

CARLOS MAURICIO DIAZ MORALES

**VALIDACIÓN DE VARIABLES QUE AFECTAN EL RENDIMIENTO EN
DIGESTOR CONTINUO PARA PRODUCCIÓN DE CELULOSA KRAFT
DE *Eucalyptus***

Dissertação apresentada à Universidade Federal de Viçosa, como parte das exigências do Programa de Pós-Graduação do Mestrado Profissional em Tecnologia de Celulose e Papel, para obtenção do título de *Magister Scientiae*.

**VIÇOSA
MINAS GERAIS – BRASIL
2011**

**Ficha catalográfica preparada pela Seção de Catalogação e
Classificação da Biblioteca Central da UFV**

T

D542v
2011

Diaz Morales, Carlos Mauricio, 1971-

Validación de variables que afectan el rendimiento en
digestor continuo para producción de celulosa kraft de
Eucaliptus / Carlos Mauricio Diaz Morales. – Viçosa, MG,
2011.

ix, 68f. : il. (algumas col.) ; 29cm.

Orientador: Adair José Regazzi.

Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Viçosa.

Referências bibliográficas: f. 66-68.

1. Celulose. 2. Indústria de celulose - Métodos estatísticos.
3. Polpação alcalina por sulfato. I. Universidade Federal de
Viçosa. II. Título.

CDO adapt. CDD 634.9861

CARLOS MAURICIO DIAZ MORALES

**VALIDACIÓN DE VARIABLES QUE AFECTAN EL RENDIMIENTO EN
DIGESTOR CONTINUO PARA PRODUCCIÓN DE CELULOSA KRAFT
DE *Eucaliptus***

Dissertação apresentada à Universidade Federal de Viçosa, como parte das exigências do Programa de Pós-Graduação do Mestrado Profissional em Tecnologia de Celulose e Papel, para obtenção do título de *Magister Scientiae*.

Aprovada: 21 de Julho de 2011

Cláudio Mudado Silva

Teresa Cristina Fonseca da Silva

Adair José Regazzi
(Orientador)

A los mios
Carmen Lucia,
Catalina Belén
y Javiera Ignacia.

AGRADECIMIENTOS

A Celulosa Arauco y Constitución S.A. por La oportunidad ofrecida para la realización de esta Maestría.

A mi orientador, profesor Dr. Adair José Regazzi, por su guía durante El curso y la realización de este trabajo.

Al Profesor Dr. Cláudio Mudado Silva y la Dra Maria Teresa Fonseca Silva por sus valiosos comentarios y aportes para el término de este trabajo.

A mis colegas de Planta Nueva Aldea, por su colaboración y apoyo.

A todos aquellos que, de alguna manera, colaboraron en la realización de este trabajo

BIOGRAFIA

CARLOS MAURICIO DIAZ MORALES, nacido el 16 de Agosto de 1971, en Santiago, Chile.

Cursó su enseñanza básica y media en el colegio Integrado, en la ciudad de Talca, Chile.

Curso la Carrera de Ingeniería Civil Industrial en la Universidad de Concepcion, Chile, titulándose el año 1995.

A partir del año 1995 y hasta Marzo del año 2004 trabajó en planta Constitución de Celulosa Arauco y Constitución S.A., en primer lugar en el cargo de Ingeniero de Producción y posteriormente, desde el año 1998, como Jefe del área de secado.

Desde el año 2004 a la fecha se desempeña en Planta Nueva Aldea, en donde hasta el año 2009 fue Jefe de línea de fibra, para a partir de ese año hasta la fecha, ocupar el cargo de Superintendente de Fibra.

En el año 2008, ingresa al diplomado de Celulosa y Papel de la Universidad de Vicoso, obteniendo el título de especialista el año 2010.

El año 2010 comienza el desarrollo de su trabajo para postular al grado de Maestro en la Universidad de Vicoso.

CONTENIDO

RESUMO.....	vii
ABSTRACT	viii
RESUMEN	ix
1. INTRODUCCION.....	1
2. REVISION BIBLIOGRAFICA.....	3
2.1 Componentes de la madera	3
2.1.1 Estructura de lignina.....	4
2.1.2 Carbohidratos en la madera	4
2.2 Modificación de los componentes de la madera durante la cocción.....	6
2.2.1 Mecanismo de degradación de la lignina.	7
2.2.2 Degradación alcalina de la celulosa	7
2.2.3 Degradación alcalina de las hemicelulosas.....	9
2.2.4 Reacciones de carbohidratos durante la cocción.	10
2.3 Factores presentes en el proceso de cocción	11
2.3.1 Impregnación de astillas (Transporte de material, penetración y difusión de la fibra en la cocción)	12
2.3.2 Carga de álcali y concentración de reactivos	14
2.3.3 Tiempo de cocción vs temperatura de cocción	17
2.3.4 Uso de licor blanco rico en sulfuro	18
2.3.5 Características de las astillas	19
2.4 Aplicación de la química de la madera en el desarrollo de procesos de cocción	22
2.4.1 Temperatura de cocción vs tiempo de cocción	22
2.4.2 Accesibilidad en la madera de los reactivos de químicos	22
2.4.3 Cocción co-corriente y contra corriente.....	24
2.4.4 Modificaciones para cocción selectiva	26
2.4.5 Uso de Aditivos. Antraquinona	29
3. MATERIALES Y METODO.....	32
3.1 Introducción.....	32
3.2 Material.....	38
3.3. Método	40
3.3.1 Definición de variables	40

3.3.2 Definición del modelo	46
4. RESULTADOS Y DISCUSION	49
4.1 Obtención del modelo.....	52
4.1.1 Manejo de datos.....	52
4.1.2 Estadísticas Descriptivas	53
4.1.3. Correlaciones entre variables dependiente e independiente.....	55
4.1.4 Selección del modelo.	59
4.2 Discusion.....	60
5. CONCLUSIONES.....	63
6. SUGERENCIAS.	65
REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS	66

RESUMO

DIAZ MORALES, Carlos Mauricio, M. Sc., Universidade Federal de Viçosa, julho de 2011. **Validação de variáveis que afetam o rendimento em digestor contínuo para produção de celulose kraft de *Eucalyptus***. Orientador: Adair José Regazzi. Co-orientadores: Hélio Garcia Leite e Marcelo Cardoso.

O objetivo deste trabalho foi desenvolver um modelo estatístico para identificar e validar as principais variáveis que afetam o desempenho do digestor contínuo da linha 2 na Planta Nueva Aldea Celulosa Arauco y Constitución, que processa uma mistura de *Eucalyptus globulus* e *nitens*. O modelo foi baseado na seleção de um conjunto de variáveis independentes e no histórico das alterações feitas no processo de cozimento nos últimos anos. Para o desenvolvimento do modelo foi considerado um período de tempo em que o digestor foi exposto a diferentes condições de operação que afetariam seu desempenho, tais como: o ajuste de dosagem de álcali, o uso de aditivos, as características dos cavacos, entre outros. Para os casos estudados, foram avaliados estatisticamente vários modelos, concluindo finalmente que as variáveis significativas foram: umidade, menor residual de álcali no licor de extração, tempo de retenção no digestor, razão licor-madeira em zona de cocção inferior do digestor, densidade básica de cavacos e carga de álcali no digestor. Com base nas variáveis do modelo foram sugeridas mudanças a serem feitas no digestor visando um aumento no rendimento.

ABSTRACT

DIAZ MORALES, Carlos Mauricio, M. Sc., Universidade Federal de Viçosa, July, 2011. **Analysis of variables that affect yield in continuous digester for *Eucalyptus kraft pulping***. Advisor: Adair José Regazzi. Co-advisors: Hélio Garcia Leite and Marcelo Cardoso.

The target for the following report is to develop a statistical model that allow to identify and validate main variables that affect the digester yield for continuous digester line 2 on Nueva Aldea mill, part of Celulosa Arauco y Constitución S.A. that use Hardwood considering a mix of *Eucalyptus Globulus* and *Nitens* through a selection of significant variables selected. For the model development, was consider a period of time that that the digester was working at different operation conditions that affect the yield, as alkali dosification, use of additives, chips characteristics, and others. The models that was created for the variables considered, it was statistically selected one model, the significant variables founds was: humidity, lower extraction liquor Alkali residual, digester retention time, lower cooking zone Liquor to Wood ratio, chips Basic Density and alkali charge to Digester. Considering the model variables will be suggest changes on digester operation focus on yield improvement.

RESUMEN

DIAZ MORALES, Carlos Mauricio, M. Sc., Universidade Federal de Viçosa, Julio 2011. **Validación de variables que afectan el rendimiento en digestor continuo para producción de celulosa kraft de *Eucaliptus***. Orientador: Adair José Regazzi. Consejeros: Hélio Garcia Leite y Marcelo Cardoso.

El objetivo del trabajo que a continuación es presentado es el desarrollar un modelo estadístico que permita identificar y validar las variables principales que afectan el rendimiento del digestor continuo de línea 2 en planta Nueva Aldea de Celulosa Arauco y Constitución, el cual procesa una mezcla de *Eucaliptus Globulus* y *Nitens*. Lo anterior a partir de la selección de un conjunto de variables independientes seleccionadas y la historia de cambios realizados al proceso de cocción durante los últimos años. Para el desarrollo del modelo se considera un periodo de tiempo en el cual el digestor es expuesto a diferentes condiciones de operación que afectan al rendimiento de este, tales como ajuste de dosificación de álcali, uso de aditivos, características de las astillas, entre otras. Para los casos revisados se evalúan estadísticamente cada uno de los modelos obtenidos, logrando finalmente que los variables significativas son: humedad, residual de álcali en licor de extracción inferior, tiempo de retención en digestor, razón licor – madera en zona de cocción inferior de digesto, densidad básica de astillas e carga de álcali a digestor. En base a las variables del modelo se realizan sugerencias para cambios a realizar en el digestor orientadas al aumento de rendimiento.

1. INTRODUCCION

Dentro de los factores relevantes para la producción de celulosa son la calidad del producto final y el costo asociado. Hoy en día las tecnologías disponibles han orientado sus procesos hacia una minimización importante de los costos de inversión inicial y en las empresas se ha enfocado de forma relevante a la minimización de los costos de producción. Se puede reconocer que las fluctuaciones en la economía mundial tiene un impacto directo en la industria, por lo que las empresas buscan opciones para una producción más eficiente en sus operaciones y la reducción de los costos de operación. Esta presión constante se observa en los siguientes aspectos:

- Costos crecientes de la madera, principalmente debido al creciente uso de esta en la generación de biocombustibles.
- Precio creciente de los insumos químicos.
- Restricciones de tipo energético y medioambiental.

Dentro de este contexto una mejor eficiencia y reducción de costos en el proceso Kraft se puede conseguir en base a los siguientes factores:

- Aumento de rendimiento de producción del digestor, es decir la cantidad de celulosa producida por cada tonelada de madera seca utilizada. El costo asociado a la madera corresponde al 48.% del costo total de la producción de celulosa.
- Reducción del consumo de álcali.
- Reducción del consumo específico de madera.
- Reducción de consumo de energía.
- Mejor rendimiento de las líneas de operación con respecto al diseño.
- Aumento de eficiencia en base a continuidad operacional.

Por lo anterior el rendimiento del digestor, y los esfuerzos que se realicen para optimizarlo cobran gran relevancia en el futuro de la industria. El futuro de la industria de pulpa y papel será la planta de mínimo impacto, entendiendo como “mínimo impacto” no solo la reducción de las emisiones, sino que también una reducción en el consumo de la materia prima maximizando el rendimiento del proceso de cocción.

De la misma forma, el mejorar el rendimiento del digestor se traduce en una menor carga de sólidos a la caldera recuperadora, permitiendo un aumento relativo de la producción al disponer de mayor capacidad de producción (Toneladas de sólidos secos quemados / Producción de celulosa). Así en base a la fluctuaciones de los precios de la materia prima y los insumos, uno de los factores claves de control de los costos por parte del área de producción es lograr obtener el mejor rendimiento, minimizando a su vez el consumo de químicos en las etapas posteriores.

Así, es clave poder identificar los factores que influyen positiva y negativamente en el rendimiento del digestor, estas variables pueden ser tanto de operación como de suministro de insumos clave. El rendimiento del proceso de producción Kraft depende de diferentes factores, la naturaleza de la madera utilizada y las características de las astillas, las condiciones de cocción que considera variables independientes tales como carga de álcali, distribución de álcali, sulfidez, temperatura, tiempo de residencia y Kappa objetivo, el equipamiento utilizado para la cocción y más. En general el objetivo es lograr encontrar oportunidades prácticas para mejoras en rendimiento en las plantas basándose en el conocimiento técnico y las relaciones causa efecto, considerando 2 perspectivas: como la madera y la química interactúan en el proceso de cocción y la importancia de la uniformidad del proceso.

Diferentes textos han demostrado que modificaciones al proceso de cocción a partir de distribución de licor y tecnología orientada a mejorar la impregnación de las astillas minimizando la degradación de la celulosa y hemicelulosa, maximizan el rendimiento, estabilizando los carbohidratos contra el ataque del álcali. Adicionalmente, el uso de aditivos ha generado beneficios en este sentido. Así mismo un mejor control del proceso de manejo de madera y generación de astillas afecta positivamente el rendimiento, disminuyendo los rechazos.

Tomado como base los conceptos expuestos, el objetivo de este trabajo es el desarrollar un modelo estadístico que permita identificar las variables principales que afectan el rendimiento del digestor continuo de línea 2 en planta Nueva Aldea de Celulosa Arauco y Constitución, el cual procesa una mezcla de *Eucaliptus globulus* y *nitens*. Lo anterior a partir de la selección de un conjunto de variables seleccionadas y la historia de cambios realizados al proceso de cocción durante los últimos años.

2. REVISION BIBLIOGRAFICA

2.1 Componentes de la madera

Los principales componentes de la madera son la celulosa y hemicelulosa, siendo ambos pertenecientes al grupo de los carbohidratos, además de la lignina la cual es un polímetro que contiene grupos aromáticos Polifenolicos en su unidad básica. En la tablas 1 y 2 se puede observar los principales constituyentes de la madera y los elementos remanentes con el licor y la pulpa luego de la cocción Kraft. De ellas se puede concluir que la selectividad de los procesos de cocción es pobre.

Tabla 1 - Componentes madera Confiera (Johansson, 2006).

Softwood	% madera	% Pulpa sin blanquear	% en licor negro
Celulosa	42	36	6
Hemicelulosa	26	8	18
Lignina	28	4	24
Extractivos	4	0	4
Resumen	100	48	52

Tabla 2 - Componentes madera latifoleadas (Johansson, 2006).

Hardwood	% madera	% Pulpa sin blanquear	% en licor negro
Celulosa	38	32 (56%)	6
Hemicelulosa	37	19 (35%)	18
Lignina	21	3 (9%)	18
Extractivos	4	0	4
Resumen	100	54	46

La perdida de celulosa en una cocción normal es de 12 a 15% de la cantidad original. La perdida de rendimiento de hemicelulosa en softwood es de alrededor de 2/3, mientras en Hardwood es del 50%.

2.1.1 Estructura de lignina

La lignina es un polímetro el cual esta constituido de diferencias derivados de la unidad base Phenylpropano. Entonces contiene una larga proporción de cadenas aromáticas, siendo además una sustancia rica en energía. La estructura tridimensional de la lignina se observa en la siguiente figura.

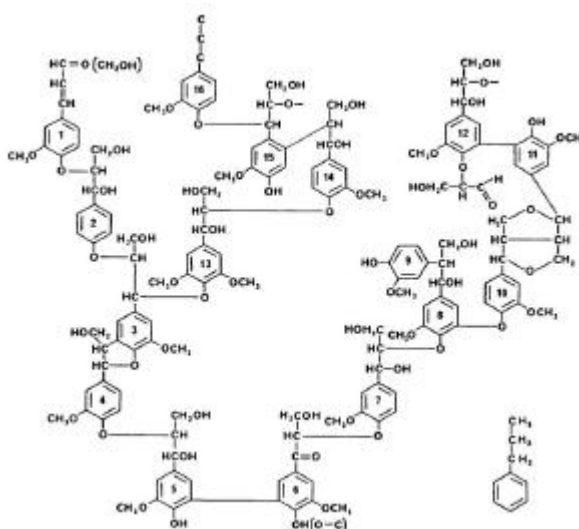


Figura 1 - Estructura de la lignina (Adler, 1977)

2.1.2 Carbohidratos en la madera

Celulosa y hemicelulosa pertenece al grupo de los carbohidratos, los cuales contiene largas cadenas donde la unidad básica son anillos formados por monosacáridos, los cuales están unidos entre si por puentes Oxígeno.

Los monosacáridos son formados durante la fotosíntesis desde el dióxido de carbono y agua en las hojas la plata. Los monosacáridos son transportados desde las hojas al area de crecimiento, cambium, dentro de la corteza donde son emparejados a la celulosa y hemicelulosa o convertidas en lignina.

La celulosa esta constituida 100% por Glucosa, la cual puede estar presente como L-Glucosa o D-Glucosa.

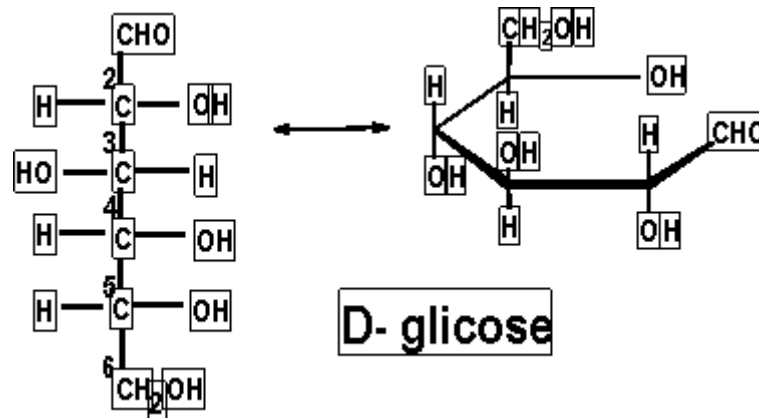


Figura 2 - Representación D-Glucosa (Colodette, 2001)

La glucosa forma anillos, las uniones entre 2 anillos monosacáridos es llamada unión glucosidea. Durante la formación de estas uniones agua es eliminada cuando el grupo hydroxyl en alfa-beta es unido con un grupo hydroxyl, usualmente un átomo de carbono 4, en la otra unidad.

La celulosa, de esta forma, es un polímetro de cadena lineal, insoluble en solventes orgánicos agua, ácidos y álcalis diluidos a temperatura ambiente. Posee una estructura cristalina.

Las hemicelulosas son estructuras ramificadas y amorfas asociadas a lignina y Celulosa. Poseen una función estructural en la madera y están localizadas mayoritariamente en las S1 y S3, y en las células de parénquimas.

En Latifoleadas y Coníferas la distribución de hemicelulosa difiere, un ejemplo de distribución es mostrada en la siguiente tabla.

Tabla 3 - Distribución de Hemicelulosa en Coníferas y Latifoleadas (Rydholm, 1965).

Hemicelulosa	Coníferas Spurge (%)	Latifoleadas Birch (%)
Glucomanana	14 (acetato de Galactoglucomanas)	1 (glucomana)
Xylana	9 (Arabino-4-O-metilglucouronico-xilana)	30 (acetato de 4-O-metilglucouronico-xilana)
Otras	5	3
Total Hemicelulosa	28	34

Las glucomanas son un polímero donde las unidades de glucosa y manosa pueden variar. La variación en forma no regular puede no generar una estructura cristalina. Posee buena estabilidad en ácido, pero no así en medio alcalino.

La xilana es una estructura mucho más complicada la cual también varía entre SW y HW. En la cadena de xilana, los monómeros de xylosa son la unidad básica. Al comparar las características de las xilanas de SW y HW se puede reconocer que:

- Las xilanas de SW son más ácidas que las de HW y no poseen grupos acetil.
- En SW poseen grupos laterales de L-arabinofuranosa, los cuales son fácilmente hidrolizados en ácido, pero más resistentes en medio alcalino
- La presencia de grupo laterales de ácido urónico aumentan la resistencia de las xilanas en álcali.
- En HW la estabilidad de las xilanas se puede explicar ya que las ligaciones entre ácido urónico y xilosa son resistentes debido a la formación de ácido Hexenurónicos. Sin embargo los grupos acetil son fácilmente hidrolizados.

Adicionalmente a la estructura de las Xylanas los ácidos 4-O-Metilglucurónico en la madera forma uniones éster con otros grupos hidroxílicos. Estas moléculas de xilana son unidas en bloques dentro de la madera lo cual mejora la resistencia y dureza de la pared de la fibra.

2.2 Modificación de los componentes de la madera durante la cocción.

2.2.1 Mecanismo de degradación de la lignina.

La primera reacción de la lignina durante el proceso Kraft es que el NaOH reacciona con los grupos fenolicos y otros grupos de la lignina que son ionizados o saponificados, estas reacciones convierten los elementos degradados de la lignina mas soluble en agua.

Una relativamente importante fracción del ion HS (sulfuro de hidrogeno), el cual reacciona con la lignina es liberado luego como sulfuro elemental, éste se une con el HS en el licor formando polisulfuro, el cual reacciona de nuevo con las astillas. Una alta cantidad de bisulfuro (alta sulfidez) en el licor blanco aumenta la degradación de la lignina ya que el bisulfuro es un activo componente de la cocción. La mayor proporción de bisulfuro (alta sulfidez) en el licor negro puede ser usada para incrementar la cantidad de bisulfuro a través de licor de impregnación. Otra posibilidad es usar licor blanco rico en bisulfuro durante la impregnación para obtener una rápida degradación de la lignina desde el inicio de la cocción.

De la misma forma, otro tipo de catalizadores utilizados para incrementar la degradación de la lignina con una buena base de selectividad es la antraquinona.

2.2.2 Degradación alcalina de la celulosa

La degradación de la celulosa ocurre de dos formas:

- Corte de las cadenas por hidrólisis alcalina
- Despolimerización terminal

2.2.2.1 Corte de cadenas de celulosa

El corte de cadenas por hidrólisis alcalina es la explicación para el corte de las largas cadenas que existe durante la cocción kraft, como puede ser observado en la siguiente tabla.

Tabla 4 - Grado de polimerización de Celulosa, DP, en madera y en celulosa Kraft no blanqueada (Johanson, 2006).

	DP
Madera	10000
Celulosa Kraft no blanqueada	2000

El corte de cadenas comienza a los 150°C y es rápidamente incrementada en función del aumento de temperatura. La cocción de la pulpa con tiempos prolongados implica menor temperatura, minimizando el corte de cadenas. Esto se puede observar en una mayor viscosidad.

Así como menor corte de cadenas implica menores grupos finales de celulosa, las reacciones de despolimerización son reducidas. Entonces, el rendimiento de la celulosa es incrementado a partir de menores temperaturas de cocción y mayores tiempos de cocción. Las reacciones de despolimerización consume 170 unidades de glucosa antes de que un grupo Terminal final se ha formado (estos grupos son ácidos Carboxilos). De esta forma si la molécula de celulosa es cortada en 5 posiciones y las reacciones de despolimerización terminal toman lugar $5 \times 170 = 850$ unidades de glucosa son removidas en el licor, es decir $850/10000 = 8,5\%$ de celulosa es removida, considerando que la celulosa esta formada por aproximadamente 10000 unidades de glucosa.

2.2.2.2 Despolimerización terminal

La otra reacción que tiene lugar con la celulosa y hemicelulosa durante condiciones alcalinas es la reacción de despolimerización terminal.

Estas reacciones implican que desde los grupos reductores finales en las cadenas de celulosa y hemicelulosa, la unidad final es asignado a un reajuste interno y es despolimerizado una después de la otra. La unidad despolimerizada es reajustada a un ácido orgánico el cual es depositado en el licor como un producto residual. Una unidad de glucosa despolimerizada forma 1,5 unidades de ácido orgánico el cual consume la correspondiente cantidad de NaOH. Cálculos muestran que 1 kg de NaOH consume 2,7 kg de celulosa. Esta reacción es causante del mayor consumo de soda en el licor blanco y es causante de la mayor pérdida de rendimiento de la celulosa.

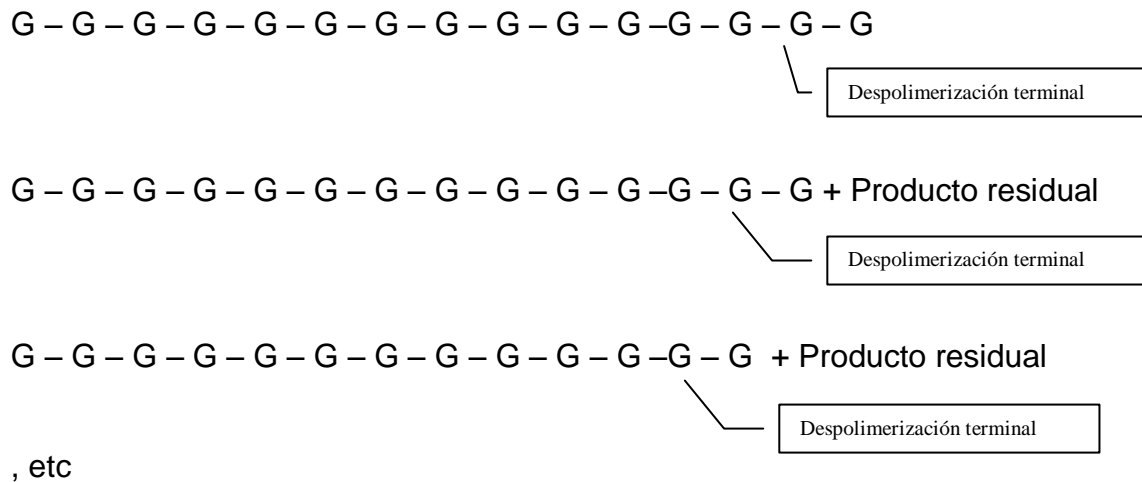


Figura 3 - Representación Despolimerización Terminal

Las reacciones de despolimerización terminal es la más importante que esta presente en todo proceso alcalino con carbohidratos, tales como:

- Cocción Kraft y otros procesos alcalinos
- Lavado en caliente de digestores continuos
- Extracción alcalinas en el blanqueo
- Refinamiento alcalino

Las reacciones de despolimerización tienen las siguientes consecuencias

- Reduce el rendimiento de la madera
- Consume Álcali
- Genera COD y productos consumidores de oxigeno en los licores y efluentes
- Modifica las propiedades de la madera

2.2.3 Degradación alcalina de las hemicelulosas

Como las hemicelulosas son estructuralmente relacionadas con la celulosa, sus reacciones son semejantes. Las hemicelulosas poseen reacciones de adición con grupos OH, estos grupos pueden obtener uniones eter o ester. Por oxidación de

estos grupos OH se puede obtener grupos carbonila que son fácilmente degradados en álcali, igualmente en frío. Si la oxidación es muy severa se forma grupos carboxílicos que son más estables.

Las hemicelulosas son amorfas, luego los agentes alcanzan más fácilmente las moléculas de hemicelulosa que a las regiones cristalinas de la celulosa. Por lo tanto las reacciones de oxidación y degradación afectan rápidamente las hemicelulosas. Entre tanto, existen indicaciones que las xilanas y glucomanas pueden tornarse cristalinas por lo cual perderán algunos constituyentes moleculares. Esto puede ocurrir durante la cocción, cuando las xilanas en el proceso Kraft reprecipitan de vuelta en la superficie de las fibras en una forma cristalina.

Existen algunas diferencias entre las reacciones de sustitución de las hemicelulosas comparadas con la celulosa. Igualmente estas diferencias son más físicas que químicas. Pequeñas cantidades de hemicelulosa ayudan a hinchar las fibras y por eso permiten mejor accesibilidad de toda la pared de la fibra a los agentes químicos. Las Hemicelulosas son bastantes accesibles al agua, hinchándose fácilmente.

Un producto de la conversión parcial durante la cocción del ácido 4-O-metilglucurónico presente en la xilana es el ácido Hexenurónico. El contenido de este ácido depende de las condiciones de cocción, y permiten proteger las xilanas durante el pulpaje.

Sin embargo, su formación presenta problemas posteriormente en el proceso de blanqueo ya que aumenta el consumo de químicos y la reversión de blancura, así como agravan el problema de incrustación de oxalato.

En las coníferas las glucomanas son más inestables que las xilanas, así como las xilanas de coníferas (por la presencia de arabinosa) son más estables que las de latifoleadas.

2.2.4 Reacciones de carbohidratos durante la cocción.

Durante el proceso de cocción se reconocen las siguientes reacciones: los carbohidratos son hidrofílicos insolubles debido a la presencia de puentes de hidrógeno, la solvatación alcalina durante la cocción causa hinchamiento de madera (Hinchamiento alcalino); La solvatación puede ser suficiente para la disolución de

carbohidratos de bajo peso molecular (Disolución alcalina) ; los grupos acetal son inestables en álcali y son totalmente removidos a alta temperatura (Hidrólisis alcalina de los grupos acetil); la pérdida de la unidad terminal de la cadena de celulosa y hemicelulosa es la principal reacción de degradación de los carbohidratos, afectando de gran medida el rendimiento (despolimerización terminal); la formación de ácido metacárido se logra el bloqueo de las reacciones de despolimerización (reacción de Bloqueo); a altas temperatura de cocción se genera una despolimerización secundaria, generando disolución (Hidrólisis alcalina de uniones B-Glucosídicas); las reacciones de adición de H₂O en doble unión de monómero eliminado, generando fragmentación (Reacción de fragmentación alcalina); Al final del proceso de cocción la disminución de pH puede generar solvatación insuficiente y causar reprecipitación (absorción) de cadenas de carbohidratos (precipitación y absorción de carbohidratos); La generación de ácidos Hexas se produce a partir de la reacción del ácido 4-O-metilglucoronico durante la cocción, protegiendo las hemicelulosas pero generando problemas en el blanqueo (Formación de ácidos hexenuronicos)

2.3 Factores presentes en el proceso de cocción

Durante el proceso de cocción se presentan diversos factores que pueden afectar tanto al rendimiento como las características físico mecánicas de la pulpa, blanqueabilidad y por ende el consumo de productos químicos durante la deslignificación y el posterior proceso de blanqueo. Las variables principales asociadas al proceso de cocción Kraft se puede considerar:

- Impregnación de astillas
- Carga de Alkali
- Concentración de los reactivos
- Temperatura y Tiempo de cocción
- Sulfidez
- Características de las astillas.

Estos factores influyen en las etapas de la cinética del proceso Kraft. Esta cinética de reacción se describen a continuación:

- Transporte de iones de licor de cocción hacia la superficie de las astillas
- Difusión de los iones hacia el interior de las astillas
- Reacciones químicas entre los iones y los componentes de la madera
- Difusión de los productos de la reacción hacia el exterior de las astillas
- Transporte de los productos de la reacción por el licor de cocción.

El efecto de cada uno de las variables mencionadas son analizadas a continuación.

2.3.1 Impregnación de astillas (Transporte de material, penetración y difusión de la fibra en la cocción)

Cuando la remoción de aire y la saturación con agua de los espacios vacíos en las astillas son inadecuadas, el resultado es una baja calidad del ambiente para la cocción, implicando una deslignificación más heterogénea e inferior rendimiento. Dentro de este contexto una buena impregnación de las astillas es siempre una clave para un adecuado proceso de pulpage Kraft. La impregnación es un proceso en el cual se expone a las astillas a licor de cocción con condiciones de alcalinidad, tiempo y temperatura controladas para permitir un tratamiento térmico y químico inicial uniforme. Los químicos de cocción deben ser transportados al sitio de reacción dentro de la madera y los productos de la degradación deben ser transportados hacia afuera, permitiendo además que nuevos químicos de cocción ingresen. Es necesario que sea lo suficiente largo (normalmente más de 30 minutos) y a baja temperatura (aproximadamente 120 °C). Este transporte entre los chips y el licor puede presentar limitaciones a la cocción en el caso de ser de mala calidad. Adicionalmente, varios autores han mostrado el efecto favorable de una adecuada impregnación sobre las propiedades finales de la pulpa.

Las características de la madera define de forma importante la capacidad de penetración y difusión del licor de cocción hacia las astillas. Según se puede observar en la tabla adjunta, las latifoleadas presentan condiciones físicas que facilitan la conducción de ellos.

Tabla 5 - Dife. de conducción de líquidos entre especies de madera (Gomida, 2008)

Características	Latifoleadas	Coníferas
	Vasos – excelente conducción de líquidos, extremidades libres	Traqueóides – extremidades cerradas, dificultando el proceso.
Físicas	Parénq. Radiales – conectadas vasos, flujo transversal	Puntuaciones – favorecen el flujo transversal
Químicas	Extractivos y tilosas dificultan el proceso	Resinas en altas concentraciones dificultan el proceso

El proceso de impregnación se divide en 2 etapas:

- Penetración: Flujo de licor de cocción hacia el interior de las astillas causado por un gradiente de presión hidráulica.
- Difusión: movimiento de los iones del licor de cocción a través del agua, causado por un gradiente de concentración.

El efecto asociado a estas etapas se puede observar en el siguiente gráfico:

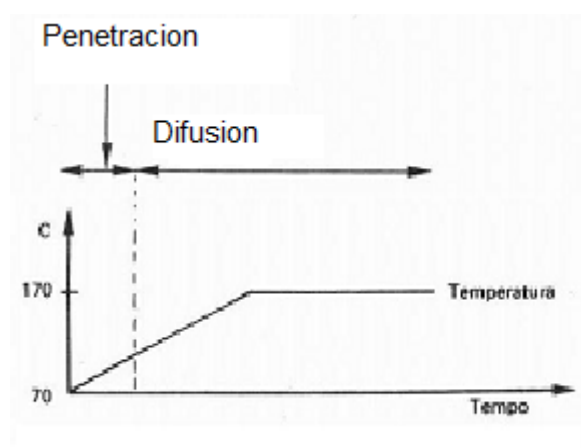


Fig 4. Evolución de penetración y difusión en el tiempo y temperatura (Hartler, 1996)

En los nuevos procesos de Impregnación (Metso, ex Kvaerner) en forma adicional el vaso de impregnación otorga un tiempo de residencia a las astillas que

permite disminuir la temperatura de los gases provenientes de la impregnación con el licor de cocción, de esta forma los gases no condensables concentrados provenientes desde el digestor son enviados al impregnador, para luego ser extraídos como gas no condensable diluido hacia un scrubber, para luego ser quemados en la caldera.

La penetración depende de forma importante en las dimensiones y densidad básica de las astillas, sin embargo éstos no poseen la relevancia de la carga de álcali a la cual esta expuesta las astillas (Costa, 2004)

La difusión de una partícula en licor sigue la ley de Fick

$$S_{ix} = D_{ix} * dC_i/d_x$$

La ley dice que la velocidad S en que se desplaza una partícula i en una distancia x depende de la diferencia de concentración de la partícula tiene antes y después de recorrer la distancia x.

La conclusión de la ley de Fick es que a menor concentración de lignina fuera de los chips hace que el transporte de la molécula de lignina desde el interior al exterior sea mas rápida. Este es la base de la tecnología de Andritz para su Lo Solids, el licor fuera de los chips es diluido con licor de lavado reduciendo la concentración de moléculas de lignina. Kvaerner usa el efecto cuando incrementa la razón licor madera en la impregnación y la primera parte de la cocción.

Una preocupación durante la difusión de los diferentes iones y moléculas entre el interior de un polímetro y el licor exterior es el llamado equilibrio de Donan. Este menciona que en equilibrio la concentración de los componentes en el interior y exterior del polímetro difiere porque existe diferente concentración de iones, la estructura del agua y fuerzas de ligación dentro del polímetro comparado a la fase de licor externa. Diferentes factores de actividad son usados para describir este equilibrio entre los iones dentro y fuera del polímetro.

2.3.2 Carga de álcali y concentración de reactivos

Durante la cocción de madera de *eucalyptus*, los diferentes componentes de ella proceden a consumir el álcali presente en el licor, se puede observar en el grafico adjunto, como el álcali es consumido por estos constituyentes de la madera.

Consumo de alcali y Remocion de Constituyentes de Madera de *Eucalyptus* en Coccion Kraft

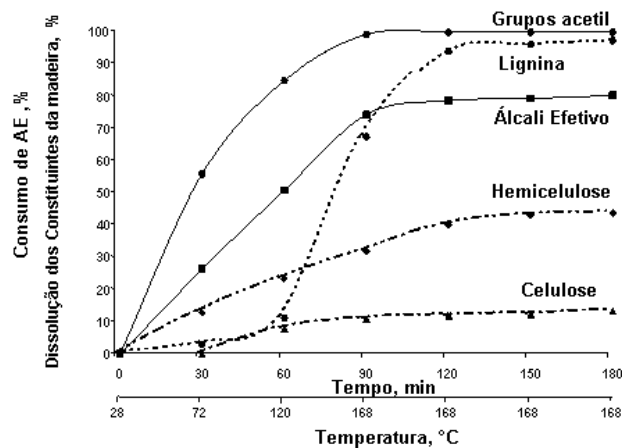


Figura 5 - Consumo de alcali y remosion de constituyentes de Latifoleadas (Gomide, 2008)

Es reconocido que cambios en el perfil de álcali durante la cocción afectan el rendimiento de la cocción, así como las características físico mecánicas de la pulpa. El efecto del perfil de álcali, como se muestra en el gráfico siguiente, esta fuertemente afectado por el perfil de adición de licor blanco a la cocción.

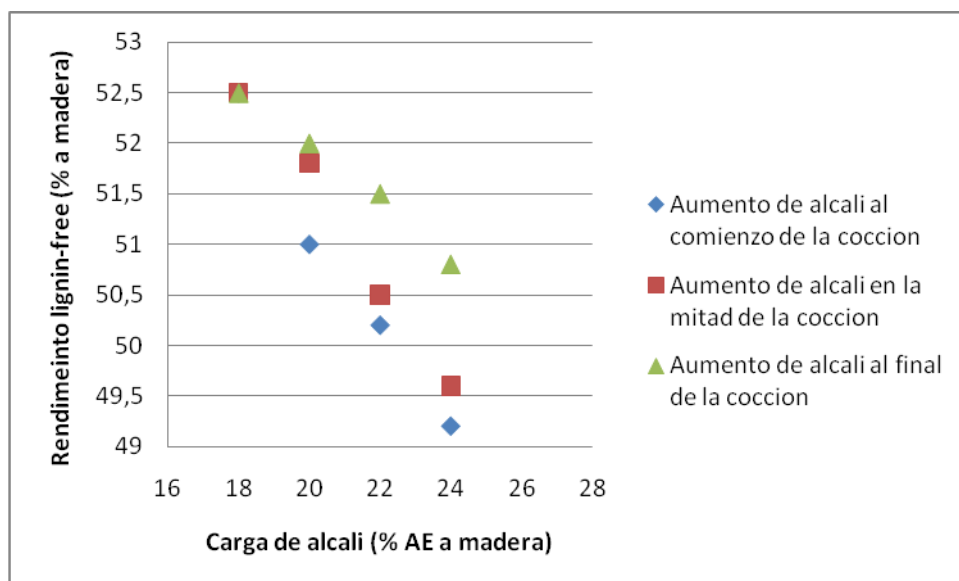


Figura 6 - Rendimiento vs Perfil de alcali en digester (Stromberg, 2006)

La pérdida de rendimiento de celulosa se vuelve mas pronunciada cuando la concentración de álcali aumenta en el inicio de la cocción (impregnación) al compararla al aumento de álcali al final de la cocción (en la zona de lavado, Nam Hee Shin y Bertil Stromberg). El resultado claramente indica que adicionando mas licor blanco en la zona inicial de la coccion incrementa la degradación de los carbohidratos, especialmente la celulosa.

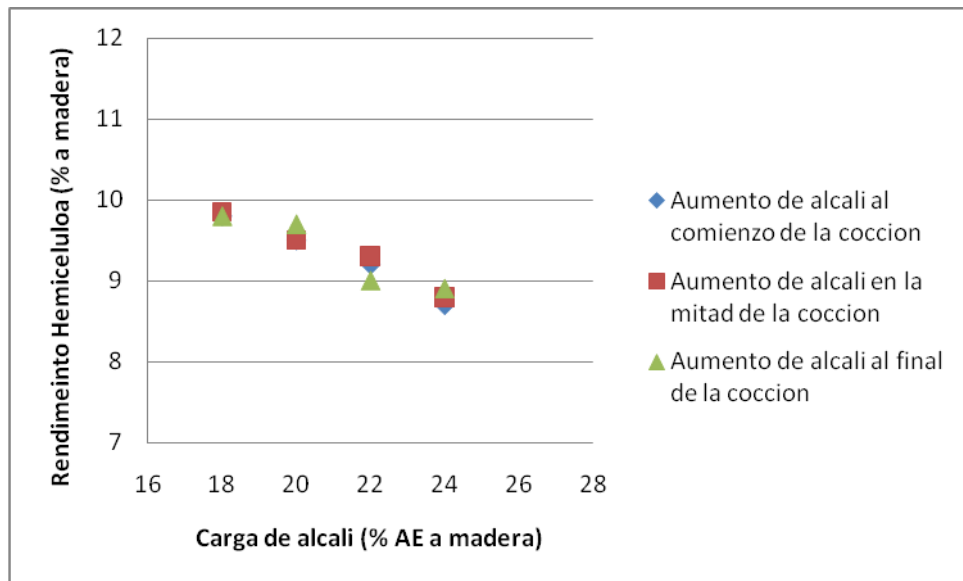


Fig. 7 - Rend. Hemicelulosa vs perfil Alkali(Stromberg, 2006)

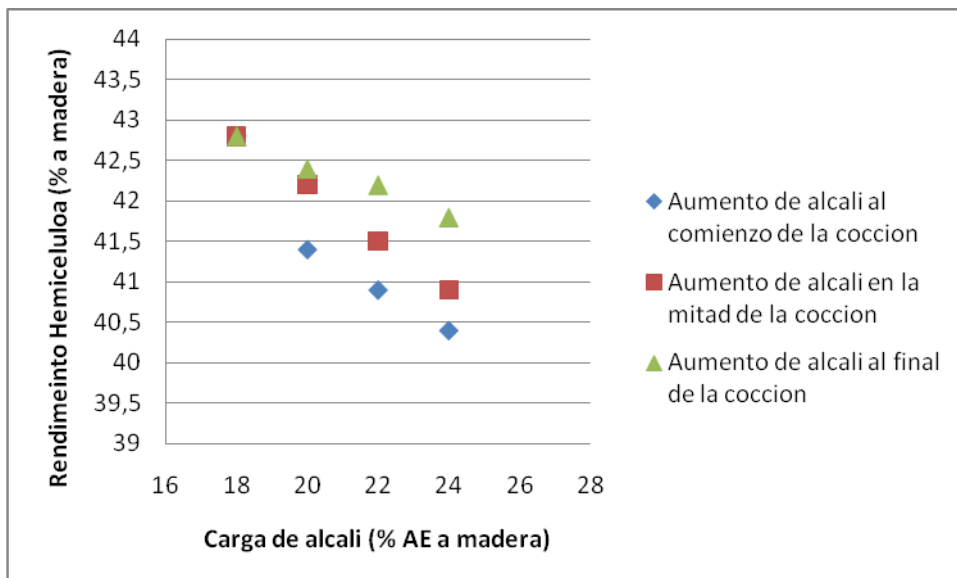


Fig. 8 - Rend. de Celulosa vs perfil de de Alkali(Stromberg, 2006)

Como se observa en los gráficos adjuntos, el efecto de diferentes cargas de álcali tienen mayor efecto en el rendimiento de Celulosa mas que el de Hemicelulosa.

En relación a la concentración de los reactivos, estos afectan principalmente los siguientes aspectos:

- Tasa de reacción
- Impregnación
- Consumo de vapor

De esta forma, la concentración de álcali es determinada en base a la carga de álcali (Licor blanco) y a la relación licor/madera. Es importante recordar que las reacciones de la lignina y carbohidratos dependen de la concentración de NaOH. Durante la fase inicial de la cocción Kraft se observa una importante y rápida pérdida de rendimiento, mientras en las etapas siguientes la importancia de la carga de álcali efectivo y la razón licor madera pasa a ser vital en la disolución de los carbohidratos. Con razón licor madera alta, la concentración de álcali se mantiene cercano a un valor constante durante la cocción, sin embargo a bajos valores de razón licor madera resulta en una disminución de la concentración de álcali. Según lo expuesto por diversos autores, la condición ideal de cocción es mantener un perfil de concentración de álcali uniforme a lo largo de la cocción.

2.3.3 Tiempo de cocción vs temperatura de cocción

Se ha concluido que el cadena de celulosa es sensitiva a la temperatura de cocción y esto comienza a los 150°C. De lo anterior al reducir la temperatura de cocción el rendimiento y el largo de la cadena se incrementa. De esta forma para mantener el factor H es necesario aumentar el tiempo de residencia. Generalmente la velocidad de reacción es el doble alrededor de 7° C de reducción de temperatura.

El rendimiento de la celulosa se incrementa con menor temperatura de cocción debido a que menos corte de cadenas ocurre lo que genera menos reducción de grupos finales disponibles para reacciones de despolimerización.

El rendimiento de la hemicelulosa es solo marginal disminuyendo la temperatura de cocción.

Una forma de determinar el largo de la cadena de celulosa es la medición de la viscosidad de la pulpa, la hemicelulosa y el residual de lignina no tiene un importante impacto en la viscosidad de la pulpa. Sin embargo estas afectan la reducción de peso lo cual afecta el análisis de viscosidad. Más Hemicelulosas entrega una viscosidad menor y viceversa.

2.3.4 Uso de licor blanco rico en sulfuro

Es un hecho bien establecido que alta sulfidez en licor blanco permite obtener pulpa de mayor resistencia. Durante la degradación de la lignina el NaOH en el licor blanco es usado para ionizar y hacerla mas activa hacia la degradación con el bisulfuro (SH^-). Debido a la alta concentración de iones bisulfuro las reacciones de degradación son mas rápidas. Entonces la cocción puede ser realizada a menor temperatura lo cual reduce el corte de las cadenas de celulosa.

Este efecto puede ser usado para impregnar las astillas con licor rico en sulfuro. Dos diferentes métodos están disponibles para realizar esto, impregnación con licor negro e impregnación con licor blanco rico en sulfuro.

Una cantidad relativamente alta de iones bisulfuro que reacciones con la lignina son liberados después de la reacción elemental del sulfuro. Este es adicionado a los iones bisulfuro y forma polisulfuros los cuales reacción con la lignina nuevamente.

Usando licor negro y la mayor cantidad posible de licor blanco que es consumido durante la impregnación la cantidad de iones bisulfuro puede ser aumentada durante la impregnación. Esto entrega un efecto a la cocción que es similar a que el licor blanco con alta sulfidez fuera usado. Durante la cocción esto se observa como una rápida degradación de la lignina lo cual hace posible que la cocción se realice a menor temperatura.

Es reconocido que a valores de sulfidez de hasta 30% (JL Comide) resulta en los siguientes efectos:

- Tasa de deslignificación mas alta

- Mayor rendimiento
- Mejores características físico mecánicas de la pulpa

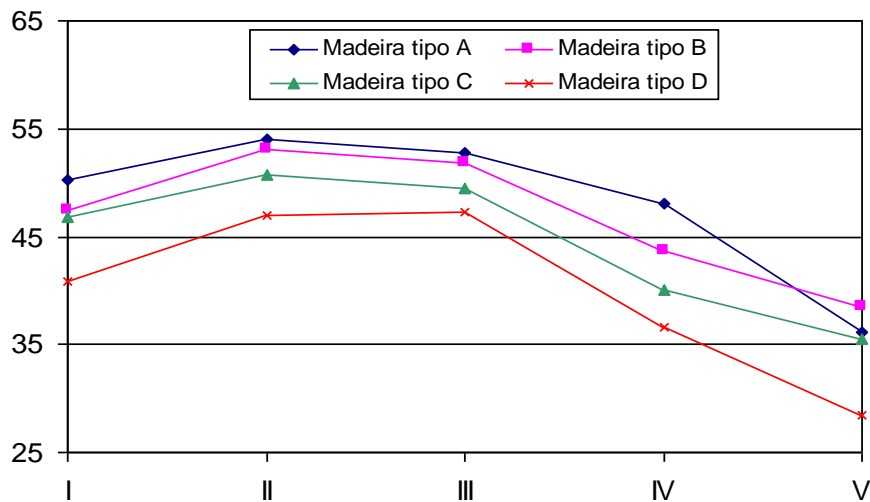
Sin embargo a valores de sulfidez superiores a 30%, los beneficios con marginales.

2.3.5 Características de las astillas

Uno de los parámetros relevantes en los procesos de cocción es la característica de la materia prima. En función de las características de la especie o especies consideradas para la producción, se tendrá como resultado el costo asociado y las propiedades del producto final.

Dentro de las características relevantes de las astillas a ser utilizadas en el proceso de cocción se encuentra la densidad básica, humedad y granulometría de las astillas.

Para un proceso de cocción uniforme, la composición del licor de cocción debe ser equitativamente distribuida dentro de las astillas, se reconoce que las dimensiones de las astillas tienen un efecto considerable en la eficiencia de la impregnación. De la misma forma, como se puede observar en la figura 9, a mayor espesor de astillas y mayor densidad se ha observado una disminución en el rendimiento del digestor.



1: ≤ 1 mm; II = 2.00-3.95mm; III = 4.00-5.95mm; IV = 6.00-7.95mm; V = ≥ 8.00 mm
 A = 400Kg/m³; B = 430Kg/m³; C = 500Kg/m³; D = 550Kg/m³

Fig. 9 - Rendimiento vs. Tamaño de astillas y densidad básica. (Tim Wehr, 1992)

De esta forma, estudios (Setubal et al, 2004) han demostrado que una baja densidad se muestra mas recomendable para la producción de celulosa, ya que presentan un mayor rendimiento, viscosidad de pulpa mayor, requiere una menor carga de álcali durante la cocción, presentando además menor contenido de sólidos en el licor y menor consumo de químicos en el proceso de blanqueo. En relación a las características físico mecánicas y estructurales de la pulpa no son afectadas significativamente por la densidad de la madera. En este estudio, y dado que se mantuvo constante el resto de las variables relevantes de la cocción, se genero un mayor requerimiento de álcali en la cocción debido a una mayor densidad básica de la madera. La densidad básica más alta proporciona mas resistencia al corte de las astillas, resultando en astillas de mayor espesor en un 13%. Este mayor espesor implica una mayor dificultad para la impregnación, siendo necesario utilizar una carga mas elevada de álcali, a mismo tiempo y temperatura de cocción, que la alcanzada por astillas de menor densidad y espesor. La madera de mayor densidad proporciona un rendimiento 5,1% menor a la madera de baja densidad, lo cual puede ser explicado por la utilización de mayor álcali. Las diferencias observadas se resumen en la tabla 6 y 7 en donde se muestra las características de la madera de

alta y baja densidad considerada, y los resultados de las cocciones realizadas en ellas respectivamente.

Tabla 6 - Densidad básica y características de maderas (Setubal et all, 2006).

Madera	Densidad Basica (Kg/m3)	Lignina (%)			Extractibles solubles en Etanol/Tolueno (%)
		Insolube	Soluble	Total	
Alta densidad	552	23,7	3	26,7	3,45
Baja densidad	447	23,7	3,5	27,2	2,73

Tabla 7 - Resultado de cocciones de maderas de baja y alta densidad (Setubal et all, 2006).

Madera	Alcali Activo (%)	Numero Kappa	Rendimiento depurado (%)	Rechazos (%)	Viscosidad (cP)
Alta densidad	17,7	18,2	51,2	0,18	68,1
Baja densidad	19,6	18,2	48,6	0,1	58,8

En relación a lo humedad de las astillas, las astillas con mayor humedad presentan mayor facilidad de ser impregnadas, a pesar de tener menor velocidad de penetración de licor (Foelkel, 2009). Mientras mayor grado de humedad de las astillas, menor es la velocidad inicial de penetración. Este exceso de agua se convierte en una barrera para la libre entrada del licor hacia el interior de las astillas. Por otro lado, estas astillas poseen menor aire en su interior, por ello con una menor velocidad de penetración inicial, la penetración no es tan perjudicada ya que puede continuar por mas tiempo, ya que la contrapresión por el aire interno es menor. Además, madera mas verde favorece la difusión de los iones de licor de cocción. Es importante reforzar que el aire y no el agua es la mayor barrera a la impregnación de las astillas, por esa razón se prefiere tener astillas mas húmedas y con menos aire dentro de ellos.

Finalmente, la distribución de las dimensiones de las astillas es el último parámetro a considerar en este contexto. En la industria existe una concordancia relativa a que las astillas con exceso de finos y pinchips no son deseadas debido a

daños mecánicos y mayor consumo de químicos. Por otra lado, el sobreespesor es muy difícil para ser impregnados. El largo de las astillas es la dimensión más importante para la penetración vía diferencial de presión. El licor penetra preferencialmente por la sección transversal de la madera. La sección transversal es una zona de máxima capilaridad de madera disponible para la penetración, es esta sección se tiene entre el 40% y 45% de porosidad o poros libres (Foelkel, 2009) para penetración, mucho mayor que las otras secciones (tangencial y radial), es por ello que la penetración es mas rápida por el tope y la base de las astillas. Como se menciona en capítulos anteriores, cuando la penetración cesa, la impregnación solo ocurre por difusión. En este instante es cuando el espesor de las astillas para ser determinante. Como las velocidades de impregnación tangencial y radial son bajas, el espesor se vuelve ms importante. De esta forma tanto el espesor como el largo de las astillas son variables determinantes en la impregnación de ellas.

2.4 Aplicación de la química de la madera en el desarrollo de procesos de cocción

2.4.1 Temperatura de cocción vs tiempo de cocción

Como se reviso anteriormente, el corte de la cadena de celulosa es sensible a la temperatura de cocción y ella comienza aproximadamente a los 150°C. A partir de la reducción de la temperatura de cocción el rendimiento y el largo de la cadena se incrementa. La menor temperatura deberá ser compensada con mayor tiempo de cocción.

El rendimiento de celulosa es incrementado con una baja temperatura de cocción debido a que menos cortes de cadenas tienen lugar, lo cual produce menos reducción de los grupos terminales disponibles para las reacciones de despolimerización. El rendimiento de Hemicelulosa es marginalmente modificado con una menor temperatura de cocción y mayor tiempo de cocción.

2.4.2 Accesibilidad en la madera de los reactivos de químicos

Hemos visto en capítulos anteriores como los componentes de la madera son afectados durante la cocción. Esta descripción es valida bajo el supuesto que los

químicos de cocción están disponibles y que los componentes de la madera son accesibles.

Dentro de la madera y las paredes de la fibra los diferentes componentes están unidos unos a otros. La celulosa posee áreas con estructura cristalina donde cada molécula es arreglada en un patrón sólido. En estas áreas la celulosa primero se libera al menos en la zona de grupos terminales antes de que cualquier reacción se lleve a cabo. Esto es válido para la lignina y hemicelulosa las cuales tienen diferentes y bien organizadas estructuras en diferentes áreas de la madera.

Para todos los componentes de la madera el ataque químico primero ocurre en áreas con bajo nivel de estructura organizacional. Cuando la reacción en estas áreas cesa, más áreas organizadas son atacadas. Aquí la razón de reacción es más baja debido a que primero las moléculas deben ser liberadas antes de que ellas sean accesibles para la reacción química. Así en áreas más organizadas las reacciones son más lentas.

Durante el primer periodo de tiempo el rendimiento de la madera cae rápidamente y luego se vuelve menos abrasivo. Esto ocurre porque las reacciones de despolimerización van hacia áreas más cristalinas y el número de reacciones de reducción de grupos finales carbonilo son reducidas cuando ácidos carboxílicos son formados. Se observa como la reducción de carbonilo se reduce cuando son convertidos en estos ácidos. El número total de grupos finales disminuyen desde que las cadenas de celulosa entran en la solución. Esta es la razón por la cual el grado de polimerización es incrementado durante el tratamiento alcalino.

En la figura 10 se muestra como los diferentes componentes de la madera de pino son reducidos en el proceso de cocción.

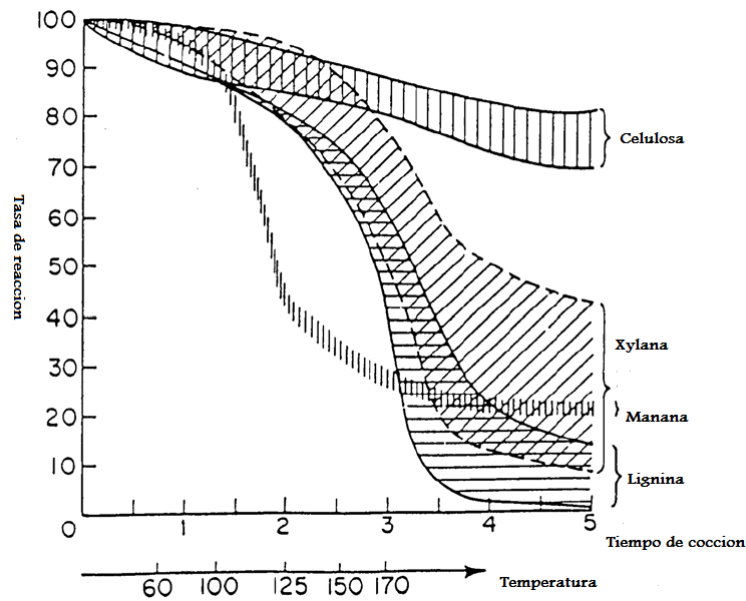


Figura 10 - Degradación de carbohidratos en función del Tiempo y Temperatura (Rydholm, 1965)

La celulosa es degradada lentamente durante todo el proceso de cocción. La explicación para esto es debido a las largas cadenas de celulosa donde las unidades de glucosa están formadas en una estructura cristalina. Por otro lado, las cadenas de celulosa son solo parcialmente accesibles a las reacciones de despolimerización. Deteniendo la reacción también es una forma de contribuir en la baja degradación.

La hemicelulosa Xylana y glucomana son degradadas más rápidamente que la celulosa. La degradación de las xylanas es más lenta comparada con la glucomana. Se ha descrito anteriormente que la estructura de la xylana con grupos laterales de ácido urónico retarda las reacciones de despolimerización.

2.4.3 Cocción co-corriente y contra corriente

Durante la cocción convencional Batch, los químicos de cocción y el licor negro son adicionados al inicio de la cocción. El licor negro se adiciona para dar a la cocción el suficiente y requerido razón licor madera. Durante esta cocción la concentración de lignina disuelta y otros productos de la degradación se incrementan en el licor durante la cocción.

En las versiones iniciales de los digestores continuos el patrón de carga era similar a los digestores convencionales batch. Todas las cargas se realizaban al

inicio de la cocción, Las astillas y el licor viajaban juntos hasta que el licor era retirado a los ciclones de flasheo. La pulpa continúa hacia el área de lavado en la parte inferior del digestor donde es lavada en contra corriente.

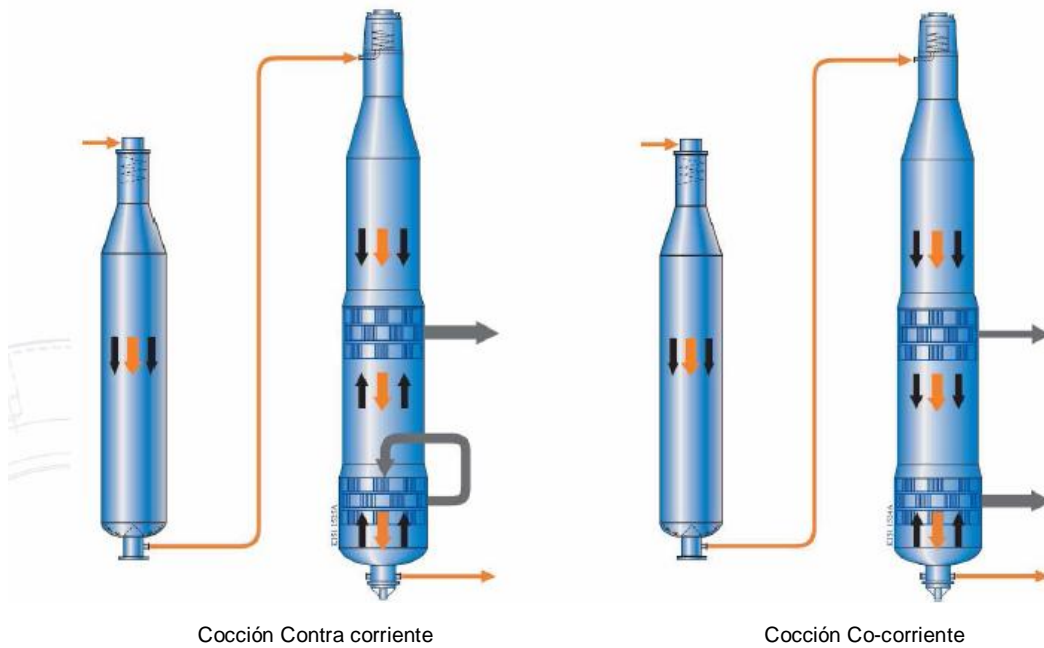


Figura 11 - Representaci3n cocci3n co y contra corriente

Seg3n la ley de Fick la capacidad de difusi3n depende de la diferencia en la concentraci3n de las part3culas antes y despu3s de la distancia a recorrer.

Durante la cocci3n convencional Batch, el mismo licor circula a trav3s de las chips, la concentraci3n de productos degradados aumenta en licor durante la cocci3n. Esto implica que la diferencia en la concentraci3n de las sustancias disueltas dentro de las astillas y en el licor es reducida durante la cocci3n. Esta reduce la difusi3n de sustancias disueltas.

S3, en cambio las sustancias disueltas de la madera y qu3micos de cocci3n consumidas son reemplazadas con qu3micos frescos, aumenta la diferencia de concentraci3n entre el interior de las astillas y el licor exterior. Esto ocurre en alguno de los digestor batch y continuos modernos los cuales tiene altos licores de circulaci3n o diluci3n de los licores de cocci3n como en Lo-solids.

Esta importante diferencia en la concentración entre el interior de las astillas y el licor exterior es requerida para incrementar la disolución de elementos degradados de la lignina. Desafortunadamente la hemicelulosa disuelta (Xylana) también aumenta debido que la xylana es extraída como fragmentos. Esta vez la razón por la cual la pulpa que es cocida en co-corriente posee bajo contenido de Hemicelulosa. De esta forma, pulpa que posee poca Hemicelulosa es fácil de blanquear pero difícil de batir debido al contenido de celulosa cristalina.

Actualmente los dos proveedores principales de digestores continuos poseen flujo co-corriente, el balance entre extraer lignina y mantener la hemicelulosa es dado por la razón licor madera y el reemplazo de licor.

2.4.4 Modificaciones para cocción selectiva

La utilización de la deslignificación selectiva se ha presentado como una necesidad actual de los procesos de Cocción. Esta debido a que presenta un importante ahorro de energía y debido a presiones ambientales ya que permite disminuir el Kappa de entrada al blanqueo, y una mejora en la calidad de la celulosa especialmente para Blanqueo TCF.

Durante las etapas de cocción (Inicial, principal y final o residual) se genera degradación tanto de los carbohidratos como de la lignina. Al revisar el grafico adjunto se observa que en la fase inicial se genera una mayor degradación de carbohidratos que de lignina, esta situación se revierte en la fase principal y residual de la cocción.

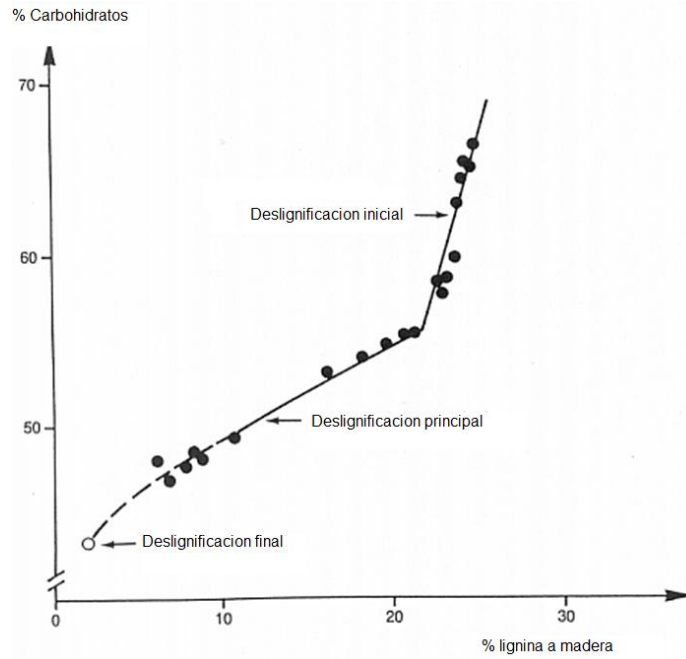


Figura 12 - Degradación de los carbohidratos durante la cocción (Gomide, 2008)

Las variables básicas a controlar orientada a una deslignificación extendida se revisan a Continuación:

- Alta concentración de Na₂S

La presencia del ion S o HS⁻ mejora la selectividad de la cocción (Amergren, Norden, Comide, Sjoblom)

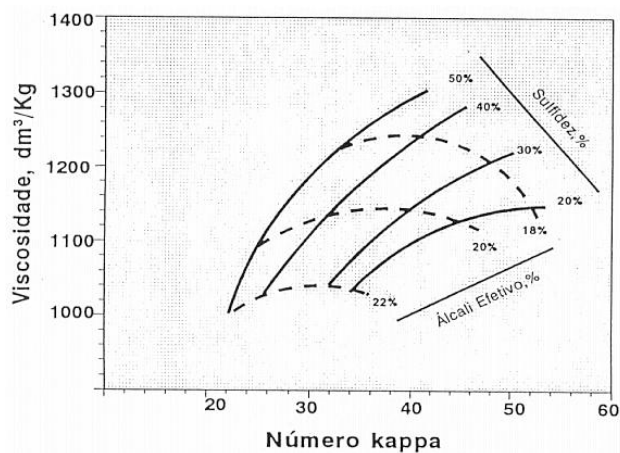


Figura 13 - Selectividad de la cocción en función de N° Kappa, sulfidez y Álcali (Norden, 1979)

Es importante en la fase de transición inicial-principal de la cocción, favoreciendo la remoción de lignina.

- Nivelación de concentración de álcali

La uniformidad (nivelación) de la carga de álcali mejora la calidad de la celulosa, lo anterior a partir de la inyección parcializada de álcali (Annergen, Norden, Gomide, Sjoblom).

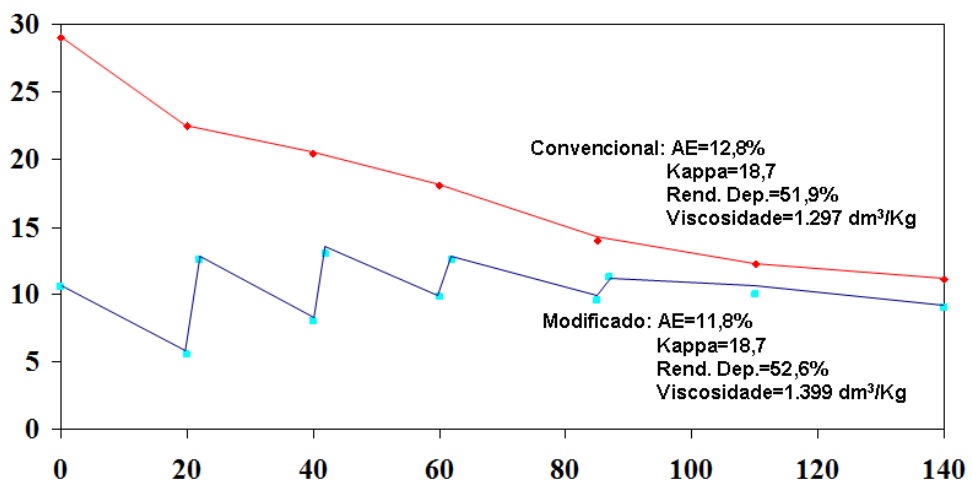


Figura 14 - Comparación rendimiento digestor a diferentes perfiles de álcali (Gomide, 2008).

Este factor es importante en todas las fases de la cocción, disminuyendo la degradación de los carbohidratos. En el gráfico anterior se observa la diferencia en el perfil de álcali de un digestor convencional y uno modificado, en éste se observa que al disponer de un perfil de álcali más uniforme, para el mismo Kappa objetivo se logra menor dosificación de álcali, mayor rendimiento y menor daño a las fibras, esto último se observa graficado en la mayor viscosidad observada.

- Baja concentración de lignina removida.

La disminución de la lignina disuelta aumenta la deslignificación y selectividad. Este parámetro es controlado a partir del control de la razón licor madera durante la cocción.

Es importante en las fases principal y residual de la cocción.

- Baja temperatura de cocción

Según lo revisado anteriormente, el realizar el proceso de cocción a menor temperatura menor degradación de Celulosa. Es importante en las fases principal y residual de la cocción, mejorando la selectividad de ésta.

- Descarga en Frio.

En las antiguas versiones de digestores en las cuales se procedió a soplar la pulpa a alta temperatura, pH y diferencial de presión se generaba un importante daño mecánico de ésta. En base a lo anterior tanto en el proceso Batch como continuos modernos han implementado procesos de lavado que permiten disminuir la temperatura previo a la descarga y desplazar los sólidos disueltos de la cocción. De esta forma se ha logrado preservar la resistencia a partir de la descarga en frio y disminución del contenido de álcali durante la descarga. Es importante considerar que el álcali en este proceso debe ser cuidadosamente ajustado para mantener el ph sobre 11, lo cual permite minimizar el riesgo de precipitación de lignina.

2.4.5 Uso de Aditivos. Antraquinona

El uso de aditivos en el proceso de cocción pueden tener los siguientes objetivos:

- Aumento de rendimiento para disminuir el consumo de madera, el aumento de rendimiento esperado se encuentra entre 0,5 a 3,2%.
- Aumento de rendimiento para disminuir la carga de sólidos a la caldera recuperador, lo cual se traduce en un aumento de producción.
- Disminuir el número Kappa objetivo en el digestor, manteniendo el rendimiento de éste.

El ciclo asociado al proceso de aplicación de antraquinona, se observa a continuación:

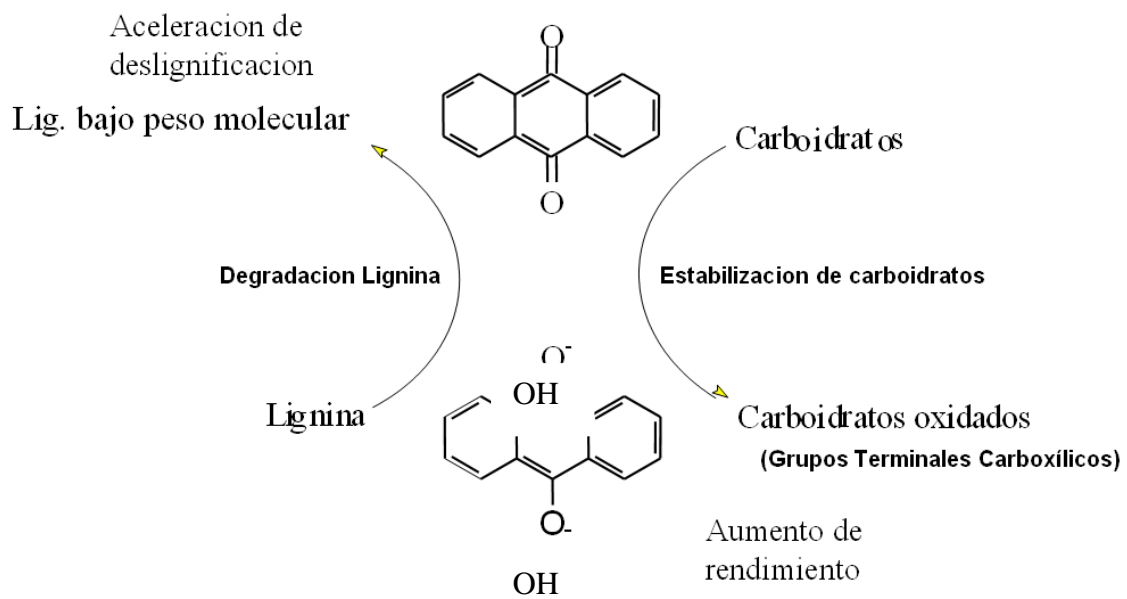
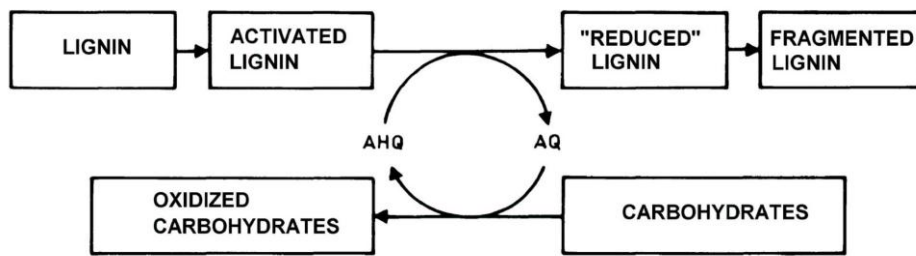


Figura 15 - Reacción de Antraquinona con Carbohidratos (Virkola - Fapet, 1999)

Al utilizar antraquinona, esta reacciona con los carbohidratos estabilizando los carbohidratos, luego ésta pasa al estado de Antraidroquinona. En este estado, reacciona con la lignina degradándola y generando lignina de bajo peso molecular, acelerando la deslignificación. De resultados expuestos por Gomide, el factor principal que afecta el comportamiento de la antraquinona es la sulfidez.

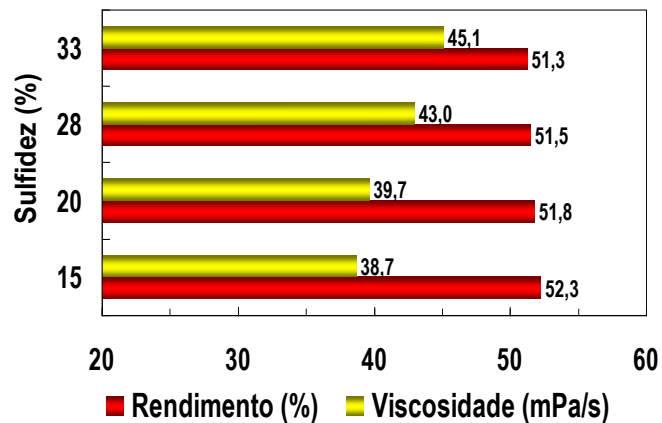


Figura 16 - Efecto de Sulfidez en Uso de Antraquinona (Gomide, 1980)

A mayor sulfidez, menor es el efecto de la antraquinona en el rendimiento del digestor. Por lo anterior, dadas las actuales consideraciones en el diseño de las plantas, en las cuales el ciclo de recuperación de químicos es mas cerrado que en el pasado, el nivel de sulfidez es cercano al 35%, nivel en el cual la efectividad del aditivo es menor, por lo anterior actualmente se adiciona el producto mezclado con surfactantes que permiten mayor difusión de éste en las astillas.

3. MATERIALES Y METODO

3.1 Introducción

Celulosa Arauco y Constitución S.A. posee en Chile 5 plantas de producción de Celulosa tanto de pasta café (Planta Constitución y Planta Licancel, la cual posee además las instalaciones para producir celulosa blanca ECF) como de pasta blanca ECF (Planta Arauco, San José de Mariquina y Nueva Aldea) de *Pinus radiata* y *Eucaliptus globulus* y *nitens*.

En el caso de Planta Nueva Aldea dispone de 2 líneas de operación para la producción de celulosa de pino y eucaliptos considerando una mezcla de 20% *nitens* y 80% *globulus*. Las líneas de fibras son de similares características, solo poseen diferencias de equipamiento en relación al tamaño de algunos de ellos (Impregnador de astillas, digestor continuo y algunas etapas del blanqueo) y equipos (clasificación de astillas de pino posee un harnero extra al de *Eucaliptus*). Las líneas de producción se describen en la siguiente figura.

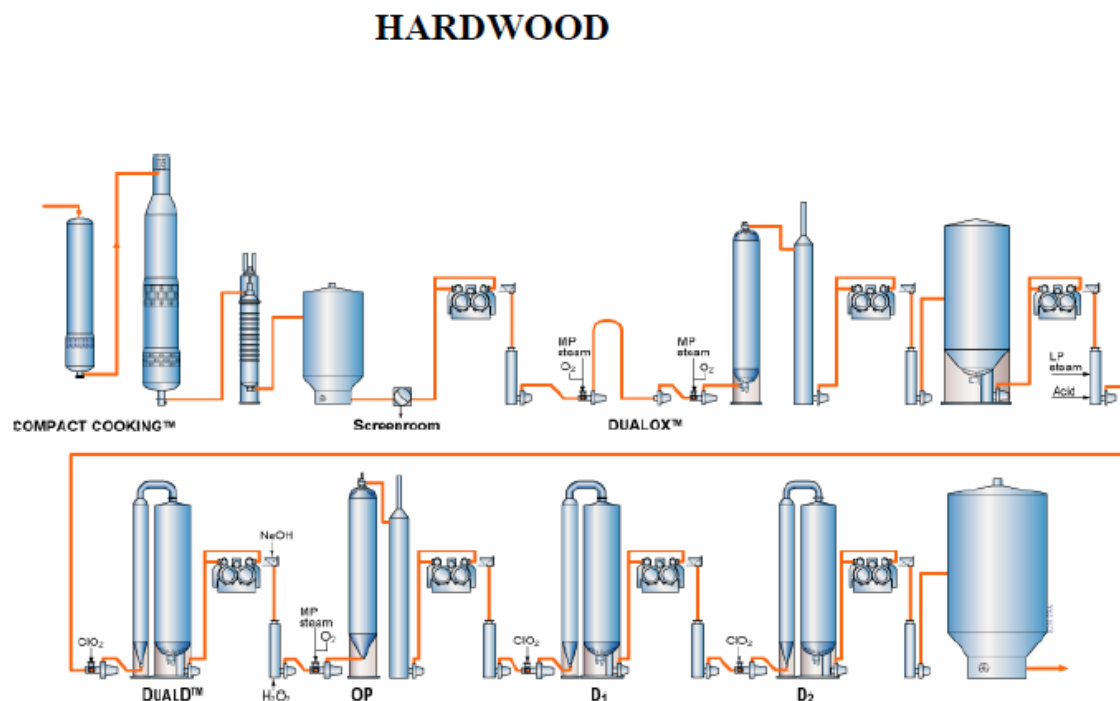


Figura 17 - Flujo de proceso Planta Nueva Aldea

Como se menciono anteriormente ambas líneas de producción poseen los siguientes equipamientos:

- Digestor Continuo, “ Compact Cooking” de Metso
- Difusor presurizado en descarga de digestor proveedor Metso
- Clasificación de pulpa, proveedor Metso.
- Deslignificación con oxigeno “Dualox”, proveedor GL & V.
- Prensas lavadoras “Compact Press” proveedor GL & V
- Blanqueo en 4 etapas en ambas líneas del proveedor GL & V con las siguientes etapas:
 - Línea Pino : D Eop D1 D2
 - Línea *Eucaliptus* : DualD Ep D1 D2

En planta Nueva Aldea se dispone de 2 digestores continuos del tipo “Compact Cooking G-2” de la empresa Metso. Este proceso consta de dos etapas, una etapa de impregnación y la segunda de cocción en un digestor continuo.

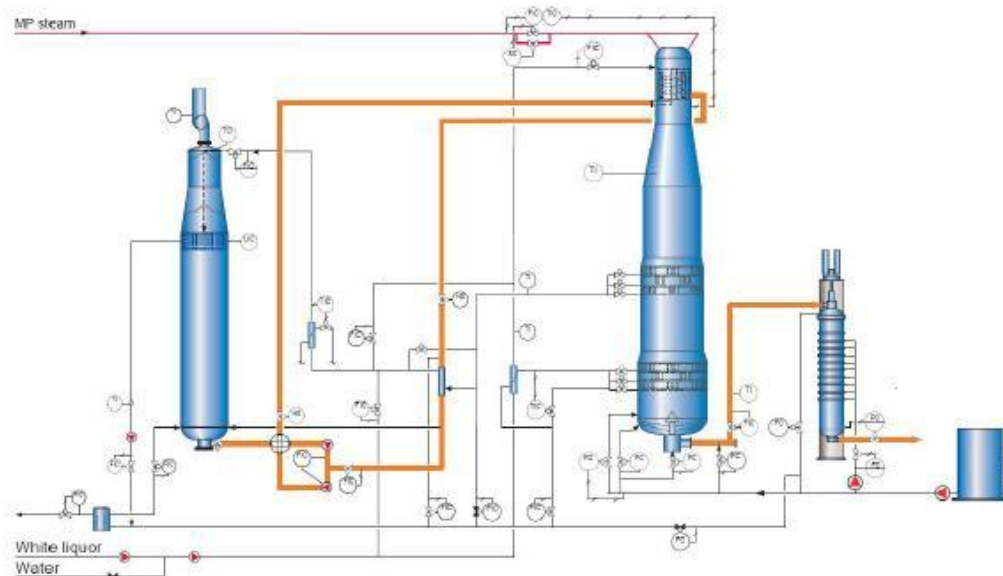


Figura 18 - Digestor Continuo Planta Nueva Aldea

Las astillas, previamente clasificadas, son alimentadas al impregnador, el cual se utiliza como silo de astillas e impregnador de éstas con una mezcla licor negro y blanco. Las astillas son alimentadas al impregnador a través de una correa transportadora que ajusta su velocidad en función de la razón de producción asignada al digestor. La contabilización de la producción es realizada a través de una válvula rotatoria situada en el tope del impregnador llamada "Chipmeter". Una mezcla de licor negro y licor blanco es adicionado por el tope a través de una cañería central que deposita el licor de impregnación a la altura de las mallas de extracción, con ellas se extrae licor, que es enviado a evaporadores. Las condiciones normales de operación del impregnador (para Eucaliptus) son las siguientes:

Tabla 8 - Condiciones Normales de Operación Impregnador HW

Tiempo de residencia en fase de silo.	90 min.
Tiempo de residencia en fase de impregnación	90 min.
Temperatura de licor negro a tope de impregnador	125 °C
Razón licor /madera en Impregnador	4,8
Álcali en licor a impregnador	20 a 25 gr/lit
Dosificación total de álcali	13,5%
Dosificación de álcali fresco	6%

Las astillas luego son descargadas desde el impregnador con una rastra hacia el alimentador de alta presión, el cual permite transportar las astillas al tope del digestor en donde el separador de tope permite retirar el licor de transferencia, siendo recirculado hacia el alimentador de alta presión (enviado en una cierta porción al impregnador), las astillas son descargas desde este equipo hacia el digestor. El licor blanco es adicionado al tope del digestor a través de una cañería existente debajo de separador de tope. Las astillas y el licor bajan desde el tope del digestor en el mismo sentido hasta llegar a las mallas superiores desde se procede a extraer licor, llamada extracción superior y que define la zona de cocción superior.

Luego el movimiento de la columna continua hacia la zona de cocción inferior hasta llegar a las mallas inferiores llamada extracción inferior y que limita con la zona de lavado del digestor. Posterior a la zona de cocción inferior se encuentra la zona de lavado con licor en contracorriente, es decir la pulpa es expuesta a licor de lavado que fluye en contracorriente. Las condiciones normales de operación del digestor de *Eucalyptus* son:

Tabla 9 - Condiciones de operación Digestor HW.

Temperatura en línea de transferencia	122 °C
Temperatura en tope del digestor	145 °C
Temperatura circulación de transferencia	120 °C
Razón licor/madera en zona de cocción superior	5,7
Razón licor /madera en zona de cocción inferior	1,6
Dosificación total de alcali al digestor	18 %
Dosificación de alcali fresco al digestor	12%
Alcali residual en licor de transferencia	10 a 12
Alcali residual en licor de extracción superior	17 a 20
Alcali residual en licor de extracción inferior	6 a 8
Factor de dilución en zona de lavado	0,8
Kappa Salida digestor	17
Alcali residual en licor de lavado al fondo del digestor	Mayor a 1,5 gr/lit

La pulpa es descarga del digestor utilizando una rastra hacia un difusor presurizado, el cual procede a lavar la pulpa para luego ser depositada en el estanque de soplado del digestor. El factor de dilución de diseño en el difusor presurizado es de 2,3 m³/Adt.

En relación al manejo de licores en el digestor, estos se dividen en los siguientes tipos:

Tabla 10 - Descripción Manejo de licores Compact Cooking.

Nombre	Descripción	Características
Licor extracción Impregnador	Licor extraído desde el impregnador.	Alcali residual < 2 gr AE/lt
Licor de transferencia	Licor que permite realizar la transferencia de astillas desde el impregnador al digestor. Parte de él es enviado al Impregnador para realizar el control de la razón licor madera en el digestor. De tal forma de controlar la temperatura de éste, se adiciona una cierta cantidad de licor desde la extracción superior.	Alcali residual en el rango 10 a 12 gr AE/lt
Licor de extracción superior	Licor negro extraído a través de las mallas superiores del digestor, en su mayor proporción tiene como destino el impregnador de astillas (para el control de la razón licor madera en éste) y el resto es utilizado en el licor de transferencia, permite controlar además el nivel de licor en el digestor.	Alcali residual en el rango 17 a 20 gr AE/lt
Licor de extracción inferior	Licor negro extraído a través de las mallas inferiores del digestor, esta compuesto en parte por el licor que acompaña la pasta y por el licor de lavado del fondo del digestor. Permite controlar la razón licor madera en la segunda zona de cocción y el nivel del digestor.	Alcali residual en el rango 6 a 8 gr AE/lt
Licor de lavado	Licor proveniente principalmente desde el difusor presurizado y en una menor proporción desde el área de lavado, para realizar el lavado de la pulpa en el fondo del digestor	Alcali residual en el rango 1 a 2 grAE/lt, se utiliza licor blanco oxidado para controlar este residual.
Licor blanco	Licor utilizado para controlar la dosificación de álcali tanto al impregnador como al digestor, se utiliza además un flujo normal de 4 l/s en el alimentador de alta presión. Existe 2 tipos, el licor blanco frío (menor a 100 ° C) y el licor blanco caliente (aprox. 135 °C) el cual es calentado por el licor de la extracción inferior del digestor, con el objetivo de optimizar el uso de la energía.	Valor normal de 125 gr AE/lt y 35% de sulfidez.

En la siguiente figura (figura 19) se observa un esquema del manejo de licor en el impregnador y digestor.

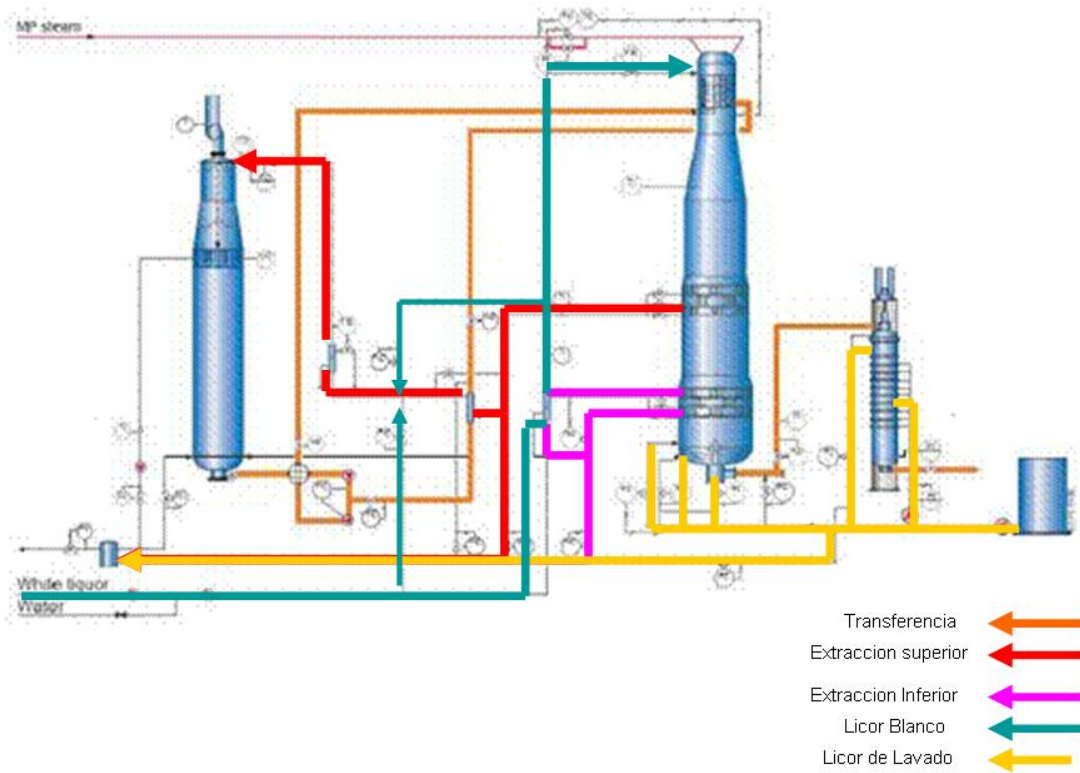


Figura 19 - Manejo de licores entre digestor e impregnador

Se debe observar que de tal forma de optimizar el uso de la energía, en el concepto original del digestor se considero los siguientes intercambiadores de calor:

- Enfriador de licor a evaporadores (licor a evaporadores es enfriado con agua tibia, generando agua caliente)
- Enfriador de licor a Impregnador (licor negro y blanco a impregnador es enfriado con agua tibia, generando agua caliente)
- Calentador de licor de transferencia (Licor de transferencia es calentado con licor de la extracción superior, el cual a su vez es enfriado para ser utilizado en el impregnador)
- Calentador de licor blanco (licor blanco es calentado con licor de la extracción inferior, el cual es enfriado)

En base a los aspectos considerados en el estudio conceptual, el rendimiento esperado del digestor con Eucaliptos es de 56%, sin embargo el rendimiento histórico de éste ha fluctuado en el valor de 53 a 55%. En la siguiente tabla se puede observar un resumen de los valores considerados para el diseño de la planta.

Tabla 11 - Parámetros de Diseño Planta Nueva Aldea.

	Unidad	Diseño
Produccion – linea de soplado	Adt/dia	1605
Mezcla de especies	Nitens/Globulus	50%/50%
Densidad de madea	Kg/m3	500
% Seco	%	50
Kappa Digestor		15
Rendimiento	%	56
Carga de alcali	% (como NaOH)	19
Sulfidez	%	35
Consumo de vapor	Ton/adt	0,5
Consumo de madera	m3 ssc/Adt	3,6

3.2 Material

Se define para este trabajo utilizar la infromacion obtenida de los años 2009 y 2010 de la operación del digestor de línea 2, el cual utiliza Eucaliptos como materia prima. La información considerada para realizar la revisión de las variables consideradas para la confección del modelo en el periodo definido fue recopilada desde planillas de operación, registros mensuales y recolectada desde base de datos de laboratorio interno de planta.

- Planilla de operación del operador
 - Consumo de antraquinona (Kg/Adt)
 - Revoluciones del chipmeter (revoluciones / dia)
- Registros mensuales de planta
 - consumo de madera (m3 ssc/Adt)
 - Producción de Celulosa (Adt Digestor / dia)
 - Razón de consumo nitens vs globulus (%)

- Datos obtenidos desde los registros de laboratorio (entre parentesis se menciona el método utilizado para su determinación)
 - Concentración de licor blanco (Norma SCAN-N 2:88)
 - Concentración licores digestor (Norma SCAN-N 33:94):
 - Licor transferencia álcali
 - Licor extracción superior
 - Licor extracción inferior
 - Licor impregnador álcali
 - Sulfidez
 - Número de kappa saliendo del digestor (Norma Tappi T 236 cm-85 Kappa Number of pulp)
 - Granulometría (Norma SCAN-CM 40:94)
 - Sobre tamaño
 - Sobre espesor
 - Aceptado
 - Pin Chips
 - Humedad
 - Densidad básica
 - Humedad de las astillas (SCAN CM 34:94 y norma Chilena 176/1)
 - Densidad Basica (Norma SCAN-CM 43:95)

- Datos obtenidos desde los registros del sistema de control distribuido
 - Dosificación total de álcali efectivo (% Alkali efectivo a madera)

- Distribución de la dosificación de álcali efectivo (% Alkali efectivo a madera):
 - Dosificación de álcali a Impregnador
 - Dosificación de álcali a Digestor

- Razón licor/madera (m³/Bdt):
 - Relación licor/madera Impregnador
 - Relación licor/madera Digestor superior
 - Relación licor/madera Digestor inferior

- Temperatura de cocción (° C)

- Tiempo de retención (hrs):
 - Impregnador
 - Digestor

3.3. Método

3.3.1 Definición de variables

Se definen las variables, que se distinguen a través de bibliografía, que resultan ser las más relevantes y que afectan el rendimiento que se puede lograr en el proceso de cocción de la astilla de Eucaliptus. Estas variables luego se analizarán para poder determinar una ecuación con el cual se pueda predecir o calcular cual será el rendimiento del digestor.

Todas las variables se manejaran desde el punto de vista de la información histórica que se obtuvo desde datos de laboratorio, sistema de control distribuido y planillas de operación, para luego hacer revisión de la correlación correspondientes para las variables, determinando luego el modelo más representativo del rendimiento.

3.3.1.1 Dosificación de álcali

Se puede llamar también alcalinidad, esta se mide en porcentaje y representa la cantidad de Alkali efectivo a la cual se expone a las astillas de eucalipto en base a madera seca y se expresa como NaOH. Para efectos de cálculo se trabajará con el álcali efectivo (AE). La composición típica del licor blanco es de 120 grAE/l como NaOH.

En la teoría se encuentra que a menor carga de álcali mayor será el rendimiento y que en presencia de sulfuro de sodio en el licor fuertemente alcalino, mejora la velocidad de reacción y por lo tanto también mejora la calidad de la pulpa, en la práctica la carga es siempre un poco mayor a la necesaria, esta irá dependiendo según la especie y la calidad de la astilla, por lo tanto la concentración de este reactivo cambia a medida que este álcali se va consumiendo.

La carga normal para Eucaliptus en Planta Nueva Aldea fluctua entre 17 a 19,5% como álcali efectivo. El diseño considerado en el diseño de la planta es de 19%. Para el análisis se consideran dos tipos de datos relativos a la dosificación:

Dosificación total - Es la cantidad álcali efectivo total por tonelada de madera seca.

Normalmente la dosificación total se encuentra alrededor de 18% en la actualidad. Pero se analizará a distintos niveles de dosificación, en base a datos históricos, y se analizará si esta variable afecta en el rendimiento de la pulpa.

Distribución de la dosificación - Esta distribución se refiere a cuanta cantidad del total de la carga de álcali se dirige al Impregnador y cuanta hacia el digestor. Históricamente se ha regulado o modificado esta distribución, gracias a estos datos se podrá analizar la incidencia que tiene esta distribución en el rendimiento.

3.3.1.2 Concentración durante la reacción

La concentración de álcali en el proceso de cocción tiene un efecto similar que al de la temperatura, o sea, a medida que se logra una mayor concentración se observara una disminución del rendimiento. En este caso, se revisará la

concentración de álcali en cada zona de cocción, de lo cual se desprende el perfil de álcali del digestor. Además, se evaluará el efecto de la concentración de álcali efectivo en el licor blanco cargado al digestor. De esta forma se consideran los siguientes datos de álcali en licores del digestor:

- Alkali en licor a impregnador
- Alkali en licor desde la transferencia de astillas.
- Alkali en licor desde primera zona de cocción
- Alkali en licor desde segunda zona de cocción.

Razón licor madera - Este parámetro tiene relación con la concentración de licor en cada una de las zonas del digestor, es decir, la razón licor madera (L/W) con la que se debe trabajar en las distintas etapas que estudiaremos.

Las etapas en las que estudiaremos la razón licor madera son tres: L/W Impregnador, L/W digestor superior y L/W digestor inferior.

$$L/W = \frac{\text{volumende de licor}}{\text{peso madera}} \left(\frac{m^3}{\text{ton ms}} \right)$$

$$V. \text{ de licor} = \text{humedad de astillas} + LB + LN$$

Esta razón licor madera es distinta en el impregnador y las 2 zonas de cocción del digestor (superior e inferior).

3.3.1.3 Temperatura y tiempo de cocción

La variable temperatura es de gran incidencia ya que con temperatura alta puede afectar el rendimiento de la pulpa. El rompimiento de las cadenas comienza a los 150°C y estas se incrementan si se aumenta la temperatura. Cuando la pulpa es procesada la temperatura no debe ser muy alta de tal forma de minimizar el rompimiento de las cadenas lo cual entrega una mayor viscosidad y se puede observar en aumento del rendimiento de la pulpa. Lo utilizado en la actualidad es una temperatura de cocción que está alrededor de los 140°C en el digestor.

Previamente, las astillas son precalentadas con licor en el impregnador a una temperatura de 100°C.

El tiempo de cocción es inversamente proporcional a la temperatura ya que a temperaturas altas el tiempo de cocción disminuye, control normal en base al factor H de la cocción.

En los digestores continuos (compact cooking) no es posible manejar el tiempo que la pulpa se mantiene en el digestor, ya que es un proceso donde la pulpa va fluyendo continuamente sin que se pueda retener para tener una cocción de mayor tiempo o viceversa, por lo cual para controlar el factor H solo se utiliza la temperatura de la cocción.

3.3.1.4 Sulfidez

La sulfidez se relaciona con la cantidad de sulfuro que contiene el licor blanco, este es un compuesto que tiene la función de aumentar la degradación de la lignina ya que actúa como un activo componente en la cocción y si se ocupa en la impregnación se puede obtener una rápida degradación de la lignina al inicio de la cocción. El sulfuro en el licor negro se puede utilizar para aumentar la cantidad de sulfuro en la etapa de impregnación. Generalmente se utiliza un valor de sulfidez entre 33 a 37 % en planta Nueva Aldea.

3.3.1.5 Características de la Madera

Las características de las astillas utilizadas en el proceso de cocción tienen un impacto importante en el resultado de ésta. Se definieron las siguientes variables como relevantes para el desarrollo del modelo.

Distribución - En planta Nueva Aldea se utiliza con dos tipos de *Eucaliptus glóbulus* y *nitens*, estos distintos tipos de *eucaliptus* poseen distintas características; por lo cual se tendrá que analizar si este tipo de distribución afecta en el rendimiento que se obtiene en la pulpa de eucaliptus, en la actualidad se utiliza en un porcentaje de 80% *glóbulus* y de 20% *nitens*.

Densidad básica - El Objetivo en este caso es correlacionar el impacto en el rendimiento variaciones de la densidad básica alimentada al digestor, este valor no es manipulable de forma directa, sino que en forma indirecta a través de la densidad aparente.

Humedad - Esta es importante dado que una madera humera facilita la impregnación de la astilla, dado que el agua que posee la astilla se utiliza para la penetración y difusión de los productos químicos hacia el interior de las astillas. La humedad de la madera depende de la estación del año y la fecha de corta de los rollizos principalmente.

Granulometría - La granulometría es otra de las variables fundamentales a analizar del proceso de pulpaje kraft que se realiza en Celulosa Arauco Nueva Aldea, dado que las dimensiones de la astilla pueden causar problemas en la impregnación, generando una cocción desuniforme o pérdidas por una falta de cocción de las astillas. A partir del astillado se obtiene astillas con una cierta distribución morfológica, lo que se refleja en la proporción en peso de las siguientes características:

Sobre tamaño.- Astilla que supera los 45 mm de tamaño.

Sobre espesor.- Astilla cuyo espesor supera los 10 mm.

Aceptado.- Astilla que posee una dimensión entre 7 y 10 mm.

Pinchips.- Astilla cuyo tamaño es menor a 7 mm y mayor a 3 mm

Fino.- esta astilla tiene un espesor que es inferior a 3 mm.

3.3.1.6 Antraquinona

Este es un aditivo utilizado para aumentar la degradación de la lignina, este compuesto reacciona con los carbohidratos estabilizándolos, para luego reaccionar con la lignina generando una lignina de bajo peso molecular, así acelerando la deslignificación. Un factor que actúa en contra de la acción de la antraquinona es la sulfidez. A medida que la sulfidez aumenta el impacto positivo de la antraquinona se ve afectado negativamente.

Para modo de análisis se observarán periodos con el uso de antraquinona y periodos sin él, para luego realizar análisis de cómo afecta este compuesto en el rendimiento de la pulpa.

3.3.1.7 Cálculo de Rendimiento

En relación al cálculo para la variable dependiente se revisaron las siguientes opciones:

- Revoluciones chipmeter vs producción:

$$\eta = \frac{\text{Producción (adt)} * 1000}{\text{rev. chipmeter}}$$

Este cálculo considera el total de revoluciones acumuladas durante un periodo definido, ajustando su valor final en base a la producción día obtenida en la maquina.

- Sólidos disueltos a caldera recuperadora.

El segundo cálculo se obtiene de la cantidad de sólidos orgánicos e inorgánicos que salen del digestor.

Conocido es que en la medida que los sólidos orgánicos salientes del digestor con el licor negro débil hacia el area de recuperación disminuyen, mayor es el rendimiento del digestor. Para los efectos del estudio, se pudo comprobar la complejidad de su cálculo, por lo tanto no será considerado.

- Producción vs madera seca.

El tercer cálculo es una comparación de la madera que entra y la celulosa generada al final del proceso y se calcula como:

$$\eta = \frac{\text{produccion} * 0,9}{\text{rev chipmeter} * \text{densidad} * f} * 100\%$$

En este caso se utilizara la ultima forma de calculo, considerando que $f=0,35$ y densidad la considerada como la densidad básica utilizada cada dia.

3.3.2 Definición del modelo

Se supone para la definición del modelo que existe una relación lineal entre el rendimiento (variable dependiente Y) y p variables independientes (X_1, X_2, \dots, X_p) y un error aleatorio (ε_i).

De esta forma podemos definir un modelo estadístico para la regresión lineal múltiple considerando p variables independientes, es decir:

$$Y_i = \beta_0 + \beta_1 X_{1i} + \beta_2 X_{2i} + \dots + \beta_p X_{pi} + \varepsilon_i \quad , \quad i=1, 2, \dots, n \quad (1)$$

De esta forma el problema consiste en obtener una ecuación ajustada, para lo cual se deberá estimar el vector $\beta' = [\beta_0 \beta_1 \beta_2 \dots \beta_p]$.

Se consideran los siguientes supuestos: El vector de error $\varepsilon \sim N(\phi ; I\sigma^2)$, o sea, los errores son independientes normalmente distribuidos con vector de medias nulas y matriz de covarianzas $I\sigma^2$.

El modelo completo considera que la variable Y dependiente corresponde al rendimiento del Digestor, e incluye las variables independientes presentadas en tabla 12.

Tabla 12 - Descripción de Variables.

Variable	Descripción
X ₁	Concentración de álcali efectivo en licor Blanco a digestor.
X ₂	Carga total de álcali (% Alkali efectivo)
X ₃	Carga de álcali efectivo a Impregnador (%)
X ₄	Carga de álcali efectivo a Digestor (%)
X ₅	Alkali residual en licor de transferencia
X ₆	Alkali residual en licor de extracción superior del digestor
X ₇	Alkali residual en licor de extracción inferior del digestor
X ₈	Alkali en licor a impregnador
X ₉	Razón licor/madera e Impregnador
X ₁₀	Razón licor /madera en zona superior del digestor
X ₁₁	Razón licor madera en zona inferior del digestor
X ₁₂	Temperatura de cocción
X ₁₃	Tiempo de retención en impregnador
X ₁₄	Tiempo de retención en digestor
X ₁₅	Sulfidez
X ₁₆	Kappa salida digestor
X ₁₇	Porcentaje de sobrepesos en astillas
X ₁₈	Porcentaje de astillas aceptadas
X ₁₉	Porcentaje de pinchips en astillas
X ₂₀	Porcentaje de finos en astillas
X ₂₁	Humedad de astillas
X ₂₂	Densidad básica de astillas
X ₂₃	Porcentaje de nitens en astillas
X ₂₄	Adición de antraquinona

En una primera etapa, y como todas las variables eran aleatorias, fue hecho inicialmente un estudio de correlación para evaluar su grado de asociación.

Considerando el modelo completo (ecuación 1), se generaron ecuaciones de regresión para seleccionar el mejor modelo para explicar el fenómeno en estudio. La selección de la mejor ecuación ajustada fue realizada usando el procedimiento de

selección por etapas ("Stepwise regression procedure") y admitiendo un nivel de significancia de hasta 5% de probabilidad. Todas las estadísticas fueron realizadas usando el programa SPSS.

4. RESULTADOS Y DISCUSION

Durante el periodo mencionado (años 2009 y 2010) se realizaron cambios orientados al aumento del rendimiento , principalmente el esfuerzo se centro en disminuir la carga de álcali , ajustado además la proporción de álcali tanto al digestor como al impregnador (figura 20) y la razón licor madera en impregnador y en las zonas de cocción del digestor (figura 21).

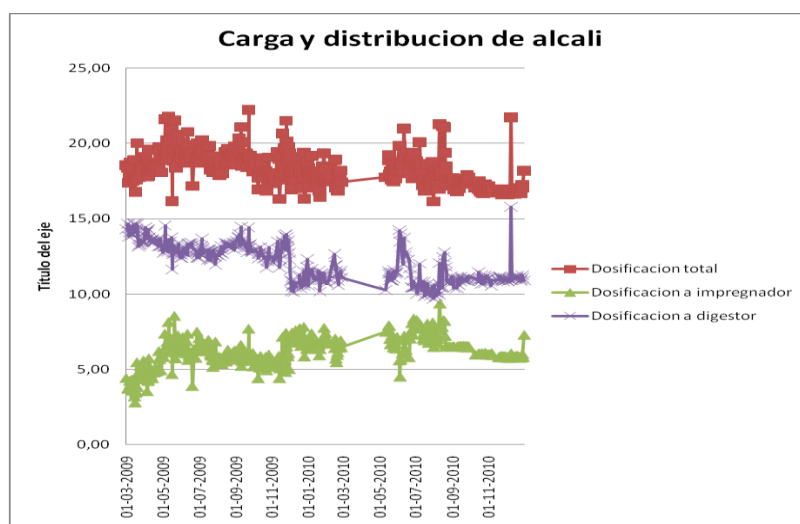


Figura 20 - Carga de álcali a digestor e impregnador

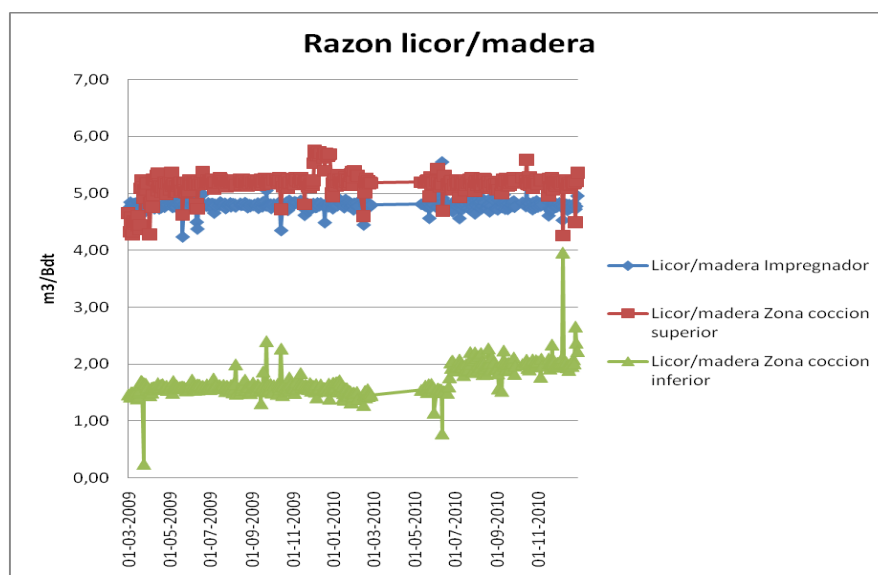


Figura 21- Razon licor madera impregnador y digestor

El rango de tiempo seleccionado además proporciona información relativa al uso de antraquinona (tabla 13), en la cual se observan los periodos en los cuales se utilizo este aditivo.

Tabla 13 - Periodos de uso de antraquinona años 2009 y 2010.

Nº	Periodo		AQ (Antraquinona)
	Inicio	Fin	
1	17-02-2009	24-02-2009	sin AQ
2	01-03-2009	18-03-2009	sin AQ
3	04-04-2009	17-04-2009	sin AQ
4	16-04-2009	17-04-2009	sin AQ
5	16-07-2009	22-07-2009	sin AQ
6	23-07-2009	03-08-2009	con AQ
7	17-08-2009	31-08-2009	sin AQ
8	30-10-2009	01-11-2009	con AQ
9	27-11-2009	01-12-2009	sin AQ
10	03-12-2009	11-12-2009	sin AQ
11	06-01-2010	14-01-2010	sin AQ
12	27-06-2010	05-07-2010	sin AQ
13	04-08-2010	08-08-2010	con AQ
14	29-08-2010	01-09-2010	con AQ
15	30-11-2010	05-12-2010	con AQ
16	14-12-2010	16-12-2010	con AQ
17	21-12-2010	26-12-2010	con AQ

En relación a las condiciones de madera , el comportamiento de la densidad básica y humedad de las astillas alimentadas al digestor se puede revisar en las figuras 22 y 22 respectivamente, se puede observar en este ultimo el comportamiento estacional de la humedad.

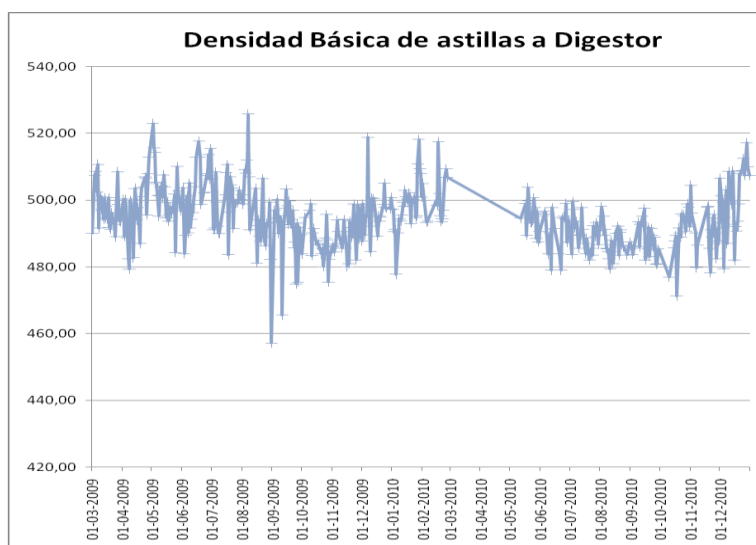


Figura 22 - Densidad básica años 2009 y 2010

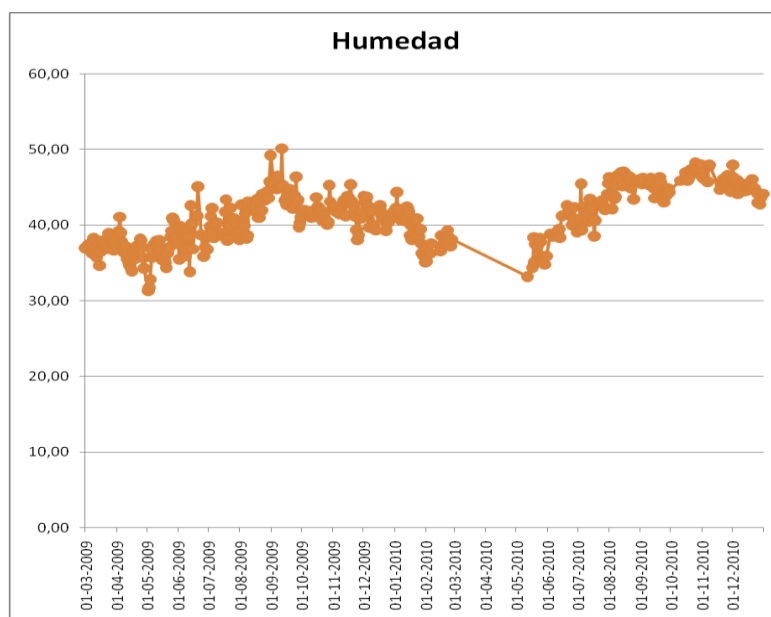


Figura 23- Humedad Astillas años 2009 y 2010

En cuanto a la granulometría de las astillas alimentadas al digestor (figura 24), en general se observan periodos de inestabilidad tanto en el sobrepesor como en el porcentaje de aceptado principalmente a fines del año 2009, en cuanto a la proporción de pinchips se reconoce un aumento de este tipo de astilla durante el año 2010, sin embargo pudo ser normalizado a fines de dicho año. Referente a la proporción de *nitens* en la mezcla de astillas a digestor, el objetivo en este caso es tener un 20% de mezcla de *nitens* y 80% de *globulus*, en la figura 25 se observa cómo ha variado esta proporción en el tiempo, reconociendo que existe un rango normal entre 15 a 25% de porcentaje de Nitens, el cual se ajusta en función del stock disponible de estas especies y la productividad de las líneas de astillados debido a que el Nitens es una especie que genera mas problemas en el astillado.

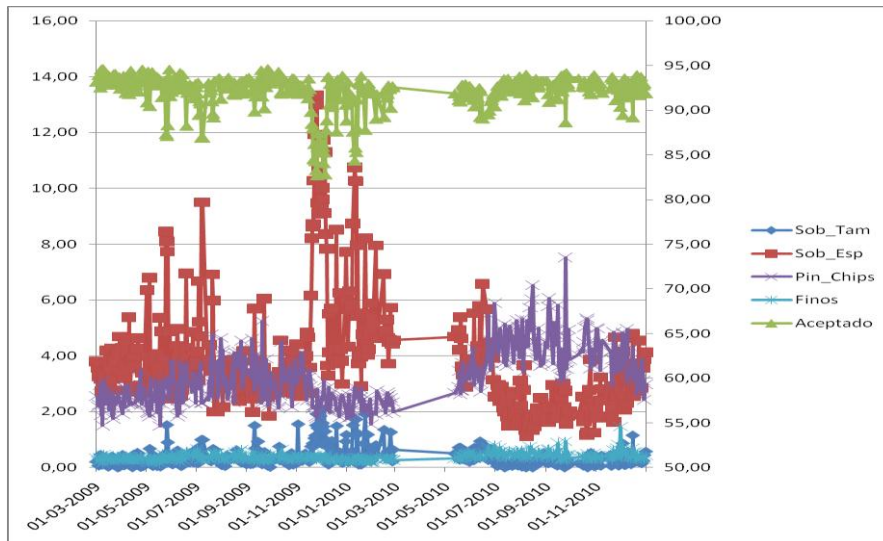


Figura 24 - Granulometría de astillas años 2009 y 2010

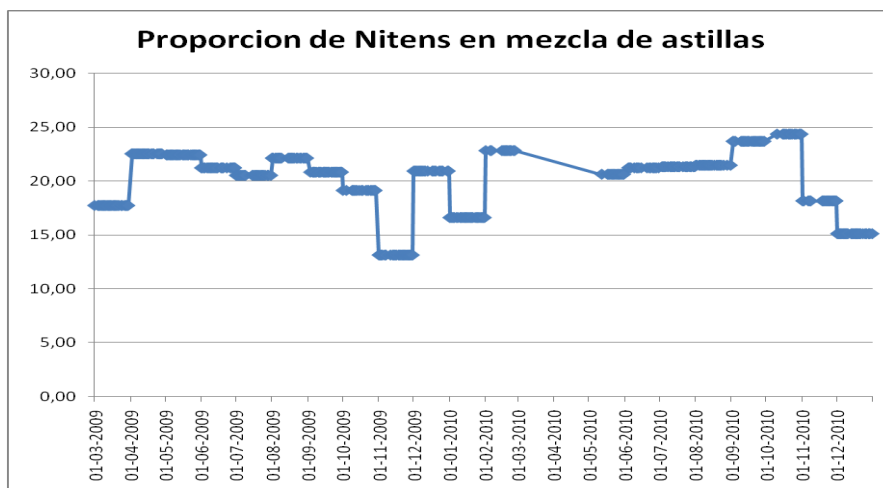


Figura 25 - Proporción de *E. nitens* en astillas a digester años 2009 y 2010

4.1 Obtención del modelo

4.1.1 Manejo de datos

En primer lugar, luego de obtener todos los datos, estos fueron tabulados para facilitar el manejo de ellos, tener una visión más ordenada y poder tener un rápido manejo de datos. Para luego proseguir con la eliminación de datos atípicos.

Estos datos son aquellos que sobresalen de la norma o quedan fuera de los parámetros normales que se manejan en planta Nueva Aldea, dado este caso puede que estos datos afecten directamente al rendimiento de la pulpa sobre estimando la ecuación dando un valor no real de lo que sucede con el rendimiento del digester.

Luego de tabular los datos se procedió a la reducción de éstos eliminándolos, procediendo de la siguiente manera:

- En Primer término se eliminaron todos los datos en los cuales el día correspondiente donde no hubo producción, ya que esos datos no nos sirven para el análisis.
- El segundo paso fue eliminar todas las variables donde hay casillas que no contengan observación de datos, también se eliminaron datos de razón licor madera que sean negativos, luego los datos que estaban fuera de parámetro, en particular los datos de la variable “dosificación total de AE” y los datos de la variable “producción total” que solo se tomaran para este manejo los valores que estén entre ≈ 16 y ≈ 22 y entre 1200 y 1600, respectivamente. Como también se eliminaron los datos históricos de la variable rendimiento que se encontraron atípicos.
- Por otra parte se considera para efectos de establecer el consumo de madera el número de revoluciones del Chip Meter en un día, 1 vuelta del chipmeter equivale a 1m³ssc.
- La producción total del digestor equivalente a producción en maquina fue ajustada de la siguiente forma:

Producción digestor = producción maquina – diferencia de stock del día – Producción de tapas - alambre

De los 740 datos que se tenían inicialmente se llegó a la cantidad de 434 datos por cada variable por los motivos anteriormente explicados.

4.1.2 Estadísticas Descriptivas

A partir de los datos obtenidos durante los años 2009 y 2010, en la tabla 14 se muestran las estadísticas de cada uno de las variables consideras.

Tabla 14 - Estadísticas descriptivas

Variable	Descripción	Promedio	Desviación estandar
Y	Rendimiento	0,55	0,02
X ₁	Concentración de álcali efectivo en licor Blanco a digestor. (gr/l)	125,20	2,79
X ₂	Carga total de álcali (% Alkali efectivo)	18,27	1,08
X ₃	Carga de álcali efectivo a Impregnador (%)	6,19	,98
X ₄	Carga de álcali efectivo a Digestor (%)	12,09	1,25
X ₅	Alkali residual en licor de transferencia (gr/l)	13,29	1,81
X ₆	Alkali residual en licor de extracción superior del digestor(gr/l)	19,00	2,51
X ₇	Alkali residual en licor de extracción inferior del digestor(gr/l)	6,94	1,37
X ₈	Alkali en licor a impregnador(gr/l)	27,33	2,54
X ₉	Razón licor/madera e Impregnador	4,79	,08
X ₁₀	Razón licor /madera en zona superior del digestor	5,16	,21
X ₁₁	Razón licor madera en zona inferior del digestor	1,71	,26
X ₁₂	Temperatura de cocción (°C)	141,32	1,65
X ₁₃	Tiempo de retención en impregnador (hr)	1,56	,12
X ₁₄	Tiempo de retención en digestor (hr)	4,09	,31
X ₁₅	Sulfidez (%)	33,68	1,58
X ₁₆	Kappa salida digestor	16,53	,69
X ₁₇	Porcentaje de sobreespesor en astillas	3,89	2,02
X ₁₈	Porcentaje de astillas aceptadas	92,10	2,04
X ₁₉	Porcentaje de pinchips en astillas	3,24	,98
X ₂₀	Porcentaje de finos en astillas	,38	,13
X ₂₁	Humedad de astillas (%)	41,15	3,65
X ₂₂	Densidad básica de astillas (kg/m ³ st)	494,81	8,90
X ₂₃	Porcentaje de nitens en astillas (%)	20,08	2,88
X ₂₄	Adición de antraquinona (gr/adt)	912,74	924,85

4.1.3. Correlaciones entre variables dependiente e independiente.

En función de la matriz de correlaciones de las variables consideradas se puede reconocer que la mayoría de ellas posee una correlación significativa por el test t. Algunas estimaciones fueron superiores a 0,5 (como valor absoluto), de las cuales las correlaciones que se consideran dentro de las de mayor relevancia (sin considerar las que tienen relación con el rendimiento) se puede reconocer algunas como la correlación entre álcali en el licor de la extracción superior del digestor y el álcali en el licor de transferencia (0,546) , carga de álcali a digestor y álcali en licor a impregnador (0,594), el uso de antraquinona y la carga de álcali al impregnador (-0,575) y con el residual de álcali en licor de extracción inferior (-0,535) , el porcentaje de pinchips en las astillas alimentadas al digestor y el sobreespesor presente en ellas (-0,542), la humedad de las astillas y el porcentaje de pinchips en ellas (0,582), y finalmente la razón de licor madera en la zona inferior del digestor y la humedad de las astillas (0,545).

Tabla 15 - Correlaciones entre variables

	Rendimiento	Concentraci3n de 3lcali efectivo en licor Blanco a digestor. (gr/l)	Carga total de 3lcali (% Alkali efectivo)	Carga de 3lcali efectivo a Impregnador (%)	Carga de 3lcali efectivo a Digestor (%)	Alkali residual en licor de transferencia (gr/l)	Alkali residual en licor de extracci3n superior del	Alkali residual en licor de extracci3n inferior del	Alkali en licor a impregnador (gr/l)	Razon licor/madera impregnador	Razon licor /madera en zona superior del digestor	Razon licor madera en zona inferior del digestor	Temperatura de cocci3n (°C)	Tiempo de retenci3n en impregnador (hr)	Tiempo de retenci3n en digestor (hr)	Sulfidez (%)	Kappa salida digestor	Porcentaje de sobreespesor en astillas	Porcentaje de astillas aceptadas	Porcentaje de pinchips en astillas	Porcentaje de finos en astillas	Humedad de astillas (%)	Densidad b3sica de astillas (kg/m3st)	Porcentaje de nitens en astillas (%)	Adici3n de antraquinona (gr/adt)
Rendimiento	1.000	-.058	-.351	.317	-.553	.167	-.333	.303	.200	.008	.272	.460	-.041	-.202	-.187	-.245	.080	-.174	-.093	.499	.309	.639	-.594	-.023	.455
Concentraci3n de 3lcali efectivo en licor Blanco a digestor. (gr/l)	-.058	1.000	-.014	.133	-.110	.008	-.139	-.142	.109	.057	.172	-.041	.136	-.130	-.120	-.008	.016	.038	.007	-.105	-.050	-.072	.128	-.109	-.009
Carga total de 3lcali (% Alkali efectivo)	-.351	-.014	1.000	.269	.646	.278	.462	.004	.304	-.098	-.148	-.241	-.013	.311	.301	.008	-.161	.224	-.124	-.236	-.153	-.328	.098	.148	-.575
Carga de 3lcali efectivo a Impregnador (%)	.317	.133	.269	1.000	-.554	.272	-.380	-.031	.594	-.045	.430	.231	.262	-.212	-.227	-.245	-.042	.034	-.189	.263	.175	.138	-.070	.236	.136
Carga de 3lcali efectivo a Digestor (%)	-.553	-.110	.646	-.554	1.000	.025	.698	.026	-.211	-.051	-.471	-.398	-.214	.438	.441	.199	-.104	.167	.043	-.411	-.268	-.400	.145	-.055	-.605
Alkali residual en licor de transferencia (gr/l)	.167	.008	.278	.272	.025	1.000	.546	.548	.743	.034	.176	-.033	-.281	.130	.121	-.105	-.156	.043	-.142	.139	.085	.034	-.201	.091	-.208
Alkali residual en licor de extracci3n superior del digestor(gr/l)	-.333	-.139	.462	-.380	.698	.546	1.000	.350	.292	.011	-.218	-.422	-.343	.271	.251	.193	-.126	.143	-.050	-.217	-.149	-.297	-.042	-.016	-.535
Alkali residual en licor de extracci3n inferior del digestor(gr/l)	.303	-.142	.004	-.031	.026	.548	.350	1.000	.275	.014	-.157	.230	-.259	-.021	-.008	-.143	-.165	-.177	.004	.351	.196	.258	-.360	.041	-.024
Alkali en licor a impregnador(gr/l)	.200	.109	.304	.594	-.211	.743	.292	.275	1.000	.060	.420	-.083	-.094	-.034	-.062	-.115	-.094	.109	-.223	.143	.082	.064	-.144	.171	-.129
Razon licor/madera Impregnador	.008	.057	-.098	-.045	-.051	.034	.011	.014	.060	1.000	.312	-.103	.031	.113	.115	-.008	.042	-.021	-.001	.049	-.006	.029	-.027	.035	.007
Razon licor /madera en zona superior del digestor	.272	.172	-.148	.430	-.471	.176	-.218	-.157	.420	.312	1.000	-.006	.123	-.162	-.169	-.121	.076	.105	-.187	.094	.048	.205	-.066	.116	.180
Razon licor madera en zona inferior del digestor	.460	-.041	-.241	.231	-.398	-.033	-.422	.230	-.083	-.103	-.006	1.000	-.020	-.197	-.176	-.374	.146	-.324	.107	.492	.301	.545	-.183	.005	.404
Temperatura de cocci3n (°C)	-.041	.136	-.013	.262	-.214	-.281	-.343	-.259	-.094	.031	.123	-.020	1.000	-.447	-.441	-.088	-.147	.002	.029	-.044	-.014	-.121	.060	.117	.060
Tiempo de retenci3n en impregnador (hr)	-.202	-.130	.311	-.212	.438	.130	.271	-.021	-.034	.113	-.162	-.197	-.447	1.000	.942	-.017	-.077	.052	.050	-.193	-.146	-.191	.148	.071	-.345
Tiempo de retenci3n en digestor (hr)	-.187	-.120	.301	-.227	.441	.121	.251	-.008	-.062	.115	-.169	-.176	-.441	.942	1.000	-.050	-.050	.053	.055	-.198	-.183	-.168	.129	.095	-.339
Sulfidez (%)	-.245	-.008	.008	-.245	.199	-.105	.193	-.143	-.115	-.008	-.121	-.374	-.068	-.017	-.050	1.000	-.010	.307	-.165	-.358	-.212	-.260	.076	-.344	.013
Kappa salida digestor	.080	.016	-.161	-.042	-.104	-.156	-.126	-.165	-.094	.042	.076	.146	-.147	-.077	-.050	-.010	1.000	-.017	-.025	.094	.151	.169	.059	-.065	.034
Porcentaje de sobreespesor en astillas	-.174	.038	.224	.034	.167	.043	.143	-.177	.109	-.021	-.105	-.324	.002	.052	.053	.307	-.017	1.000	-.873	-.542	-.257	-.259	.165	-.336	-.249
Porcentaje de astillas aceptadas	-.093	.007	-.124	-.189	.043	-.142	-.050	.004	-.223	-.001	-.187	.107	.029	.050	.055	-.165	-.025	-.873	1.000	.080	-.120	-.031	.011	.274	.110
Porcentaje de pinchips en astillas	.499	-.105	-.236	.263	-.411	.139	-.217	.351	.143	.049	.094	.492	-.044	-.193	-.198	-.358	.094	-.542	.080	1.000	.708	.582	-.357	.237	.315
Porcentaje de finos en astillas	.309	-.050	-.153	.175	-.268	.085	-.149	.196	.082	-.006	.048	.301	-.014	-.146	-.183	-.212	.151	-.257	-.120	.708	1.000	.325	-.201	.047	.143
Humedad de astillas (%)	.639	-.072	-.328	.138	-.400	.034	-.297	.258	.064	.029	.205	.545	-.121	-.191	-.168	-.260	.169	-.259	-.031	.582	.325	1.000	-.445	-.060	.507
Densidad b3sica de astillas (kg/m3st)	-.594	.128	.098	-.070	.145	-.201	-.042	-.360	-.144	-.027	-.066	-.183	.060	.148	.129	.076	.059	.165	.011	-.357	-.201	-.445	1.000	-.033	-.160
Porcentaje de nitens en astillas (%)	-.023	-.109	.148	.236	-.055	.091	-.016	.041	.171	.035	.116	.005	.117	.071	.095	-.344	-.065	-.336	.274	.237	.047	-.060	-.033	1.000	-.166
Adici3n de antraquinona (gr/adt)	.455	-.009	-.575	.136	-.605	-.208	-.535	-.024	-.129	.007	.180	.404	.060	-.345	-.339	.013	.034	-.249	.110	.315	.143	.507	-.160	-.166	1.000

Considerando únicamente la variable dependiente rendimiento, se identifican las siguientes correlaciones principales:

Tabla 16 - Correlaciones Principales con Rendimiento.

Variable independiente	Correlación con variable dependiente Rendimiento
Humedad de las astillas	0,63
Densidad básica de las astillas	-0,59
Carga de álcali efectivo a Digestor	-0,55
Porcentaje de pinchips en astillas	0,49
Razón licor madera en zona inferior del digestor	0,46
Adición de antraquinona	0,45

De la tabla anterior, se puede observar que la humedad de las astillas se estima la mayor correlación con el rendimiento con una correlación de 0,63, siendo en segundo término la densidad básica de las astillas alimentadas al digestor con una correlación de -0,59 en el rendimiento, es decir a mayor densidad básica menor es el rendimiento del digestor. Estas estimaciones son observaciones en relación a la humedad y densidad básica, son consistentes con las observaciones realizadas por diversos autores relativo a la influencia de esta variable en la dificultad para impregnar las astillas (Foelkel, 2009) y Gomide, Fantuzzi y Regazzi (2010) en el estudio “Análise de critérios de qualidade da madeira de eucalipto para la produção de celulose Kraft” en el cual es reconoce un impacto negativo de la densidad básica en el rendimiento. Como tercer elemento de mayor relevancia observado es la carga de álcali efectivo a digestor (el cual no considera el álcali cargado al Impregnador de astillas), es decir la cantidad de álcali (medido como álcali efectivo) cargado al digestor por tonelada de madera seca, el cual tiene un efecto negativo en el rendimiento en la medida que aumenta su valor, con una correlación de -0,55. Este supuesto fue la base de los cambios operacionales realizados en el digestor para mejorar el rendimiento de éste en el periodo 2009 - 2010. De los valores restantes, el valor que más llama la atención es el de porcentaje de pinchips en astillas. Este

valor se puede explicar debido a la correlación negativa del 0,54 existente con el porcentaje de astillas con sobreespesor, lo cual indicaría que a mayor pinchips, menor es el porcentaje de sobreespesor en las astillas. En las figuras siguientes se observa la dispersión de los puntos de las tres variables con mayor correlación con el rendimiento.

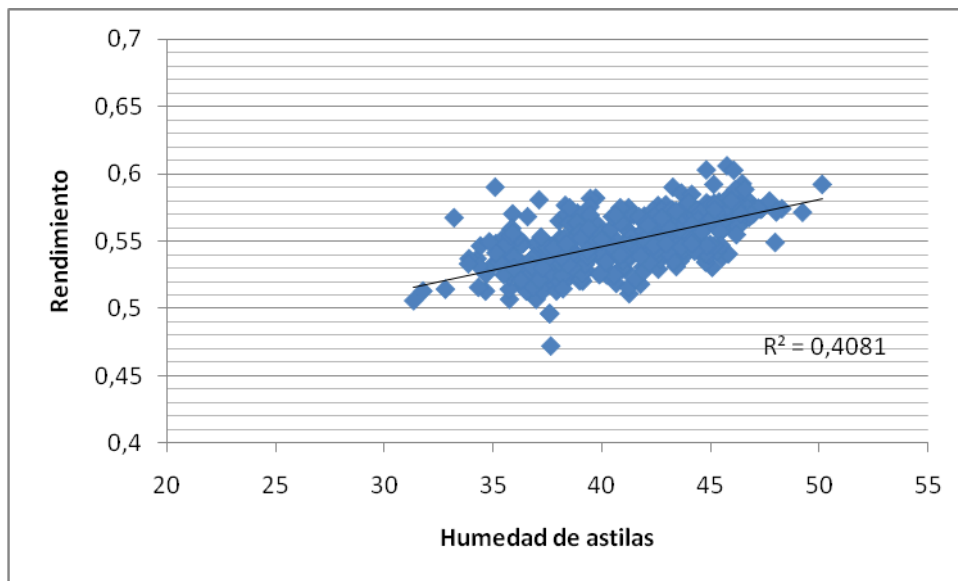


Figura 26 - Diagrama de dispersión entre Rendimiento vs Humedad

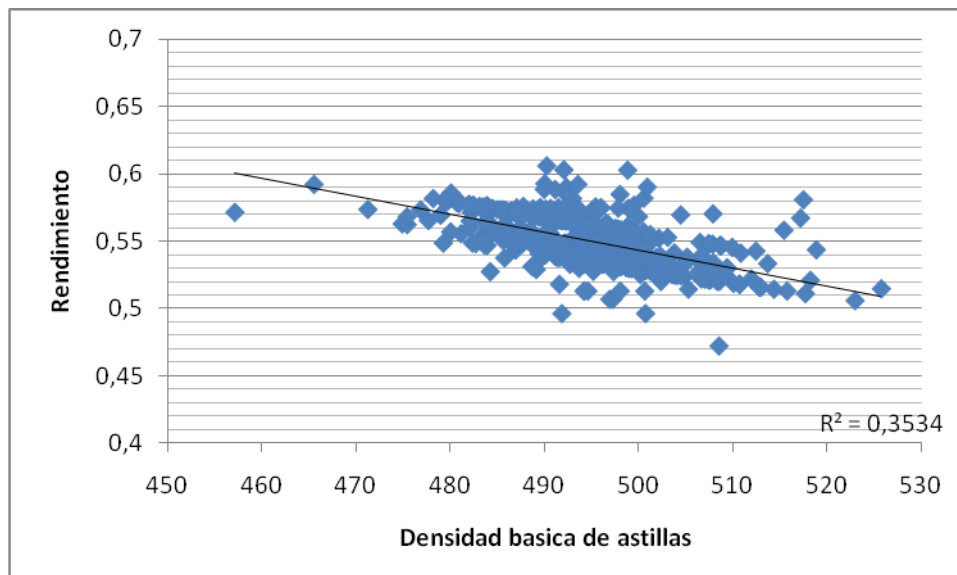


Figura 27 - Diagrama de dispersión entre Rendimiento vs Densidad Básica

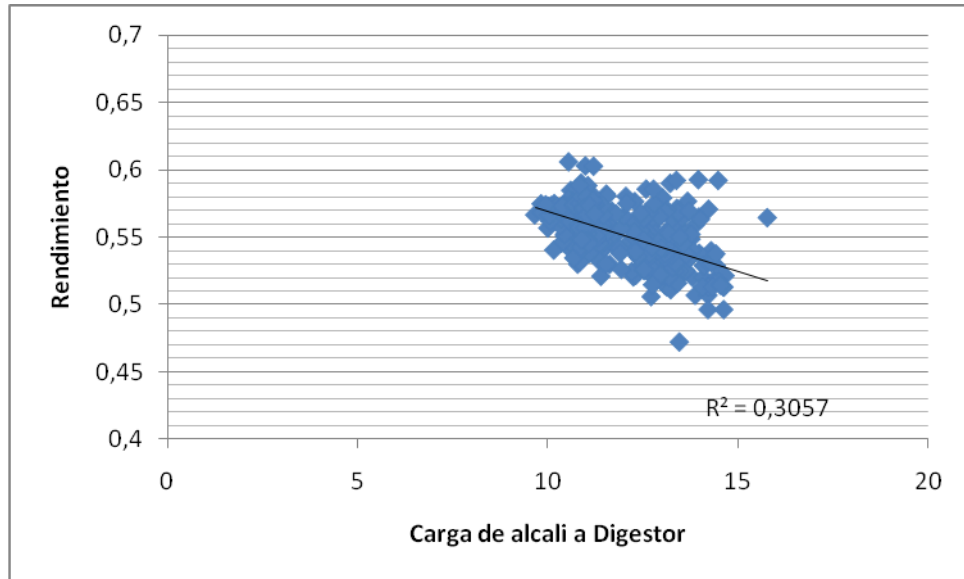


Figura 28 - Diagrama de dispersión entre Rendimiento vs carga de álcali a digestor

4.1.4 Selección del modelo.

En función del proceso de selección Stepwise, se logra un modelo a partir de 4 modelos que entregan un coeficiente de R^2 ajustado mayor al 60%. Los modelos considerados son los siguientes:

Tabla 17 - Modelos generados por Método Stepwise.

Modelos	R^2 (%)	R^2 Ajustado (%)
$\hat{y} = 0,999 + (0,0017*H) - (0,0009*DB) + (0,0059*Alc_Dig)$	64,3	64,0
$\hat{y} = 0,961 + (0,0016*H) - (0,0009*DB) - (0,0061*Alc_Dig) + (0,0015*AR_Einf)$	65,2	64,9
$\hat{y} = 0,961 + (0,0016*H) - (0,0009*DB) - (0,0061*Alc_Dig) + (0,0015*AR_Einf) + (0,0065*Retdig)$	66,0	65,6
$\hat{y} = 0,96 + (0,0013*H) - (0,0009*DB) - (0,0065*Alc_Dig) + (0,0013*AR_Einf) + (0,0065*Retdig) + (0,0067*LMdiginf)$	66,5	66,0

En donde:

\hat{Y} = Rendimiento de Digestor (valor estimado)

H = Humedad

DB = Densidad Básica

Alc_Dig = Carga de álcali efectivo a digestor

AR_Einf = Alkali residual en licor de extracción inferior

Retdig = Tiempo de retención en Digestor

LMdiginf = Razón licor madera en zona inferior del digestor.

El modelo seleccionado y que mejor representa es el último modelo de la lista, con un R^2 y R^2 ajustado de 66,5% y 66% respectivamente.

4.2 Discussion.

De las variables seleccionadas a partir del modelo mencionado en el capítulo anterior, las siguientes son dependientes de variables “externas”:

- Humedad de las astillas. Esta variable depende de la edad de la madera y de la estacionalidad del año. Se observa que en la medida que la madera utilizada en la cocción sea mas joven o exista menor periodo de tiempo entre la corta de la madera y el consumo final de las astillas mejor será el rendimiento de los digestores. Desde un punto de vista teórico, la humedad es un parámetro que favorece la impregnación de las astillas, por lo cual un adecuado manejo de esta variable es favorable para el rendimiento de la cocción.. Al programa supervisorio de la cocción se debe ingresar el valor de humedad, el cual en el caso de Nueva Aldea se mantiene constante a pesar de los cambios estacionales.

- Densidad básica. En estudios anteriores se ha identificado efectos contradictorios asociados a la densidad básica, por ejemplo Marcelo Costa (ABTCP 2004) informa una influencia negativa en el efecto de esta variable en la impregnación de los astillas, por otro lado en un estudio realizado en Brasil (análisis de criterios de calidad de la madera de Eucaliptus para la producción de celulosa Kraft; Gomide, Fantuzzi y Regazzi) concluyen que la densidad básica no esta correlacionada significativamente con el rendimiento , pero si con el consumo de madera para producción de celulosa. Por lo anterior, ésta variable podría se retirada de un análisis revisado del modelo final considerado. A mayor densidad menor rendimiento, texto que aparece no congruente con los paradigmas normales de nuestras plantas, sin embargo se explica por la facilidad o no de

realizar la impregnación de las astillas en función de la densidad de éstas. A mayor densidad mas dificultoso la impregnación, por lo cual es necesario considerar ajustes en el proceso de impregnación en función de esta variable.

- Tiempo de retención del digestor. Esta variable es una consecuencia de mayores niveles de producción. En la medida que la producción sea incrementada el tiempo de retención en el digestor disminuirá, afectando negativamente el rendimiento. Lo anterior se basa en el concepto de cocción extendida, a mayor tiempo de cocción menos agresiva la cocción puede ser realizada, sin embargo a menor tiempo se deberá utilizar ya sea mayor temperatura o carga de álcali. En función de lo teóricamente correcto se considera que ha mayor tiempo de retención se protege la fibra a partir de una curva de deslignificación mas suave. En este caso, al sumar este factor a un exceso de álcali en el digestor, podría generar un exceso de álcali que afecte al rendimiento. Por lo anterior se cree necesario disminuir la carga de álcali en digestor, sin embargo es necesario tener en cuenta que una carga de álcali inferior puede generar reprecitación de lignina en el digestor. En base a lo anterior, es necesario verificar utilizando un simulador, que permite definir la necesidad de considerar reutilizar o recircular licor con mayor álcali desde otra posición del digestor

- Desde el punto de vista del sistema de control, una las variables que permiten un rendimiento mayor en el digestor de Eucaliptus y como son afectadas por las negativas para el rendimiento se describe a continuación. Este resumen puede ser considerado como un guía para el ajuste de las condiciones de operación del digestor

Tabla 18 - Análisis de variables del modelo seleccionado.

Variable positiva para el rendimiento	Acción del operador en el sistema de control del digestor	Observaciones
Dosificación de álcali a digestor.	Disminución de álcali a digestor, aumentando el valor de Dosificación de álcali a Impregnador	Disminuir la carga de álcali a digestor para aumentar el rendimiento. la limitante principal esta dada por un residual de álcali minimo en la extracción inferior que evite la reprecipitacion de lignina.
Alcali en licor de extracción inferior	Se dispone de 2 opciones para afectar este valor: Aumentar dosificación de álcali a digestor o aumentar la razón licor madera en zona inferior	Un aumento en la dosificación de álcali al digestor no es recomendable ya que disminuye el rendimiento. Sin embargo al aumentar la razón licor madera en la segunda zona de cocción se lograra un doble efecto, positivo al aumentar el álcali en la extracción inferior y la razón licor madera , los cuales se observa su efecto en el modelo.
Razón licor en zona de cocción inferior	Aumentar razón licor madera en zona de cocción inferior	Al aumentar este valor se logra un mejor rendimiento, sin embargo al aumentar el flujo de extracción desde las mallas inferiores del digestor se deberá disminuir el factor de dilución en la zona de lavado, afectando al arrastre de inorgánicos hacia el area de deslignificacion con oxigeno, afectando al consumo de químicos y aumentando la probabilidad de daño a la fibra.

5. CONCLUSIONES

A partir del modelo obtenido y las correlaciones observadas, se demuestra que variables de gran incidencia en el rendimiento del digestor es álcali cargado a éste, así como también la razón licor madera en la zona inferior de cocción. La humedad y densidad básica de las astillas, así como el tiempo de retención en el digestor son factores que afectan a su vez el rendimiento. En función de esta información se puede realizar un conjunto de conclusiones que podrían facilitar el entendimiento del comportamiento en el digestor orientado a mantener un rendimiento adecuado:

- El modelo obtenido a partir de la selección "Stepwise", permitió generar un modelo con un coeficiente de determinación ajustado de 66%.
- El rendimiento estimado calculado para los valores observados es de 53,10%
- Las variables obtenidas a partir del modelo y que son consideradas como significativamente positivas para el rendimiento en el digestor de Eucaliptus son:
 - o A mayor Humedad de las astillas, se reconoce un aumento en rendimiento.
 - o A mayor Residual de álcali en licor de extracción inferior, mayor es el rendimiento.
 - o A mayor Tiempo de retención en el digestor, mejor es el efecto en el rendimiento.
 - o A mayor Razón licor madera en zona de cocción inferior del digestor, se observó una mejoran en rendimiento.
- Las variables obtenidas a partir del modelo y que son consideradas como significativamente negativas para el rendimiento del digestor son:
 - o A medida que aumentó la Densidad básica de las astillas, menor fue el rendimiento del digestor.

- A mayor Carga de álcali efectivo a digestor, menor es el rendimiento.

6. SUGERENCIAS.

A partir de las conclusiones descritas anteriormente se sugieren los siguientes pasos:

- Ajustar la dosificación de álcali a digestor, disminuyendo la carga de álcali efectivo al digestor. En este sentido es importante tener en consideración que en la zona de cocción inferior se deberá tener un álcali residual que permita mantener un ph adecuado que evite la re-precipitación de lignina, afectando la medición de Kappa, el rendimiento del digestor y la capacidad de deslignificación con oxígeno.
- Al realizar el ajuste de dosificación a digestor se deberá considerar el ajuste de la relación licor madera de la zona inferior del digestor, el objetivo es mantener el álcali residual en la zona inferior a partir del aumento de la razón licor madera. La limitante para este ajuste vendrá dado por la capacidad de extracción de licor por las mallas inferiores, ya sea por taponamiento de estas o restricciones al flujo de licor.
- Estudiar el efecto de cambiar en forma periódica el valor de humedad en el programa supervisorio, estudiando su efecto en el rendimiento del digestor.
- Estudiar opciones de mejora en el manejo de la madera que permita procesar madera de mayor humedad.

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

Carvalho, A.M. Curso de post graduación Stritu Sentu en tecnología de celulosa y papel, **Estructura anatómica de la madera**, modulo I, Universidad Federal de Vicosa. 2008.

Colodette, J. Curso de post graduación Stritu Sentu en tecnología de celulosa y papel, **Química de la Madera**, modulo I, Universidad Federal de Vicosa, Pag 84-154, 2001.

Courcheme, C. **The tried, the true, and the new – Getting more pulp from chips. Modification to the kraft process for increased yield.** Institute of Paper Science and Tecnology. 1998.

Foelkel, C.. **O Processo de Imprenacion dos Cavacos de Madeira e Eucalipti pelo Licor Kraft de Cozimento**, Eucaliptus On Line Book & Newslwtte, Mayo 2009.

Foelkel, C; Mora, E.; Menochelli, S.. **Densidad Basica: Sua verdadiera utilidade como índice de qualidade da madeira de eucalipto para produção de celulose.** Congreso Forestal Brasileiro. 1990.

Gomide, J. L.. **Influence of pulping conditions on eucaliptus Kraft pulp yield, quality and bleachibility.** Tappi Journal, 2002.

Gomide, J. L.. **Tecnología y química de produccion de celulosa y Papel.** In: Curso de post graduacion Strictu Sensus en tecnologia de celulosa y papel, Parte 2, Concepcion, 2008.

Gomide, J.L.; Fantuzzi, H.; Regazzi, A.J.. **Análise de critérios de qualidade da madeira de eucalipto para produção de celulose Kraft.** Árvore v. 34, N°2, 2010.

Inalbon, M.C.; Bernal, J.; Mussati, M.; Citroni, M; Zanuttini, M. Dinamica de la impregnación en el pulpado kraft de eucalipto.

lorling, T; **The forest products industry: A sustainable enterprise**. Tappi journal, v. 83, N° 12. Diciembre 2000.

Johansson, M.H. **Development of modified Kraf Cooking from a perspective of Word chemistry**, AF Consult, Estocolmo, 2006, Pag. 4-28

Joutsimo, O; Mariani, S. **Reduccion consumo de mader: Optimizar el manejo desde el bosque al Digestor**. Bioforest S.A. Junio 2009.

Macleod, M. **The top ten factors in Kraft pulp yield**. Paper and Timber. v. 89, N°4, 2007.

Mariani, S.; Torres, M.;Fernandez, A; Morales, E.. **Variabilidad en sentido radial en *Eucaliptus nitens* y su efecto sobre pulpa Kraft**. Universidad Austral de Chile.

Reyes, J. **Comportamiento del *Eucaliptus nitens* como especie pulpable**.

Setubal, S.C.; Gomide, J.L.; Colodette, J.L.; Chaves de Oliveira, R.. **Influencia da densidad da madeira na qualidade da polpa kraft de clones híbridos**. *Árvore* v. 28, N°6, 2004.

Shin, N. H.; Stromberg, B. **Impact of cooking conditions on physical strength of *Eucaliptus pulp***. Andritz inc.

Sixta, H. **Handbook of pulp**, volumen I

Sjostrom, E. **Wood Chemistry Fundamentals and application**. Second Edition, 1993, Pag 1-90.

Stromberg, B. **Xylan's impact on eucalyptus pulp yield and strength**. In: Workshop on chemical Pulping Processes, Karlstad, 2006, Karsltad University.

Zou, H.; Liukkonen, A.; Cole, B; Genco, J; Miller, W. **Influence of Kraft pulping on the kinetics of oxigen delignification.** Tappi journal, v. 83, N° 2. Febrero 2000.