)، تبادل حرارت دارد تا لیکور برای مرحله دوم تغلیظ شود. این جریان لیکور تغلیظ شده (جریان 80-0) سپس وارد جداکننده X-401 شده تا آب از بقیه لیکور جدا شود. پس از آن، آب جدا شده وارد فلش تانک V-402 شده و فاز مایع و بخار آن از هم جدا می‌شود. جریان دوم خروجی از مبدل حرارتی E-4 وارد فلش تانک V-401 شده تا فاز مایع و بخار آن جدا شود. جریان بخار خروجی از فلش تانک V-401 با جریان بخار خروجی از فلش تانک V-402 در مخلوط‌کننده MIX-401 با یکدیگر مخلوط شده و به‌عنوان جریان بخار (جریان ۷۹) به مبدل حرارتی E-5

در افکت ۵ وارد می‌شود. جریان مایع خروجی از فلش تانک V-402 با جریان مایع خروجی از جداکننده X-401 در مخلوط‌کننده MIX-402 مخلوط شده و از افکت ۴ خارج می‌شود. جریان ۸۰ (لیکور خروجی از افکت ۴) قبل از وارد شدن به افکت ۳ وارد مبدل حرارتی بین افکت ۳ و ۴ (E-3) می‌شود، این مبدل برای استفاده از بخار کندانس تمیز افکت اول که دمای بالایی دارد تعبیه شده است تا لیکور را گرم کند. جریان لیکور بعد از عبور از جداکننده X-034 و فلش تانک V-034 و مخلوط‌کننده MIX-034، وارد مبدل E-3 در افکت ۳ شده و پس از تبادل حرارتی با جریان ۷۲ (بخار خروجی افکت ۲) از مبدل خارج می‌شود و بخار سرد شده در مبدل وارد فلش تانک V-301 می‌شود تا فاز مایع و بخار از هم جدا شوند، لیکور خارج شده از مبدل E-3 برای جدا شدن آب از لیکور وارد جداکننده X-301 می‌شود. آب خارج شده از جداکننده وارد فلش تانک V-302 شده و فاز مایع و بخار آن نیز از هم جدا می‌شوند. بخار خروجی از دو فلش تانک V-301، V-302 با هم مخلوط شده و به‌عنوان جریان بخار به افکت ۴ انتقال می‌یابد (جریان ۷۶). مایع خروجی از فلش تانک V-302 به همراه لیکور مایع خروجی از جداکننده X-301 وارد مخلوط‌کننده MIX-302 شده و جریان ۷۳ به‌عنوان لیکور غلیظ از افکت ۳ خارج شده و وارد افکت ۲ می‌شود. در افکت ۲ جریان ۷۳ به همراه جریان ۶۴ (بخار ورودی از افکت ۱) وارد مبدل E-2 می‌شود. بخار سرد شده خروجی از مبدل E-2 بعد از عبور از فلش تانک V-201 و پس از اختلاط با جریان بخار خروجی از فلش تانک V-202 در مخلوط‌کننده MIX-201، به‌عنوان جریان بخار (جریان ۷۲) به مبدل E-3 در افکت ۳ وارد می‌شود. جریان لیکور خروجی از مبدل E-2 پس از عبور از جداکننده X-201 و فلش تانک V-202 و مخلوط‌کننده MIX-202، وارد مبدل E-1 در افکت ۱ می‌شود.

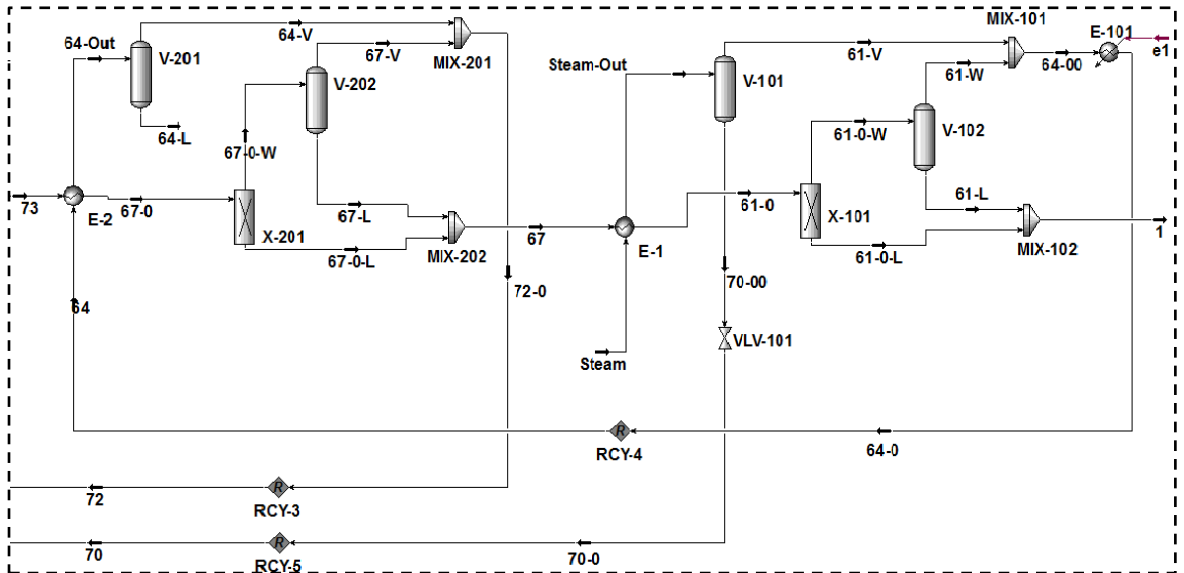
(الف)



(ب)



(ج)



شکل ۲- نمودار شبیه‌سازی جریان فرایند واحد تغلیظ لیکور

هم جدا شوند. جریان بخار خروجی از این فلش تانک با جریان بخار خروجی از فلش تانک V-101 با هم مخلوط و به افکت ۲ فرستاده می‌شود. جریان مایع فلش تانک V-102 نیز با لیکور مایع ترکیب می‌شود و لیکور غلیظ از افکت خارج می‌شود. اطلاعات مربوط به جریان Steam و Feed Liquor و اطلاعات مربوط به شبیه‌سازی هر افکت، به ترتیب در جدولهای ۱ و ۲ لیست شده است.

### نتایج

جریان Thick Liquor که از افکت اول خارج می‌شود، جریان لیکور غلیظ و همان جریان نهایی واحد است. جدول ۳ نتایج شبیه‌سازی این کار را ارائه می‌کند.

در این مرحله (در افکت ۱) عملیات تغلیظ با بخار داغ تازه انجام می‌شود. به این ترتیب که جریان بخار Steam وارد مبدل حرارتی E-1 شده و با جریان لیکور ورودی ۶۷ به مبدل E-1 تبادل حرارتی می‌دهد و کمی سرد شده و به صورت دو فاز گاز - مایع درمی‌آید و وارد فلش تانک V-101 شده و دو فاز از هم جدا می‌شود. به علت درجه حرارت بالای جریان Steam، با وجود تبادل حرارتی، جریان Steam-Out نیز همچنان گرم است و برای بهره بالاتر از جریان کنده‌اندس شده آن (جریان ۷۰) برای گرم کردن لیکور توسط مبدل حرارتی بین دو افکت ۳ و ۴ استفاده می‌شود. جریان لیکور خروجی از مبدل حرارتی E-1 وارد جداکننده X-101 شده و آب جدا شده از لیکور وارد فلش تانک V-102 شده تا دو فاز گاز و مایع آن از

جدول ۱- مشخصات دو جریان خوراک ورودی به افکت‌ها

Feed Liquor Stream	Steam Stream	مشخصات
۱۰۳ ton/hr	۳۲/۱ ton/hr	دبی جرمی جریان
۶۳ °C	۱۴۵ °C	دمای جریان
۳۰ Kpa	۳۳۰ Kpa	فشار جریان

جدول ۲- مشخصات مورد نیاز برای شبیه‌سازی افکت‌ها

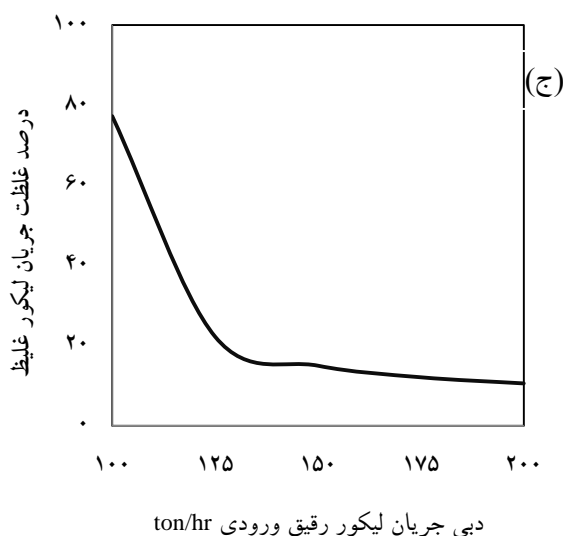
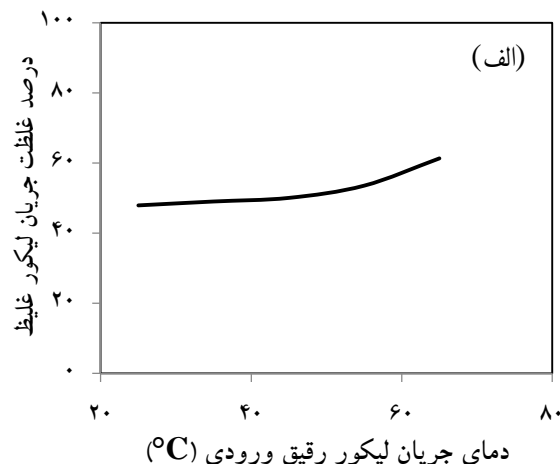
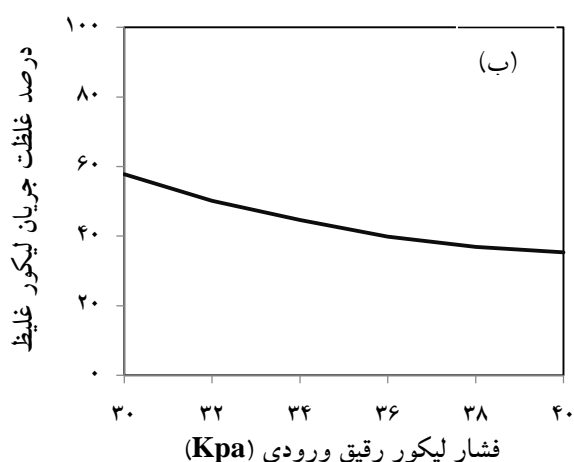
شماره افکت	$\Delta P_{Shell}$ (Kpa)	$\Delta P_{Tube}$ (Kpa)	UA (Kj/°C.hr)
E-5	۸	-۱۲	۶ E ۲/۵
E-4	۱۳	-۵	۶ E ۲/۵
E-103	۳۰	-۶	۵ E ۶
E-3	۲۰	-۹	۶ E ۲
E-2	۴۵	-۲۶	۶ E ۲
E-1	۱۶۰	-۵۰	۶ E ۳/۱۲۵

جدول ۳- مشخصات جریان لیکور غلیظ نهایی حاصل

شده از نتایج شبیه‌سازی	
پارامتر مورد نظر	مقدار شبیه‌سازی شده
دما	۱۰۶/۸ °C
فشار	۱۱۸ Kpa
غلظت	%۵۸

شکل‌های ۳ (الف)، (ب) و (ج) به ترتیب اثر دما، فشار و دبی جرمی جریان لیکور رقیق ورودی را بر میزان تغلیظ جریان نهایی نشان می‌دهد. در هر مرحله سایر شرایط عملیاتی در حالت اولیه ثابت در نظر گرفته شده است.

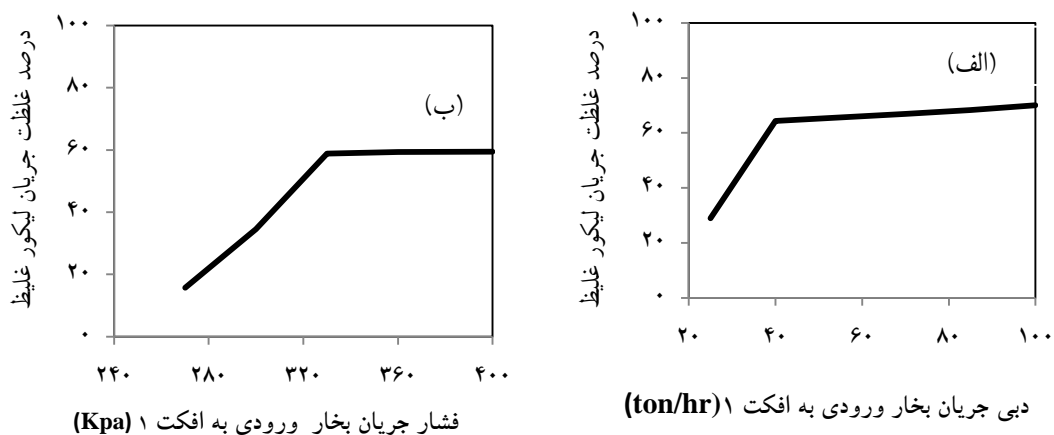
در ادامه اثر شرایط عملیاتی بر میزان تغلیظ جریان نهایی مورد بررسی قرار گرفته است. برای این بررسی، شرایط عملیاتی (دما، فشار و دبی جرمی) دو جریان اصلی خوراک (جریان لیکور رقیق ورودی (Feed Liquor) و جریان بخار ورودی به افکت ۱ (Steam)) مورد نظر قرار گرفته است.



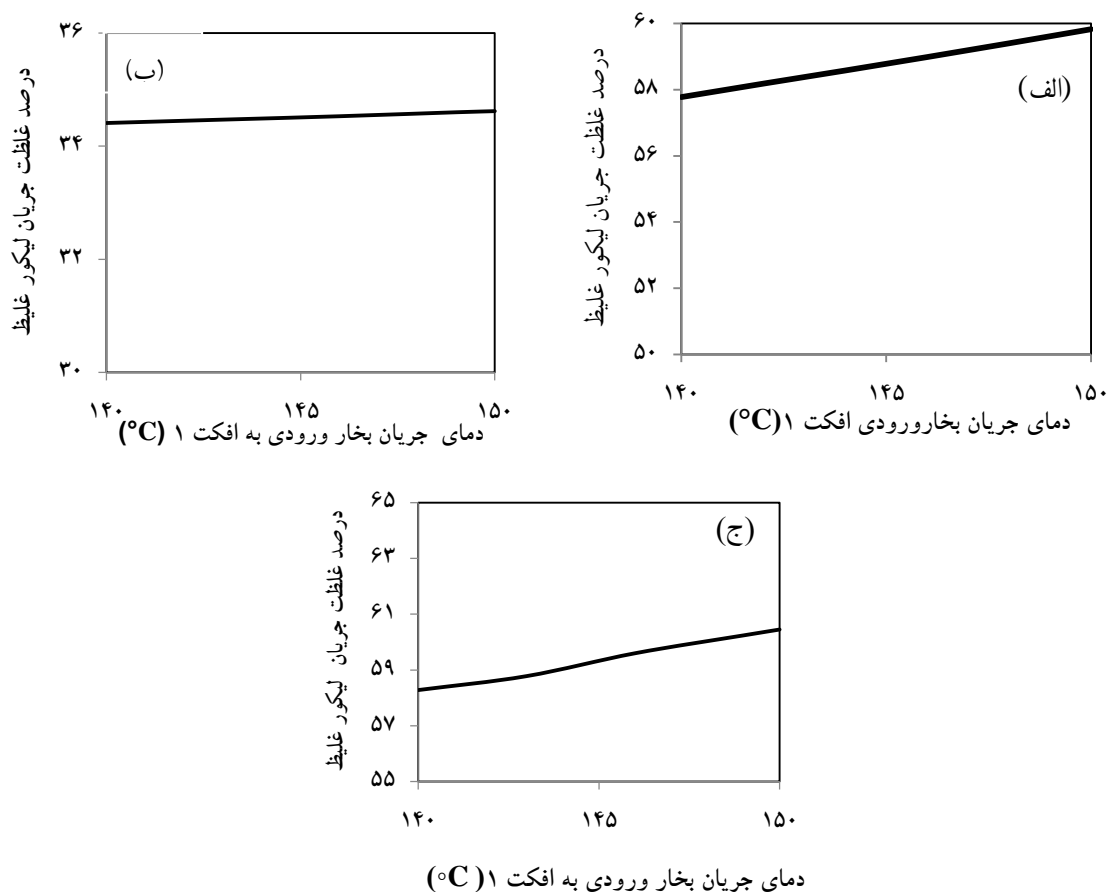
شکل ۳- بررسی اثر تغییرات پارامترهای (الف) دما، (ب) فشار و (ج) دبی جریان لیکور رقیق ورودی بر میزان تغلیظ جریان نهایی لیکور غلیظ

بودن دبی جریان بخار ورودی به افکت ۱، اثر تغییر دمای این جریان بر میزان تغلیظ جریان نهایی لیکور غلیظ در فشارهای مختلف بررسی شده است. سه فشار ۳۰۰، ۳۳۰ و ۳۶۰ کیلوپاسکال در این قسمت در نظر گرفته شده است.

در شکل ۴، فشار و دبی بخار ورودی به افکت ۱ به عنوان پارامترهای مورد بررسی برای اثر تغییر شرایط عملیاتی در نظر گرفته شده است. در هر مرحله سایر شرایط عملیاتی در حالت اولیه ثابت در نظر گرفته شده و میزان تغلیظ جریان نهایی لیکور غلیظ بررسی شده است. در شکل ۵، با ثابت



شکل ۴- بررسی اثر تغییرات (الف) فشار و (ب) دبی جریان بخار ورودی به افکت ۱ بر میزان تغلیظ جریان نهایی لیکور غلیظ



شکل ۵- بررسی اثر تغییرات دمای جریان بخار ورودی به افکت ۱ بر میزان تغلیظ جریان نهایی لیکور غلیظ،

در فشار ثابت (الف) ۳۰۰، (ب) ۳۳۰، (ج) ۳۶۰ کیلوپاسکال



## بحث

برای جریان نهایی لیکور غلیظ، داده‌های کارخانه محدوده غلظت % ۵۳-۵۸ را به همراه دمای  $104^{\circ}\text{C}$ - $108^{\circ}\text{C}$  ارائه می‌کند. همان‌طور که مشاهده می‌شود نتایج شبیه‌سازی در محدوده عملیاتی کارخانه است. در ادامه این پژوهش، بررسی بر روی شرایط خوراک ورودی بر میزان تغلیظ مطالعه شده است. در هر مرحله، سایر شرایط عملیاتی ثابت در نظر گرفته شده است.

از نتایج شکل ۳ مشاهده می‌شود که با افزایش دمای جریان لیکور رقیق ورودی درصد غلظت جریان لیکور خروجی افزایش می‌یابد. به طوری که با افزایش دما به میزان  $40^{\circ}\text{C}$  درصد سانتی‌گراد، تقریباً ۲۸ درصد میزان تغلیظ افزایش می‌یابد. همچنین، با افزایش فشار جریان لیکور رقیق ورودی، غلظت جریان لیکور غلیظ کاهش می‌یابد. به طوری که به میزان ۱۰ کیلوپاسکال افزایش فشار، تقریباً ۳۹ درصد میزان تغلیظ کاهش می‌یابد. در حالی که با افزایش دو برابری دبی جریان لیکور رقیق، غلظت جریان لیکور غلیظ تقریباً به میزان ۸۶ درصد کاهش می‌یابد.

مشاهدات شکل ۴ (الف) نشان می‌دهد که با افزایش میزان فشار جریان بخار، غلظت لیکور خروجی به طور کلی افزایش می‌یابد ولی همین‌طور که مشاهده می‌شود نمودار در فشار ۳۳۰ کیلوپاسکال دارای شکستگی است و از آن به بعد غلظت لیکور غلیظ خروجی حساسیت کمتری نسبت به فشار بخار ورودی دارد، به حدی که اثر تغییرات فشار بر افزایش غلظت بسیار ناچیز است. از طرفی، با توجه به نتایج شکل ۴ (ب) مشاهده می‌شود که با افزایش دبی جریان بخار ورودی، غلظت به طور کلی افزایش می‌یابد ولی این افزایش تا دبی  $40\text{ ton/hr}$  دارای شیب تند و محسوس می‌باشد و از آن به بعد دچار شکستگی شده است و با افزایش دبی جریان، غلظت با شیب کندتری افزایش می‌یابد.

بنابراین با بررسی اثر دما در شکل ۵ می‌توان مشاهده کرد که اثر دما در فشارهای مختلف، متفاوت خواهد بود. اگرچه به طور کلی، با افزایش دمای بخار، غلظت جریان لیکور خروجی افزایش می‌یابد. اما در فشار ۳۰۰

کیلوپاسکال به ازای ۱۰ درجه افزایش دما، فقط  $0.61$  درصد افزایش غلظت مشاهده می‌شود، در حالی که در فشار ۳۳۰ و ۳۶۰ کیلوپاسکال، به ازای ۱۰ درجه افزایش دما، به ترتیب  $3/55$  و  $3/72$  درصد افزایش غلظت مشاهده می‌شود. همان‌طور که در شکل ۴ (الف) مشاهده می‌شود، تقریباً پس از فشار ۳۳۰ کیلوپاسکال، تأثیر فشار بر تغلیظ ناچیز است. از این‌رو در دو فشار ۳۳۰ و ۳۶۰ کیلوپاسکال مشاهده می‌شود که اثر افزایش دما تأثیر نزدیکی بر میزان تغلیظ دارد.

## سپاسگزاری

نویسندگان این پژوهش، بر خود لازم و واجب می‌دانند که از مسئولان و کارکنان محترم کارخانه چوب و کاغذ مازندران کمال تشکر و قدردانی را داشته باشند که با سعه صدر، اطلاعات اولیه لازم را در اختیارشان قرار داده‌اند. حمایت معنوی این عزیزان در پیش‌برد این پژوهش بسیار راهگشا بوده است. امید است که در پناه ایزد منان، سلامت باشند. توفیق روزافزون این عزیزان را برای ارتقای این مملکت اسلامی از خداوند متعال خواستاریم.

## منابع مورداستفاده

- Adams, T.N., Frederick, W.J., Grace, T.M., Hupa, M., Iisa, K., Jones, A.K. 1997. Kraft Recovery Boilers. Tappi Press, Atlanta, 380p.
- Alghed, J., Berntsson T., 2003. Evaporation of black liquor and wastewater using medium-pressure steam: Simulation and economic evaluation of novel designs, Applied Thermal Engineering, 23; 481-495.
- Bahmnaei, A.A., Rafighi, A., Vali, M., Salari, A., 2012. Identification and Evaluation of Oncoming Changes of Wood and Paper Industries of the Country, Iranian Journal of wood and paper Industries, 2(2); 27-38 (In Persian).
- Bhargava, R., Khanam, S., Mohanty, B., Ray, A.K., 2008. Simulation of flat falling film evaporator system for concentration of black liquor, Computers and Chemical Engineering, 32; 3213-3223.
- Chen, G., 2004. Electrochemical technologies in wastewater treatment. Separation and Purification Technology, 38; 11-41.

- Ahvaz (In Persian).
- Oruji, P., Mirshams, A., Romizadeh, A., Elhambakhsh, M., 2012. Improve the performance of recovery boiler of paper manufacturing plant with energy-exergy analysis, 2nd National Conference of Mechanical systems & Industrial Innovations, Ahvaz (in Persian).
  - Saraeian, A.R., Ghasemian, A, Asadpour, Gh., 2012. Evaluation of OCC Recycled Pulps Admixture with Local Hardwood NSSC Pulp at Mazandaran Wood and Paper Industries. Iranian Journal of wood and paper Industries, 2(2); 147-160 (In Persian).
  - Tantemsapya, N., Wirojanagud, W., Sakolchai, S., 2004. Removal of color, COD and lignin of pulp and paper wastewater using wood ash. Songklanakarin Journal of Science and Technology, 26; 1-12.
  - Yousefi, R., Yousefi, Z., 2011. Remove lignin and phenol from effluent of wood and paper industry with electric coagulation method. The 4th conference on Environmental Engineering (in Persian).
  - Johansson, M., Vamling, L., Olausson, L., 2009. Heat transfer in evaporating black liquor falling film, International Journal of Heat and Mass Transfer, 52; 2759-2768.
  - Jyoti, Gh., Khanam Sh., 2014. Simulation of heat integrated multiple effect evaporator system. International Journal of Thermal Sciences, 76; 110-117.
  - Karlsson, E., Gourdon, M., Olausson, L., Vamling, L., 2013. Heat transfer for falling film evaporation of black liquor up to very high Prandtl numbers, International Journal of Heat and Mass Transfer, 65; 907-918.
  - Marklund, M., Tegman, R., Gebart, R., 2007. CFD modelling of black liquor gasification: Identification of important model parameters. Fuel, 86 (12-13); 1918-1926.
  - Oruji, P., Mirshams, A., Romizadeh, A., Elhambakhsh, M., 2012. Numerical simulation of recovery boiler of paper production plant to an appropriate set of performance parameters, 2nd National Conference of Mechanical systems & Industrial Innovations,

## Simulation of liquor concentration unit in Mazandaran wood and paper industry

S. Pourmahmoudi<sup>1</sup>, I. Torabi vostikulaee<sup>1</sup> and E. Omidbakhsh Amiri<sup>2\*</sup>

1- BSc., student of Chemical Engineering Group, Faculty of Engineering, University of Mazandaran, Babolsar, Iran

2\*-Corresponding Author: Assistant Prof., of Chemical Engineering Group, Faculty of Engineering, University of Mazandaran, Babolsar, Iran, E-mail: e.omidbakhsh@umz.ac.ir

Received: Jan., 2017

Accepted: Oct., 2017

### Abstract

Mazandaran wood and paper industry is an integrated and the largest manufacturer of paper in the Middle East. Chemical and energy recovery of black liquor is one important aspect of wood pulping which has been intensively studied. Liquor concentration is the most important step in chemical and heat recovery which is used in Mazandaran wood and paper industry. In this work, liquor concentrator unit was simulated by Hysys software. Then, simulation results were compared with factory data and acceptable results were obtained. In the next step, the effect of operating conditions of the two main feed streams was studied. The results showed that with increasing of weak liquor temperature, the concentration of outgoing liquor flow increases as per 40°C increasing of temperature, as much as 28% of the condensed value was increased. Also, by 10 kPa increase of the weak liquor pressure, approximately 39% of condensed value decreases. By increasing the pressure and flow rate of steam, concentration of outgoing liquor increases, while, increasing for flow rate was sharply increased followed by lower rate of increase. The effect of steam temperature on the concentration of outgoing liquor at different pressures must be checked individually.

**Keywords:** Simulation, evaporator, lignin, wood and paper.