



---

**UNIVERSIDAD MICHOACANA  
DE SAN NICOLAS DE HIDALGO**



**FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA**

**EL BLANQUEO OXIDATIVO DEL PROCESO  
DE OBTENCION DE CELULOSA  
SECUNDARIA, UN ESTUDIO DE  
OPTIMIZACION**

**MEMORIA DE EXPERIENCIA PROFESIONAL**

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE LICENCIATURA EN  
INGENIERIA QUIMICA**

**PRESENTA:  
MARISOL MURILLO SANCHEZ**

**ASESOR:  
DR. JAIME ESPINO VALENCIA**

**MORELIA, MICHOACAN, JUNIO DE 2013.**

## **RESUMEN**

El presente trabajo describe un proyecto de optimización del proceso de blanqueo oxidativo de la planta de destintado de SCA URUAPAN, que se hace necesario debido al elevado costo químico y energético de dicho proceso. Para el desarrollo de este proyecto primeramente se diseñó el proceso experimental con el que se determinaron las condiciones óptimas de temperatura, tiempo de reacción, concentración de licor en la pulpa y relación de reactivos de preparación del licor. Posteriormente, se realizaron ensayos con muestras de fibra de composición controlada a las condiciones óptimas encontradas, ampliando el método experimental para incluir el blanqueo reductivo para estudiar la ganancia de blancura de acuerdo al contenido de fibra mecánica y química de la mezcla; por último se reporta un ensayo realizado a nivel planta con las condiciones que resultaron optimas en esta experimentación: Temperatura 65 C, 30 minutos de reacción, 1.5 % ODP de Peróxido de Hidrógeno al 70%, relación Peróxido de Hidrógeno: Hidróxido de Sodio de 2:1

## **ABSTRACT**

The present report describes an optimization project about the oxidative bleaching process at the deinking plant in SCA URUAPAN, it is necessary due to the high chemical and energetic cost of the oxidative bleaching process. The starting point for developing this project was the experimentation design to determine the optimal conditions of temperature, reaction time, bleaching liquor concentration referenced to pulp and the ratio of chemicals in bleaching liquor preparation. Later, controlled fiber mix composition essays were performed at the optimal bleaching conditions previously determined, but amplifying the experimentation method to include the reductive bleaching stage and evaluate the brightness increase according to the chemical and mechanical fiber content in the mix; finally an essay at mill scale made with the optimal bleaching conditions found in the lab experimentation is reported, the conditions are: Temperature 65 C, reaction time 30 minutes, bleaching liquor application to pulp 1.5%ODP Hydrogen Peroxide at 70%v.c., Hydrogen Peroxide: Sodium Hydroxide ration in liquor preparation 2:1.

## INDICE GENERAL

1. Justificación.....	1
2. Introducción.....	2
3. Objetivo.....	4
4. Marco Teórico	
4.1. Materia prima.....	5
4.2. Tipos de contaminantes.....	7
4.3. Etapas del proceso de Destintado.....	8
4.4. Blancura GE (Brillantez).....	19
5. Desarrollo Experimental.....	21
5.1. Primera Etapa: Definición de las condiciones óptimas de proceso.....	23
5.2. Segunda Etapa: Estudio del comportamiento del blanqueo con la mezcla fibrosa.....	30
5.3. Tercera Etapa: Ensayo en planta.....	35
6. Resultados.....	39
7. Conclusiones.....	40
8. Bibliografía.....	42
9. Anexos.....	43

## RELACION DE ANEXOS

A1.	Procedimiento de monitoreo de blancura y químicos en el blanqueo de fibra destintada.....	43
A2.	Método Permanganométrico de análisis de concentración de Peróxido de Hidrógeno en la solución de blanqueo.....	43
A3.	Método de análisis de la concentración de Hidróxido de Sodio en la solución de blanqueo.....	43
A4.	Método de análisis de Peróxido de Hidrógeno residual en la pulpa Blanqueada.....	44
A5.	Método de análisis de la concentración de álcali residual total en la pulpa blanqueada.....	44
A6.	Preparación de soluciones:	
A6.1.	Tiosulfato de Sodio 0.1N.....	45
A6.2.	Permanganato de Potasio 0.5N.....	45
A6.3.	Yoduro de Potasio al 10%.....	46
A6.4.	Solución de Almidón al 2%.....	46
A6.5.	Solución de Ácido Sulfúrico 0.1N.....	46
A6.6.	Solución saturada de Molibdato de Amonio.....	47
A6.7.	Solución de Ácido Sulfúrico al 25%.....	47
A7.	Procedimiento para el formado de hojas y medición de consistencia.....	47
A8.	Procedimiento de medición de blancura con Photovolt Modelo 577.....	48
A9.	Procedimiento de medición de pH.....	49
A10.	Calculo de composición del licor de blanqueo en planta.....	49

## 1. JUSTIFICACIÓN

Para que la reacción de blanqueo oxidativo del proceso de obtención de pulpa celulósica por destintado de papel reciclado llegue a su máxima eficiencia, es necesario que se desarrolle en condiciones controladas que minimicen la pérdida del Peróxido de Hidrógeno por descomposición en oxígeno y agua con lo cual disminuye la acción del licor de blanqueo sobre la fibra celulósica.

Estequiometricamente, una molécula de Peróxido de Hidrógeno reacciona con una de Hidróxido de Sodio para formar el ión perhidroxilo, sin embargo en la práctica es común usar un excedente de Peróxido de Hidrógeno para amortiguar las pérdidas por descomposición del mismo, lo cual tiene un impacto directo sobre el costo de producción de fibra destintada.

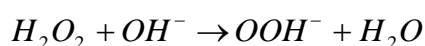
Actualmente, en la planta SCA URUAPAN la etapa de blanqueo oxidativo se lleva a cabo a una temperatura de 80 C, la cual se encuentra muy cercana a la temperatura de descomposición del Peróxido de Hidrógeno que es de 82 C, por tanto, si disminuimos la temperatura del túnel de calentamiento podremos prevenir dicha descomposición eficientando la acción de los químicos usados en el licor de blanqueo, obteniendo una ganancia igual o mayor en la brillantez de la pulpa destintada que cumpla con las especificaciones requeridas para la fabricación de papel *tissue* a un menor costo químico y energético.

## 2. INTRODUCCIÓN

Se ha observado que en el proceso de Destintado para obtención de celulosa secundaria el mayor gasto en químicos y energía es provocado por la etapa de blanqueo, con el estudio del proceso de blanqueo se pretende optimizar estos gastos y eficientar el resultado obtenido, en caso de lograr una mayor eficiencia en el blanqueo se podrían introducir mezclas de fibras más económicas y lograr un resultado similar al obtenido con las mezclas que se usan actualmente.

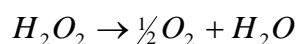
Dentro del proceso de recuperación de celulosa por Destintado la etapa de blanqueo es una de las más importantes pues nos permite mejorar la apariencia del papel fabricado con esta pulpa y por tanto, eleva su valor comercial. Los procesos más comunes incluyen una etapa de blanqueo oxidativo mediante una mezcla de Peróxido de Hidrógeno e Hidróxido de Sodio (sosa).

El uso de Peróxido de Hidrógeno para el blanqueo de pulpa tanto virgen como destintada es una práctica que se ha venido usando desde hace ya varios años y no ha sufrido grandes modificaciones a lo largo del tiempo, la reacción fundamental de este proceso tiene como objeto la formación del ión perhidroxilo ( $OOH^-$ ) que es el agente activo en el blanqueo. La reacción básica es la siguiente:



El blanqueo óptimo ocurre en medio alcalino con un intervalo de pH inicial de 9.5 a 11.5, a una temperatura de 35-70°C y a consistencias de 20 a 30% [1] [2].

La eficiencia global de la reacción de blanqueo disminuye si el Peróxido de Hidrógeno se descompone en  $O_2$ .



Las variables a controlar para evitar la descomposición del Peróxido de Hidrógeno y obtener resultados óptimos del proceso de blanqueo son:

- a) Contenido de Peróxido de Hidrógeno en la reacción de blanqueo, medido respecto a la pulpa en pociento peso base seca (%O.D.P., por sus siglas en inglés).
- b) Contenido de sosa en el licor de blanqueo medido en relación con el Peróxido de Hidrógeno.
- c) Consistencia de la pulpa.
- d) pH del proceso.
- e) Temperatura de blanqueo.
- f) Tiempo de residencia o reacción.

En el proceso que se realiza en Destintado 2 de la planta SCA Uruapan, la etapa de blanqueo oxidativo se lleva a cabo entre la prensa desaguadora PT-01 y la Torre de Blanqueo. La pulpa de alta consistencia (20-30%) que sale de la prensa PT-01 cae al transportador helicoidal TG-06 y llega al transportador inclinado TG-07 en el que se aplica el licor de blanqueo, posteriormente pasa por el túnel de calentamiento en el que se inyecta vapor llevando la pulpa a una temperatura de 80 C, enseguida entra al dispersor D-02 en el que las gomas, partículas de tinta, barnices y grumos son

dispersados por medio de fricción y corte que la pulpa experimenta al pasar entre los discos que forman parte de este equipo, como paso siguientes la pulpa es llevada por medio de tornillos a la banda transportadora que descarga en la torre de blanqueo, donde se da un tiempo de residencia promedio de treinta minutos, la torre de blanqueo cuenta con un sistema de dilución en la descarga donde la pulpa se diluye hasta el 4.5%. Con esta dilución se inhibe casi completamente el avance posterior de la reacción.

Actualmente, en la planta la preparación del licor de blanqueo se realiza con un sistema de cascada, en el que el flujo de Peróxido de Hidrógeno al 70% es 1.240 LPM; el flujo de Hidróxido de Sodio al 50% es de 0.534 LPM y se mezcla con 28 LPM de Agua. El flujo de Peróxido de Hidrógeno al 70% equivale al 1.5% O.D.P. y el flujo de Hidróxido de Sodio al 50% equivale al 0.75% O.D.P., estos cálculos resultaron tomando como base la producción promedio de la planta que es de 150 toneladas diarias.

Con estas condiciones de operación se tiene como resultado un aumento de 4 -5°GE en la blancura de la pulpa destintada.

El presente proyecto pretende encontrar las condiciones de blanqueo oxidativo que sean óptimas para el proceso de destintado de la planta SCA Uruapan desarrollando una secuencia experimental basada en las condiciones actuales de operación de la misma.

### **3. OBJETIVO**

El objetivo del presente trabajo es determinar las condiciones de operación de la etapa de blanqueo oxidativo del proceso de obtención de fibra celulósica por destintado de papel reciclado que nos permitan obtener la máxima eficiencia del licor de blanqueo a un menor costo químico y energético impactando de manera favorable la rentabilidad del negocio.

Objetivos particulares:

Estos objetivos se han planteado como parte del proceso experimental con el cual se buscará obtener lo siguiente:

- Llevar las condiciones actuales del proceso al laboratorio para contar con un punto de referencia experimental.
- Modificar la formulación del licor de blanqueo con el fin de estudiar el efecto en la ganancia de blancura.
- Variar las condiciones de temperatura y tiempo de residencia (tiempo de reacción) del proceso para estudiar sus efectos en la ganancia de blancura.
- Estudiar y documentar los efectos de la variación de la mezcla fibrosa en el la ganancia de blancura del proceso.
- Documentar las variaciones del proceso de blanqueo mediante los resultados experimentales obtenidos.



## 4. MARCO TEÓRICO

### 4.1.MATERIA PRIMA

La fibra celulósica secundaria es la segunda fuente más importante de fibra para la fabricación de papel a nivel mundial, sin embargo durante muchos años la producción de pulpa con fibra secundaria no se mantuvo al paso con el desarrollo general de la industria del papel pero con la reciente aparición de factores económicos y ambientales de vital importancia se ha permitido su expansión y desarrollo.

La fibra celulósica secundaria se define como cualquier material celulósico que ha sido sometido a un proceso de manufactura y se ha reciclado como materia prima para la elaboración de un nuevo producto papelerero.

La recuperación de fibra a partir de papel desperdicio es una alternativa económica y ecológica, pero sin lugar a dudas presenta grandes retos como:

- Limpieza del material
- Envejecimiento normal de las fibras (acortamiento, pérdida de brillantez, pérdida de resistencia)
- Calidad del producto final.
- Control de productos químicos residuales (resinas, cargas minerales, agentes de retención, etcétera)
- Impacto de las tintas

El proceso de destintado como se describe más adelante requiere por diseño de al menos 70% de papel de desperdicio clasificado como “*Office Waste*” el cual está constituido básicamente por papel bond blanco con impresión de tinta a chorro o láser, el otro 30% de la mezcla teóricamente se constituirá de papeles de menor calidad como periódicos, revistas, o incluso contaminantes sólidos como plásticos, metales, etcétera. Sin embargo, por la falta de cultura de separación y reciclaje en nuestro país la industria se ha visto obligada a importar material reciclado de Estados Unidos, lo cual con el incremento en los costos de transporte y escasos temporal se ha vuelto cada vez menos redituable obligándonos a la utilización en mayor medida de material de desperdicio más diverso, cuyas principales categorías se enlistan a continuación:

***Office Waste:*** Contiene varias calidades de papel bond con impresión a chorro o impresión láser, poca variabilidad de color y alto contenido de fibra larga.

**Desperdicio corrugado:** Alto contenido de cartón corrugado que conocemos comúnmente y también incluye cortes corrugados de recubrimiento doble, corte corrugado de *kraft* nuevo y contenedores o cajas corrugadas.

**Entradas directas:** Papeles blancos sin imprimir, en general fibra corta de una blancura razonablemente uniforme y sin material prohibido como metales y material recubierto de barniz, se le conoce también como sustituto de pulpa.

**Grados destintados:** Formados por papeles impresos o que tienen color o contenido de pasta mecánica y que se pueden tratar en un proceso de destintado que elimina el color, la tinta de impresión y las impurezas.

**Periódicos:** Formados por periódicos en pacas, escogidos, frescos y secos, no quemados al sol y sin incluir papeles de revistas, papeles blancos, excedentes de prensa y papeles distintos a los de periódico, conteniendo no más del porcentaje normal en secciones de rotograbado y en color.

**Revistas:** Consiste de muchos tipos de revistas, catálogos y materia prima similar.

Otra manera de clasificar la fibra secundaria es de acuerdo al proceso de producción original a partir de la madera y se clasifica en pasta química y pasta mecánica.

La pasta química es aquella que ha sido totalmente deslignificada por medio de cocción en licores alcalinos y que ha sido posteriormente sometida a proceso de lavado y blanqueo químico, teniendo originalmente un rendimiento bajo debido a la deslignificación y acortamiento de las fibras pero que resulta en un producto final de alta calidad y blancura [3], esta clase de fibra se utiliza para la producción de papeles blancos, portadas de revista con recubrimiento de barniz, boletos de lotería y propaganda impresión de alta calidad; la clase de material que se encuentra en el *office waste*, libros y revistas.

La fibra mecánica es aquella que como su nombre lo indica ha sido obtenida a través de procesos mecánicos y térmicos un poco más rudimentarios o que no se ha pasado por procesos de lavado y blanqueo químico pero cuya producción es de alto rendimiento [3], en general se utiliza para la producción de cartones corrugados, periódicos, directorio telefónico y material de propaganda de baja calidad.

## 4.2. TIPOS DE CONTAMINANTES

Como ya se mencionó, uno de los principales retos que se presentan en el proceso de destintado de papel desperdicio para la obtención de fibra celulósica secundaria es el de la limpieza del material de desperdicio. Los contaminantes contenidos en la materia prima utilizada para este proceso son muy diversos y la cantidad depende de la eficiencia en la selección de dichos materiales. Cuando se programa la mezcla fibrosa para consumo en el proceso de destintado se tiene que tomar en consideración la presencia de estos contaminantes a fin de minimizar la afectación al rendimiento de la materia prima, la calidad del producto final e incluso posibles daños al equipo de proceso, en un esfuerzo por facilitar esta tarea se han clasificado los contaminantes de la manera siguiente [4]:

Tintas:

- Letra impresa
- Fotostáticas
- Láser
- *Offset*

Cubierta:

- Aditivos
- Plásticos
- Rellenos
- Caolín
- Carbonato de Calcio
- Oxido de titanio

Gomas:

- *Hot melt*
- Cera
- Resina
- Adhesivos

Otros:

- Resinas de resistencia en húmedo
- Espuma plástica
- Metales
- Hule espuma
- *Unicel*
- Papel carbón
- Papel celofán

### 4.3. ETAPAS DEL PROCESO DE DESTINTADO

En general, el proceso de destintado está constituido por diez etapas básicas, pulpeo, prelavado, cribado grueso y fino, limpieza centrífuga, limpieza paralela, lavado, flotación, dispersión, blanqueo y recirculación y reposición de agua [5]; dependiendo de la naturaleza de la materia prima a tratar y de los requerimientos del producto final estas etapas se pueden presentar en diferente secuencia o incluso suprimir o agregar alguna de éstas. En la planta SCA URUAPAN el proceso está constituido de la siguiente manera:

1. Pulpeo
2. Depuración gruesa
3. Pre-flotación
4. Depuración fina
5. Lavado y espesado
6. Blanqueo oxidativo y dispersión
7. Post-flotación
8. Espesado
9. Blanqueo reductivo
10. Recirculación y reposición de agua

A continuación se presenta una breve discusión de cada una de estas etapas.

#### 1. Pulpeo:

El pulpeo tiene por objeto el desfibrado de la materia prima para facilitar el desanclaje de las tintas y separar los contaminantes evitando al máximo el daño de las fibras por corte y desgaste, este proceso se lleva a cabo en un régimen de bacheo haciendo uso de un *pulper* helicoidal en el que se somete a las fibra a la fuerza de atrición que se da en las cercanías al impulsor y además promueve las fuerzas hidráulicas que se dan por contacto entre las fibras. En esta etapa deben tenerse en cuenta las siguientes variables:

- a) Consistencia de operación
- b) pH
- c) Temperatura
- d) Tiempo de pulpeo
- e) Químicos

La importancia del control de consistencia radica en que esta determina la interacción que se da entre las fibras, al aumentar se favorece el desfibrado por fuerzas hidráulicas, sin embargo si la mezcla de pulpeo se espesa demasiado se vuelve viscosa limitando estas interacciones, si la consistencia es muy baja se favorece el desfibrado por fuerzas de atrición lo cual provoca el corte de las fibras y la degradación de las mismas resultando en una mayor producción de finos que será difícil retener en la etapa de formación del papel. En general se buscan consistencias entre 10 y 16% para lograr un

desfibrado efectivo con un consumo de energía razonable. El tiempo óptimo de desfibrado se encuentra en un rango de 20 a 30 minutos por carga y tanto la temperatura como el pH y la adición de químicos destintantes tienen por objeto favorecer el desanclaje de las tintas. La temperatura recomendada para este proceso va de 35 a 50 Celsius para lograr que las tintas se vuelvan flexibles y puedan ser separadas de la fibra, el pH debe ser alcalino cercano a 11 y se logra mediante la adición de hidróxido de sodio, su objetivo es hinchar las fibras y suavizarlas para facilitar su separación y el desanclaje de las tintas que se encuentran sobre estas; la función principal del destintante es recoger las tintas que se encuentran sobre la fibra y mantenerlas en suspensión para evitar que se depositen nuevamente sobre la celulosa.

## 2. Depuración gruesa

El objetivo de esta etapa del proceso es la separación mecánica de la fibra celulósica y los contaminantes de gran tamaño tales como plástico, metales, arena, y otros materiales que pudieran encontrarse mezclados con el papel reciclado. En la planta SCA Uruapan se hace uso de varios equipos de proceso, que se enlistan a continuación:

### 2.1 *Fiberizer*

### 2.2 *Screen Drum*

### 2.3 Limpiadores de alta densidad (HDC)

### 2.4 Cribado grueso

El material que ha sido procesado por el *pulper* al ser descargado es también diluido a una consistencia de aproximadamente 5% y se alimenta al *Fiberizer* que es una criba gruesa en forma de cono trunco con una platina rotatoria que retiene los contaminantes de tamaño superior a 6 mm y los descarga en un tanque buffer que posteriormente alimenta el *Screen Drum* el cual es una criba abierta en un extremo en la que se someten los rechazos a un lavado con regaderas de alta presión para recuperar la fibra que pudieran haber arrastrado en la salida y recircularla al proceso, mientras que los contaminantes se retiran como residuos sólidos urbanos. El material aceptado por el *Fiberizer* es enviado a una serie de tanques colchón que alimentan a los limpiadores de alta densidad HDC.

En los limpiadores de alta densidad (HDC) se retiran materiales pesados como grapas, clips, y vidrios o plásticos que por ser de menor tamaño no fueron retenidos a su paso por el *Fiberizer*. El material diluido a una consistencia de 3% entra al cono en forma tangencial formando un vórtice en el interior en el cual los materiales más pesados migran al fondo por fuerza gravitacional, y los ligeros, siendo en este caso mayormente fibra celulósica, son expulsados por la parte superior del cono. El material rechazado por los HDC es drenado del fondo y se retira del proceso como residuos sólidos urbanos. La corriente aceptada por los HDC es alimentada entonces a la sección de cribado grueso.

La zona de cribado grueso está constituida por tres cribas cuya configuración es un circuito que nos permite obtener mayor eficiencia en la retención de fibra y el exhaustivo lavado de contaminantes plásticos remanentes en la corriente de alimentación. La corriente de aceptados de los HDC es alimentada a la criba C-01, cuyos aceptados son enviados al tanque de alimentación de las celdas de pre-flotación, el material rechazado en la C-01 es alimentado entonces a la criba C-02, la corriente de aceptados de esta criba es enviada al tanque de alimentación de la criba C-05 mientras que los rechazos diluidos son enviados al tanque de lodos del área y los rechazos sólidos son enviados a disposición como residuos sólidos urbanos. El material aceptado por la criba C-05 es enviado al tanque de alimentación de las celdas de pre-flotación y los rechazos son enviados también al tanque de lodos, para finalmente ser bombeados a la planta de tratamiento de aguas.

Durante el proceso de cribado grueso los factores a considerar son:

- Presión de entrada
- $\Delta P$
- Flujo de alimentación y relación de rechazo
- Niveles de contaminación presentes
- Forma, tamaño y porcentaje de los orificios o ranuras de la canasta de filtración
- Área abierta entre la carcasa y la canasta
- Velocidad del rotor
- Espacio entre el rotor y la canasta.
- Número de deflectores

### **3. Pre-flotación**

El material aceptado en el proceso de cribado grueso es enviado a las celdas de pre-flotación, donde serán separadas las partículas remanentes de tinta en la pasta en suspensión.

Burbujas de aire son inyectadas a través de tubos Venturi conectados a un cabezal de distribución ubicado en el área cercana a la base de las celdas con el objetivo de que al entrar en contacto con la suspensión las partículas de tinta se adhieran a dichas burbujas y lleguen a la superficie en forma de espuma, esta espuma se derrama en una tubería recolectora que se encuentra en el centro de la celda y eventualmente es descargada al tanque de lodos para después ser enviada al proceso de tratamiento de aguas.

El destintado por flotación se basa en las diferencias de polaridad de las partículas sólidas presentes en la pasta, los sólidos hidrófobos se adhieren a las burbujas de aire, las cuales escapan por la ruta más corta hasta la superficie del líquido. La flotación también ayuda en la remoción de gomas de tamaño muy pequeño, cenizas, plásticos, etcétera, sin embargo este es solo un efecto secundario del proceso.

El material hidrófilo constituido en su mayoría de fibra celulósica se mantiene en suspensión y es descargado por la parte inferior de la celda.

La sección de pre-flotación consta de cuatro celdas conectadas en serie, cuyos rechazos son acumulados en un tanque de lodos los cuales posteriormente se hacen pasar por una quinta celda de menor tamaño cuyos aceptados son recirculados a la tubería de alimentación de la primera celda de pre-flotación, los rechazos de la quinta celda son enviados al tanque de lodos de la planta para posteriormente ser enviados a la planta de tratamiento de aguas.

#### **4. Depuración fina**

El propósito de la depuración fina es remover arena fina, gravilla y fajas de fibra, además de remover gomas y otros contaminantes pequeños que lograron pasar en las etapas anteriores. El sistema de depuración fina consta de las siguientes etapas:

4.1 Limpieza centrífuga

4.2 Cribado fino

4.3 Limpieza paralela

La limpieza centrífuga consta de cuatro etapas funcionando en un régimen de cascada, cada una de estas etapas está constituida de conos que funcionan de manera similar a los limpiadores de alta densidad en los cuales el material es alimentado a alta presión y de manera tangencial, dicha presión es convertida en velocidad con lo que la fuerza centrífuga y la alta fricción provocan que los contaminantes pesados se desplacen a las paredes del cono y las fibras ligeras se desplacen a la columna central de presión más baja.

Durante la operación continua las fibras aceptadas fluyen hacia la parte superior del dispositivo de limpieza y los materiales pesados son expulsados por la parte inferior del dispositivo para recibir un proceso posterior.

La operación en cascada se refiere a que el material aceptado proveniente de la etapa subsecuente es recirculado a la corriente de alimentación de la etapa previa. Por ejemplo, el material aceptado de la etapa secundaria es enviado a la bomba de alimentación de la etapa primaria mientras que los desechos son procesados en la tercera etapa.

Otra característica de este sistema es que no cuenta con tanques de alimentación entre cada una de las etapas, la dilución necesaria para la operación de cada una de estas es hecha en línea y proviene de un tanque de agua clarificada común para todas las corrientes de alimentación de este sistema. El material aceptado de la etapa primaria de limpieza centrífuga es alimentado subsecuentemente al sistema de cribado fino.

El propósito de la etapa de cribado fino es remover los contaminantes cúbicos pequeños que aún se encuentran en la suspensión. Esta modalidad de cribado es el mejor mecanismo para remover la materia pegajosa (gomas) pues promueve una acción de cribado suave con baja turbulencia generada por el rotor y la criba de cilindro.

Las canastas de las cribas usadas en esta etapa son de ranuras continuas a todo lo largo de la misma, generando un área de apertura máxima dentro de lo posible físicamente y debido a la geometría de estas zonas abiertas promueven la separación de las partículas contaminantes con diferencias físicas y dimensionales comparadas con la fibra.

Este proceso también aprovecha las diferencias de polaridad de la fibra celulósica y los contaminantes sólidos como las gomas, la fibra al ser hidrófila tendera a mantenerse en la suspensión mientras que las gomas por su carácter hidrófobo se desplazaran lejos del agua en cuanto les sea posible.

La conexión del material alimentado descarga en el interior de la canasta de la criba, el material aceptado es el que logra pasar a través de las ranuras de la canasta hacia la carcasa de la criba, mientras que el material de rechazo es descargado del fondo de la criba.

La etapa de cribado fino opera en forma de cascada de tres pasos, el material aceptado del primer paso es enviado a la bomba de alimentación de los limpiadores paralelos, mientras que el rechazo es enviado al tanque de alimentación del segundo paso de cribado fino; el material aceptado de este segundo paso se mezcla con la alimentación del primer paso, mientras que los rechazos son enviados a la alimentación del tercer paso; el aceptado del tercer paso se mezcla con la alimentación del segundo paso y la corriente de rechazo de este tercer paso es finalmente descargada al tanque de lodos para ser procesado en la planta de tratamiento de aguas.

El material aceptado en el primer paso de la etapa de cribado fino constituye la alimentación de los limpiadores paralelos cuyo objetivo es la eliminación de los materiales contaminantes de densidad específica menor a 1.

Los limpiadores paralelos son considerados como una variante de limpiadores de tipo inverso, en los cuales el material de mayor peso migra a las paredes del cono por acción de la fuerza centrífuga y constituyen la corriente de aceptados, al material más ligero migrara a la columna central de baja presión y constituirá la corriente de rechazos, la diferencia entre un limpiador inverso convencional y un limpiador paralelo es la zona de descarga de los rechazos, en los limpiadores inversos se descarga por la parte superior del dispositivo mientras que en el limpiador paralelo se descarga por el fondo del cono.

El sistema de limpiadores paralelos consta de dos pasos operando en cascada.

Para asegurar la operación efectiva de este sistema es importante que este balanceado durante la operación continua considerando los siguientes puntos [6]:

- La caída de presión, la consistencia de alimentación y la proporción de rechazos influyen todos en la eficiencia de la limpieza.
- La cantidad total del sistema de rechazos está determinada por la cantidad de impurezas en la pasta de alimentación. Una determinada cantidad de rechazos debe



ser constantemente descargada del último paso para evitar la recirculación de los desechos en el sistema.

- El balance del sistema está proyectado para optimizar la eficiencia del sistema con la más baja cantidad de pérdida de fibra.
- La proporción de rechazos son fijos ajustando la presión de rechazos o la proporción de flujo de paso en particular. Incrementando la presión de rechazos normalmente resulta una disminución en la proporción de rechazos mientras una disminución en la presión resulta en un incremento en la proporción de rechazos.
- La proporción de rechazos puede ser calculada con una precisión adecuada midiendo la consistencia en cada paso por el método TAPPI-T240.

## 5. Lavado y espesado

### 5.1 Vario Split 1

El lavador Vario-Split es usado para la remoción de cenizas y finos de la pulpa (más pequeños de un tamaño de 30 a 49  $\mu\text{m}$ ), mientras espesa la suspensión a una consistencia de salida de entre 8% y 10%.

Un flujo de fibra a baja consistencia (0.6-0.9 % de sólidos) proveniente de la etapa de limpieza fina se dirige a través de la caja de entrada la cual cuenta con puertos de inyección múltiple a través de los cuales se distribuirá la pasta entre la tela en movimiento y un rodillo sólido. La porción líquida es inicialmente drenada del material y expulsada de la torta formada entre la tela y el rodillo, mediante la fuerza centrífuga del rodillo que gira, removiendo las cenizas y los finos no deseados [6].

La fibra formara una torta contra el rodillo central. Esta torta de fibras es separada del rodillo cayendo a un transportador helicoidal el cual llevara el material a la prensa desaguadora.

La consistencia de salida es una función del tiempo que la torta se mantiene entre el rodillo y la tela, el diseño de la tela y la presión de las cajas de entrada.

El agua extraída en esta etapa será enviada al clarificador de la planta para ser reutilizada en el proceso como agua de dilución.

Las variables a considerar para lograr la operación óptima de proceso son:

- Velocidad de la tela
- Tensión de la tela
- Consistencia de entrada y salida

### 5.2 Prensa desaguadora de tornillo

El propósito primordial de esta etapa es remover el agua excedente de la pulpa para prepararla para las etapas de tratamiento posteriores.

La prensa desaguadora cuenta con helicoide que rota en el interior de varios tamices. Debido al volumen decreciente de las espiras y del cuerpo del helicoide, y de los tamices, la pulpa en suspensión será comprimida de forma gradual. Esta compresión hará que el agua (filtrado) salga de la pulpa en suspensión a través de las perforaciones de los tamices. El agua (filtrado) saldrá hacia la bandeja que se encuentra en el bastidor inferior, mientras que las fibras quedarán retenidas en los tamices y serán enviadas hacia la tolva de descarga. El agua será expulsada a presión a través de los tamices que tienen un área abierta de aproximadamente de 25 a 30 %; los orificios de los tamices son taladrados por escalones para evitar que se atasquen.

## **6. Blanqueo oxidativo y dispersión**

Estos dos procesos se encuentran intercalados en la secuencia de flujo de la planta y toman ventaja de las características de consistencia de la pulpa proveniente de la prensa de tornillo y de la temperatura que se alcanza mediante la adición de vapor en el túnel de calentamiento. Esta sección del proceso está constituida por los siguientes equipos:

6.1 Tornillo transportador TG-07

6.2 Túnel de calentamiento

6.3 Dispensor

6.4 Torre de blanqueo

La pulpa de alta densidad, 25 a 30%, proveniente de la prensa de tornillo es transportada por el tornillo TG-07 al túnel de calentamiento, en la base de este transportador de tornillo se encuentra el punto de aplicación del licor de blanqueo oxidativo, el cual es preparado previamente en un recipiente diseñado para mezclar en forma de cascada el agua, Hidróxido de Sodio y Peróxido de Hidrógeno, el detalle de esta preparación se revisara en la sección de desarrollo de este proyecto.

El licor de blanqueo comienza a difundirse en la pasta mientras que esta es elevada por el transportador de tornillo hasta el túnel de calentamiento, este túnel es un transportador horizontal no presurizado en el cual se adiciona vapor para elevar la pulpa hasta un máximo de 98C, este aumento de temperatura activa la reacción de blanqueo oxidativo sobre la fibra celulósica y disminuye la viscosidad de los contaminantes presentes en la mezcla antes de entrar a la etapa de dispersión, usualmente la consistencia de la pulpa es reducida en un 2 o 3% debido a esta adición de vapor.

Al salir del túnel de calentamiento la pulpa es transportada al dispensor cuyo principal objetivo es dispersar tintas, barnices y gomas en partículas de menor tamaño para que puedan eliminarse posteriormente a través del proceso de post-flotación.

El dispensor es un equipo que básicamente está constituido por dos discos dentados, uno de ellos se encuentra fijo (estator) y otro móvil (rotor), la pasta es forzada a pasar entre los dientes de estos discos provocando la ruptura y consecuente dispersión de los

contaminantes aun presentes en la pulpa, el espacio entre los orificios varia de 1-0.5mm, la energía aplicada sobre la fibra se controla manipulando la apertura entre el rotor y el estator, dicha apertura se determina basándose en la velocidad de flujo, consistencia de la pulpa y el consumo de energía del motor principal del dispersor, el cual es uno de los de mayor tamaño entre los equipos de la planta.

La pasta es descargada por el fondo del dispersor en un transportador que la lleva hasta la torre de blanqueo en donde se le dará tiempo de retención suficiente para que la reacción de blanqueo alcance su máxima eficiencia.

Además de proporcionar el tiempo de retención para que se lleve a cabo la reacción de blanqueo oxidativo, la torre cuenta con un rastrillo en el fondo construido con regaderas equidistantes para lograr la dilución (del 25-30% al 4-5%) uniforme de la pulpa de manera que pueda ser bombeada fuera de la torre para el tratamiento posterior, dicho rastrillo tiene un control de torque por medio del cual se determina la apertura de las regaderas de dilución [6].

## **7. Post-flotación**

La pulpa diluida proveniente de la torre de blanqueo es bombeada a la etapa de post-flotado para retirar las partículas de barnices, gomas y tinta que durante la dispersión se redujeron de tamaño lo suficiente para poder adherirse a las burbujas de aire inyectadas en las celdas de flotación y ser eliminadas de la emulsión en forma de espuma. La sección de post-flotación, al igual que la de pre-flotado, consta de cuatro celdas conectadas en serie, cuyos rechazos son acumulados en un tanque de lodos los cuales posteriormente se hacen pasar por una quinta celda de menor tamaño cuyos aceptados son recirculados a la tubería de alimentación de la primera celda de pre-flotación, los rechazos de la quinta celda son enviados al tanque de lodos de la planta para su posterior tratamiento en la planta de tratamiento de aguas.

Debido a que la operación de las celdas de flotación requiere que de consistencia menor (0.8-1.3%) a la proveniente de la torre de blanqueo, se realiza una posterior dilución en la línea de alimentación, el agua de dilución proviene del tanque de agua recuperada de la planta y un porcentaje del material aceptado por la cuarta celda de post-flotación que es recirculado a la línea de alimentación de la primera celda de post-flotación.

## **8. Espesado**

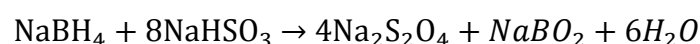
El material aceptado de la etapa de post-flotado se encuentra a una consistencia demasiado baja para poder llevar a cabo el blanqueo reductivo de la fibra celulósica por lo que es necesario espesar la pasta para lo que se hace pasar por un lavador Vario-Split de tela sencilla con el que se alcanza una consistencia final de entre 8 y 10%, además de espesar la pulpa esta etapa tiene la función de remover las partículas de ceniza y cargas remanentes de la etapa de post-flotación.

El principio de funcionamiento de este equipo es el mismo que el utilizado para la etapa previa de lavado de pasta, la suspensión de pasta de alimentación fluye hacia la caja de entrada bajo presión. La caja de entrada esparce la pasta de alimentación hacia el punto de contacto o *nip* (término del idioma inglés comúnmente empleado en el ambiente paplero para referirse al punto de contacto entre dos rodillos entre una tela y un rodillo) creado entre la tela y cada uno de los rodillos centrales. El agua es inicialmente exprimida de la suspensión y entonces arrojada fuera del rodillo debido a la fuerza centrífuga causada por la velocidad periférica del rodillo. El agua es recolectada en un canal central y alimentada por gravedad al primer clarificador de aire (DAF).

La torta es continuamente espesada debido a la presión del punto de contacto entre la tela y el rodillo, y finalmente despegada del rodillo central de la cuchilla de despegue. El aceptado espeso es conducido al siguiente módulo de operación.

## 9. Blanqueo reductivo

El blanqueo reductivo se lleva a cabo idealmente a una temperatura de 60 a 65 C y consistencia de pulpa del 10%, debido a que el principal componente, Hidrosulfito de Sodio  $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$ , es de manejo peligroso debido a su alta reactividad el licor de blanqueo es preparado en línea segundos antes del punto de aplicación sobre la pulpa, mezclando dos componentes reductores de acuerdo a la siguiente reacción [7]:



La etapa de blanqueo reductivo consta de los siguientes equipos:

9.1 Chimenea de calentamiento

9.2 Torre de flujo ascendente

La pulpa proveniente de la etapa de espesado en el Vario Split 2 es vertida por gravedad en la chimenea de calentamiento donde se eleva la temperatura por adición de vapor para posteriormente adicionar el licor de blanqueo reductivo en la tubería de descarga de la chimenea.

La pasta que se extrae de la chimenea haciendo uso de una bomba es alimentada por el fondo a una torre de flujo ascendente de donde finalmente es descargada a la torre de retención, donde se le da tiempo suficiente para que la reacción de blanqueo reductivo se complete y sirve también como tanque pulmón para alimentación a la máquina de papel (con previa dilución) y para los equipos auxiliares como la embaladora y laminadora.

## 10. Recirculación y reposición de agua

A fin de reducir la cantidad de agua fresca (y así también la cantidad de efluente) necesaria para el proceso de preparación de la pasta, el filtrado del Vario-Split 1, prensa de tornillo y Vario-Split 2 se acumulan en dos circuitos de agua divididos.

La razón para subdividir las corrientes de los filtrados del sistema de preparación de pasta en dos circuitos de agua (#1 y #2) es que la concentración de sustancias no fibrosas tales como cenizas y DQO pueden ser mucho más reducidas mediante dos circuitos que con solamente uno.

Para llevar a cabo dicho proceso se emplean dos equipos con su respectiva unidad de saturación de aire

10.1 Clarificador 1, DAF 170S

10.2 Clarificador 2, DAF 75S

En el proceso de flotación por aire disuelto, un lote de burbujas de aire muy pequeñas, se requiere para flotar los sólidos (flóculos, finos, fibras) que intentamos separar del agua.

Una corriente parcial de agua de alimentación o de agua ya clarificada es bombeada a través del reactor de saturación de aire (ASR) en el cual, las burbujas de aire se generarán por la disolución de una gran cantidad de gas (aire) en el agua a alta presión (7 bar).

El agua presurizada es alimentada por la parte superior directamente a un inyector cónico mediante el cual el aire se inyecta directamente en el centro. La corriente de aire agua, fluye dentro de un tubo vertical de mezclado el cual está construido dentro de un cilindro vertical el cual tiene una base ( fondo ) cerrada. El exceso de aire es liberado mediante una válvula de alivio en la parte superior del ASR, esta válvula deberá permanecer abierta todo el tiempo, a fin de evitar aire en exceso pasando a través del reactor. El agua está ahora súper-saturada y una gran cantidad de aire se libera en el agua en forma de micro-burbujas las cuales se mezclan con el agua de alimentación que entra.

Polímeros aniónicos y catiónicos se agregan a la corriente de agua para cambiar a las partículas suspendidas, dándoles entonces afinidad a unas con otras. Una unión de partículas cargadas tiene lugar cuando la velocidad de la suspensión disminuye a la entrada del clarificador. La flotabilidad de la combinación partícula burbuja provoca que la partícula alcance la superficie mucho más rápidamente de lo que la partícula sola requeriría para sedimentarse.

El sobrenadante formado es removido por un sistema recolector (tipo cucharón) montado en un puente rotatorio. La velocidad variable del cucharón y el puente, así

como la profundidad del cucharón (nivel en la tina) controlan la cantidad de lodo flotado, mientras se asegura la más alta densidad del lodo removido.

El agua clarificada ingresa al tubo en forma de anillo que se localiza en el fondo del clarificador por medio de los orificios. De este tubo el agua fluye al tanque de agua clarificado para su uso posterior en el sistema de preparación de pasta.

Las rastras integradas al puente moverán cualquier sedimento al punto de descarga en el fondo para ser descargado intermitentemente fuera de la tina del clarificador.

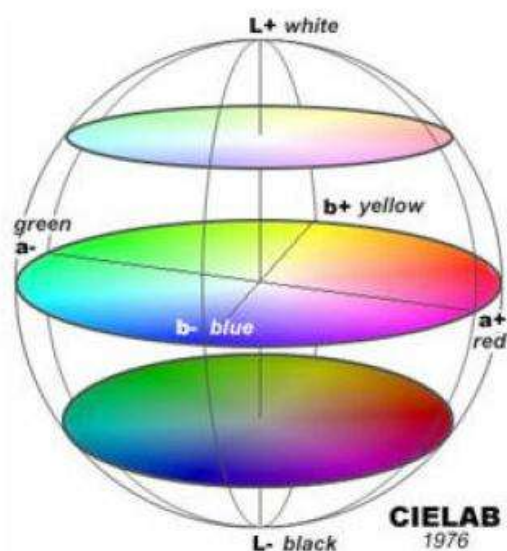
En este equipo de flotación con aire disuelto (DAF) puede ser operado de dos maneras diferentes:

- a) Modo de flujo parcial. El 30% del flujo de alimentación a la unidad de flotación se trata en el reactor de saturación de aire (ASR).
  
- b) Modo de flujo reciclado. Agua clarificada tratada en el reactor de saturación de aire (ASR) se agrega al agua de alimentación a la unidad de flotación.

#### 4.4. BLANCURA GE (BRILLANTEZ)

La brillantez es una cualidad de crítica importancia en papeles blancos. Es la reflectividad de pulpas naturalmente coloreadas y de papeles y cartulinas hechas de dicha pulpa, a la luz en la porción azul del espectro, la cual se encuentra a una longitud de onda efectiva de 457nm. Durante el blanqueo, la característica que se mejora es la brillantez. Esencialmente, la brillantez mide la ausencia o libertad de la opacidad que resulta de la presencia de lignina y otras impurezas remanentes en la pulpa y el papel por blanqueo incompleto.

La luz a una longitud de onda de 457nm es percibida por el ojo humano como color azul, por lo que la medición de brillantez de papeles coloreados artificialmente es poco significativa; para tales papeles se requiere medición de color, no de brillantez, los cuales se obtienen haciendo uso de colorímetros so espectrofotómetros. La brillantez es diferente de la blancura, la cual es una medida de neutralidad de color. La mejor forma de ilustrar esta diferencia es a través de la escala CIELAB (Figura 1), si partimos de un punto cualquiera en el plano central, por ejemplo el cuadrante (a+, b+), el aumento solo de brillantez implicaría que nos desplazamos verticalmente sobre el eje L+, sin embargo el papel resultante aun tendría una tonalidad rosa, el aumento solo en blancura de ese mismo papel implicaría que nos desplazamos horizontalmente hacia el eje L+ pero sobre el mismo plano por lo que el papel pierde color pero no opacidad; un aumento combinado de blancura y brillantez nos acercaría al punto máximo L+ de la esfera.



**Figura 1.** Escala de color CIELAB

Los dos métodos más ampliamente aceptados para la medición de brillantez son conocidos como Brillantez GE, usada principalmente en los Estados Unidos, y Brillantez ISO, usada comúnmente en otros países, especialmente en Europa. Lo

estándares TAPPI que describen estos métodos son el T452 para la blancura GE y el T525 para blancura ISO.

Los dos métodos concuerdan en sus características espectrales, por ejemplo: ambos evalúan la brillantez a la misma longitud de onda efectiva de 457nm.

Sin embargo, los dos métodos difieren con respecto a la geometría óptica: la blancura GE se mide con luz direccional incidente a  $45^\circ$  con respecto a la normal de la muestra. El foto-detector se monta sobre la normal y recibe la luz reflejada a las condiciones normales por ello en ocasiones se resume a las connotaciones: iluminación a  $45^\circ$ , observación a  $0^\circ$ . La blancura ISO, por otro lado, es medida con luz difusa incidente. El detector está localizado sobre la normal, como en el caso de la brillantez GE, por ello la brillantez ISO se puede resumir como: iluminación difusa, observación a  $0^\circ$ . Esta, aparentemente ligera, diferencia entre los dos métodos conduce a diferentes lecturas de brillantez [8].

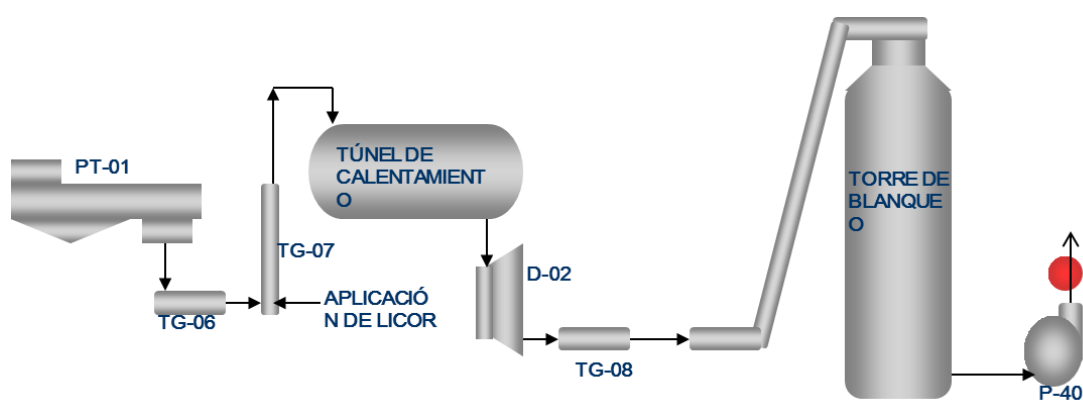
Los dos métodos difieren más allá con respecto a su escala de brillantez: la brillantez GE se mide con relación a un estándar de óxido de magnesio al que es arbitrariamente asignada la brillantez GE de 100 (toda la pulpa y papel tiene una brillantez GE menor a 100). La brillantez ISO no se basa en ningún estándar sino que es la reflectividad absoluta de la muestra. Como consecuencia, la brillantez ISO es entre una y dos unidades más baja que la brillantez GE.

De manera específica para este proyecto, debido a que el estudio de optimización se realizó sobre pulpas destinadas únicamente para la producción de papel blanco y por ser una práctica común en la industria de papel *tissue*, los términos brillantez y blancura son intercambiados y/o usados sin distinción alguna.



## 5. DESARROLLO EXPERIMENTAL

Para dar inicio a cualquier trabajo de optimización dentro de un proceso, cualquiera que éste sea, es necesario determinar la condición de la cual partiremos, ya sea de la totalidad del proceso o de una sección del mismo. Para el caso de nuestro estudio nos ubicaremos en la etapa de blanqueo oxidativo del proceso de recuperación de celulosa por destintado, que en planta SCA Uruapan se encuentra comprendida entre la prensa desaguadora (PT-01) y la Torre de blanqueo. Con el fin ya descrito primeramente seleccionaron los puntos de muestreo más representativos de esta sección del proceso, con los cuales se puede trazar una línea de avance de ganancia de blancura en la pulpa. Estos puntos son los que se muestran a continuación en la Figura 2:



**Figura 2.** Puntos de muestreo del proceso.

Los valores promedio de las condiciones de proceso del blanqueo oxidativo son las siguientes:

### Salida de PT-01:

- Consistencia: 30% O.D.P.
- Blancura: 67° GE
- pH: 7.6

### Salida de Torre de blanqueo (P-40):

- Consistencia: 4.3% O.D.P.
- Blancura: 71° GE
- pH: 8.3

**Tiempo de residencia en la Torre de Blanqueo (tiempo de reacción):** 30 minutos.

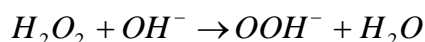
**Temperatura en el túnel de calentamiento:** 80°C

**Características de la mezcla fibrosa alimentada al proceso:**

- *Office Waste* Importado: 35%
- Archivo Blanco: 15%
- *Coated Book Store*: 7 a 10%
- *Hogged Book*: 3%
- Merma: 3%
- *Office Waste* Nacional: 37 a 34%

### **Preparación del licor de blanqueo oxidativo:**

El licor de blanqueo se prepara en un sistema continuo en de mezcla en cascada de tres niveles, en el primer nivel entra el flujo de agua para dilución, en el segundo nivel se aplica la sosa que es bombeada directo desde el tanque de almacenamiento y que tiene una concentración del 50%, la caída un nivel al otro en forma turbulenta asegura una buena mezcla y la ionización del ión hidroxilo del hidróxido de sodio, en el último nivel se aplica el peróxido de hidrógeno a una concentración del 70% que al mezclarse con el efluente del nivel anterior reacciona con los iones hidroxilo formando el ión perhidroxilo que es el agente activo en el blanqueo oxidativo, la reacción fundamental es la siguiente:



Actualmente, en la planta el flujo de peróxido de Hidrógeno al 70% es 1.240 LPM; el flujo de Hidróxido de Sodio al 50% es de 0.534 LPM y se mezcla con 28 LPM de Agua. Tomando en cuenta una producción promedio de 150 ton/día, estos flujos son equivalentes a las siguientes concentraciones:

- Peróxido de Hidrógeno al 70%: 1.50% O.D.P.
- Hidróxido de Sodio al 50%: 0.75% O.D.P

Con estas condiciones de operación se tiene como resultado un aumento de 4 -5°GE en la blancura de la pulpa destintada.

El siguiente paso es elaborar un diseño experimental que nos permita simular las condiciones de planta en el laboratorio, para lo cual debemos tomar en cuenta la descripción del proceso, las variables de control y las fuentes de suministro de fibra, agua, peróxido de hidrógeno e hidróxido de sodio, así como las variables y resultados a analizar en el transcurso del proceso de experimentación y el producto obtenido. Tomando en cuenta los factores antes mencionados se obtiene un esquema experimental para cada una de las etapas de desarrollo del presente trabajo, que irá siendo explicado tras fijar el objetivo particular de cada una de ellas.

## 5.1. PRIMERA ETAPA: DEFINICIÓN DE LAS CONDICIONES ÓPTIMAS DE PROCESO

**Objetivo:** Encontrar las condiciones de temperatura, tiempo de residencia y composición del licor de blanqueo que resulten óptimas para el proceso de blanqueo oxidativo

Tomando en cuenta las condiciones del proceso en planta se planteó el siguiente diseño experimental, el cual también se muestra de manera resumida en la Figura 3:

**Paso 1:** Obtener muestra de fibra de la salida de la prensa desaguadora (PT-01), que es el equipo donde inicia la etapa de blanqueo oxidativo y en cuya salida ya se tiene la consistencia adecuada para aplicar el licor de blanqueo, aproximadamente 30%, en este punto la fibra ya ha sido pasada por el proceso de depuración gruesa, lavado y pre-flotación, con lo cual se le han retirado los contaminantes metálicos y de gran tamaño, dígame grapas, plásticos, gomas, etcétera, además de que se ya se han eliminado parte de las tintas que provocan el ensuciamiento de las fibras.

A esta muestra se le determina el pH y la consistencia para formar una hoja de aproximadamente 2 g y determinar la blancura inicial de la pulpa, la determinación de la blancura de la muestra se hace utilizando un equipo Photovolt, el cual arroja resultados en ° GE (Anexo A8).

**Paso 2:** Debido a la capacidad del túnel de calentamiento, la exactitud del sistema de control de temperatura en el mismo y la posible formación de oxígeno gaseoso a temperaturas muy elevadas se decidió experimentar en un rango de temperatura de 60 a 80 C con incrementos de 5 C, es decir a 60, 65, 70, 75 y 80 C.

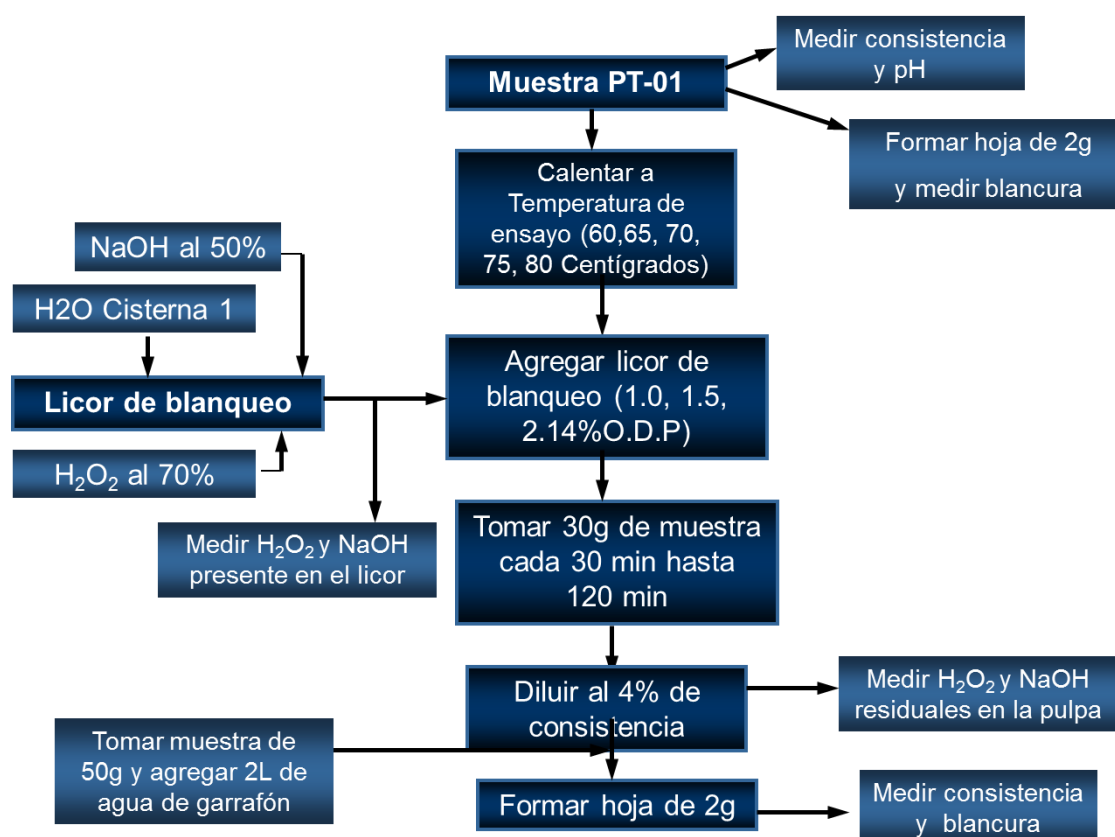
Para lograr dichos incrementos de temperatura sin afectar las características de la pulpa, se calienta en baño maría haciendo uso de un circulador de temperatura que nos permite tener un mejor control sobre esta variable tan importante en el proceso.

**Paso 3:** El paso siguiente es agregar el licor de blanqueo preparado previamente y al cual se le determina la concentración de peróxido de hidrógeno (Anexo A2) e Hidróxido de Sodio (Anexo A3) presente en el mismo, con lo cual podremos dar seguimiento a la cantidad de estos compuestos consumida en la reacción de blanqueo de la pulpa.

En esta preparación es importante considerar el orden de adición de los compuestos para lograr la formación del ión perhidroxilo.

La preparación de licor de blanqueo se hace siempre a una proporción 2:1 de Peróxido de Hidrógeno:Hidróxido de Sodio, para variar la concentración respecto a los gramos de pulpa seca de la muestra simplemente variamos el volumen agregado a las mismas, para este proceso experimental se usaron tres concentraciones, 1.0, 1.5 y 2.14 % O.D.P. de Peróxido de Hidrógeno al 70%. Se determinó el ensayo a 1.0% como tendencia

natural de disminución de consumo de Peróxido de Hidrógeno al 70% y el ensayo al 2.14% se definió para lograr una concentración de 1.5% de Peróxido de Hidrógeno puro en mezcla con la pulpa.



**Figura 3.** Diseño experimental Primera Etapa

**Paso 4:** El monitoreo del avance de la reacción en cada muestra se realiza tomando una porción de aproximadamente 30 g cada 30 minutos hasta completar un tiempo de reacción de 120 minutos, éste valor se tomó considerando el tiempo máximo de retención de la torre de blanqueo de la planta.

**Paso 5:** Diluir la muestra al 4%, este paso se incluyó debido a que la torre de blanqueo tiene un sistema de dilución en la salida para poder bombear la pulpa a las siguientes etapas del proceso además de que nos permite detener el avance de la reacción en un tiempo determinado. Esta dilución se hace añadiendo agua destilada a la muestra en una proporción indicada por el peso tomado y la consistencia inicial de la muestra.

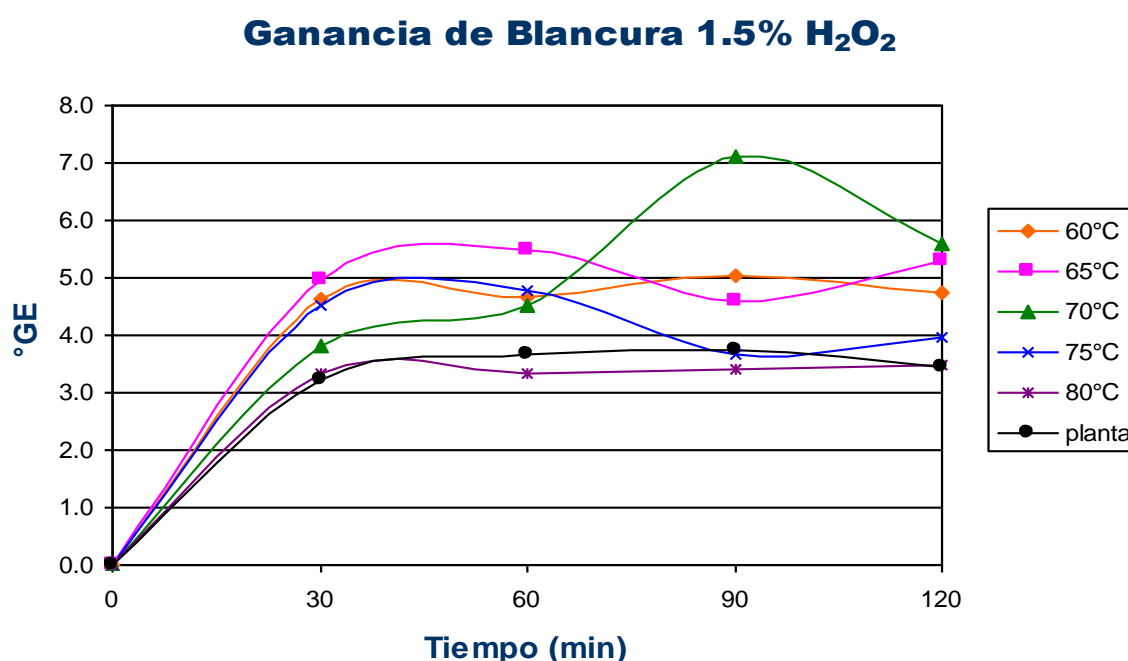
De la pulpa ya diluida se separa otra porción de aproximadamente 50 gramos para llevar a cabo el siguiente paso. El resto de la muestra se filtra y al filtrado se le realiza un análisis de Peróxido de Hidrógeno (Anexo A4) e Hidróxido de Sodio (Anexo A5) residual, con lo cual se puede saber la cantidad de estos compuestos que se ha consumido en la reacción.

**Paso 6:** A los 50 gramos demuestra que se separó en el paso anterior, se le agregan 2 litros de agua purificada, con el fin de evitar introducir contaminantes en la pulpa, para formar una hoja de aproximadamente 2 gramos, a la cual tras el secado se le miden la blancura y consistencia (Anexo A7) final obtenidas.

### Resultados parciales:

Los resultados obtenidos son medidos en términos de incremento de blancura debido a que las muestras iniciales son tomadas directamente del proceso y la blancura inicial puede variar por lo que el manejo de valores absolutos introduce un factor de error mayor que el utilizar deltas de blancura.

Para la experimentación con una concentración de 1.5% O.D.P. de Peróxido de Hidrógeno al 70% los resultados se muestran en la Figura 4:



**Figura 4.** Ganancia de blancura con concentración de 1.5%ODP Peróxido de Hidrógeno al 70% .

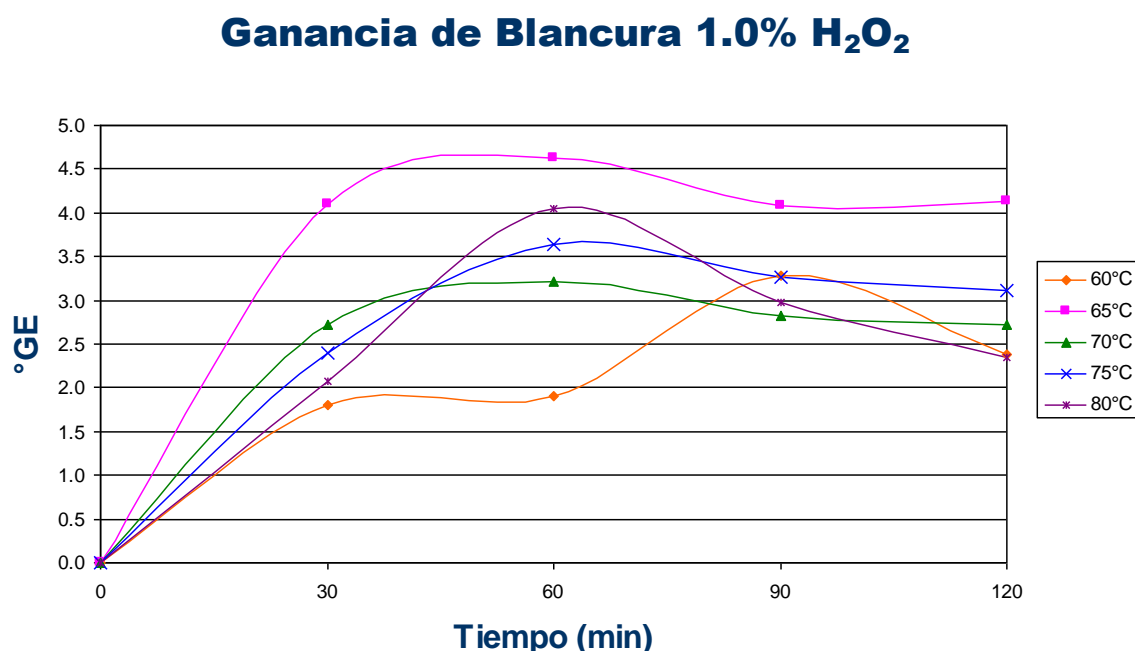
La muestra señalada como “planta” fue tomada inmediatamente después del punto de aplicación del licor de blanqueo en el proceso y sometida a las mismas condiciones de conservación y monitoreo que las preparadas en el laboratorio.

Como se puede observar, el incremento más significativo en la blancura de la muestra se da tras los primeros 30 minutos de la reacción, al transcurrir 60 minutos se nota una ganancia en blancura de aproximadamente 1°GE respecto a las muestras tomadas a los 30 minutos. Tras 90 minutos de reacción observamos que las muestras a 65, 70 y 80 C disminuyen su valor de blancura, esto puede deberse a la reversión de blancura, amarillamiento, que sufren las fibras en medios alcalinos, las muestras de 60 y 70 C así

como la de planta continúan con la tendencia esperada de incremento en blancura. Sin embargo, se puede observar que tras 120 minutos de reacción todas las muestras han disminuido su blancura respecto a los puntos anteriores, lo que nos permite suponer que ha comenzado un proceso de añejamiento de la pulpa en el medio alcalino que prevalece.

La tendencia natural en la experimentación es reducir la cantidad de Peróxido de Hidrógeno e Hidróxido de Sodio usados para el blanqueo por lo que experimentamos con la concentración menor a la usada en la práctica anterior.

Los resultados obtenidos para la experimentación con una concentración de 1.0% O.D.P. de peróxido de hidrógeno al 70% en mezcla con la pulpa se muestra en la Figura 5:



**Figura 5.** Ganancia de blancura con concentración de 1.0%ODP Peróxido de Hidrógeno al 70%.

Como se observa en la gráfica, nuevamente el mayor incremento de blancura para todas las temperaturas se dio tras 30 minutos de reacción, siendo la muestra preparada a 65°C la que presenta el mayor incremento, sin embargo este es menor en aproximadamente 0.75°GE al incremento obtenido para esta misma temperatura usando una concentración de licor de blanqueo de 1.5% O.D.P. de peróxido de hidrógeno al 70%.

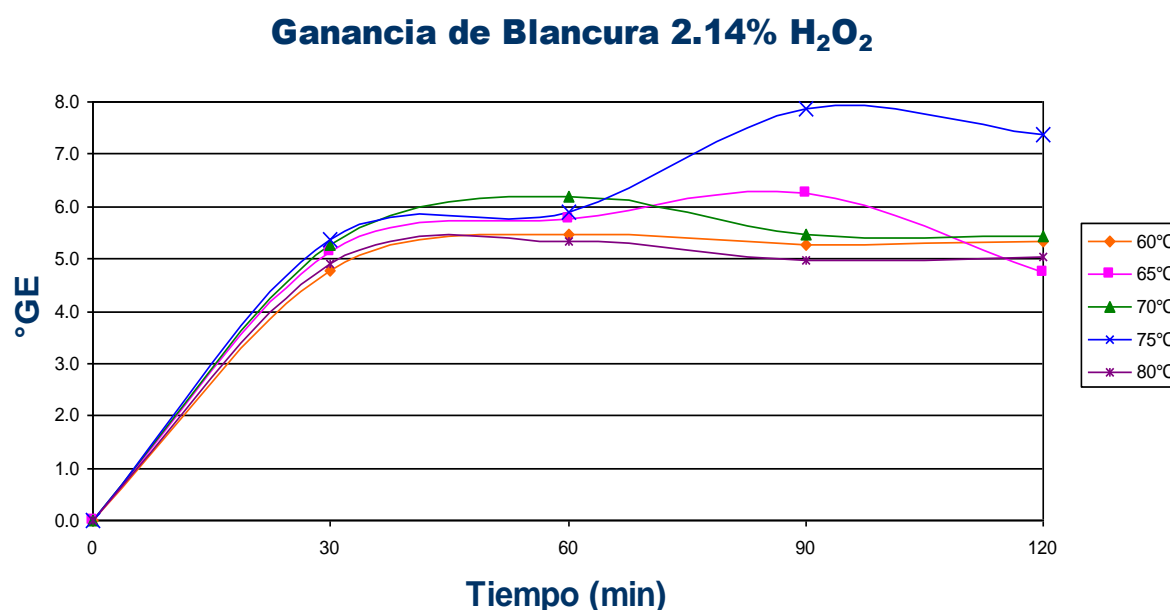
Tras 60 minutos de reacción todas las muestras continuaron con un delta positivo de blancura, sin embargo únicamente el ensayo preparado a 80°C duplicó su ganancia en blancura al duplicar el tiempo de reacción y aun así la ganancia total de blancura de

este ensayo fue menor a la conseguida con el ensayo a 65C en un tiempo de reacción de 30 minutos.

Tras 90 minutos de reacción la blancura de todos los ensayos presenta disminución salvo el ensayo preparado a 60C el cual continúa presentando un delta de blancura positivo y aun así queda por debajo de la ganancia en blancura obtenida por tres de los cinco ensayos a 60 minutos de reacción y por el ensayo a 65C a 30 minutos de reacción.

Tras 120 minutos de reacción la mayoría de las muestras presenta un delta negativo de blancura, lo cual podemos atribuir al amarillamiento de la fibra en el medio alcalino que prevalece, como se mencionó anteriormente.

Tras estos dos ensayos, se realizaron ensayos incrementando la concentración de Peróxido de Hidrógeno en la reacción, con lo cual se busca mejorar el incremento de blancura a los mismos tiempos de reacción de los ensayos anteriores, los resultados obtenidos para el ensayo realizado a una concentración de 2.4% O.D.P. de Peróxido de Hidrógeno al 70% en mezcla con la pulpa se muestran a continuación (Figura 6):



**Figura 6.** Ganancia de blancura con concentración de 2.14%ODP Peróxido de Hidrógeno al 70%.

Como lo muestra la Figura 6, efectivamente se obtuvo una ganancia en blancura mayor a los ensayos anteriores para todas las temperaturas, sin embargo el ensayo realizado a 65 C y 30 minutos de reacción solo presentó un incremento de 0.2°GE en ganancia de blancura con respecto al ensayo realizado con concentración de 1.5% O.D.P. de Peróxido de Hidrógeno al 70% en mezcla con la pulpa.

Tras 60 minutos de reacción todas las muestras continúan con un delta de blancura positivo, sin embargo ninguna duplicó su ganancia de blancura al duplicar el tiempo de reacción. Tras 90 minutos de reacción únicamente los ensayos preparados a 65C y 75C continuaron incrementando la ganancia en blancura, mientras que los otros tres ensayos presentaron pérdida de blancura. Tras 120 minutos de reacción únicamente el ensayo a 75C continuo ganando blancura, y el resto de los ensayos muestra pérdida de blancura debido posiblemente al medio alcalino prevaleciente.

Basados en los resultados ya discutidos se determinó que la temperatura a la que se tiene mayor ganancia de blancura en un menor tiempo de reacción (30 min) es 65C y que la concentración de licor de blanqueo más eficiente es la actualmente utilizada en planta, 1.5% O.D.P. de peróxido de hidrógeno al 70% en mezcla con la pulpa, pues aun cuando a 2.4% O.D.P. de Peróxido de Hidrógeno al 70% se tiene un incremento promedio de blancura de 5.2°GE la diferencia con la ganancia obtenida a 1.5% de Peróxido de Hidrógeno no es suficiente como para justificar un incremento en el consumo de este producto químico.

Una vez definidas las condiciones adecuadas de temperatura, tiempo de reacción y concentración de Peróxido de Hidrógeno agregado a la muestra, se procedió a variar la relación Peróxido de Hidrógeno: Hidróxido de Sodio en la preparación del licor de blanqueo, se realizaron ensayos con la relación estándar usada en planta 2:1, y disminuyendo la cantidad de Sosa para relaciones de 2:0.75 y 2:0.5, no se realizan ensayos aumentando la cantidad de Sosa en el licor de blanqueo oxidativo debido al ya conocido amarillamiento de la pulpa en presencia de un exceso de Hidróxido de Sodio y a que desde el punto de vista económico no es factible la justificación de un aumento en el consumo de este componente.

Los ensayos ya mencionados se prepararon con un procedimiento experimental similar al seguido anteriormente con las siguientes modificaciones:

Paso 1, se mantiene sin cambio.

En el pasos 2, solo se lleva a cabo el ensayo a 65C

En el paso 3, la variación concentración de Peróxido de Hidrógeno al 70% se sustituye por la variación de Sosa en la preparación del licor de blanqueo.

En el paso 4, se toma una muestra para medir blancura cada 30 minutos pero solo hasta completar 60 minutos.

En el paso 5, se toma una pequeña porción de muestra pesada y se diluye a 4% de consistencia y se forma una hoja para medir la blancura. El resto de la muestra se lava en un filtro fabricado con el mismo material de la tela del Vario Split 2, se mide la consistencia procurando que este tenga del 8 al 10%, emulando las condiciones de consistencia de pulpa en la descarga del proceso de lavado en el Vario Split 2.



Paso 6, se toma una porción de la muestra lavada y se forma una hoja para medición de blancura, mientras tanto el resto de la muestra de ensayo se lleva a baño maría para elevar la temperatura a 65C.

Paso 7, a la muestra a 65C se le agrega el licor de blanqueo reductivo, conocido como Borol, y se toma muestra para monitoreo de blancura a 15 y 30 minutos de reacción.

Los resultados obtenidos se muestran en la Figura 7, donde las diferentes etapas señaladas se clasifican como sigue:

**Etapa 1:** ganancia en blancura del blanqueo oxidativo a 30 minutos de reacción

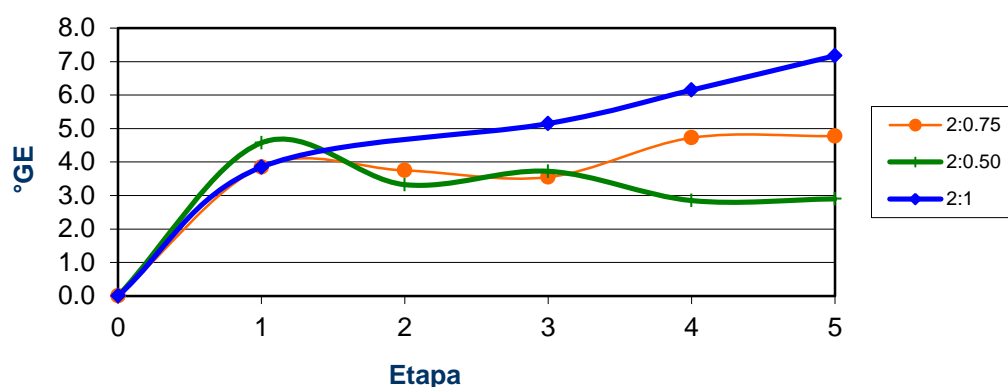
**Etapa 2:** ganancia en blancura del blanqueo oxidativo a 60 minutos de reacción

**Etapa 3:** ganancia en blancura tras el lavado de la pulpa

**Etapa 4:** ganancia en blancura del blanqueo reductivo a 15 minutos de reacción

**Etapa 5:** ganancia en blancura del blanqueo reductivo a 30 minutos de reacción

### Variación de NaOH en licor de blanqueo, 65C



**Figura 7.** Ganancia de blancura con la variación de la relación Peróxido de Hidrógeno: Hidróxido de Sodio en el licor de blanqueo

Como se puede observar la reducción en la cantidad de Hidróxido de Sodio aparentemente no afecta la ganancia en blancura a 30 minutos de reacción del blanqueo oxidativo (etapa 1) sin embargo al transcurrir la reacción y agregar el licor de blanqueo reductivo existe una diferencia bastante significativa en la ganancia total de blancura que es directamente proporcional a la cantidad de Hidróxido de Sodio con que se prepara el licor de blanqueo oxidativo.

Basados en los resultados discutidos en el párrafo anterior se determina que la relación Peróxido de Hidrógeno: Hidróxido de Sodio con que se prepara el licor de blanqueo oxidativo en planta resulta ser la óptima, 2:1.

## 5.2. SEGUNDA ETAPA: ESTUDIO DEL COMPORTAMIENTO DEL BLANQUEO CON LA MEZCLA FIBROSA

**Objetivo:** Estudiar y documentar los efectos de la composición fibrosa de la pulpa en la ganancia de blancura total del proceso.

Los ensayos en esta etapa llevan una preparación previa de la mezcla y simulación del proceso de pulpeo y cribado a nivel laboratorio que forman parte de otro proyecto de estudio de rendimiento de fibras del departamento técnico de la planta cuya descripción no se encuentra dentro del alcance del presente proyecto. La etapa de experimentación concerniente al estudio del blanqueo comienza cuando ya se tiene la mezcla de composición controlada y es entregada a una consistencia inicial de 20 a 30%, tal como lo haría la prensa desaguadora PT-01.

Las mezclas se realizaron variando las proporciones de material de importación y material doméstico, el material de importación presenta características de limpieza y contenido de fibra de alta calidad en proporciones mayores al que se consigue dentro de nuestro país debido a los procesos de clasificación y separación del mismo, pero que resulta en un alto costo de flete y está sujeto a variaciones drásticas de precio por tonelada debido a la escases temporal provocada por la alta demanda del mercado chino.

El material de importación se mezcla con fibra reciclada de dos proveedores nacionales que por características de calidad se encuentran en extremos opuestos siendo CORESA el proveedor de materia prima de más baja calidad, debido al alto contenido de pasta mecánica y otros contaminantes en sus entregas, y ALCAMARE el proveedor nacional con material de mejor calidad.

Tomando como base los ensayos de la etapa anterior, en la que se determinó que 65C, 30 minutos de reacción y la composición de licor de blanqueo estándar utilizada en planta son las condiciones óptimas se desarrolló el siguiente diseño experimental (Figura 8):



Sodio (Anexos A4 y A5), y formar una hoja para determinar el delta de blancura (Anexo A7).

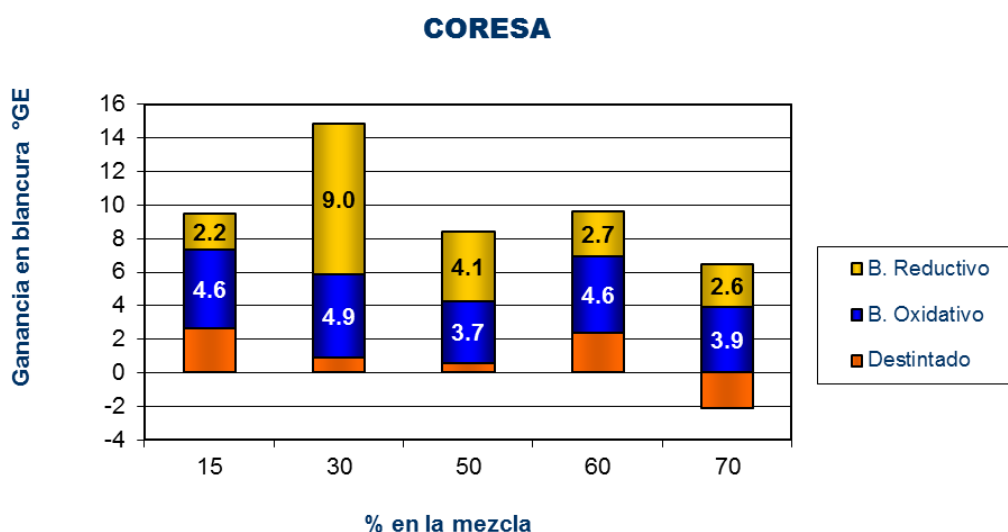
**Paso 5:** Tomar 150 gramos de la muestra restante y diluir al 1% con agua de proceso, proveniente del tanque de agua recuperada TD-08, con lo cual se pretende una mejor aproximación a la ganancia de blancura real del proceso de lavado que la que se consigue usando agua corriente o destilada.

**Paso 6:** Posteriormente filtrar dicha muestra con el tamiz fabricado con la misma tela que se usa en las etapas de lavado y espesado hasta llegar a una consistencia aproximada de 8 a 10%, similar a la consistencia de descarga del lavado con Vario Split, tomar muestra para medir consistencia y formar una hoja de 2 gramos para la medición de blancura tras el proceso de lavado.

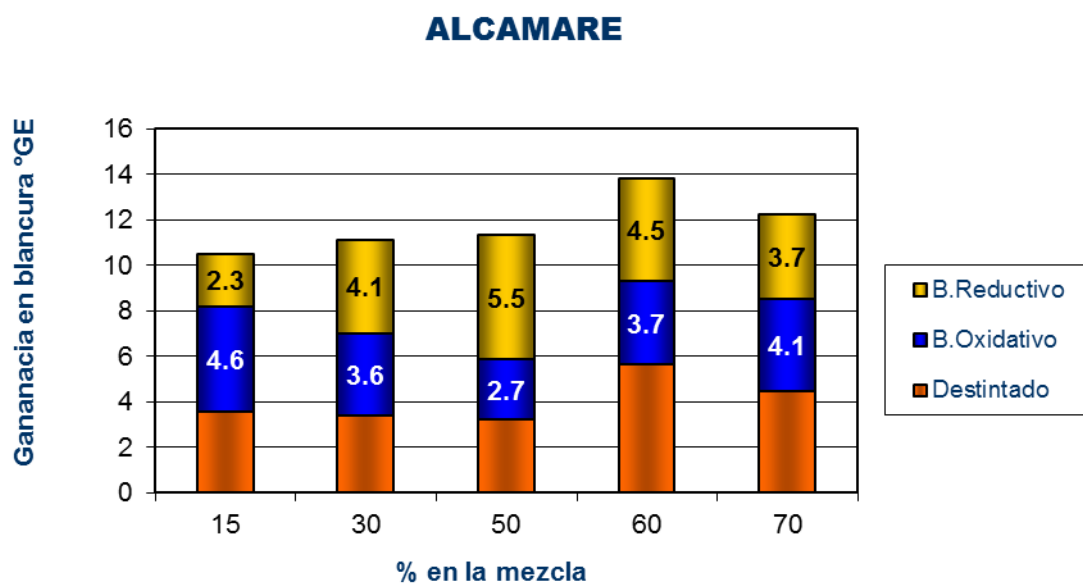
**Paso 7:** La muestra restante se calienta a 65 C a baño maría y se agrega el licor de blanqueo reductivo preparado no más de 10 minutos antes de su utilización. Permitiendo que reaccione por 30 minutos, medir consistencia y formar hoja para la medición de blancura (Anexo A7).

### Resultados parciales:

Los resultados de estos ensayos se presentan en función del porcentaje de material nacional correspondiente al proveedor indicado y estando el resto de la mezcla constituido por material importado, dichos resultados se presentan a continuación en las gráficas de Figuras 9 y 10:



**Figura 9.** Ganancia de blancura con la variación de mezcla fibrosa de CORESA y *Office Waste* Importado



**Figura 10.** Ganancia de blancura con la variación de mezcla fibrosa de ALCAMARE y *Office Waste* Importado

De manera general se puede decir que el material proveniente CORESA tiene un mayor contenido de pasta mecánica, y el material de ALCAMARE está constituido por un mayor porcentaje de pasta química, comparando ambas gráficas (Figuras 9 y 10) se observa que las mezclas de ALCAMARE tienen una ganancia total de blancura mayor a las mezclas de CORESA, además tienen una mayor ganancia de blancura en los procesos de limpieza previos a las etapas de blanqueo lo cual nos deja ver que sus componentes desprenden más fácilmente las tintas, cargas y otros contaminantes. Respecto a las etapas de blanqueo tanto oxidativo como reductivo se observa que las fibras de CORESA tienen una mayor ganancia de blancura durante el blanqueo oxidativo, mientras que las fibras de ALCAMARE presentan su mayor ganancia en el blanqueo reductivo.

Particularmente, entre los ensayos con material de CORESA (Figura 9) se pueden observar dos resultados atípicos. El primero es el de la mezcla de 30% CORESA y 70% material importado en la que la ganancia promedio total de blancura fue de 14.8°GE, sin embargo se observa que la ganancia por limpieza fue muy pequeña, 0.9°GE, lo cual nos indica que la mezcla contenía pocos contaminantes diferentes a partículas de tintas y un alto contenido de fibra química con color en masa, se observa en la etapa de blanqueo oxidativo una ganancia cercana a la mezcla previa de 15% CORESA, lo cual es normal, sin embargo la ganancia en el blanqueo reductivo es elevada con lo cual se confirma la presencia de fibra mayormente química. El ensayo con 70% CORESA y 30% importado tienen una ganancia promedio total menor al resto de las mezclas, como era de esperarse, pero en el desglose por etapas se observa que el delta de

blancura en el proceso de limpieza es negativo debido a la alta concentración de contaminantes que al entrar en dispersión durante la limpieza sobrepasan las condiciones de diseño de los equipos, disminuyendo así la eficiencia de los mismos, lo que permite que las tintas, cargas y barnices remanentes se re-depositen sobre la fibra celulósica opacando la superficie de la misma.

De los resultados de los ensayos con ALCAMARE (Figura 10) se puede decir que mantienen una ganancia promedio más constante, sin embargo se nota un ligero aumento en la ganancia promedio total de blancura con tendencia contraria a lo esperado, es decir en vez de que dicha ganancia disminuya con el aumento de material nacional (ALCAMARE) en la mezcla presenta aumento en la ganancia promedio total a la par del aumento de material nacional en la mezcla. El ensayo con 60% ALCAMARE obedece a la tendencia ya discutida pero presenta mayor ganancia total que el ensayo con 70% ALCAMARE debido a una alta ganancia en los procesos de limpieza previa a los blanqueos, con lo que se puede decir que los contaminantes presentes en dicha mezcla son de fácil remoción por medios físicos, el comportamiento de esta mezcla durante los blanqueos oxidativo y reductivo no presenta características atípicas en comparación con los otros ensayos para este material.

Por otro lado, las mezclas con mayor porcentaje de fibra mecánica presentan deltas de blancura mayores al someterse al blanqueo oxidativo (cerca de  $4.5^{\circ}\text{GE}$ ), sin embargo la ganancia en el blanqueo reductivo es menor, alrededor de  $3^{\circ}\text{GE}$ , al igual que los promedios de ganancia de blancura total los cuales se encuentran alrededor de los  $10^{\circ}\text{GE}$ ; por otro lado, las mezclas con mayor contenido de fibra química muestran ganancias de blancura de alrededor de  $4^{\circ}\text{GE}$  en el proceso de blanqueo oxidativo, sin embargo la ganancia de blancura por el blanqueo reductivo se encuentra cerca de  $4.5^{\circ}\text{GE}$  por lo que la ganancia promedio total de dichas mezclas es mayor y se encuentra alrededor de  $11-12^{\circ}\text{GE}$ .

### 5.3. TERCERA ETAPA: ENSAYO EN PLANTA

**Objetivo:** Realizar un ensayo en planta con las condiciones óptimas de blanqueo oxidativo que se determinaron en la primera etapa de experimentación y estudiar la afectación a la ganancia total de blancura del proceso.

Para la correcta comparación de datos en esta etapa se recolectaron muestras directas del proceso durante una semana previa y una semana posterior a la realización de la misma, para dicho monitoreo se tomaron los puntos de muestreo típicos del muestreo ordinario que realiza el personal de laboratorio del área, dichos puntos son los siguientes:

- Tanque de mezclas
- Aceptado de limpieza gruesa
- Aceptado de pre-flotado
- Aceptado de cribado fino
- Aceptado de prensa
- Salida de blanqueo oxidativo
- Aceptado de lavado y post-flotado
- Salida de blanqueo reductivo

Además se monitorearon los flujos de Peróxido de Hidrógeno e Hidróxido de Sodio y el aforo de las bombas dosificadoras para la preparación del licor de blanqueo reductivo.

El proceso de muestreo se realiza como se describe a continuación:

1. Recolectar las muestras de los diferentes puntos en recipientes plásticos previamente marcados.
2. En el laboratorio, pesar aproximadamente 50 gramos de las muestras de baja consistencia como las provenientes de las etapas de cribado grueso y fino y las etapas de flotación. De las muestras de mayor consistencia como las del tanque de mezclas, blanqueo oxidativo y blanqueo reductivo pesar de 20-30 g.
3. La muestra de apariencia casi completamente sólida proveniente de la prensa desaguadora deberá ser pesada y posteriormente colocada en un desfibrador con aproximadamente 250 mililitros de agua corriente, de manera que pueda ser usada para la posterior formación de hojas.
4. Proceder a formar hojas con cada una de las muestras, retirarlas del formador de hojas con un disco metálico y colocar entre dos anillos metálicos para evitar que se arruguen al secarse.
5. Llevar las muestras a la estufa a 100-120 C por una hora.
6. Retirar las muestras de la estufa y haciendo uso de los guantes resistentes a altas temperaturas desensamblar los aros metálicos y retirar la hoja del disco y pasar

inmediatamente a un desecador por al menos 30 minutos para enfriar a temperatura ambiente.

7. Pesar las muestras y calcular la consistencia de las mismas.
8. Realizar la medición de blancura haciendo uso del medidor de reflectancia Photovolt (Anexo A8),
9. Registrar las lecturas obtenidas en el formato de muestreo correspondiente.

Los flujos de Peróxido de Hidrógeno e Hidróxido de Sodio se toman directo de cabina al igual que los aforos de las bombas dosificadoras para la preparación del licor de blanqueo reductivo.

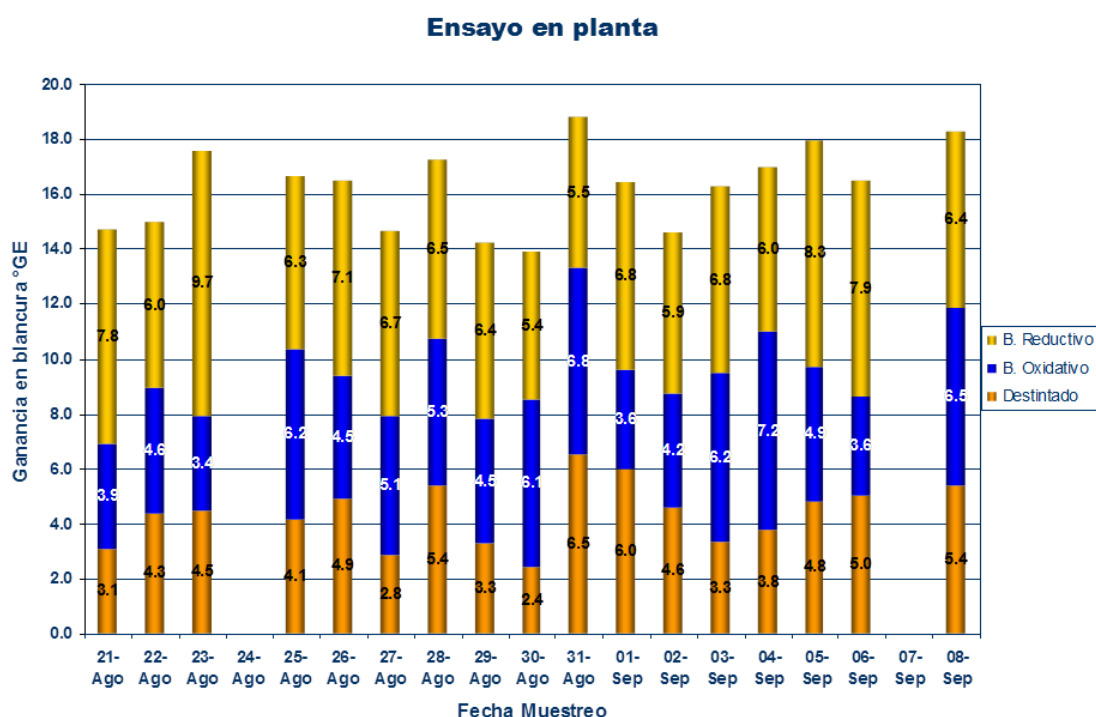
El día 29 de Agosto se dio inicio al ensayo en planta, debido a que los resultados de la primera etapa de experimentación confirmaron que las condiciones de concentración de licor de blanqueo y tiempo de reacción estándar de la planta eran las óptimas solo se procedió a bajar la temperatura de operación del túnel, de 80 C a 65 C, dicho ajuste en el proceso tomo cerca de 8 horas pues debió realizarse de manera lenta con decrementos de temperatura no mayores a 5 C a la vez y con tiempo de estabilización de temperatura de al menos dos horas entre cada cambio, esto por acuerdo con el personal de operación. Se opera con estas condiciones de temperatura hasta el día 2 de septiembre, periodo durante el cual se presentaron varios eventos que afectaron la ganancia total de blancura obtenida por el proceso, como por ejemplo:

- Daño en el clarificador del circuito de agua numero 1 de la planta, con lo que se recircula mayor carga de gomas y tintas al proceso, 30 de agosto.
- Falla mecánica del dispersor, con lo que las tintas y gomas no son reducidas a un tamaño lo suficientemente pequeño como para ser removidas en el proceso de post-flotado, 1° de septiembre.
- Aumento en el contenido de *Kraft* de la mezcla fibrosa alimentada al *pulper*, 30 de agosto.
- Arrastre de lodos de la planta de tratamiento de aguas al tanque de agua de dilución de la planta, 1° de septiembre.
- Finalmente el día 2 de septiembre se suspende la prueba debido a un paro prolongado por sobrecalentamiento del motor del dispersor y falla en el sistema de control de apertura de los discos del mismo.

### **Resultados parciales:**

Los resultados de los muestreos obtenidos previo, durante y posterior al ensayo en planta se presentan en la Figura 11:

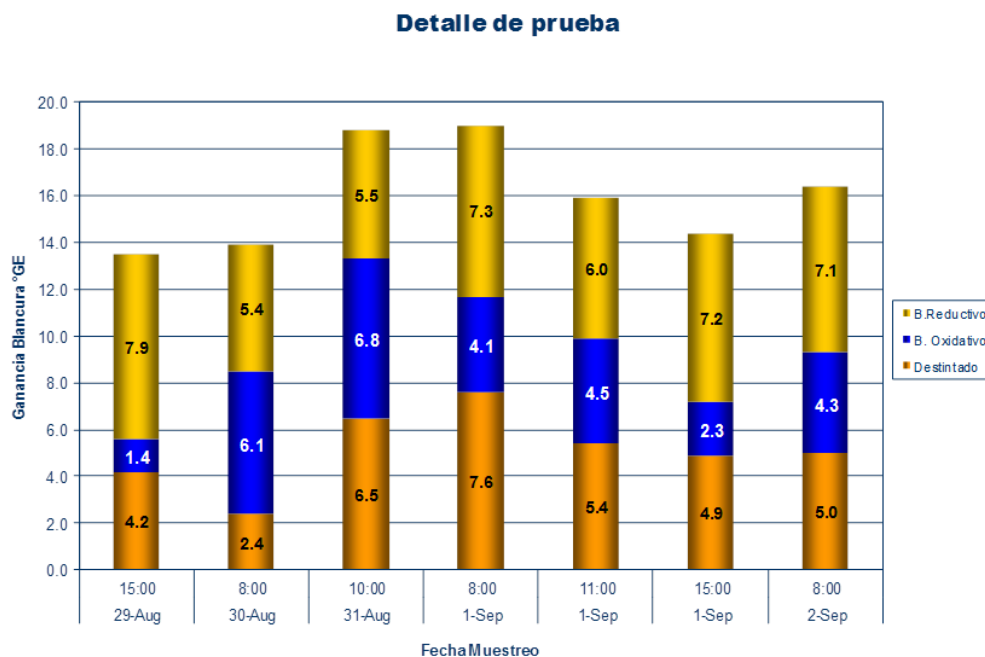




**Figura 11.** Ganancia de blancura durante el periodo de monitoreo del proceso en planta.

Comparando los dos primeros días de prueba con el promedio de ganancia de blancura de los días previos y posteriores al cambio de temperatura en el túnel de calentamiento, se puede observar que existe una disminución de ganancia total de blancura, sin embargo se observa que dicha pérdida no se dio en el etapa de los blanqueos oxidativo y reductivo sino en la etapa de limpieza o destintado debido a las eventualidades que ya se mencionaron como la falla de equipos auxiliares. También se puede observar que el 31 de agosto, durante el periodo de prueba, se presentó la mayor ganancia total de blancura, 18.8°GE, comparada con el resto del periodo de monitoreo, esto puede deberse también a las variaciones en la composición fibrosa propia de un proceso que usa material de reciclaje como materia prima, sin embargo tomando como base este dato y los obtenidos para los dos días subsecuentes, 1° de septiembre 16.4°GE y 2 de septiembre 14.7°GE, se puede decir que la ganancia de blancura total no se ha visto grandemente influenciada por el cambio de temperatura de la etapa de blanqueo oxidativo.

Una vista a detalle de los resultados puntuales de muestreo obtenidos durante el periodo de prueba se muestra a continuación en la Figura 12:



**Figura 12.** Ganancia de blancura puntual de los muestreos realizados durante el periodo de prueba en planta.

El muestreo realizado el día 29 de agosto a las 15:00 hrs, una vez que se habían alcanzado 65°C en el túnel de calentamiento, muestra una ganancia muy pequeña en el blanqueo oxidativo, sin embargo esta se ve compensada por el aumento de blancura en la etapa de blanqueo reductivo, las características particulares de esta muestra proveniente de una carga modificada realizada a la alimentación al *pulper*, en la que se aumentó el contenido de material de portada de revista (*Coated Book Store*) a un porcentaje cercano al 20% de la mezcla total, esto lleva a concluir que el contenido de fibra química en la mezcla es alto y que inicialmente ya tiene un valor de blancura más alto (65°GE) de lo esperado (usualmente 62°GE), motivo por el cual en primera estancia se realizó la modificación a la muestra.

En la muestra tomada el 30 de agosto se nota un comportamiento diferente a la muestra del día anterior, en esta el aumento de blancura durante el blanqueo oxidativo es mucho mayor y la ganancia en el blanqueo reductivo se encuentra cercana al promedio del resto de las muestras, con anterioridad se había comentado del aumento de consumo de *kraft* en las mezclas alimentadas al *pulper*, de aquí que se puede confirmar que esta mezcla tenía un mayor contenido de fibra mecánica, lo cual también se conduce a una baja ganancia de blancura que presenta en los procesos de limpieza.

El resto de las muestras se encuentran dentro del intervalo de valores promedio de ganancia de blancura del proceso encontrados durante el periodo de monitoreo previo y posterior a los días del ensayo en planta (Figura 11).

## 6. RESULTADOS

A un tiempo de reacción de 30 minutos para el blanqueo oxidativo los ensayos realizados a temperatura de 65C muestran ganancias superiores a los 4°GE para una concentración de 1.0% ODP de Peróxido de Hidrógeno al 70%, lo cual es mayor a las ganancias presentadas por los ensayos realizados a diferentes temperaturas. A una concentración del licor de blanqueo en la pulpa de 1.5% ODP de Peróxido de Hidrógeno al 70% la ganancia de blancura es de 5°GE que nuevamente es superior a la ganancia presentada por el resto de las muestras; y a concentración de 2.4%ODP de Peróxido de Hidrógeno la ganancia de blancura se encuentra por encima de los 5°GE, sin embargo las muestras preparadas a 70 y 75C presentan ganancias similares.

La variación en la relación Peróxido de Hidrógeno: Hidróxido de Sodio muestra que al llevar el ensayo hasta la etapa de blanqueo reductiva la relación 2:1 es la que muestra mayor ganancia total de blancura 7°GE, el ensayo realizado con una relación 2:0.75 muestra un aumento de 4.8°GE y el ensayo con relación 2:0.5 muestra una ganancia de 2.9°GE

En los ensayos realizados con mezclas de fibra controlada se observa claramente que el material proveniente del proveedor catalogado como el de mejor calidad, ALCAMARE, muestra ganancias de blancura consistentes por encima de los 10°GE, mientras que el material proveniente de CORESA muestra variaciones muy grandes que van desde 6.5 hasta los 14.8°GE y no obedecen a ninguna proporción de material en la mezcla o tendencia de comportamiento. Además se observa que CORESA presenta ganancias promedio de blancura durante el blanqueo oxidativo de 4.3°GE y ALCAMARE presenta ganancias promedio de blancura de 3.7°GE durante esa misma etapa, sin embargo el blanqueo reductivo viene a compensar dichas diferencias pues el promedio de ganancia de blancura es menor en las mezclas de CORESA, excluyendo el punto atípico al 30% discutido anteriormente, que en la mezclas de ALCAMARE.

Para el ensayo en planta solo se modificó la temperatura de operación del túnel de calentamiento, la cual se disminuyó de 80C a 65C, al inicio de este ensayo se obtuvieron dos resultados de ganancia promedio total de blancura por debajo del resultado más bajo obtenido previo a la prueba (14.4G°E), siendo estos 14.2°GE y 13.9°GE, sin embargo también se obtuvo la ganancia promedio de blancura más alta, 18.8°GE, del periodo de monitoreo previo y posterior al periodo de ensayo de las condiciones en planta, los dos días restantes presentan ganancias promedio de blancura de 14.7°GE y 16.4°GE, encontrándose dentro del rango de variación típico durante el periodo de monitoreo.

## 7. CONCLUSIONES

Las condiciones optimas de blanqueo encontradas durante la experimentación llevada a cabo son las siguientes:

**Tiempo de reacción: 30 minutos**, la ganancia de blancura encontrada para periodos más largos no justifica la desaceleración del proceso o la inversión que requiere la instalación de una segunda torre de blanqueo. Es decir, duplicar el tiempo de reacción no tiene un beneficio mayor al 18% en incremento de blancura para muestras preparadas con 1.5%ODP de Peróxido de Hidrógeno al 70%, y en algunos caso tienen un efecto de pérdida de blancura por amarillamiento en medio alcalino.

**Temperatura del túnel de calentamiento: 65 C**, los ensayos realizados bajo estas condiciones de temperatura presentaron mayor ganancia de blancura tras 30 minutos de reacción y representan un menor consumo de energía para calentar la pulpa.

**Concentración de Peróxido de Hidrógeno en la pulpa: 1.5%ODP de Peróxido de Hidrógeno al 70%**, esta concentración presentó mejor ganancia que los ensayos realizados al 1% de concentración y se descarta el aumento al 2.4% debido a que la ganancia de blancura promedio de los ensayos realizados a 65C solo presentan 0.2°GE de diferencia con los realizados a 1.5% ODP de Peróxido de Hidrógeno al 70%.

**Relación Peróxido de Hidrógeno: Hidróxido de Sodio: 2:1**, los ensayos realizados reduciendo la cantidad de hidróxido de sodio demostraron disminución en la ganancia promedio total de blancura al realizar ensayos hasta el blanqueo reductivo.

De acuerdo a los resultados obtenidos con las mezclas fibrosas controladas se puede concluir que las muestras con mayor contenido de pasta mecánica tienden a presentar un mayor aumento de blancura en la etapa de blanqueo oxidativo, sin embargo la ganancia de blancura en la etapa de blanqueo oxidativo no es tan significativa, las muestras con mayor contenido de pasta química se comportan de manera inversa, parece haber un enmascaramiento de la blancura debido a los diversos tonos que generalmente se agregan a las fibras de mejor calidad ya sea para impresión o solo por efecto estético. De las experiencias personales durante la realización de los diversos ensayos con ambos tipos de blanqueo parece ser que el blanqueo oxidativo nos imprime una ganancia en brillantez, es decir, ayuda en la eliminación de la opacidad provocada por residuos de lignina, y el blanqueo reductivo actúa eliminando la tonalidad del papel, es decir genera una ganancia en blancura.

El ensayo realizado en planta proporcionó datos que sirven de refuerzo a las conclusiones antes planteadas pero no se realizó por un periodo lo suficientemente prolongado ni se realizó bajo las condiciones normales de operación de la planta, pues se presentaron fallas de equipos mayores a la par de cambios drásticos en la mezcla fibrosa que no nos permiten llegar a conclusiones definitivas, sin embargo tras la reparación del dispersor el personal operativo comenzó a trabajar el túnel de

El blanqueo oxidativo del proceso de obtención de celulosa secundaria,  
un estudio de optimización.

calentamiento a temperaturas que se encontraban en el rango de 70 a 75 C, cuando  
anteriormente se trabajaba entre 80 y 82 C.

## 8. BIBLIOGRAFIA

- [1] R.J. Klein, *Hydrogen Peroxide use in deinking and bleaching*. Pulp Bleaching, TAPPI Journal July 1988, página 177.
- [2] Stanley A. Heimburger, *Secondary fiber deinking and bleaching with Hydrogen Peroxide*, FMC Boletín Técnico No. 143, Estados Unidos 1986.
- [3] María Cristina Área, *Tecnologías limpias para la producción de pulpa y papel de Eucalyptus*. Presentación para el Seminario Cuenca Foresto-Industrial: Modelo, Visión y Perspectivas, México 6 de Diciembre de 2005, página 6
- [4] Juan Ruiz. *Curso Básico de Fabricación de Papel*. Publicación interna SCA, Monterrey N.L. México 2006, página 12.
- [5] Douglas R. Crow. *The ten steps for deinking*. Recycling paper Vol. 1 TAPPI 1990, página 273
- [6] VOITH Paper. *Manual Operativo de la Planta de Destintado 2*. Documento Interno SCA Uruapan, Wisconsin, Estados Unidos 1991, páginas 120, 126, 145.
- [7] Rohm and Haas. *Borol Solution*. Catálogo de Producto Rohm and Haas, Estados Unidos Enero de 2007, página 1.

## 9. ANEXOS

### A1. Procedimiento de monitoreo de blancura y químicos en el blanqueo de fibra destintada

1. Tomar una muestra de aproximadamente 300 g de la prensa PT-01, hacer la medición de consistencia de la misma tomando 10 g para formar hojas de entre 2 y 3 g, medir también la blancura y pH.
2. De la muestra de PT-01 pesar 150 g, colocar en bolsa y sellarla. Poner a calentar en un baño María a la temperatura deseada.
3. Mientras tanto preparar el licor de blanqueo correspondiente y tomar medidas de peróxido y álcali presentes en dicho licor.
4. Cuando la muestra ha alcanzado la temperatura deseada añadir los mililitros de licor correspondientes, sellar y mezclar. Coloca las muestras en una hielera pequeña para que se lleve a cabo la pérdida de calor por convección natural, similar a la que sucede en la Torre de Blanqueo.
5. Tomar una muestra de 30 g cada 30 minutos y diluir a una concentración de aproximadamente 4% en peso, se toman 50 g de la muestra ya diluida, se realiza la formación de la hoja para medir consistencia y blancura alcanzada, con el resto de la muestra se mide el pH y la cantidad de peróxido y álcalis residuales.

### A2. Método Permanganométrico de análisis de concentración de Peróxido de Hidrógeno en la solución de blanqueo

1. Pipetee 5 ml de la solución de blanqueo y transfíralo a un matraz erlenmeyer de 250 ml adicionándole 100 ml de agua destilada.
2. Agréguele de 10 a 15 ml de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> al 25%.
3. Titúlelo con solución de KMnO<sub>4</sub> 0.5N hasta que aparezca un color rosa permanente.

#### Cálculos:

$$gH_2O_2/L=1.70*ml\ KMnO_4\ 0.5N$$

### A3. Método de análisis de la concentración de Hidróxido de Sodio en la solución de blanqueo

1. Pipetee 5 ml de la solución de blanqueo y transfíralo a un matraz erlenmeyer de 250 ml adicionándole 100 ml de agua destilada.
2. Agregue 3 ó 4 gotas de indicador rojo fenol.
3. Titule con solución de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0.1N hasta vire a color amarillo paja.

#### Cálculos:

$$gNaOH/L=0.8*ml H_2SO_4 0.1N$$

#### **A4. Método de análisis de concentración de Peróxido de Hidrógeno residual en la pulpa blanqueada**

1. Obtenga la muestra.
2. Determine su consistencia.
3. Coloque suficiente pasta en un Buchner a fin de obtener 100 ml de filtrado.
4. Pipetee 25 ml y póngalos en un Erlenmeyer de 250 ml.
5. Agréguele de 10 a 15 ml de de  $H_2SO_4$  al 25%, 5 ml de KI al 10% y 3 gotas de solución saturada de Molibdato de Amonio.
6. Titule con solución de Tiosulfato de Sodio al 0.1N hasta color amarillo pálido, agregue 2 ó 3 gotas de indicador de almidón al 2% y continúe titulando hasta que el color azul desaparezca.

#### **Cálculos:**

$$\% H_2O_2 \text{ en pulpa} = \text{Constante} * \text{ml tiosulfato de sodio } 0.1N$$

$$\text{Cons tan te} = \frac{0.1(\text{normalidadTio}) * 17(\text{Equiv.}H_2O_2 - 100\%)}{25\text{ml}(\text{tamañomuestra})} * \frac{100 - D}{D} * \frac{1}{10}$$

$D = \text{consistencia de la pulpa en } \%$ .

#### **A5. Método de análisis de la concentración de álcali residual total en la pulpa blanqueada**

1. Obtenga la muestra y determínele su consistencia.
2. Coloque suficiente pulpa en un embudo Buchner para obtener 100 ml de filtrado.
3. Pipetee 25 ml y póngalos en un matraz Erlenmeyer de 250 ml.
4. Agregue 2 ó 3 gotas de rojo fenol y titule con  $H_2SO_4$  0.1N hasta un color amarillo paja.

#### **Cálculos:**

$$\% NaOH \text{ en pulpa} = \text{Constante} * \text{ml } H_2SO_4 0.1N$$



$$\text{Constante} = \frac{0.1(\text{normalidad H}_2\text{SO}_4) * 40(\text{Equiv. NaOH}) * \frac{100 - D}{D} * \frac{1}{10}}{25\text{ml}(\text{tamaño muestra})}$$

$D = \text{consistencia de la pulpa en \%}$ .

## A6. Preparación de soluciones

### A6.1. Tiosulfato de Sodio 0.1N:

Disolver 25 g de  $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$  en 200ml de agua hervida y enfriada. Es preferible permitir a la solución reposar por varios días antes de la estandarización.

Nota: si se añaden 1 g de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  a cada litro de solución la concentración cambiará muy poco en reposo por periodos de hasta 3 meses.

#### -Estandarización:

Se estandariza frente a una solución 0.1N de  $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$  (Dicromato de Potasio) preparada por disolución de exactamente 4.9037 g de  $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$  en agua, aforando a un litro en un balón aforado.

Pipetee 4ml de esta solución en un matraz Erlenmeyer añada 0.2 g de KI y 10ml de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  al 25% en un matraz de 250ml y permita reposar alrededor de 5min, tapando el matraz durante esta periodo para evitar pérdidas de yodo.

Añada 5gotas de indicador de almidón, titule hasta que el color azul del indicador desaparezca y deje un color ligeramente verde del ión cromato. La normalidad del tiosulfato deberá medirse al menos una vez a la semana.

#### Cálculos:

$$\text{Normalidad de Na}_2\text{S}_2\text{O}_3 = \frac{\text{ml de K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7 * 0.1N}{\text{ml de Na}_2\text{S}_2\text{O}_3}$$

### A6.2. Permanganato de Potasio 0.5N:

Se pesan 15.8-16 g de  $\text{KMnO}_4$  puro, ya sea en pesa-filtros o en vidrio de reloj, sin preocuparse de la exactitud de la pesada. Disuélvase el  $\text{KMnO}_4$  en un litro de agua destilada, contenida en un matraz de un litro y medio de capacidad o mayor; caliéntese la solución hasta que hierva y manténgase así durante 15-20 minutos, evitando que la ebullición sea tumultuosa; también puede calentarse sólo hasta cerca de la ebullición, pero en este caso el calentamiento debe prolongarse a una hora. En los dos casos después de dejar enfriar la solución se filtra en lana de vidrio muy fina, en asbesto

purificado o en un filtro de vidrio. El filtrado se recibe en un matraz previamente lavado con mezcla crómica y después agua destilada; finalmente se pone la solución en un frasco con tapón esmerilado o en un frasco de vidrio ámbar, guarde lejos de la luz.

***-Estandarización con Oxalato de Sodio:***

Pese exactamente 6.700 g de oxalato de sodio puro disuelva en 250 ml de agua destilada caliente; afore a un litro con más agua destilada. Esta solución será exactamente 0.1 Normal.

Pipetee 50ml de esta solución en un matraz erlenmeyer, añada 5ml de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> concentrado y caliente a ebullición. Titule inmediatamente con la solución de permanganato de potasio añadiendo al final gota a gota, la primera aparición es un color rosa permanente y será el punto final.

**Cálculos:**

$$Normalidad_{KMnO_4} = \frac{\text{Peso de oxalato de sodio en la alicuota}}{\text{ml de } KMnO_4 * 0.067007}$$

**A6.3. Yoduro de Potasio al 10%:**

Se diluyen 111.11 g de KI en un litro de agua destilada, no se necesita valorar.

**A6.4. Solución de Almidón al 2%:**

Triture 2 g de almidón de arroz con poco agua y entonces añada, agitando constantemente, 1000 ml de agua hirviendo, déjese enfriar en reposo y decante. Añada 2ml de formaldehído o cloroformo como preservante.

**A6.5. Solución de Ácido Sulfúrico 0.1N:**

Adicionar 2.8 ml de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> concentrado, químicamente puro (94.5-96.5%) a 500 ml de agua fría y diluir a 1000ml a 20°C.

***-Estandarización con Borato de Sodio:***

Se pesan 0.0500 g de Borato de sodio y se diluyen en 50 ml de agua destilada. Titular con la solución de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> preparada.

**Cálculos:**

$$\text{Normalidad } H_2SO_4 = \frac{\text{gr de Borato de sodio} * 1000}{\text{ml gastados de } H_2SO_4 * 190.71}$$

#### **A6.6 Solución saturada de Molibdato de Amonio:**

Se diluyen 25.5 g de molibdato de amonio en 250ml de agua destilada.

#### **A6.7. Solución de Ácido Sulfúrico al 25%:**

Se miden 156.7ml de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (97.5%) y se añaden lentamente a 500ml de agua y después se afora con más agua destilada hasta un litro.

#### **A7. Procedimiento para el formado de hojas y medición de consistencia**

Se pesan aproximadamente 50 g de una muestra con consistencia del 4%, se registra el peso de la misma y se coloca en el vaso del batidor de alta velocidad agregándole un poco de agua de garrafón para facilitar el desfibrado, se coloca por 5 minutos en el batidor.

Se transfiere la muestra desfibrada a un vaso de precipitados de 2 litros y se le agrega agua de garrafón hasta completar los dos litros.

En el formador de hojas se coloca y asegura el cilindro se cierra la válvula de drenado y se agrega la mezcla de fibra y agua se agita nuevamente y se abre la válvula de drenado para eliminar el agua.

Para levantar la hoja húmeda de la malla coloque un secador y presione para que la hoja se adhiera, levante el secador junto con la hoja húmeda, coloque un disco para prensado sobre la hoja, pase el rodillo sobre la placa y levante junto con la hoja. Coloque entre dos aros de secado y deje secar al aire.

#### ***Medición de consistencia:***

Cuando la hoja formada se ha secado al aire colocar por 5 minutos en un horno de secado a 110°C para eliminar la humedad que pudiera quedar, transcurridos los 5 minutos colocar la hoja en el desecador y dejar enfriar.

Pesar la hoja y realizar los cálculos usando este peso y el de la muestra inicial con que se formó la hoja.

#### **Cálculos:**

$$\%Consistencia = \frac{\text{Peso final de la hojas eca}}{\text{Peso inicial de la muestra}} * 100$$

#### **A8. Procedimiento de medición de Blancura con Photovolt Modelo 577:**

Para este procedimiento se usa el medidor de reflectancia Photovolt Modelo 577 con la unidad de búsqueda W en la posición de alta ganancia y placa de blancura para filtro azul 74.5.

1. Si es la primera vez que se usa o se está reiniciando el equipo tras un tiempo sin uso, encienda y permita que se estabilice por al menos 30 minutos.
2. Presione el canal B (azul) en el equipo.
3. Calibre a cero colocando la cavidad negra estándar sobre la apertura de luz centrada de manera que la luz del cuarto no penetre por las orillas. Presione los botones CHNAGE y ZERO. La pantalla leerá 0.0.
4. Remueva la cavidad negra estándar y coloque la placa de blancura 74.5 sobre la apertura de luz. Presione los botones CHANGE y STD (estándar) cuyas luces se encenderán.
5. Si la pantalla no lee el valor 74.5, presione el botón A (ámbar) para ajustar al primer dígito de la placa de brillantez. Presione el botón B (azul) para ajustar al segundo número de la placa de brillantez y el botón G (verde) para corresponder al tercer dígito. Presione el botón STD para grabar estos números en la memoria. La luz del botón STD se apagará entonces.
6. Remueva la placa de brillantez y rempácela con la muestra. El valor de brillantes aparecerá en la pantalla.
7. Si cuando se observa la muestra sobre la unidad de medición se detecta luz traspasando la misma coloque la cavidad negra estándar sobre la muestra. El objetivo es que no se detecte luz visible a través de la muestra antes que se haya hecho la lectura.
8. Es buena práctica ajustar a cero el equipo de manera frecuente (cada 10 mediciones) colocando la cavidad negra estándar sobre la apertura de luz y repetir el paso 3. Aun cuando el equipo es estable esto asegurara que el valor cero es consistente.
9. Es buena práctica, también, verificar la placa de brillantez ocasionalmente (cada 10 mediciones) de la misma manera que lo indican los pasos 4 y 5.

## A9. Procedimiento de medición de pH

1. Se coloca el electrodo situado en el potenciómetro directamente en la muestra y se espera a que se estabilice la lectura. Se registra el valor que indica el equipo.
2. Se enjuaga el electrodo con agua destilada y se coloca nuevamente en agua de la llave.

Para calibrar el equipo se coloca en soluciones buffer con pH de 4, 7 y 10. En cada una de las soluciones se deberá ajustar el potenciómetro al valor conocido de pH. Por último para protección del electrodo se deberá tener en agua de la llave.

## A10. Cálculo de composición en el licor de blanqueo en planta

$$\text{Producción} = 150 \text{ ton/día} = 0.1042 \text{ ton/min} = 104.2 \text{ Kg/min}$$

Para composición 1.5% O.D.P. de  $H_2O_2$  al 70%:

$$H_2O_2 \text{ al } 70\% = (0.1042 \text{ ton/min})(0.015) = 0.0016 \text{ ton } H_2O_2/\text{min} = 1600 \text{ gr } H_2O_2/\text{min}$$

$$\text{Densidad } H_2O_2 \text{ al } 70\% = 1.29 \text{ gr/ml}$$

$$\text{Flujo } H_2O_2 \text{ al } 70\% = \frac{1600 \text{ gr/min}}{1.29 \text{ gr/ml}} = 1240.31 \text{ ml/min}$$

$$\text{Flujo } H_2O_2 \text{ al } 70\% = \frac{1240.31 \text{ ml/min}}{104.2 \text{ Kg/min}} = 11.90 \text{ ml } H_2O_2/\text{Kg O.D.P.}$$

Se ha determinado que por cada dos partes de  $H_2O_2$  se introduzca una parte de NaOH, por lo que:

$$\text{Flujo NaOH} = 800 \text{ gr/min}$$

$$\text{Densidad NaOH al } 50\% = 1.50 \text{ gr/ml}$$

$$\text{Flujo NaOH al } 50\% = \frac{800 \text{ gr/min}}{1.50 \text{ gr/ml}} = 533.33 \text{ ml/min}$$

$$\text{Flujo } H_2O_2 \text{ al } 70\% = \frac{533.33 \text{ ml/min}}{104.2 \text{ Kg/min}} = 5.12 \text{ ml } H_2O_2/\text{Kg O.D.P.}$$