

## بررسی تأثیر استفاده از فرایند لیگنین زدایی با اکسیژن بر روی ویژگی های خمیر کاغذ سودای باگاس

فرهاد زینلی<sup>۱</sup>، احمدرضا سرائیان<sup>۲</sup>، محمدهادی آریائی منفرد<sup>۳</sup> و علی کاظمی تبریزی<sup>۴\*</sup>

۱- دانش آموخته دکتری صنایع چوب و کاغذ، باشگاه پژوهشگران جوان و نخبگان، واحد کرج، دانشگاه آزاد اسلامی، کرج، ایران

۲- دانشیار، گروه صنایع خمیر و کاغذ، دانشگاه علوم کشاورزی و منابع طبیعی گرگان، گرگان

۳- استادیار، گروه صنایع خمیر و کاغذ، دانشگاه علوم کشاورزی و منابع طبیعی گرگان، گرگان

۴- نویسنده مسئول، دانشجوی دکتری صنایع چوب و کاغذ، باشگاه پژوهشگران جوان و نخبگان، واحد کرج، دانشگاه آزاد اسلامی، کرج، ایران،

پست الکترونیک: eng\_akt@yahoo.com

تاریخ پذیرش: اسفند ۱۳۹۴

تاریخ دریافت: بهمن ۱۳۹۴

### چکیده

مهمترین گام در اجرای فرایندهای دوستدار محیط زیست در تولید خمیر کاغذ، کاهش آلودگی پساب در هریک از فرایندها می باشد. از آنجایی که فرایند رنگ بری آلوده کننده ترین بخش تولید است، بهینه سازی این بخش اهمیت بالایی دارد. اولین قدم در بهبود فرایند رنگ بری خمیر کاغذهای شیمیایی، کاهش مواد رنگی به طور عمده لیگنین خمیر کاغذ ورودی به این بخش است. از این رو بکارگیری و اجرای مرحله لیگنین زدایی با اکسیژن بعد از فرایند یخت و قبل از فرایند رنگ بری چند مرحله ای، مرحله کلیدی در بهینه سازی و کاهش آلودگی فرایند رنگ بری خواهد بود. در این پژوهش، تأثیر اجرای فرایند لیگنین زدایی با اکسیژن در دو نوع دستگاه و تحت شرایط فرایندی متفاوت بر روی ویژگی های شیمیایی، فیزیکی، مکانیکی و نوری خمیر کاغذ سودای باگاس بررسی شد. خمیر کاغذ سودای باگاس با عدد کاپای ۲۰، گرانروی ۹۵۵ میلی لیتر بر گرم و درجه روشنی ۳۷ درصد ایزو از کارخانه پارس هفت تپه تهیه گردید. تیمارهای لیگنین زدایی با اکسیژن در سه درجه حرارت ۹۰، ۱۰۰ و ۱۱۰، با مقادیر ۵ و ۷ بار فشار اکسیژن و با و بدون مصرف سولفات منیزیم در دو نوع دستگاه انجام شد. نتایج نشان داد که اجرای فرایند لیگنین زدایی با اکسیژن به میزان قابل توجهی عدد کاپای خمیر کاغذ را کاهش داد، حال آنکه گرانروی خمیر کاغذ کاهش چشمگیری نیافت. اندازه گیری گرانروی خمیر کاغذها پس از فرایند لیگنین زدایی، نشان داد که مصرف سولفات منیزیم سبب جلوگیری از کاهش گرانروی خمیر کاغذها گردید. افزایش دمای واکنش در بهبود فرایند تأثیر بسزایی داشته، درحالی که افزایش فشار اکسیژن بر روی فرایند تأثیر چندانی نداشت. میزان روشنی خمیر کاغذها نیز در حدود ۴ تا ۶ درصد افزایش یافت. همچنین به دلیل زمان ماند کمتر خمیر کاغذ تا دمای واکنش در دستگاه ساخت داخل، میزان لیگنین زدایی خمیر کاغذ توسط این دستگاه به میزان اندکی کمتر از ماشین کواتوم بود.

واژه های کلیدی: لیگنین زدایی با اکسیژن، خمیر کاغذ سودای باگاس، عدد کاپا، گرانروی، هگزورونیک اسید، پساب.

## مقدمه

روش رنگ‌بری، متناسب با نوع خمیرکاغذسازی (مکانیکی و شیمیایی) متفاوت می‌باشد. به طوری که خمیرکاغذهای مکانیکی می‌توانند بدون رنگ‌بری در تولید کاغذهای قابل چاپ، مانند کاغذ روزنامه که به درجه روشنی کمتری نیاز دارند، مورد استفاده قرار گیرند. با وجود این خمیرکاغذهای مکانیکی مورد استفاده در تولید کاغذهای قابل چاپ، کپی و برخی درجات بسته‌بندی، نیز باید رنگ‌بری شوند (World Bank, 1998). در خمیرکاغذهای مکانیکی (پربازده)، بخش اعظم لیگنین چوب در خمیرکاغذ باقی می‌ماند، به همین دلیل رنگ‌بری این نوع خمیرکاغذها به گونه‌ای انجام می‌شود که به واسطه افزایش درجه روشنی، بازده خمیرکاغذ افت زیادی نداشته باشد و لیگنین از خمیرکاغذ خارج نگردد. در این نوع رنگ‌بری از پراکسیدها و هیدروسولفیت‌ها برای سفیدسازی و تغییر ماهیت گروه‌های رنگ‌ساز در پلیمر لیگنین استفاده می‌شود (Zeinaly et al., 2009). در مورد خمیرکاغذهای شیمیایی، هدف از رنگ‌بری، حذف بخش اندک لیگنین باقیمانده پس از فرایند خمیرکاغذسازی می‌باشد. در فرایند رنگ‌بری خمیرکاغذهای شیمیایی، از مواد شیمیایی رنگ‌بر از قبیل اکسیژن، پراکسید هیدروژن، ازن، پراستیک اسید، هیپوکلریت سدیم، دی‌اکسید کلر، کلر عنصری و غیره برای تغییر شکل لیگنین به صورت قابل حل در قلیا، استفاده می‌شود. به یک قلیا، نظیر هیدروکسید سدیم نیز در فرایند رنگ‌بری نیاز بوده تا لیگنین قابل حل در قلیا را خارج سازد و در نهایت خمیرکاغذ با آب شستشو داده می‌شود (Singh, 1991). رنگ‌بری خمیرکاغذهای شیمیایی، فرایندی بااهمیت، پیچیده و چندمرحله‌ای است که هزینه‌های فرایندی و عملیاتی بسیاری دربر دارد (Biermann, 1996).

در طول دهه‌های ۱۹۸۰ و ۱۹۹۰ میلادی، به دلیل اجرای قوانین سخت‌گیرانه زیست‌محیطی، پیشرفت‌های زیادی در تولید خمیرکاغذهای شیمیایی با استفاده از فرایندهای کرافت و سولفیت، به ویژه در اروپای مرکزی و اسکاندیناوی انجام شد. به طوری که افزایش تولید خمیرکاغذ سبب افزایش بار

آلودگی گردید، در نتیجه کاهش مقدار مواد آلی آلوده‌کننده آب، بیشتر ناشی از پساب واحد رنگ‌بری، امری ضروری در کشورهای پرجمعیت بود. جایی که آب پالوده شده رودخانه‌ها به‌عنوان آب آشامیدنی استفاده می‌شد. همچنین، قابلیت تجزیه بیولوژیکی پساب واحد رنگ‌بری، به‌ویژه بخش حاصل از مراحل کلرزنی (C) و استخراج قلیایی (E)، به دلیل سمیت ترکیبات هالوژن‌دار خیلی ضعیف می‌باشد. در نهایت، کشف دی‌اکسین‌ها<sup>۱</sup> و فوران‌های چندکلری<sup>۲</sup> در پساب‌های کلردار و حتی در کاغذ نهایی، در طول دهه ۱۹۸۰، سبب توسعه سریعی در فرایندهای جایگزین دوستدار محیط‌زیست شد. هدف ابتدایی، جایگزینی کامل همه ترکیبات حاوی کلر بود که توالی‌های رنگ‌بری کاملاً بدون کلر (TCF)<sup>۳</sup> را نتیجه داد. این روش به‌آسانی برای خمیرکاغذهای سولفیت که قابلیت رنگ‌بری خوبی دارند، قابل اجراست. کارخانه‌های خمیرکاغذسازی کرافت بیشتر از سیستم رنگ‌بری بدون کلر عنصری (ECF)<sup>۴</sup> استفاده می‌کنند، چون استفاده از ازن یا پراکسیدها برای رسیدن به روشنی بالا در رنگ‌بری TCF، کیفیت خمیرکاغذ را پایین می‌آورد. توالی‌های رنگ‌بری در سیستم ECF دارای مرحله دی‌اکسید کلر می‌باشند و نقش دی‌اکسیدکلر بر اساس تئوری بهترین تکنولوژی‌های موجود (BAT)<sup>۵</sup> به‌عنوان عنصری محوری ثابت شده است. همچنین برخی از مطالعات میدانی نشان داده‌اند که رنگ‌بری ECF واقعاً بدون دی‌اکسین و مواد سمی توده‌ای آلی<sup>۶</sup> می‌باشد (Bajpai, 2005; Sixta, 2006). داده‌های تجاری نشان داد که تولیدات ECF در سال ۲۰۰۱ به میزان ۱۷٪ رشد کرد، در حالی که تولید خمیرکاغذ TCF با میزان در حدود ۵٪ از تولید کل خمیرکاغذ شیمیایی جهان، ثابت و بدون تغییر باقی‌ماند (شکل ۱).

در کارخانه‌هایی که از روش‌های دوستدار محیط‌زیست

1- Polychlorinated dioxins

2- Polychlorinated furans

3- Total Chlorine Free

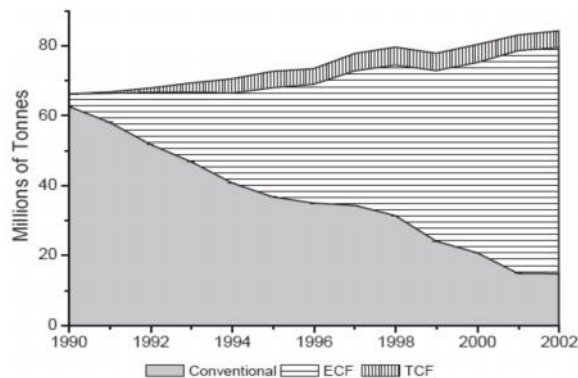
4- Elemental Chlorine Free

5- Best Available Technology

6- bioaccumulative toxic substances

بلافاصله پس از خمیرسازی و قبل از ورود خمیرکاغذ به بخش رنگ‌بری اجرا می‌شود (Suess, 2010).

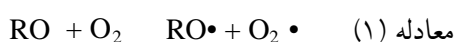
ECF و TCF برای رنگ‌بری خمیرکاغذ استفاده می‌گردد، فرایند لیگنین‌زدایی با اکسیژن به‌عنوان مرحله‌ای کلیدی



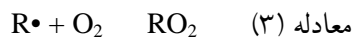
شکل ۱- تولید جهانی خمیرکاغذ شیمیایی رنگ‌بری شده (۱۹۹۰-۲۰۰۲) (Sixta, 2006)

۱). همچنین ممکن است که اتم هیدروژن از یک گروه فنولی غیریونی جدا شده و به رادیکال آلی تبدیل گردد (معادله ۲). واکنش به شکل زنجیروار توسط واکنش بین اکسیژن و رادیکال‌های آلی در تشکیل رادیکال‌های پراکسی که ممکن است باعث جدا شدن اتم هیدروژن و تشکیل یک رادیکال آلی جدید شود، انتشار می‌یابد (معادلات ۳ و ۴). البته واکنش زنجیروار توسط جفت شدن، پایان می‌پذیرد (معادله ۵) (Walker, 2006).

مرحله آغازین:



مرحله انتشار:



مرحله پایانی:



بیشتر لیگنین از طریق گروه‌های هیدروکسیل فنولی آزاد وارد واکنش می‌شود، هنگامی که توسط افزودن قلیا یونیزه شدن در این گروه‌ها انجام می‌شود، دانسیته الکترونی زیادی در آنها ایجاد شده که برای شروع واکنش با اکسیژن نیاز می‌باشد. همچنین، خاصیت اسیدی ضعیف این گروه‌های

اکسیژن به شکل گازی ( $\text{O}_2$ ) هم در مرحله ابتدایی لیگنین‌زدایی با اکسیژن کاربرد دارد و هم به‌صورت یک تقویت‌کننده در مراحل متفاوت رنگ‌بری استفاده می‌شود (مانند مرحله Po). اکسیژن در محیط قلیایی از طریق واکنش‌های رادیکالی زنجیروار گروهی<sup>۱</sup> با لیگنین و کربوهیدرات‌ها وارد واکنش می‌شود. گاز اکسیژن طی واکنش با مواد آلی، در تشکیل مولکول آب شرکت کرده و کاهش می‌یابد، درحالی‌که مواد آلی اکسید می‌شوند. همان‌طور که در معادلات ۱ تا ۵ نشان داده شده، سه مرحله واکنشی آغازین، انتشار و پایانی، در این فرایند وجود دارد. اکسیژن در حالت عادی یک عامل اکسیدکننده ضعیف می‌باشد و در این حالت در فرایند لیگنین‌زدایی بی‌اثر است؛ اما قدرت اکسیدکنندگی آن می‌تواند توسط افزایش دما و همچنین تماس با یک ماده قابل واکنش، افزایش یابد. افزایش قابلیت واکنش در الیاف لیگنوسلولزی از طریق ایجاد محیط قلیایی انجام می‌شود که در این محیط، گروه‌های هیدروکسیل فنولی آزاد در ساختار لیگنین باقیمانده یونیزه می‌شوند. این شرایط سبب تشکیل یک آنیون سوپراکسید<sup>۲</sup> و رادیکال فنوکسی<sup>۳</sup> می‌شود (معادله

1- Complex radical reactions

2- Superoxide

3- Phenoxy radical

درصد بر مبنای مقدار وزنی یون منیزیم به وزن خمیرکاغذ) در فرایند استفاده می‌شود. عقیده بر این است که در جریان رسوب منیزیم به صورت هیدروکسید، دیگر یون‌های فلزی جذب آن شده و یا کمپلکس‌هایی با آن تشکیل می‌دهند که این عمل سبب عدم حضور یون‌های فلزی در تخریب کاتالیزوری پراکسیدی می‌گردد (Bajpai, 2005; Walker, 2006).

در صورت ادامه بیش از حد فرایند لیگنین زدایی با اکسیژن (معمولاً بیشتر از ۵۰٪)، کاهش گزینش پذیری شدت می‌یابد. گزینش پذیری همچنین به دیگر عواملی نظیر گونه چوبی و شرایط خمیرسازی وابسته است (Bajpai, 2005; Suess, 2010).

با توجه به آثار زیان‌بار زیست‌محیطی ناشی از آلودگی پساب حاصل از رنگ‌بری خمیرکاغذ، مصرف بالای آب و مواد شیمیایی رنگ‌بر، زمان و تعداد بیشتر مراحل توالی رنگ‌بری و همچنین کیفیت پایین خمیرکاغذ رنگ‌بری شده در سیستم‌های سنتی رنگ‌بری، ارزیابی و استفاده از فرایند نوین لیگنین زدایی با اکسیژن در جهت کاهش عدد کاپا و بهینه‌سازی خمیرکاغذ ورودی به بخش رنگ‌بری، بر روی تنها خمیرکاغذ قابل رنگ‌بری با خروج لیگنین کشور، امری ضروری و با اهمیت به‌شمار می‌آید. از این رو در این پژوهش به بررسی تأثیر فرایند لیگنین زدایی با اکسیژن در شرایط مختلف فرایندی بر روی ویژگی‌های شیمیایی، مقاومتی و نوری خمیرکاغذ سودای باگاس و ویژگی‌های پساب حاصل پرداخته شده است.

## مواد و روش‌ها

خمیرکاغذ مورد استفاده در این پژوهش، خمیرکاغذ رنگ‌بری نشده سودای باگاس بود که از کارخانه کاغذسازی پارس، واقع در منطقه هفت‌تپه خوزستان، تهیه شد. خمیرکاغذسازی از باگاس مغزگیری شده با استفاده از قلیابیت فعال ۱۴٪ نسبت به وزن خشک باگاس، دمای ۱۷۰°C، نسبت لیکور به باگاس (L:B) ۳ به ۱ و زمان ۱۲-۱۰ دقیقه در دایجستر پیوسته افقی تهیه شده بود. پس از

هیدروکسیل فنولی، دلیل دیگر لزوم استفاده از شرایط قلیایی قوی برای دستیابی به مقادیر قابل قبولی از حذف لیگنین است (Walker, 2006).

فلزات انتقالی نظیر منگنز، مس و آهن، پراکسیدهای تشکیل شده در زمان واکنش را که ترکیبات واسطه در توالی کاهش اکسیژن می‌باشند، تخریب می‌کنند. تخریب کاتالیزوری این پراکسیدها سبب تشکیل رادیکال‌های هیدروکسیل شده که می‌توانند به سلولز حمله کرده و به آن آسیب برسانند؛ بنابراین، تعدیل مقدار فلزات انتقالی در محیط واکنش، عاملی مهم در بهبود گزینش‌پذیری فرایند خواهد بود. در طول فرایند قلیایی لیگنین زدایی با اکسیژن، معمولاً کربوهیدرات‌ها بیشتر از دیگر مراحل رنگ‌بری، مورد حمله قرار می‌گیرند. حمله به کربوهیدرات‌ها همراه با پیشرفت فرایند افزایش می‌یابد، از این رو، فرایند لیگنین زدایی با اکسیژن پس از انحلال در حدود نیمی از لیگنین باقیمانده در خمیرکاغذ، باید متوقف گردد. واکنش‌های تخریبی سلولز و همچنین دیگر کربوهیدرات‌ها شامل دو گروه می‌باشند: شکسته شدن تصادفی زنجیر که ممکن است در هر نقطه از زنجیر اتفاق افتد و واکنش لایه‌ای شدن انتهایی<sup>۱</sup> که واحدهای قندی را یکی یکی از انتهای زنجیر جدا می‌کند. از این رو، واکنش شکسته شدن تصادفی، واکنش غالب می‌باشد. همان‌طور که پیش‌تر گفته شد، فلزات انتقالی واکنش‌های شکسته شدن زنجیر را گسترش داده، در نتیجه موجب کاهش درجه بسپارش می‌شوند (Singh, 1991; Bajpai, 2005; Walker, 2006).

اثرات زیان‌بار فلزات انتقالی می‌تواند توسط حذف آنها بوسیله پیش تیمار اسیدی، برطرف گردد (که البته سبب عوارض فرایندی دیگری می‌شود). راه‌حل دیگر افزودن ترکیباتی است که از کربوهیدرات‌ها در برابر تخریب محافظت می‌کنند. یکی از این مواد محافظت‌کننده که از لحاظ اقتصادی نیز به صرفه می‌باشد، یون منیزیم است که به صورت سولفات منیزیم و به مقدار اندک (۰/۱-۰/۰۵)

1- Endwise peeling

هواخشک کردن و تعیین درصد رطوبت، برای جلوگیری از تغییرات رطوبتی، خمیرکاغذ به داخل کیسه‌های نایلونی ضخیم منتقل شد. مشخصات خمیرکاغذ تهیه شده در جدول ۱ آمده است.

جدول ۱- ویژگی‌های خمیرکاغذ رنگ‌بری نشده باگاس

بازده (%)	عدد کاپا	هگزورونیک اسید ( $\sim \text{mol/g}$ )	گرانروی ( $\text{ml/g}$ )	درجه روانی ( $\text{ml}$ )
۵۰	۲۰/۲۱	۷/۷۰	۹۵۵	۶۷۰

شده است. محفظه واکنش مجهز به همزن مکانیکی داخلی بوده که با دو دور متفاوت ۱۰۰ و ۵۰۰ دور در دقیقه، عملیات اختلاط مواد شیمیایی و گاز داخل محفظه را با خمیرکاغذ انجام می‌دهد. سیستم گرمایشی دستگاه الکتریکی بوده و شامل دو بالشتک پیرامونی در مجاورت دیواره خارجی محفظه می‌باشد (شکل ۲).

مشخصات دستگاه رنگ‌بری ساخت داخل دستگاه رنگ‌بری تحت فشار ساخت داخل دارای محفظه واکنش، با گنجایش ۱۷۰۰ میلی‌لیتر بوده که تماماً از فولاد ضدزنگ و مقاوم به اسید ساخته شده است. سطوح داخلی محفظه، به منظور عدم آزادسازی یون‌های فلزی به داخل خمیرکاغذ در زمان فرایند رنگ‌بری، با لایه نازکی از پلی‌تترافلوئورو اتیلن (PTFE) مقاوم به سایش، پوشش‌دهی

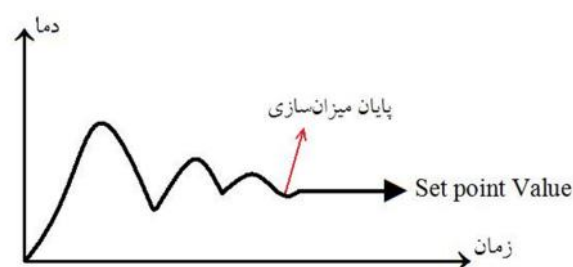


شکل ۲- محفظه واکنش و سیستم گرمایشی دستگاه ساخت داخل

توسط سیستم میزان‌کننده اتوماتیک<sup>۱</sup> انجام می‌شود و در راه‌اندازی ابتدایی دستگاه، این میزان‌سازی یکبار در دماهای مختلف انجام شده بود، بدین صورت گرم‌کن‌های محفظه قبل از رسیدن به دمای مورد نظر خاموش شده تا دمای داخل محفظه از میزان تنظیم شده تجاوز نکند و تلورانس دمایی در حداقل میزان باشد (شکل ۳).

توان زیاد این سیستم گرمایشی (۲۰۰۰ وات) سبب آن شده تا دستیابی به دمای واکنش در زمان اندکی فراهم شود. این موضوع از این جهت اهمیت دارد که زمان اجرای تیمارهایی با دماهای واکنش متفاوت، زمان رسیدن به دمای واکنش در این تیمارها، اختلاف چندانی نداشته، در نتیجه اثرگذاری میزان زمان رسیدن به دمای واکنش در این گونه از تیمارها حذف خواهد شد. برای کنترل دمای داخلی محفظه از سیستم فازی استفاده شده است. در واقع، کنترل دما

IV، ۳۵۰۰ میلی‌لیتر گنجایش دارد و از جنس فولاد ضد زنگ مقاوم به اسید می‌باشد. سطوح داخلی محفظه نیز توسط نوعی رنگ مقاوم در برابر اسید و قلیا، به منظور عدم آزادسازی یون‌های فلزی در محیط واکنش، پوشش‌دهی شده است. همزن داخلی دارای پروانه بلندی به ارتفاع محفظه می‌باشد و اعمال نیرو توسط یک موتور الکتریکی با قدرت ده اسب بخار و دارای سرعت متغیر، انجام می‌گردد. درپوش بالایی توسط یک سیلندر هیدرولیکی محکم می‌شود. سیستم گرمایشی روغنی بوده و شامل یک مخزن گرم‌کننده روغن و لوله‌های انتقال روغن داغ به اطراف محفظه می‌باشد (شکل ۴).



شکل ۳- نمودار میزان‌سازی دمای داخلی محفظه توسط میزان‌کننده اتوماتیک

مشخصات ماشین کوآنتوم نوع IV  
محفظه واکنش دستگاه رنگ‌بری تحت فشار کوآنتوم نوع



شکل ۴- نمایی از ماشین کوآنتوم نوع IV

جدول ۲- شرایط تیمار لیگنین‌زدایی با اکسیژن

فشار اکسیژن (Bar)	زمان تا دمای واکنش (min)	دمای واکنش (°C)	سولفات منیزیم (%)	وزن خمیر کاغذ (gr)	نوع دستگاه
۵	۷/۰ <sup>e</sup>	۹۰	۰/۳	۱۰۰	دستگاه ساخت داخلی
۵	۸/۰ <sup>d</sup>	۱۰۰	۰/۳		
۵	۹/۰ <sup>c</sup>	۱۱۰	۰/۳		
۵	۲۰/۰ <sup>b</sup>	۹۰	۰/۳	۲۰۰	ماشین کوآنتوم نوع IV
۵	۲۵/۰ <sup>a</sup>	۱۰۰	۰/۳		
۵	۲۵/۰ <sup>a</sup>	۱۱۰	۰/۳		
۵	۲۵/۰ <sup>a</sup>	۱۱۰	۰/۰		
۷	۲۵/۰ <sup>a</sup>	۱۱۰	۰/۳		

حروف مشابه در هر ستون نشان دهنده عدم اختلاف معنی‌دار بر مبنای آزمون دانکن در سطح خطا ۱ درصد است.

## شرایط تیمار لیگنین زدایی با اکسیژن

در دستگاه رنگ‌بری تحت فشار ساخت داخل، ۱۰۰ گرم و در دستگاه کوآتوم ۲۰۰ گرم خمیرکاغذ بر مبنای وزن خشک، تحت تیمار لیگنین زدایی با اکسیژن قرار گرفتند. تیمارهای لیگنین زدایی با اکسیژن تحت فشارهای ۵ و ۷ بار اکسیژن خالص، در درصد خشکی ۱۰ درصد، زمان ماند ۶۰ دقیقه در دمای بیشینه، با افزودن ۲/۵ درصد هیدروکسید سدیم، با و بدون استفاده از سولفات منیزیم (۳/۰ درصد)، در سه دمای واکنش ۹۰، ۱۰۰ و ۱۱۰ درجه سانتی‌گراد اجرا شدند (جدول ۲).

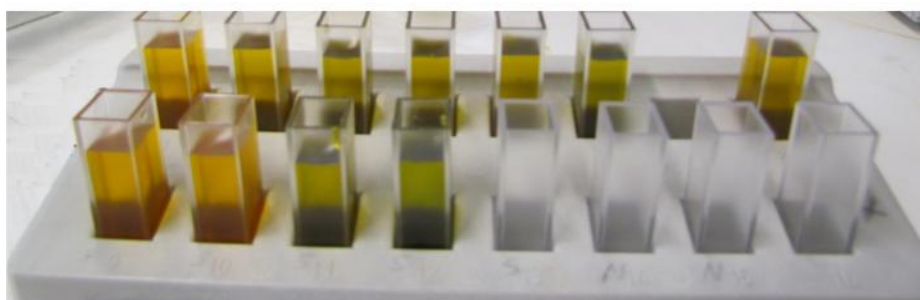
در ارتباط با ماشین کوآتوم، ابتدا با روشن کردن سیستم گرمایی دستگاه و پر کردن محفظه واکنش با آب داغ، دیواره محفظه و پروانه داخلی آن تا حدی گرم می‌شد تا در هنگام تیمار خمیرکاغذ، زمان رسیدن به دمای واکنش کم شود؛ بنابراین زمان رسیدن به دمای واکنش، کاهش یافته و به حدود ۲۵ دقیقه رسید و در هنگام رسیدن به دمای واکنش، گاز اکسیژن با فشار معین اعمال می‌گردید؛ اما در دستگاه داخلی به دلیل سیستم گرمایشی الکتریکی آن، گرم کردن اولیه محفظه واکنش لازم نبوده و زمان رسیدن به دمای واکنش در حدود ۸ دقیقه بود.

مقدار مصرف آب مقطر در شستشوی خمیرکاغذ متناسب با وزن خمیرکاغذ بود. برای شستشوی خمیرکاغذ در انتهای

مراحل، ابتدا با افزودن آب مقطر، درصد خشکی خمیرکاغذ به ۴٪ کاهش داده شد و پس از ایجاد یک سوسپانسیون همگن (از آب افزوده شده و الیاف)، آب‌گیری از خمیرکاغذ تا رسیدن به درصد خشکی ۲۰٪ توسط پمپ مکش، به عمل آمد.

## اندازه‌گیری ویژگی‌های پساب

اکسیژن خواهی شیمیایی (COD) بر اساس میلی‌گرم در لیتر بیان می‌شود و هر میلی‌گرم در لیتر COD بیانگر مقدار میلی‌گرم مولکول اکسیژن ( $O_2$ ) مصرف شده در هر لیتر نمونه، در شرایط استاندارد می‌باشد. اکسیژن خواهی شیمیایی پساب بر اساس استاندارد (USEPA (5220 D) روش واکنش هضم، انجام شد. همچنین برای تسهیل و سرعت عمل در کار، از ویال‌های<sup>۱</sup> آماده حاوی محلول‌های هاضم و واکنش‌گر، مخصوص COD محدوده زیاد ( $1500 \text{ mg/l}$ ) - ۲۰) و فراهم شده از شرکت هیچ (HACH)، استفاده گردید. سازوکار واکنش بدین صورت است که ترکیبات آلی قابل اکسید شدن، یون دی‌کرومات ( $Cr_2O_7^{2-}$ ) را به یون سبز رنگ کرومیک ( $Cr^{3+}$ ) کاهش می‌دهد و در مرحله طیف‌سنجی، طول موج مورد استفاده  $620 \text{ nm}$  بوده که بیشترین میزان جذب را توسط یون کرومیک ( $Cr^{3+}$ ) تولید شده خواهد داشت (شکل ۵).



شکل ۵- تغییر رنگ محلول در اثر تفاوت در میزان COD

حمام روغن با دمای  $150^\circ\text{C}$  قرار گرفتند. پس از خنک شدن ویال‌ها، محلول داخل آنها به داخل کیوت<sup>۲</sup> استاندارد با

در این روش، میزان ۲ ml از هر نمونه پساب به داخل ویال‌ها ریخته شد، سپس ویال‌ها به مدت ۲ ساعت در داخل

1- Vial

1- Cuvette

نمونه‌ها برای ۵ دقیقه در دور ۱۵۰۰ rpm سانتریفیوژ شدند. پس از تعیین میزان جذب در طول موج ۴۶۵ nm، میزان رنگ نمونه‌ها از طریق منحنی کالیبراسیون تعیین گردید.

#### اندازه‌گیری ویژگی‌های خمیر کاغذ

برای تعیین برخی از ویژگی‌های خمیر کاغذ (اندازه‌گیری هگزورونیک اسید، گرانروی و کربوهیدرات)، به دلیل کم بودن وزن نمونه‌ها و همچنین حساسیت این آزمون‌ها، اعمال درصد رطوبت در مقدار وزن نمونه‌ها، ممکن نبوده و سبب ایجاد خطا می‌شد. در نتیجه، باید از نمونه‌های کاملاً خشک استفاده می‌شد؛ بنابراین برای خارج کردن تمامی رطوبت از نمونه‌های خمیر کاغذ، بدون تغییرات نامطلوب، از روش خشک کردن انجمادی استفاده گردید.

در این روش، ابتدا نمونه خمیر کاغذ به قطعات ریزی تکه تکه و به داخل ظرف کوچکی منتقل شد. ظرف حاوی نمونه به مدت ۴۵ دقیقه در داخل فریزر قرار داده شد و بعد به مدت ۲۴ ساعت در زیر محفظه سیلیکنی دستگاه خشک‌کن انجمادی قرار گرفت. پس از خارج کردن ظرف از دستگاه، برای جلوگیری از جذب رطوبت محیط توسط نمونه خمیر کاغذ، درب ظرف بلافاصله بسته شد.

عدد کاپا و هگزورونیک اسید موجود در خمیر کاغذ به ترتیب مطابق با استانداردهای SCAN-C 1:00 و TAPPI T282 pm-07 اندازه‌گیری شدند. گرانروی خمیر کاغذها بر اساس استاندارد ISO/FDIS 5351:2009 اندازه‌گیری شد. در این روش از محلول کوپر اتیلن دای-آمین<sup>۴</sup> (CED) به عنوان حلال سلولز و مقدار مشخصی خمیر کاغذ بر مبنای گرانروی تخمینی آن استفاده می‌گردد. مقدار فلزات موجود در خمیر کاغذ (شامل آهن، منگنز، مس و منیزیم) توسط روش طیف‌سنجی جذب اتمی شعله (با دستگاه Shimadzo AA-7000) اندازه‌گیری شد.

فاصله عبور ۱۰ mm انتقال داده شدند. یک نمونه شاهد<sup>۱</sup> نیز توسط آب مقطر تهیه شد، سپس توسط دستگاه طیف‌سنج UV-Vis، میزان جذب نمونه‌ها در ۶۲۰ nm تعیین گردید. مقدار COD نمونه‌ها توسط منحنی کالیبراسیون<sup>۲</sup> تعیین شد. میزان COD اندازه‌گیری شده بر حسب میلی‌گرم در لیتر (mg/l) بود که برای تبدیل آن بر حسب گرم COD تولید شده به ازای کیلوگرم خمیر کاغذ خشک از معادله ۶ استفاده گردید.

$$\text{COD}_{\text{g/kg-odp}} = \frac{\text{COD}_{\text{mg/l}} \times V_{\text{l/kg-odp}}}{1000} \quad (\text{معادله } 6)$$

که در این معادله:

COD<sub>g/kg-odp</sub>: مقدار COD تولید شده به ازای میزان خمیر کاغذ تیمار شده (g/kg-odp)، COD<sub>mg/l</sub>: مقدار COD پساب (mg/l) و V<sub>l/kg-odp</sub>: مقدار پساب تولید شده به ازای میزان خمیر کاغذ تیمار شده (l/kg-odp) می‌باشد. رنگ پساب مطابق با روش استاندارد پلاتینیوم-کبالت<sup>۳</sup>، بر اساس واحد رنگی Pt.Co (PCU) اندازه‌گیری شد. در این روش ابتدا منحنی کالیبراسیون، از طریق ساخت نمونه‌های دارای رنگ استاندارد رسم شد. آنگاه برای این کار، میزان ۱ گرم کلرید کبالت (CoCl<sub>2</sub>•6H<sub>2</sub>O) (حاوی ۲۵۰ میلی‌گرم کبالت)، ۱/۲۴۶ گرم پتاسیم هگزا-کلرو پلاتین (K<sub>2</sub>PtCl<sub>6</sub>) (حاوی ۵۰۰ میلی‌گرم پلاتین) و ۱۰ میلی‌لیتر اسید کلریدریک غلیظ به داخل یک بالن ژوژه یک لیتری انتقال داده شد و بعد حجم آن توسط آب مقطر به ۱۰۰۰ میلی‌لیتر رسانده شد. محلول تهیه شده دارای رنگی برابر با ۵۰۰ PCU بود. از این محلول نمونه‌های با رقت‌های متفاوت تهیه شد و بعد میزان جذب در طول این نمونه‌ها توسط دستگاه طیف‌سنج UV-Vis در طول موج ۴۶۵ nm تعیین گردید. برای تعیین رنگ نمونه‌های پساب، ابتدا به منظور جداسازی ذرات معلق،

1- Blank

2- Calibration curve

3- Platinum-Cobalt Standard



## نتایج

نتایج حاصل از آنالیز فلزات موجود در خمیرکاغذ رنگ‌بری نشده در جدول ۳ نشان داده شده است. به طوری که بیشترین مقدار فلزات انتقالی مربوط به آهن می‌باشد. همچنین مقدار  $2/60$  ppm، فلز منیزیم موجود در خمیرکاغذ، از این جهت که در مراحل لیگنین‌زدایی با اکسیژن و رنگ‌بری خمیرکاغذ با پراکسید قلیایی، سبب جلوگیری از افت گرانیروی خمیرکاغذ و تخریب پراکسید هیدروژن می‌شود (Basta et al., 1991)، حائز اهمیت است.

برای مرحله لیگنین‌زدایی با اکسیژن از دو نوع دستگاه رنگ‌بری تحت فشار استفاده گردید و نتایج به دست آمده از هر دو دستگاه در جدول ۴ آمده است. دستگاه اول ساخت داخل بوده و دارای ابعاد و حجم مخزن کوچک تری بود و دستگاه دوم، با نام دستگاه کوآنتوم، ساخت کشور آمریکا است و بطور کلی در آزمایشگاه‌های تکنولوژی خمیر و کاغذ دنیا مورد استفاده قرار می‌گیرد.

اجرای فرایند لیگنین‌زدایی با اکسیژن، سبب کاهش قابل توجه عدد کاپای خمیرکاغذ گردید، اما میزان گرانیروی خمیرکاغذ، کاهش معنی‌داری نداشت و افت درجه بسپارش کربوهیدرات‌های ساختار دیواره الیاف انجام نشد. افزایش دمای واکنش فرایند سبب افزایش چشمگیر لیگنین‌زدایی شد و تأثیر معنی‌داری بر روی گرانیروی خمیرکاغذ‌های حاصل نداشت (جدول ۴). در نتیجه، دمای بهینه فرایند، ۱۱۰ درجه سانتی‌گراد تعیین گردید. فرایند لیگنین‌زدایی با اکسیژن سبب کاهش قابل توجه درجه روانی خمیرکاغذ گردید، به طوری که درجه روانی خمیرکاغذ با توجه به نوع دستگاه بین ۱۱۰ تا ۲۰۰ میلی‌لیتر کاهش یافت (جدول ۴).

اندازه‌گیری کربوهیدرات‌های موجود در خمیرکاغذ (شامل سلولز، همی سلولزها و پنتوزان‌ها) توسط روش ارائه شده توسط Sundberg و همکاران (۱۹۹۶) اجرا شد. در این روش، ابتدا وابسپارش زنجیره‌های کربوهیدراتی به وسیله دو روش هیدرولیز و متانولیز انجام شده و بعد جداسازی و بررسی کمی و کیفی نمونه‌های محلول توسط دستگاه کروماتوگرافی گازی مجهز به آشکارساز یونش شعله‌ای (GC-FID) تعیین گردید. اندازه‌گیری میزان لیگنین مطابق با استانداردهای T222 cm-88 و UM250 آیین‌نامه TAPPI انجام شد. اندازه‌گیری مقدار خاکستر بر اساس استاندارد شماره T211 om-88 آیین‌نامه TAPPI انجام شد.

تعیین درجه روانی خمیرکاغذ مطابق با استاندارد T227 om-99 آیین‌نامه TAPPI انجام شد. خمیرکاغذها برای رسیدن به درجه روانی ثابت حدود ۳۰۰ میلی‌لیتر مطابق استاندارد T248 sp-00 آیین‌نامه TAPPI پالایش شدند. پس از تهیه کاغذهای دست‌ساز مطابق با استاندارد T205 sp-95 آیین‌نامه TAPPI، از نمونه‌های خمیرکاغذ ویژگی‌های مقاومتی شامل مقاومت به کشش، مقاومت به پارگی و مقاومت به ترکیدن به ترتیب مطابق با استانداردهای T495 om-96، T414 om-98 و T403 om-97 آیین‌نامه TAPPI اندازه‌گیری گردید. میزان روشنی خمیرکاغذ‌های رنگ‌بری شده نیز بر اساس استاندارد T452 om-98 آیین‌نامه TAPPI تعیین شد. حداقل تعداد تکرار برای هر یک از آزمون‌ها ۴ بار بود. به منظور تجزیه و تحلیل ویژگی‌های اندازه‌گیری شده از آزمون تجزیه واریانس استفاده شده و بعد گروه‌بندی میانگین‌ها با کمک آزمون دانکن در سطح اطمینان ۹۹ درصد انجام شد.

جدول ۳- میزان فلزات موجود در خمیرکاغذ سودای باگاس

آهن (ppm)	منگنز (ppm)	مس (ppm)	منیزیم (ppm)
۵/۷۱	۰/۱۵	۰/۰۳	۲/۶۰

جدول ۴- ویژگی های خمیر کاغذ لیگنین زدایی شده با اکسیژن

درجه روانی (ml)	گرانروی (ml/g)	هگزورونیک اسید (~mol/g)	بازده (%)	عدد کاپا	زمان تا دمای واکنش (min)	فشار و مصرف سولفات منیزیم	دمای واکنش (°C)	نوع دستگاه لیگنین زدا
۶۷۰ <sup>a</sup>	۹۵۵ <sup>d</sup>	۷/۷۰ <sup>a</sup>	-	۲۰/۲۱	-	-	-	شاهد
۵۶ <sup>.b</sup>	۹۹۹ <sup>a</sup>	۶/۵۳ <sup>c</sup>	۹۷/۰ <sup>a</sup>	۱۱/۸۷ <sup>a</sup>	۷/۰ <sup>e</sup>	۵ بار و ۰/۳ درصد	۹۰	دستگاه ساخت داخل
۵۵ <sup>.b</sup>	۹۹۷ <sup>b</sup>	۶/۶۸ <sup>c</sup>	۹۵/۶ <sup>c</sup>	۱۰/۲۳ <sup>c</sup>	۸/۰ <sup>d</sup>	۵ بار و ۰/۳ درصد	۱۰۰	
۵۵ <sup>.b</sup>	۹۹۶ <sup>b</sup>	۶/۵۰ <sup>c</sup>	۹۴/۱ <sup>e</sup>	۸/۹۷ <sup>e</sup>	۹/۰ <sup>c</sup>	۵ بار و ۰/۳ درصد	۱۱۰	
۴۸ <sup>.c</sup>	۱۰۰۷ <sup>a</sup>	۷/۱۶ <sup>b</sup>	۹۶/۳ <sup>b</sup>	۱۱/۲۷ <sup>b</sup>	۲۰/۰ <sup>b</sup>	۵ بار و ۰/۳ درصد	۹۰	ماشین کوآتوم نوع IV
۴۷ <sup>.c</sup>	۹۹۹ <sup>a</sup>	۶/۴۱ <sup>cd</sup>	۹۴/۸ <sup>d</sup>	۹/۸۱ <sup>d</sup>	۲۵/۰ <sup>a</sup>	۵ بار و ۰/۳ درصد	۱۰۰	
۴۷ <sup>.c</sup>	۹۹۷ <sup>b</sup>	۶/۲۵ <sup>d</sup>	۹۳/۶ <sup>f</sup>	۸/۵۵ <sup>e</sup>	۲۵/۰ <sup>a</sup>	۵ بار و ۰/۳ درصد	۱۱۰	
۴۷ <sup>.c</sup>	۹۳۶ <sup>e</sup>	۶/۲۹ <sup>d</sup>	۹۳/۵ <sup>f</sup>	۹/۶۰ <sup>d</sup>	۲۵/۰ <sup>a</sup>	۵ بار و ۰/۰ درصد	۱۱۰	
۴۷ <sup>.c</sup>	۹۸۴ <sup>c</sup>	۶/۲۰ <sup>d</sup>	۹۳/۰ <sup>g</sup>	۸/۴۷ <sup>e</sup>	۲۵/۰ <sup>a</sup>	۷ بار و ۰/۳ درصد	۱۱۰	

حروف مشابه در هر ستون نشان دهنده عدم اختلاف معنی دار بر مبنای آزمون دانکن در سطح خطای ۱ درصد است.

همچنین مقادیر پنتوزان‌ها که تشکیل دهنده بخش اعظم همی سلولزها می‌باشند، متناسب با کربوهیدرات‌های همی سلولزی مقدار اندکی کاهش یافتند. کاهش قابل ملاحظه مقدار لیگنین در فرایند لیگنین زدایی با اکسیژن نشان از کارایی بالا و همچنین شرایط بهینه این فرایند، در حذف لیگنین باقیمانده خمیر کاغذ سودای باگاس بود (جدول ۵). همان‌طور که پیش‌تر نیز بیان شد، کاهش گرانروی خمیر کاغذ در نتیجه افزایش دما روی نداد، در حالی که انحلال و حذف لیگنین به میزان قابل ملاحظه‌ای افزایش یافت، بنابراین گزینش پذیری فرایند با افزایش دما بهبود یافت (جدول ۵).

همچنین نتایج حاصل از عدم مصرف سولفات منیزیم در تیمار لیگنین زدایی در دمای ۱۱۰ درجه سانتی‌گراد در جدول ۴ نشان دهنده تأثیر چشمگیر این ماده افزودنی در بهبود اجرای فرایند می‌باشد. به علاوه در جدول ۴، داده‌های به دست آمده از تیمار لیگنین زدایی در فشار بیشتر گاز اکسیژن (۷ بار) نشان داده شده است.

با توجه به گزینش پذیری زیاد فرایند لیگنین زدایی با اکسیژن در خمیر کاغذ سودای باگاس، سهم کربوهیدرات‌های موجود در خمیر کاغذ تغییرات زیادی نسبت به یکدیگر نداشتند، به طوری که سهم سلولز در حدود ۳٪ افزایش داشته و سهم همی سلولزها در حدود ۰/۴ درصد کاهش یافت.

جدول ۵- درصد ترکیبات شیمیایی تشکیل دهنده خمیر کاغذ لیگنین زدایی شده با اکسیژن

نوع خمیر کاغذ	دمای واکنش (°C)	فشار و مصرف سولفات منیزیم	سلولز (%)	همی سلولزها (%)	پنتوزانها (%)	لیگنین (%)	خاکستر (%)
شاهد	-	-	۶۶/۵۵ <sup>c</sup>	۲۹/۱۲ <sup>a</sup>	۲۴/۴۰ <sup>a</sup>	۳/۰۳ <sup>a</sup>	۱/۳۴ <sup>a</sup>
لیگنین زدایی شده با ماشین کوانتوم	۹۰	۵ بار و ۰/۳ درصد	۶۹/۲۲ <sup>b</sup>	۲۸/۶۸ <sup>c</sup>	۲۳/۶۴ <sup>c</sup>	۱/۶۹ <sup>b</sup>	۰/۸۱ <sup>b</sup>
	۱۰۰	۵ بار و ۰/۳ درصد	۶۹/۴۲ <sup>a</sup>	۲۸/۷۶ <sup>c</sup>	۲۳/۶۶ <sup>c</sup>	۱/۴۷ <sup>c</sup>	۰/۹۰ <sup>b</sup>
	۱۱۰	۵ بار و ۰/۳ درصد	۶۹/۵۶ <sup>a</sup>	۲۸/۸۸ <sup>b</sup>	۲۳/۷۶ <sup>b</sup>	۱/۲۸ <sup>d</sup>	۰/۸۴ <sup>b</sup>
	۱۱۰	۵ بار و ۰/۰ درصد	۶۹/۴۵ <sup>a</sup>	۲۸/۸۰ <sup>bc</sup>	۲۳/۶۹ <sup>bc</sup>	۱/۴۴ <sup>c</sup>	۰/۸۵ <sup>b</sup>
	۱۱۰	۷ بار و ۰/۳ درصد	۶۹/۵۵ <sup>a</sup>	۲۸/۸۸ <sup>b</sup>	۲۳/۷۵ <sup>b</sup>	۱/۲۷ <sup>d</sup>	۰/۸۵ <sup>b</sup>

حروف مشابه در هر ستون نشان دهنده عدم اختلاف معنی دار بر مبنای آزمون دانکن در سطح خطای ۱ درصد است.

مقاومت به عبور هوا نیز با انجام فرایند لیگنین زدایی با اکسیژن افزایش یافت (جدول ۷).

جدول ۸ ویژگی های مقاومتی خمیر کاغذ لیگنین زدایی شده با اکسیژن را نشان می دهد، تمامی مقادیر مقاومتی با اجرای فرایند لیگنین زدایی با اکسیژن افزایش یافت، همچنین اثر افزایش دمای واکنش بر روی مقاومتها مثبت بوده و سبب افزایش آنها شد.

از نمونه های خمیر کاغذ، کاغذ دست ساز تهیه گردید و ویژگی های نوری، فیزیکی و مقاومتی آنها مورد اندازه گیری قرار گرفت (جدول های ۶، ۷ و ۸). لیگنین زدایی خمیر کاغذ توسط مرحله اکسیژن سبب مقداری افزایش در میزان روشنی شد (در حدود ۶ واحد) و میزان زردی نیز کاهش معنی داری داشت، اگرچه مقدار این کاهش اندک بود (در حدود ۲ واحد) (جدول ۶). همچنین این فرایند سبب افزایش دانسیته و کاهش ماتی کاغذهای دست ساز تولیدی شد.

جدول ۶- اثر لیگنین زدایی با اکسیژن بر روی ویژگی های نوری خمیر کاغذ

نوع خمیر کاغذ	دمای واکنش (°C)	فشار و مصرف سولفات منیزیم	روشنی (%)	زردی (%)	ماتی (%)
شاهد	-	-	۳۶/۶۶ <sup>d</sup>	۴۱/۸۸ <sup>a</sup>	۹۸/۲۱ <sup>a</sup>
لیگنین زدایی شده با ماشین کوانتوم	۹۰	۵ بار و ۰/۳ درصد	۴۱/۵۱ <sup>c</sup>	۴۰/۸۱ <sup>a</sup>	۹۲/۴۷ <sup>b</sup>
	۱۰۰	۵ بار و ۰/۳ درصد	۴۱/۹۳ <sup>b</sup>	۴۰/۰۲ <sup>b</sup>	۹۱/۶۴ <sup>c</sup>
	۱۱۰	۵ بار و ۰/۳ درصد	۴۲/۴۷ <sup>a</sup>	۳۸/۴۵ <sup>c</sup>	۹۱/۴۶ <sup>c</sup>
	۱۱۰	۵ بار و ۰/۰ درصد	۴۲/۱۵ <sup>ab</sup>	۳۹/۶۷ <sup>b</sup>	۹۱/۶۰ <sup>c</sup>
	۱۱۰	۷ بار و ۰/۳ درصد	۴۲/۵۴ <sup>a</sup>	۳۸/۵۰ <sup>c</sup>	۹۱/۳۴ <sup>c</sup>

حروف مشابه در هر ستون نشان دهنده عدم اختلاف معنی دار بر مبنای آزمون دانکن در سطح خطای ۱ درصد است.

جدول ۷- ویژگی‌های فیزیکی خمیر کاغذ لیگنین‌زدایی شده با اکسیژن

نوع خمیر کاغذ	دمای واکنش (°C)	فشار و مصرف سولفات منیزیم	ضخامت (µm)	دانسیته (g/cm <sup>3</sup> )	مقاومت به عبور هوا (ثانیه)
شاهد	-	-	۱۲۴/۹ <sup>a</sup>	۰/۵۲ <sup>d</sup>	۴/۲ <sup>d</sup>
لیگنین‌زدایی شده با ماشین کوانتوم	۹۰	۵ بار و ۰/۳ درصد	۱۰۳/۳ <sup>b</sup>	۰/۶۱ <sup>c</sup>	۱۱/۵ <sup>c</sup>
	۱۰۰	۵ بار و ۰/۳ درصد	۱۰۱/۰ <sup>c</sup>	۰/۶۳ <sup>b</sup>	۱۲/۹ <sup>b</sup>
	۱۱۰	۵ بار و ۰/۳ درصد	۹۷/۹ <sup>d</sup>	۰/۶۴ <sup>a</sup>	۱۴/۲ <sup>a</sup>
	۱۱۰	۵ بار و ۰/۰ درصد	۱۰۰/۴ <sup>c</sup>	۰/۶۳ <sup>b</sup>	۱۳/۰ <sup>b</sup>
	۱۱۰	۷ بار و ۰/۳ درصد	۹۷/۰ <sup>d</sup>	۰/۶۵ <sup>a</sup>	۱۴/۵ <sup>a</sup>

حروف مشابه در هر ستون نشان‌دهنده عدم اختلاف معنی‌دار بر مبنای آزمون دانکن در سطح خطای ۱ درصد است.

جدول ۸- ویژگی‌های مقاومتی خمیر کاغذ لیگنین‌زدایی شده با اکسیژن

نوع خمیر کاغذ	دمای واکنش (°C)	فشار و مصرف سولفات منیزیم	شاخص کشش (Nm/g)	شاخص ترکیدن (kPa.m <sup>2</sup> /g)	شاخص پارگی (mN.m <sup>2</sup> /g)
شاهد	-	-	۳۵/۷۵ <sup>d</sup>	۱/۱۵ <sup>c</sup>	۳/۱۷ <sup>d</sup>
لیگنین‌زدایی شده با ماشین کوانتوم	۹۰	۵ بار و ۰/۳ درصد	۳۹/۶۶ <sup>c</sup>	۱/۳۶ <sup>b</sup>	۳/۳۸ <sup>c</sup>
	۱۰۰	۵ بار و ۰/۳ درصد	۴۱/۳۵ <sup>b</sup>	۱/۴۲ <sup>a</sup>	۳/۴۹ <sup>b</sup>
	۱۱۰	۵ بار و ۰/۳ درصد	۴۲/۱۰ <sup>a</sup>	۱/۴۵ <sup>a</sup>	۳/۶۱ <sup>a</sup>
	۱۱۰	۵ بار و ۰/۰ درصد	ab۴۱/۹۴	a۱/۴۳	b۳/۵۲
	۱۱۰	۷ بار و ۰/۳ درصد	۴۲/۳۷ <sup>a</sup>	۱/۴۵ <sup>a</sup>	۳/۵۸ <sup>a</sup>

حروف مشابه در هر ستون نشان‌دهنده عدم اختلاف معنی‌دار بر مبنای آزمون دانکن در سطح خطای ۱ درصد است.

نتایج حاصل از آنالیز پساب مرحله لیگنین‌زدایی با اکسیژن نشان داد که میزان COD و رنگ پساب این مرحله بشدت بالا بود. بدیهی است، با توجه به حذف گسترده لیگنین و کاهش قابل توجه بازده در مرحله لیگنین‌زدایی با

اکسیژن، پساب این مرحله میزان بار آلودگی بالایی خواهد داشت. همچنین افزایش دمای واکنش سبب افزایش میزان COD و رنگ پساب شد (جدول ۹).

جدول ۹- ویژگی‌های پساب مرحله لیگنین‌زدایی با اکسیژن

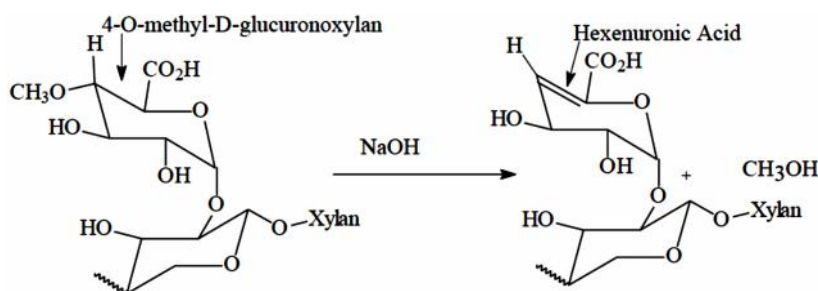
تیمار	فشار و مصرف سولفات منیزیم	دمای واکنش (°C)	COD (g/kg-odp)	رنگ (PCU)
O <sub>90</sub>	۵ بار و ۰/۳ درصد	۹۰	۳۱/۷۲ <sup>d</sup>	۲۵۱/۷۸ <sup>d</sup>
O <sub>100</sub>	۵ بار و ۰/۳ درصد	۱۰۰	۴۸/۶۳ <sup>c</sup>	۲۷۰/۳۲ <sup>c</sup>
O <sub>110</sub>	۵ بار و ۰/۳ درصد	۱۱۰	۵۹/۸۳ <sup>b</sup>	۲۸۴/۶۰ <sup>b</sup>
O <sub>110</sub>	۵ بار و ۰/۰ درصد	۱۱۰	۶۰/۲۱ <sup>b</sup>	۲۸۰/۵۲ <sup>b</sup>
O <sub>110</sub>	۷ بار و ۰/۳ درصد	۱۱۰	۶۴/۱۵ <sup>a</sup>	۲۹۷/۰۷ <sup>a</sup>

حروف مشابه در هر ستون نشان‌دهنده عدم اختلاف معنی‌دار بر مبنای آزمون دانکن در سطح خطای ۱ درصد است.

## بحث

اصلی زایلوز (4-O-methyl-D-glucuronoxylans)، تشکیل می‌شود (Teleman et al., 1995). همان‌طور که در جدول ۴ مشخص شده است، میزان گرانروی خمیر کاغذ رنگ‌بری نشده سودای باگاس برابر با ۹۵۵ ml/g می‌باشد. این مقدار تقریباً مشابه با گرانروی خمیر کاغذ رنگ‌بری نشده باگاس در دیگر پژوهش‌های انجام شده، بود (جدول ۱۰).

با توجه به مقدار اندک هگزورونیک اسید، خمیر کاغذ سودای باگاس قابلیت لیگنین‌زدایی و رنگ‌بری در شرایط ملایم‌تر و با مصرف کمتر مواد رنگ‌بر را خواهد داشت. همان‌طور که در شکل ۶ ارائه شده است، هگزورونیک اسید در هنگام خمیرسازی قلیایی، در نتیجه حذف گروه متیل از شاخه فرعی متیل‌گلوگونیک اسید، قرار گرفته در زنجیر



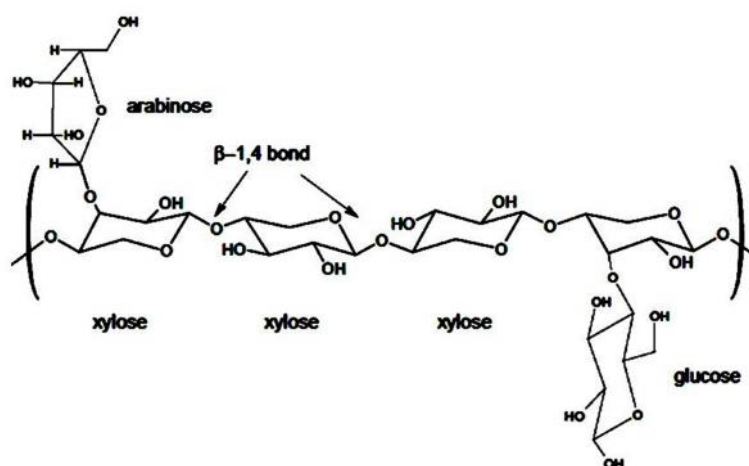
شکل ۶- واکنش تشکیل هگزورونیک اسید در حضور قلیا (Teleman et al., 1995)

جدول ۱۰- مقادیر گرانروی و عدد کاپای خمیر کاغذهای لیگنین‌زدایی نشده در پژوهش‌های دیگر

منبع	نوع خمیر کاغذ	عدد کاپا	گرانروی (ml/g)
Mohta و همکاران (۱۹۹۸)	خمیر کاغذ سودای باگاس	۲۱/۵	۹۰۰
Mohta و همکاران (۱۹۹۸)	خمیر کاغذ سودا-آنتراکینون باگاس	۱۳/۳	۸۶۰
Hostachy (۲۰۰۹)	خمیر کاغذ رنگ‌بری نشده باگاس	۱۲/۵	۹۸۰
Johnson و همکاران (۲۰۰۸)	خمیر کاغذ رنگ‌بری نشده اکالیپتوس	۱۶/۵	۱۲۵۰
Basta و همکاران (۱۹۹۸)	خمیر کاغذ کرافت کاج	۲۸/۳	۹۹۶
Tao و همکاران (۲۰۱۱)	خمیر کاغذ کرافت کاج زرد	۲۵/۰	۱۱۷۰
Khristova و همکاران (۲۰۰۲)	خمیر کاغذ سودای پوست کف	۲۶/۸	۸۳۴
Khristova و همکاران (۲۰۰۲)	خمیر کاغذ سودا-آنتراکینون پوست کف	۱۲/۵	۸۵۷
Khristova و همکاران (۲۰۰۲)	خمیر کاغذ کرافت-آنتراکینون پوست کف	۱۹/۱	۱۲۱۸
Johnson و همکاران (۲۰۰۸)	خمیر کاغذ اکالیپتوس لیگنین‌زدایی شده با اکسیژن	۱۰	۱۱۵۰

زنجیر اصلی متشکل از قندهای ۵-کربنه گسیلوز و شاخه‌های فرعی گلوکز و L-آرابینوز می‌باشد (Walford, 2008) (شکل ۷)، دور از ذهن نیست که پنتوزان‌ها سهم عمده‌ای از قندهای همی سلولزی را تشکیل دهند.

نتایج نشان داد که بخش عمده همی سلولزهای خمیر کاغذ باگاس را پنتوزان‌ها یا قندهای پنج کربنه تشکیل داده‌اند که سهمی در حدود ۸۴٪ از قندهای همی سلولزی را به خود اختصاص داده‌اند (جدول ۵). در واقع با توجه به اینکه همی سلولز غالب موجود در باگاس از نوع زایلان، دارای



شکل ۷- ساختار همی سلولز زایلان در باگاس (Walford, 2008)

به دمای واکنش در دستگاه کوآنتوم، مربوط دانست. همان‌طور که مشخص است، به علت تفاوت در سیستم گرم‌کننده دو دستگاه، زمان رسیدن به دمای بیشینه در دستگاه کوآنتوم به مقدار قابل توجهی بیشتر می‌باشد (جدول ۴). همچنین فرایند لیگنین‌زدایی با اکسیژن سبب کاهش چشمگیر درجه روانی خمیرکاغذ گردید و مقدار این کاهش در دو دستگاه متفاوت بود، به طوری‌که در دستگاه ساخت داخل درجه روانی خمیرکاغذ به میزان حدوداً ۱۱۰ واحد کاهش یافت، در حالی‌که این کاهش در دستگاه کوآنتوم ۲۰۰ واحد بود (جدول ۴). علت این کاهش را می‌توان به عواملی نظیر کاهش شدید ترکیبات آب‌گریز لیگنین موجود در خمیرکاغذ، واکنش‌دهی الیاف از طریق حذف پلیمر لیگنین از ساختار دیواره الیاف و همچنین افزایش گروه‌های عاملی در دسترس در ساختار دیواره الیاف، مربوط دانست. همچنین، تأثیر هم‌زدن خمیرکاغذ در زمان تیمار، توسط همزن ماشین کوآنتوم که نیروی برشی شدیدتری نسبت به همزن دستگاه ساخت داخل اعمال می‌کند، می‌تواند در کاهش بیشتر درجه روانی خمیرکاغذها مؤثر باشد (Lucia & Jameel, 2006). البته در ارتباط با دیگر ویژگی‌های خمیرکاغذهای لیگنین‌زدایی شده، بین دو دستگاه تفاوت قابل ملاحظه‌ای وجود نداشت (جدول ۴).

نتایج حاصل از آنالیز فلزات انتقالی موجود در خمیرکاغذ رنگ‌بری‌نشده (جدول ۳)، نشان می‌دهد که مقدار این فلزات در خمیرکاغذ زیاد نبوده و بیشترین مقدار مربوط به آهن است. همچنین مقدار ۲/۶۰ ppm، فلز منیزیم موجود در خمیرکاغذ، از این جهت که در مراحل لیگنین‌زدایی با اکسیژن و رنگ‌بری خمیرکاغذ با پراکسید قلیایی، سبب جلوگیری از افت گرانروی خمیرکاغذ و تخریب پراکسید و پراکسیدهای واسطه می‌شود (Basta *et al.*, 1991)، حائز اهمیت است. در واقع تخریب پراکسیدها در شرایط قلیایی بشدت تحت تأثیر حضور ترکیبات معدنی بوده که با توجه به تأثیر آنها، شامل کاتالیست‌ها (تخریب‌کننده پراکسید) و پایدارکننده‌ها می‌باشند. در میان کاتالیست‌ها تأثیر برخی از فلزات انتقالی شامل آهن، منگنز و مس در تخریب پراکسیدها بیشتر می‌باشد. از طرف دیگر، فلز قلیایی خاکی منیزیم و همچنین ماده شیمیایی سیلیکات سدیم به‌عنوان پایدارکننده به فراوانی استفاده می‌گردد. البته حضور ترکیبات پایدارکننده (نظیر یون منیزیم) در درون الیاف به‌صورت ذاتی، تأثیر بیشتری نسبت به افزودن این مواد به خمیرکاغذ خواهد داشت (Basta *et al.*, 1991; Singh, 1991).

نتایج حاصل از اجرای تیمارهای لیگنین‌زدایی نشان داد که مقدار عدد کاپا به میزان اندکی در دستگاه کوآنتوم کمتر می‌باشد که علت آن را می‌توان به زمان بیشتر برای رسیدن

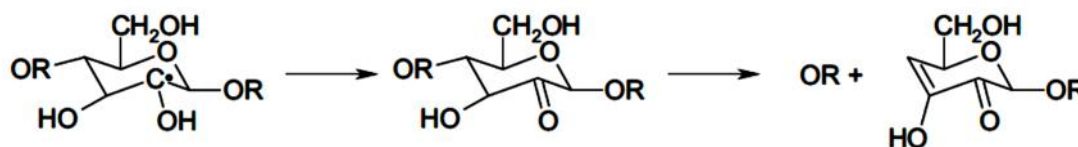
لیگنین زدایی شده گردد. البته این افزایش گرانشی در تحقیق Hart و همکاران (۲۰۰۶) که بر روی تیمارهای لیگنین زدایی با اکسیژن با درصد خشکی متوسط بود، نیز به چشم می خورد.

به طور کلی، شرایط فرایندی لیگنین زدایی با اکسیژن در محدوده‌ای مشخص می باشد، به طوری که کارآیی فرایند برای حذف گزینشی لیگنین قابل قبول باشد و درعین حال افت کیفی و کاهش بازده خمیرکاغذ در حداقل مقدار قرار گیرد (Suess, 2010). معمولاً فرایند لیگنین زدایی با اکسیژن، بی درنگ پس از فرایند پخت شیمیایی اجرا می شود و خمیرکاغذ ورودی عدد کاپایی در حدود ۲۰ دارد. دمای واکنش بین ۱۱۵-۸۵ درجه سانتی گراد بوده و این فرایند می تواند در درصد خشکی متوسط (حدود ۱۰٪) و یا درصد خشکی بالای خمیرکاغذ (۳۰-۲۲) اجرا گردد. محدوده لیگنین زدایی به طور معمول ۵۰-۳۵ می باشد (Bajpai, 2005; Walker, 2006)؛ بنابراین، نتایج حاصل از اجرای فرایند لیگنین زدایی با اکسیژن بر روی خمیرکاغذ سودای باگاس، نشان می دهد که این فرایند سازگاری مناسبی با خمیرکاغذ داشته، زیرا محدوده لیگنین زدایی در تمامی تیمارها بالا بوده و درعین حال افت گرانشی خمیرکاغذ ناچیز می باشد. به طوری که در تیمار ۱۱۰ درجه سانتی گراد، ۶۰٪ لیگنین خمیرکاغذ حذف شد، درحالی که گرانشی خمیرکاغذ کاهش اندکی داشت (جدول ۴). معمولاً حذف ۵۰ تا ۷۰ درصد لیگنین باقیمانده در خمیرکاغذهای متفاوت، از طریق لیگنین زدایی توسعه یافته با اکسیژن<sup>۱</sup> انجام می شود. این روش با استفاده از دو مرحله لیگنین زدایی با اکسیژن انجام می شود، به طوری که مرحله اول آن با مقدار قلیا و اکسیژن بیشتر در دمای کمتر (حدود ۸۵°C) و مرحله دوم به عنوان مرحله استخراج و حذف لیگنین در دمای بالا اجرا می شود. از فرایند لیگنین زدایی توسعه یافته با اکسیژن به دلیل افزایش حذف گزینشی لیگنین و کاهش افت کیفی خمیرکاغذ استفاده می شود، اما استفاده از این روش مستلزم

اجرای فرایند لیگنین زدایی با اکسیژن، تأثیر قابل توجهی در حذف لیگنین داشت، به طوری که میزان کاهش عدد کاپای خمیرکاغذ، برای دماهای ۹۰، ۱۰۰ و ۱۱۰ درجه سانتی گراد، به ترتیب ۴۷، ۵۴ و ۶۰ درصد بود. این درحالیست که میزان گرانشی خمیرکاغذ، کاهش معنی داری نداشت، در نتیجه گزینش پذیری فرایند در هر سه دمای واکنش، بالا بوده و سبب افت درجه بسپارش کربوهیدرات های ساختار دیواره لیاف، نشده است. همچنین، بین سه دمای واکنش اعمال شده در فرایند لیگنین زدایی با اکسیژن، تغییر قابل ملاحظه ای در میزان گرانشی خمیرکاغذهای حاصل وجود نداشت، اما کاهش چشمگیری در عدد کاپای خمیرکاغذ، با افزایش دما روی داد (جدول ۴)؛ بنابراین، دمای واکنش منتخب برای فرایند لیگنین زدایی با اکسیژن، دمای ۱۱۰ درجه سانتی گراد تعیین شد. تیمار لیگنین زدایی با اکسیژن تأثیر چندانی بر روی میزان هگزورونیک اسید موجود در خمیرکاغذ نداشت، گرچه روند کاهش ناچیزی با اجرای فرایند و افزایش دمای واکنش در مقادیر هگزورونیک اسید مشاهده شد که احتمالاً به دلیل تخریب همی سلولزها و انحلال و شستشوی آنها بوده است.

دلیل افزایش گرانشی خمیرکاغذ، پس از اجرای فرایند لیگنین زدایی با اکسیژن را می توان چنین بیان کرد که در برخی خمیرکاغذهای رنگ بری نشده، ذرات لیگنین موجود در خمیرکاغذ به شکل کلوخه های کوچک، فضاهای خالی بین زنجیرهای سلولزی محلول در حلال CED را پر کرده و سبب کاهش اندک در خاصیت گرانشی غیرنیوتنی پلیمر خطی سلولز می شوند (Iakovlev, 1963; Sihtola et al., 2011; Liu et al., 2012). همچنین از آنجایی که گرانشی ذاتی خمیرکاغذ تابعی پیچیده از درجه بسپارش سلولز و میزان سلولز و همی سلولز خمیرکاغذ است (Iakovlev, 2011)، امکان تغییر نسبت کربوهیدرات های خمیرکاغذ پس از اجرای فرایند لیگنین زدایی وجود داشته که در این حالت افزایش نسبت سلولز به همی سلولز محتمل بوده، از این رو این تغییر در مقادیر پلیمرهای تشکیل دهنده خمیرکاغذ ممکن است سبب افزایشی اندک در گرانشی خمیرکاغذ

افزایش هزینه سرمایه‌گذاری و همچنین هزینه‌های عملیاتی می‌باشد (Lucia & Jameel, 2006). نتایج حاصل از تیمار لیگنین‌زدایی بدون افزودن ماده محافظتی سولفات منیزیم نشان داد که مصرف این ماده افزودنی تأثیر چشمگیری در بهبود اجرای فرایند داشته و لیگنین‌زدایی گزینشی خمیرکاغذ را سبب می‌گردد. به طوری که خمیرکاغذ لیگنین‌زدایی شده توسط تیمار فاقد سولفات منیزیم، عدد کاپای بالاتری داشته و افت گرانیروی این خمیرکاغذ نیز بیشتر بود (جدول ۴). یکی از عوامل تأثیرگذار در افزایش گزینش‌پذیری فرایند و جلوگیری از تخریب و افت کربوهیدرات‌ها در اثر حمله رادیکال‌های هیدروکسیل ( $\text{OH}\cdot$ ) تشکیل شده به وسیله فلزات انتقالی نظیر منگنز، مس و آهن، افزودن ترکیباتی است که از کربوهیدرات‌ها در برابر تخریب محافظت می‌کنند (شکل ۸)



شکل ۸- شکستن زنجیر سلولز توسط حذف S از یک گروه کربونیل که توسط رادیکال هیدروکسیل

ایجاد شده است (Bajpai, 2005)

همی سلولزها می‌باشند، متناسب با کربوهیدرات‌های همی سلولزی مقدار اندکی کاهش یافتند. البته کاهش قابل ملاحظه مقدار لیگنین در فرایند لیگنین‌زدایی با اکسیژن نشان از کارایی بالا و همچنین شرایط بهینه این فرایند، در حذف لیگنین خمیرکاغذ سودای باگاس داشت (جدول ۵). همان‌طور که پیش‌تر نیز بیان شد، کاهش گرانیروی خمیرکاغذ در نتیجه افزایش دما روی نداد، درحالی‌که انحلال و حذف لیگنین به میزان قابل ملاحظه‌ای افزایش یافت، بنابراین گزینش‌پذیری فرایند با افزایش دما بهبود یافت (جدول ۵).

البته لیگنین‌زدایی خمیرکاغذ توسط مرحله اکسیژن سبب مقداری افزایش در میزان روشنی شد (در حدود ۶ واحد) و

اعمال فشار بیشتر گاز اکسیژن (۷ بار) در تیمار لیگنین‌زدایی خمیرکاغذ سبب کاهش اندکی در میزان کاپای خمیرکاغذ شد، اما از طرف دیگر گرانیروی خمیرکاغذ حاصل کمتر و افت بازده افزایش معنی‌داری داشت، از این رو استفاده از فشار گاز اکسیژن بیشتر از ۵ بار، در فرایند توجیهی نداشته و غیرضروریست (جدول ۴).

با توجه به گزینش‌پذیری زیاد فرایند لیگنین‌زدایی با اکسیژن در خمیرکاغذ سودای باگاس، سهم کربوهیدرات‌های موجود در خمیرکاغذ تغییرات زیادی نسبت به یکدیگر نداشتند، به طوری که سهم سلولز در حدود ۳٪ افزایش داشته و سهم همی سلولزها در حدود ۴٪ درصد کاهش یافت. همچنین مقادیر پنتوزان‌ها که تشکیل‌دهنده بخش اعظم



بهبود مقاومت‌ها توسط اجرای تیمارهای لیگنین‌زدایی با اکسیژن ارائه شده است.

نتایج حاصل از آنالیز پساب مرحله لیگنین‌زدایی با اکسیژن نشان داد که میزان COD و رنگ پساب در این مرحله بشدت زیاد بود و افزایش دمای واکنش سبب افزایش میزان COD و رنگ پساب گردید. در حقیقت، میزان اکسیژن خواهی شیمیایی (COD) پساب شاخصی از مقدار مواد آلی حل‌شده در پساب است و این میزان با افت بازده خمیرکاغذ نسبت مستقیم دارد ( Bajpai, 2005; Suess, 2010). بدیهی است، با توجه به حذف گسترده لیگنین و کاهش قابل توجه بازده در مرحله لیگنین‌زدایی با اکسیژن، پساب این مرحله میزان بار آلودگی بالایی خواهد داشت (جدول ۹).

#### منابع مورد استفاده

- Bajpai, P., 2005. Environmentally Benign Approaches for Pulp Bleaching, In: Developments in environmental management. Elsevier, Netherlands, 277p.
- Basta, J., Holtinger, L., and Hook, J., 1991. Controlling the Profile of Metals in the Pulp before Hydrogen Peroxide Treatment. In Proceedings of 6th ISWPC, April 30-May 4: 237-244.
- Basta, J., Wane, G., Herstad-Svard, S., Lundgren, P., Johansson, N., Edwards, L., and Gu, Y., 1998. Partial closure in modern bleaching sequences. Tappi Journal, 81(4): 136-140.
- Berggren, R., 2003. Cellulose degradation in pulp fibers studied as changes in molar mass distributions. Ph.D. thesis, Department of Fibre and Polymer Technology, Royal Institute of Technology, Stockholm.
- Biermann, C.J., 1996. Handbook of pulping and papermaking. Elsevier, London, 778p.
- Hart, P.W., Mancosky, D., and Armstead, D., 2006. Medium consistency oxygen delignification performed with a controlled cavitation reactor. Tappi Journal, 5(2): 13-19.
- Hostachy, J.C., 2009. Bagasse pulp bleaching with ozone "It's Time to Implement Green Bleaching Practices", 9p.
- Iakovlev, M., 2011. SO<sub>2</sub>-ethanol-water (SEW) fractionation of lignocellulosics. Ph.D. thesis, Department of Forest Products Technology, Aalto University, Helsinki.

میزان زردی تغییر زیادی نداشت. همچنین این فرایند، از طریق حذف لیگنین، افزایش انعطاف‌پذیری الیاف، ایجاد واکنشیدگی در دیواره سلولی و افزایش آبدوستی الیاف، سبب افزایش پیوندهای بین فیبری، درهم‌رفتگی الیاف، تطابق و اتصال بیشتر آنها و از طرف دیگر خاصیت شکل‌پذیری برگشت‌ناپذیر<sup>۱</sup> الیاف می‌گردد که دلیل افزایش دانسیته کاغذهای دست‌ساز است ( Singh, 1991; Seth, 2006). از طرف دیگر، کاهش ضخامت کاغذ سبب کاهش ماتی کاغذهای دست‌ساز شد. درواقع ماتی کاغذ به ضخامت، تخلخل، مقدار و نوع پرکننده، درجه رنگ‌بری الیاف، اندود و ... وابسته است (Tappi Standard, 2007). مقاومت به عبور هوا نیز با انجام فرایند لیگنین‌زدایی با اکسیژن افزایش یافت (جدول ۶ و ۷). عدم مصرف سولفات منیزیم سبب کاهش اندکی در دانسیته و مقاومت عبور هوا شد، اما تیمار تحت فشار ۷ بار تأثیر معنی‌داری بر روی ویژگی‌های نوری و فیزیکی خمیرکاغذ نداشت (جدول ۶ و ۷).

ویژگی‌های مقاومتی خمیرکاغذ با اجرای فرایند لیگنین‌زدایی با اکسیژن افزایش یافت، همچنین اثر افزایش دمای واکنش بر روی مقاومت‌ها مثبت بوده و سبب افزایش آنها شده است (جدول ۸). این افزایش در نتیجه توسعه پیوندهای بین فیبری از طریق افزایش گروه‌های هیدروکسیل در دسترس و همچنین افزایش انعطاف‌پذیری الیاف می‌باشد. از آنجایی‌که فرایند لیگنین‌زدایی با اکسیژن در شرایطی اجرا گردید که میزان گزینش‌پذیری بیشینه بود و تخریب گسترده‌ای در کربوهیدرات‌ها انجام نشد، در نتیجه مقاومت ذاتی الیاف افت پیدا نکرد و این افزایش در میزان شاخص پارگی در نتیجه توسعه پیوندهای بین فیبری بود. درواقع بهبود شاخص پارگی، نتیجه بهبود اتصال بین الیاف و عدم افت در مقاومت ذاتی الیاف می‌باشد ( Smook, G.A. 1992; Saraeian & Khalili, 2013; Berggren, 2003). البته نتایج مشابهی توسط Hart و همکاران (۲۰۰۶) در رابطه با

- Sixta, H., 2006. Handbook of pulp. Strauss GmbH, Morlenbach, 1352p.
- Smook, G.A., 1992. Handbook for Pulp & Paper Technologists. Vancouver, 419p.
- Suess, H.U., 2010. Pulp bleaching today. Walter de Gruyter GmbH & Co. KG, Berlin/New York, 310p.
- Sundberg, A., Sundberg, K., Lilland, C., and Holmbom, B., 1996. Determination of hemicelluloses and pectins in wood and pulp fibres by acid methanolysis and gas chromatography, Nordic Pulp and Paper Research Journal, 11(4): 216-219.
- Tao, L., Genco, J.M., Cole, B.J.W., and Fort, R.C., 2011. Selectivity of oxygen delignification for southern softwood kraft pulps with high lignin content. Tappi Journal, 83(1): 29-39.
- TAPPI, 2006-2007. TAPPI Test Methods, TAPPI. Norcross, GA 30092 USA.
- Teleman, A., Harjunpaa, V., Tenkanen, M., Buchert, J., Hausalo, T., Drakenberg, T., and Vuorinen, T., 1995. Characterisation of 4-deoxy-beta-L-threo-hex-4-enopyranosyluronic acid attached to xylan in pine kraft pulp and pulping liquor by <sup>1</sup>H and <sup>13</sup>C NMR spectroscopy. Carbohydrate Research, 272(1): 55-71.
- Walford, S.N., 2008. Sugarcane bagasse: how easy is it to measure its constituents? Proceedings of the South African Sugar Technologists Association, 81, 266-273.
- Walker, J.C.F., 2006. Primary wood processing: Principles and practice. Springer, Dordrecht, 606p.
- World Bank, 1998. Pollution prevention and abatement Handbook: Pulp and Paper mills. Draft technical background document. Environment Department, Washington, D.C., 395-400.
- Zeinaly, F., Shakhes, J., Dehghani, M., & Shakeri, A., 2009. Hydrogen peroxide bleaching of CMP pulp using magnesium hydroxide. Bioresources, 4(4): 1409-1416.
- Johnson, B., 2008. Literature Review of Colour Reduction Technologies for Kraft Pulp Mill Effluent. By Beca AMEC Limited, 38p.
- Johnson, A.P., Johnson, B.I., Gleadow, P., Araneda, H., Silva, F.A., Aquilar, R.M., and Hsiang, C.J., 2008. 21st Century Fibrelines. International Bleaching Conference, Quebec City, 2-5 June, 15-28.
- Khristova, P., Kordsachia, O., Patt, R., Khider, T., and Karrar, I., 2002. Alkaline pulping with additives of kenaf from Sudan. Industrial Crops and Products, 15, 229-235.
- Liu, J., Hu, H., and Luo X., 2012. Development of a novel empirical model to estimate the kraft pulp yield of fast-growing eucalyptus. BioResources, 7(1): 1134-1144.
- Lucia, L.A., and Jameel, H., 2006. High Selectivity Oxygen Delignification. Institute of Paper Science and Technology, Georgia Institute of Technology, Atlanta.
- Mohta. D., Kapoor, S.K., and Ray, A.K., 1998. Environmentally Friendly Pulping and Bleaching of Bagasse. University of Roorkee, Saharanpur-247 001, U.P., India.
- Mohta. D., Upadhaya, J.S., Kapoor, S.K., Roy, A.K., and Roy, D.N., 1998. Oxygen Delignification of Soda and Soda-AQ Bagasse Pulps. Tappi 81(6): 184-187.
- Saraeian, A.R., and Khalili, A., 2013. Technology of pulp production by kraft process. Ayij, Tehran, 306p.
- Seth, R.S., 2006. The importance of fibre straightness for pulp strength. Journal of Pulp & Paper Canada, 107(1): 34-42.
- Sihtola, H., Kyrklund, B., Laamanen, L., and Palenius, I., 1963. Comparison and Conversion of Viscosity and DP-Values Determined By Different Methods. Paperi ja Puu, 45, 225-232.
- Singh, R.P., 1991. The bleaching of pulp. TAPPI Press, Atlanta, 694p.

## Investigating the effect of using oxygen delignification process on bagasse soda pulp properties

F. Zeinaly<sup>1</sup>, A.R. Saraeian<sup>2</sup>, M.H. Aryaie Monfared<sup>3</sup> and A. Kazemi Tabrizi<sup>4\*</sup>

1- Ph.D. in Wood and Paper Industries, Young Researchers and Elite Club, Karaj Branch, Islamic Azad University, Karaj, Iran

2- Associate Prof., Department of Pulp and Paper Industries, Gorgan University of Agricultural Sciences and Natural Resources, Gorgan, Iran

3- Assistant Prof., Department of Pulp and Paper Industries, Gorgan University of Agricultural Sciences and Natural Resources, Gorgan, Iran

4\*- Corresponding author, Ph.D. Student of Wood and Paper Industries, Young Researchers and Elite Club, Karaj Branch, Islamic Azad University, Karaj, Iran, Email: eng\_akt@yahoo.com

Received: Jan., 2015

Accepted: Feb., 2016

### Abstract

In the investigation of environmentally friendly processes for pulp production, the most important step is to reduce the effluent pollution load in each stage. Since the bleaching process is the most polluting stage in the production of pulp, its improvement is one of the most important issue. The first step to ameliorate bleaching process of chemical pulps is the reduction of colored materials, mostly lignin, which enters the bleaching section. Thus, the use of oxygen delignification stage after pulping and before multistage bleaching process is the key stage in improving bleaching process and cleaner production. In this study, the effect of conducting oxygen-delignification treatment by two kinds of machines, and under different process condition, on chemical, physical, mechanical and optical properties of bagasse soda pulp was investigated. The bagasse soda pulp with the kappa number of 20, 955 ml/g viscosity, and 37% ISO brightness was received from Pars Hafttapeh Company. Oxygen-delignifying treatments were carried out with three different temperatures of 90, 100 and 110°C, and two oxygen pressures of 5 and 7 bars, with and without magnesium sulfate addition, by two kinds of machines. Results indicated that oxygen delignification treatment led to intense decrease in pulp kappa number, while the pulp viscosity did not change. Results of measuring delignified pulp viscosity showed that the magnesium sulfate addition caused the prevention of pulp viscosity downfall. The increase in reaction temperature had a significant effect on the process improvement, but raising the oxygen pressure did not have a meaningful effect on the process. The pulp brightness was increased about 4-6%. Also, due to the need of shorter time in order to reach the reaction temperature in the Iranian made machine, pulp delignifying by this machine was a little lower than Quantum machine.

**Key words:** Oxygen delignification, bagasse soda pulp, kappa number, viscosity, hexuronic acid, effluent.