



UNIVERSIDAD DE CONCEPCIÓN
FACULTAD DE INGENIERÍA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



MODELACIÓN DIGESTOR CONTINUO PLANTA ARAUCO L2

POR

Tomás Ignacio Hermosilla Arévalo

Memoria de Título presentada a la Facultad de Ingeniería de la Universidad de Concepción para
optar al título profesional de Ingeniero Civil Químico

Profesor Guía
Miguel Ángel Pereira Soto

Profesional Supervisor
Carlos Cea Parra

Diciembre 2025
Concepción (Chile)

© 2025 Tomás Ignacio Hermosilla Arévalo

Se autoriza la reproducción total o parcial, con fines académicos, por cualquier medio o procedimiento, incluyendo la cita bibliográfica del documento.

Dedicatoria

A mi familia y amigos.

Porque ningún hombre es una isla.

Resumen

Esta memoria de título aborda el proceso de deslignificación Kraft de madera de pino radiata en el digestor continuo de planta Arauco L2 y el fenómeno de baja de número kappa de salida en condiciones de baja carga de astillas.

En este estudio se modela la cinética del proceso a lo largo del impregnador y digestor, utilizando modelos de reacciones en serie de deslignificación y degradación de carbohidratos, donde la ecuación que gobierna la velocidad de reacción cambia dependiendo de la cantidad de lignina presente en la madera o pulpa.

Para la modelación, el digestor e impregnador se dividen en secciones transversales y se modelan como reactores perfectamente agitados, en vez de un solo reactor de flujo pistón, así, un elemento continuo se trabaja como varios elementos finitos consecutivos. Para los cálculos se recurre al software *WinGEMS* para realizar balances de materia del proceso, y se recurre a *MS Excel* para realizar los cálculos de reacción en cada elemento finito. Durante la modelación existe recirculación de información entre estas dos herramientas.

Se utilizan datos operativos provenientes del funcionamiento del digestor durante dos periodos, un periodo de operación normal de un mes y un periodo de operación a baja carga de astillas con una duración de 36 horas. Las propiedades de los equipos de proceso y la estructura del proceso en si se obtienen de material proporcionado por Celulosa Arauco y Constitución.

De los resultados de la simulación se extrae que, de los modelos encontrados, el que mejor se ajusta al comportamiento del proceso de línea 2 es un ajuste de un modelo cinético presentado en material educativo interno de Celulosa Arauco. Con un error relativo de número kappa resultante de 13,4 %.

Se realiza un análisis de sensibilidad a este modelo, variando la temperatura del digestor. Se confirma que el modelo es estable y sigue la tendencia indicada por literatura, donde aumentos de temperatura resultan en un número kappa más bajo, y viceversa.

Se concluye que la baja en el número kappa a baja carga de astillas es producto del aumento del tiempo de residencia, dado que la baja se presenta aún en condiciones de mitigación del fenómeno, como el uso de reactivos más débiles.

Se extrae también que, si bien el modelo actual sigue la tendencia del proceso, este no es lo suficientemente exacto como para predecir de manera confiable los resultados de diferentes condiciones de operación.

Abstract

This undergrad thesis tackles the kraft delignification process of radiata pine in the continuous digester vessel of Celulosa Arauco y Constitución, together with the decrease of kappa number during reduced wood chip feed.

This study models the kinetics of the process along the impregnator and digester vessels, using in-series reaction models, where the equation that determines the reaction speed depends on the amount of lignin present in the wood or pulp.

For modelling, the digester and impregnator are divided into longitudinal crosscuts and each one of said cuts is modeled as a perfectly stirred reactor, turning one continuous element into various consecutive finite ones. *WinGEMS* is used for mass balance calculations and process modelling, and *MS Excel* is used for reaction calculations in each finite element. There's information feedback between these two tools.

Two sets of operational data, sourced from the digester's operation, is used for modelling. One set from normal operation spanning one month, and the other set from a reduced wood chip load period spanning 36 hours. Equipment properties and the process structure are sourced from documents supplied by Celulosa Arauco y Constitución.

From the results it's deduced that the best fitting model for the plant is an adjusted model found in internal training documents. With a relative error of 13,4% regarding the exit kappa number.

A sensitivity analysis is carried out on this model, Varying digester temperature. It confirms that the model is stable and follows the tendency found in literature, where an increment in temperature results in lower kappa number, and vice versa.

It is concluded that the decrease in kappa number in reduced wood chip load is caused by the increase in residence time, given that the decrease still happens despite mitigating conditions, like the use of weaker reactants.

It is also concluded that, even though the model follows the tendency of the process, it is not exact enough to reliably predict the result of different operating conditions.

Índice

Dedicatoria	2
Resumen	3
Abstract	4
Índice	5
Lista de tablas	7
Lista de figuras	8
Nomenclatura	10
Introducción	11
Objetivos	15
Objetivo principal.....	15
Objetivos específicos.....	15
Materiales y métodos	16
Búsqueda bibliográfica:.....	16
Modelos de reacciones paralelas (1974-):	16
Modelos de reacciones en serie (1983-):.....	17
Modelamiento:	17
Simulación del balance de materia:.....	22
Simulación de la cinética:	23
Reacción de saponificación:.....	24
Modelación de cinética por etapas:	24
Ajuste de modelos:	25
Validación de modelo, caso de baja carga	25
Resultados y discusión	26
Modelos encontrados:	26

Datos operacionales utilizados:	29
Estructura del balance másico en WinGEMS:	33
Estructura del modelamiento cinético en Excel:	34
Resultados de modelamiento por etapas	36
Análisis de sensibilidad modelo curso de celulosa ajustado:	43
Conclusiones	46
Recomendaciones.....	47
Referencias	48
Anexos.....	50
Resumen FI	61

Lista de tablas

Tabla 1: Zonas del digestor.	14
Tabla 2: Coeficientes del modelo de Purdue.	26
Tabla 3: Coeficientes del modelo de Andersson	27
Tabla 4: Parámetros de deslignificación por etapas de maderas de la familia del pino.	28
Tabla 5: Datos operacionales utilizados.	29
Tabla 6: Tiempos de residencia en el impregnador y digestor.	31
Tabla 7: Temperaturas utilizadas en el análisis de sensibilidad.	43
Tabla 8: Resultados análisis de sensibilidad número kappa vs cambio de la T° en todo el digestor.	43

Lista de figuras

Figura 1: Diagrama del digestor.	13
Figura 2: Gráfico de concentración de lignina en madera vs tiempo durante una cocción kraft típica, siguiendo reacciones paralelas. (Sixta, 2006)	16
Figura 3: Gráfico de concentración de lignina en madera vs factor H ($f(t, T^\circ)$) durante una cocción kraft típica, siguiendo reacciones en serie. (Kleppe, 1970)	17
Figura 4: División del digestor en zonas y subzonas.	18
Figura 5: Perfil de temperatura a lo largo del digestor, altura vs temperatura.	32
Figura 6: Perfil de temperatura a lo largo del proceso, temperatura vs tiempo.	32
Figura 7: Diagrama de bloques de balance de masa de alimentación de madera, impregnador (resaltado en verde) y digestor (resaltado en cyan).	33
Figura 8: Diagrama de bloques interno del impregnador.	33
Figura 9: Diagrama de bloques interno del digestor.	34
Figura 10: Fragmento de hoja de cálculo para simulación de cinética, área de transferencia.	34
Figura 11: Perfil de número kappa a lo largo del tiempo según el modelo de Gustafson.	36
Figura 12: Perfil de número kappa a lo largo del tiempo según el modelo de Gustafson ajustado.	37
Figura 13: Perfil de número kappa a lo largo del tiempo según el modelo de Gustafson ajustado.	38
Figura 14: Perfil de número kappa a lo largo del tiempo según el modelo curso de celulosa.	39
Figura 15: Perfil de número kappa a lo largo del tiempo según el modelo curso de celulosa.	40
Figura 16: Perfil de número kappa a lo largo del digestor según ambos modelos ajustados.	41
Figura 17: Perfil de número kappa a lo largo del digestor según ambos modelos ajustados, en condiciones de baja carga.	42
Figura 18: Perfil de número kappa a lo largo del tiempo según el modelo curso de celulosa, modelado a distintos perfiles de temperatura	44
Figura 19: Perfil de número kappa a lo largo del tiempo según el modelo curso de celulosa, modelado a tres perfiles de temperatura.	45
Figura 20: Carta Gantt (1/2)	50

Figura 21: Carta Gantt (2/2)	50
Figura 22: Perfil de número kappa a lo largo del proceso según el modelo de Gustafson (op. normal).	51
Figura 23: Perfil de número kappa a lo largo del digestor según el modelo de Gustafson (op. normal).	52
Figura 24: Perfil de número kappa a lo largo del proceso según el modelo de Gustafson ajustado (op. normal).	53
Figura 25: Perfil de número kappa a lo largo del digestor según el modelo de Gustafson ajustado (op. normal).	54
Figura 26: Perfil de número kappa a lo largo del proceso según el modelo de Gustafson ajustado (baja carga).	55
Figura 27: Perfil de número kappa a lo largo del digestor según el modelo de Gustafson ajustado (baja carga)	56
Figura 28: Perfil de número kappa a lo largo del proceso según el modelo curso de celulosa (op. normal).	57
Figura 29: Perfil de número kappa a lo largo del digestor según el modelo curso de celulosa (op. normal).	58
Figura 30: Perfil de número kappa a lo largo del proceso según el modelo curso de celulosa (baja carga).	58
Figura 31: Perfil de número kappa a lo largo del digestor según el modelo curso de celulosa (baja carga).	60

Nomenclatura

LB: Licor blanco

LN: Licor negro

BKP: Pulpa de celulosa blanqueada o bleached kraft pulp

MCC: Cocción continua modificada o modified continuous cooking

CSTR: Reactor de estanque continuamente agitado (Continuous stirred tank reactor)

E_a : Energía de activación [$\frac{J}{mol}$]

A : Factor pre-exponencial

R : Constante de gas ideal [$8.314 \frac{J}{mol}$]

T : Temperatura [K]

τ : Tiempo de residencia [min]

X : Conversión o grado de reacción de lignina

X_C : Conversión o grado de reacción de carbohidratos

V : Volumen [m^3]

V_M : Volumen de madera [m^3]

V_L : Volumen de licor [m^3]

M_{OH} : Moles de ion hidróxido consumidos

Introducción

El presente trabajo se desarrolla en línea 2 de Celulosa Arauco y Constitución, ubicada en Los Horcones S/N, región del Biobío, Chile.

Línea 2 produce pulpa de celulosa blanqueada (bleached kraft pulp o BKP) a partir de pino radiata mediante el proceso de pulpaje kraft y blanqueo con dióxido de cloro (ClO_2). En el pulpaje kraft se hace reaccionar la madera con una solución de hidróxido de sodio (NaOH) y sulfuro de sodio (Na_2S), también llamado licor blanco o álcali, a condiciones de alta presión (~ 10 atm) y temperatura ($\sim 160^\circ\text{C}$). Así se obtiene pulpa de celulosa café y una solución de químicos gastados denominada licor negro. (MR Projects Ltda. 2012) (Cea, 2025).

El proceso comienza en la pila de astillas, donde se almacena la madera que luego se transformará en pulpa. Línea 2 recibe madera de pino en forma de troncos de forestal Arauco y las transforma en piezas con forma laminar biselada ($\sim 20\text{mm}$ ancho; $15\text{-}25\text{mm}$ largo; $3\text{-}5\text{mm}$ espesor), llamadas astillas. Línea 2 también recibe astillas de aserraderos y planta de paneles del complejo forestal Arauco, a estas se les llaman astillas de terceros y también se procesan, representando aproximadamente el 25% de las astillas alimentadas al digestor. (MR Projects Ltda. 2012)

Las astillas se dirigen desde la pila hacia los harneros, máquinas encargadas de clasificar las astillas y asegurarse de que cumplan con las dimensiones requeridas. Posteriormente, las astillas se elevan mediante una correa transportadora hacia el área del digestor continuo.

El primer paso en el área digestor es la preparación de las astillas, compuesta por el tornillo de alimentación, depósito, medidor de flujo, alimentador de baja presión, vaporizador, chute y alimentador de alta presión. Aquí se condicionan las astillas para continuar con el proceso. (MR Projects Ltda. 2012)

Las astillas son impulsadas al impregnador, donde se añade parte de la carga química, a presión (12 bar), con tal de que los agentes difundan al interior de la astilla, para así lograr que la cocción sea uniforme al activar la reacción mediante temperatura. El impregnador opera a alrededor de 120°C , por lo cual no hay deslignificación significativa. Tiene una altura de 32.5 m y un volumen de 399 m³, con un tiempo de residencia de 35 minutos. (MR Projects Ltda. 2012)

Del impregnador, las astillas se dirigen al digestor continuo, donde se administra el resto de la carga química a alta temperatura (160°C) para dar inicio a la reacción. A la salida del digestor ya se encuentra pulpa de celulosa café, en vez de astillas. El digestor opera a 12.5 bar, tiene una altura de 55.5 m y un volumen de 2090 m³, con un tiempo de residencia de 4 horas. (MR Projects Ltda. 2012)

La pulpa se envía al difusor, donde se lava para recuperar químicos remanentes del proceso y reutilizarlos. (MR Projects Ltda. 2012)

La pulpa del difusor va al área de lavado y deslignificación con O_2 , encargada de remover impurezas de la pulpa, además de lavar la pulpa para retirar químicos del proceso. También en esta área se hace reaccionar la pulpa con oxígeno (O_2) para remover parte de la lignina y reducir el consumo de químicos en el área de blanqueo. (Cea, 2025)

En blanqueo, la pulpa se hace reaccionar en etapas, con dióxido de cloro, peróxido de hidrógeno (H_2O_2) y oxígeno para eliminar la lignina remanente y así obtener pulpa de celulosa blanca.

Finalmente, la pulpa blanqueada pasa al área de máquina, donde se le da forma y empaca para ser comercializada. (Cea, 2025)

El enfoque de este trabajo se encuentra sobre el digestor continuo, un reactor de flujo pistón vertical. Posee una entrada principal superior, donde se alimenta la mezcla de astillas y licor de cocción desde el impregnador. Posee también, múltiples entradas y salidas de licor.

En el digestor ocurre la reacción de pulpaje kraft, donde se rompen enlaces de la lignina y se solubiliza en el licor para retirarla del medio. La lignina es un heteropolímero tridimensional natural, que le otorga color a la madera, además de actuar como pegamento de las fibras de celulosa. (Sixta, 2006)

A lo largo del digestor existen entradas de licor a través de una tubería central, y salidas de licor negro a través de mallas de extracción.

Para este trabajo se reconocen cuatro zonas del digestor, caracterizadas por sus condiciones de operación y corrientes, esto para facilitar su modelación. Desde el tope hasta el fondo, las zonas son las siguientes (véase figura 1 y tabla 1).

- Zona de transferencia: Desde el tope (piso 8.5) hasta el 6to piso. Tiene la entrada principal proveniente del impregnador y una salida de licor negro en el tope para controlar la presión del digestor. Opera con un perfil de temperatura de $158^{\circ}C$ en el límite inferior de la zona y $152^{\circ}C$ en el límite superior de la zona. Tiene una altura de 18.84 m y un volumen de 489 m³. Dado que el licor y las astillas ingresan por el mismo extremo, esta zona opera a co-corriente, es decir, el licor y las astillas se mueven en la misma dirección.
- Zona MCC: Desde el 5to al 4to piso. Tiene una entrada de licor en la parte inferior (proveniente de recirculación que se completa con licor blanco, circuito MCC) y una salida de licor negro en la parte superior que se dirige hacia los separadores flash y luego al área de evaporadores. Opera con un perfil de temperatura de $160^{\circ}C$ en el límite inferior de la zona y $158^{\circ}C$ en el límite superior de la zona. Tiene una altura de 10.7 m y un volumen de 450 m³. Dado que la

inyección de licor se realiza en el límite inferior, esta zona opera a contracorriente, es decir, la pulpa y el licor viajan en direcciones opuestas, hacia abajo y hacia arriba, respectivamente.

- Zona de lavado: Desde el 3er al 2do piso. Tiene una entrada de licor inferior (proveniente del circuito de lavado) y una salida superior que se recircula. Opera con un perfil de temperatura de 130°C en el límite inferior de la zona y 160°C en el límite superior de la zona. Tiene una altura de 19,49 m y un volumen de 888 m³. Al igual que la zona MCC, opera a contracorriente por la inyección de licor en la zona inferior.
- Zona de dilución: desde el primer piso hasta el fondo. Tiene varias entradas de licor negro que diluyen la pulpa para llevarla a consistencia apropiada y una salida superior que se dirige a los separadores flash. Opera con un perfil de temperatura de 82°C en el límite inferior de la zona y 130°C en el límite superior de la zona. Tiene una altura de 6,48 m y un volumen de 263 m³. Opera a contracorriente.

(MR Projects Ltda. 2012)

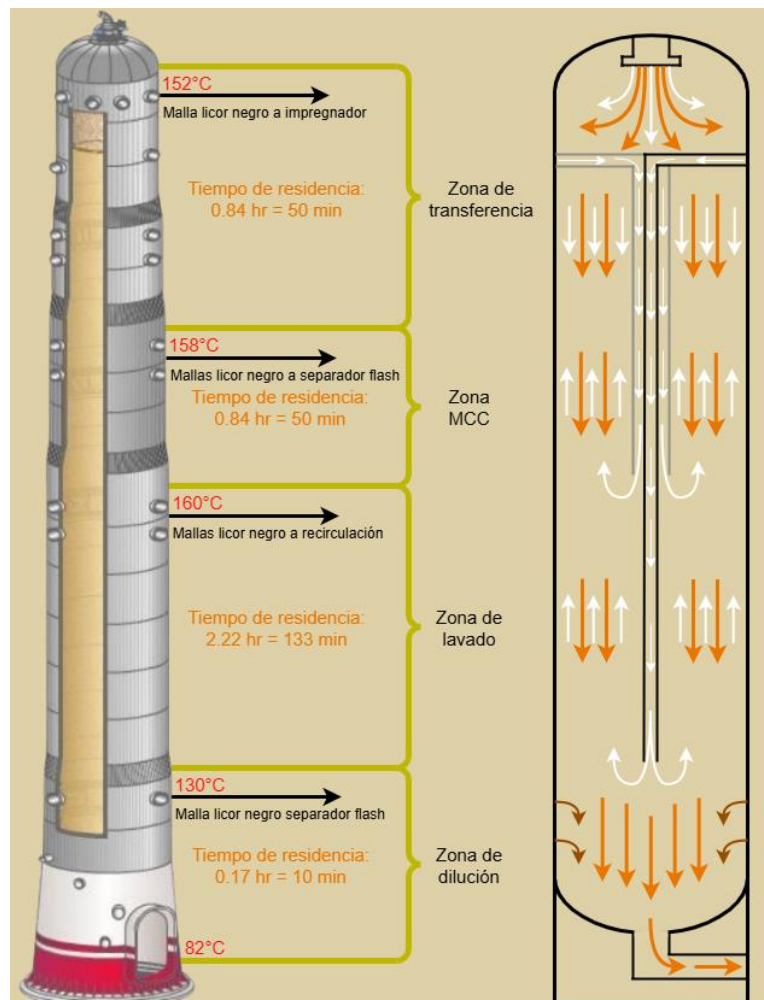


Figura 1: Diagrama del digestor.

Tabla 1: Zonas del digestor.

Zona	Largo (m)	Largo acumulado (m)	Volumen (m3)	Tiempo de residencia (min)	Temperatura (°C)	Tipo de flujo
Transferencia	18,84	18,84	489	50	152-158	Co-corriente
MCC	10,7	29,54	450	50	158-160	Contracorriente
Lavado	19,49	49,03	888	133	160-130	Contracorriente
Dilución	6,48	55,51	263	29	130-82	Contracorriente

A lo largo del proceso productivo en la línea de fibra se mide el número Kappa, una variable que sirve como medida indirecta de la lignina presente en la pulpa, su equivalencia es de:

$$\% \text{ de lignina} = 0,15 * Kappa \Leftrightarrow Kappa = \% \text{ de lignina} * 6,67 \quad (1)$$

Así, el número Kappa resulta una herramienta útil en el monitoreo y control de los procesos de la planta, dado que permite saber si la remoción de lignina está siendo efectiva, y estimar ajustes necesarios en partes del proceso. Por ejemplo, si el número Kappa es más alto de lo esperado antes del área de blanqueo, significa que la pulpa tiene mayor contenido de lignina, entonces será necesario aumentar la dosis de químicos de blanqueo para mantener las condiciones de salida de la pulpa.

Durante la operación normal, a la salida del digestor se obtiene un Kappa estable a lo largo del tiempo, con un valor objetivo de 27. Sin embargo, durante las partidas a baja carga de astillas el número Kappa resulta menor de lo normal, lo cual se arrastra a lo largo del proceso y culmina con pulpa de celulosa blanca con malas propiedades físico mecánicas, esto la deja fuera de especificación (Celulosa off grade) y representa una pérdida de producto. (Cea, 2025).

Bajo este contexto se busca modelar la cinética de la reacción de deslignificación en el digestor, para dar explicación a este fenómeno. Esto también, abre la posibilidad de implementar a futuro mejoras en el esquema de control de Kappa en el digestor, especialmente en las partidas de proceso o situaciones de baja producción debido a contingencias.

Históricamente, se han desarrollado ya diversos modelos cinéticos para abordar el pulpaje kraft, comenzando por Smith (1974) en la universidad de Purdue, Indiana, EE.UU. Estos modelos varían en los órdenes de magnitud asignados a las especies químicas, energías de activación y número de reacciones, dado que existen distintos tipos de lignina, además de otras moléculas presentes en la madera que reaccionan simultáneamente en el pulpaje kraft.

Se recopilan diversos modelos cinéticos, los cuales se emplearán para simular la operación del digestor mediante software. Los resultados de dichas simulaciones serán contrastados con los resultados de la operación real para determinar el modelo cinético que mejor representa la reacción del digestor de línea 2 de planta Arauco.

Objetivos

Objetivo principal

Modelar el proceso de cocción en el digestor de planta Arauco, línea 2 para poder dar explicación al bajo número Kappa en la línea de soplado a condiciones de baja producción mediante el modelado de la cinética de deslignificación.

Objetivos específicos

1. Evaluar y comparar modelos cinéticos existentes para el digestor de línea 2, determinando su capacidad de representar adecuadamente la realidad operativa de planta Arauco L2.
2. Ajustar y calibrar un modelo cinético utilizando datos operacionales reales de línea 2.
3. Validar el modelo ajustado y analizar su sensibilidad, cuantificando el efecto de la temperatura sobre el número kappa y evaluando el desempeño del modelo bajo condiciones operativas típicas y no típicas.

Materiales y métodos

Búsqueda bibliográfica:

Se desarrolla una búsqueda bibliográfica, recopilando información acerca del proceso de pulpaje kraft con especial atención a la etapa de cocción, correspondiente al digestor.

Se recurre a diversas fuentes de información, entre estas:

- Artículos técnicos presentes en las bases de datos a las cuales otorga acceso la Universidad de Concepción, mediante el portal de bibliotecas UdeC.
- Material técnico proporcionado por Celulosa Arauco.
- Asesoría de personal de la planta (Ingenieros y operadores).
- Material educativo proporcionado por docentes del departamento de ingeniería química UdeC.

Los principales modelos cinéticos encontrados en bibliografía para explicar las reacciones durante el pulpaje Kraft, se resumen en los siguientes:

Modelos de reacciones paralelas (1974-):

Desarrollado en primera instancia por Clifford Smith, en la universidad de Purdue, Indiana, EE.UU. Plantean que en la madera existen distintas especies de lignina con diferentes reactividades, estas reaccionan simultáneamente con el licor de cocción a diferentes velocidades, dando origen a la siguiente tendencia:

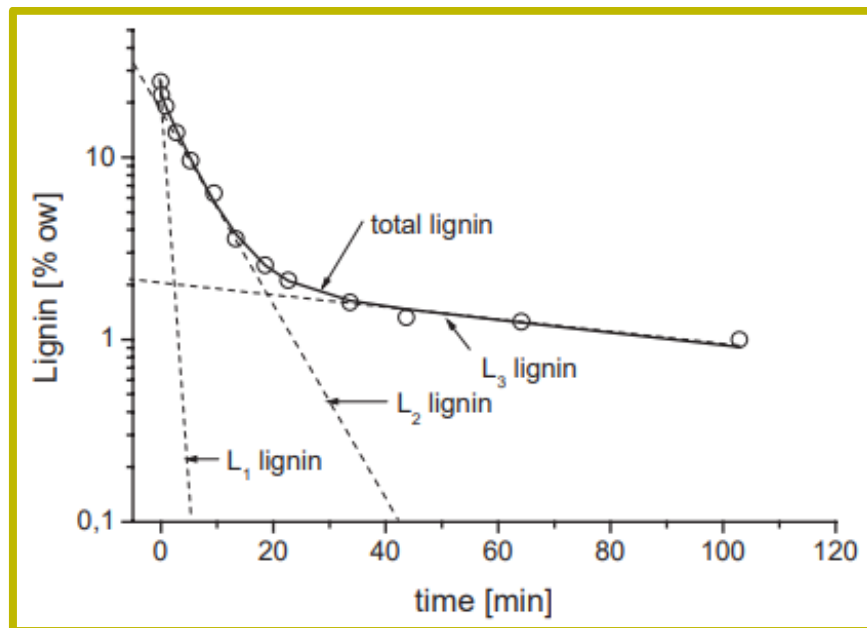


Figura 2: Gráfico de concentración de lignina en madera vs tiempo durante una cocción kraft típica, siguiendo reacciones paralelas. (Sixta, 2006)

Modelos de reacciones en serie (1983-):

Desarrollado en primera instancia por Richard Gustafson en la universidad de Washington, EE.UU. Plantean que la lignina reacciona en tres etapas distintas (Inicial, bulk y terminal), cada una gobernada por una reactividad distinta. El cambio se da a una concentración determinada de lignina. Dan origen a la siguiente tendencia:

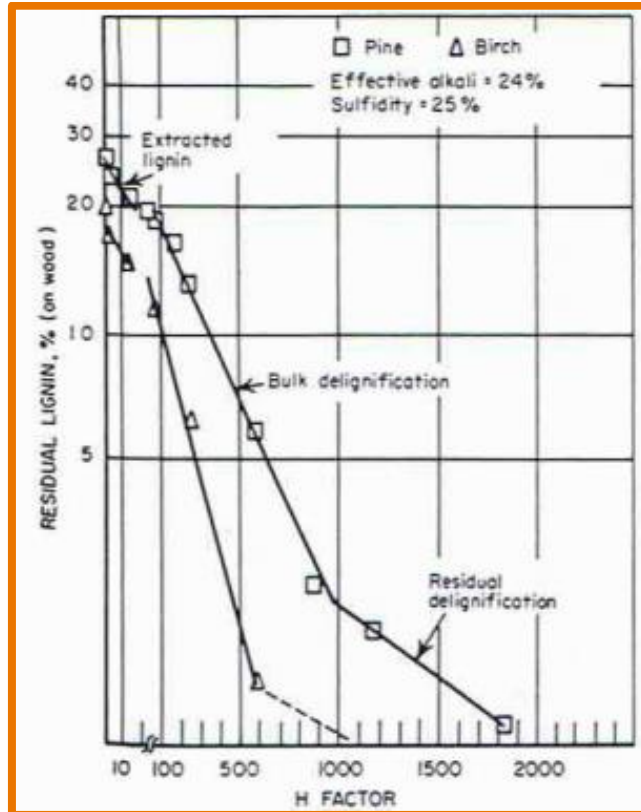


Figura 3: Gráfico de concentración de lignina en madera vs factor H ($f(t, T^\circ)$) durante una cocción kraft típica, siguiendo reacciones en serie. (Kleppe, 1970)

Una vez recopilados los modelos a utilizar y sus parámetros respectivos, se utiliza software para simular la operación del digestor, complementado con datos operacionales obtenidos de *AVEVA PI Vision*, como flujos, temperatura, presión, composición de licor, etc. Estos datos corresponden a los parámetros utilizados en la simulación.

Dada la complejidad del modelamiento, se escoge la familia de modelos de reacciones en serie.

Modelamiento:

Para realizar la simulación de la operación del digestor, se recurre al software *WinGEMS 5.4* (o Windows General Energy and Material balance System) proporcionado por gerencia técnica de Arauco.

En un principio, se consideró utilizar *Aspen Plus/Hysys*, sin embargo, *WinGEMS* está especializado para la industria de celulosa y papel, al contrario de *Aspen*, el cual se utiliza mayoritariamente para petroquímica. Por esto, se favoreció finalmente el uso de *WinGEMS*.

En este software, se dispone de bloques que representan operaciones unitarias (ej.: filtrado, reacción, mezclado, etc.). Existen bloques predefinidos los cuales representan las operaciones más comunes dentro de la industria, sin embargo, existe la posibilidad de generar bloques propios. Cada uno de estos bloques, cuenta con entradas (inputs) y salidas (outputs) de corrientes de materia, definidas en flujo, composición y propiedades. El software permite modelar procesos al descomponerlos en operaciones unitarias y este se encarga de realizar los balances de materia y energía resolviendo mediante un método iterativo secuencial.

Dado que por limitaciones de seguridad (imposibilidad de toma de muestras por altas presiones de operación) no es posible conocer ciertas propiedades de la pulpa (como grado de deslignificación), se modela el impregnador, tal de disponer de condiciones de entrada realistas para así realizar una modelación apropiada del digestor en sí. Este se trabaja como si fuese otra zona del digestor.

Una vez modelado el impregnador, se modela el digestor por zonas, tomando como condición de entrada la salida del impregnador.

Cada zona del digestor es dividida en secciones cilíndricas iguales entre sí (subzonas), las cuales se modelan como reactores perfectamente agitados (Continuous stirred tank reactor, o CSTR).

De esta manera se transforma un elemento continuo en elementos finitos. Un efecto secundario de este modelamiento es que se desprecian los perfiles radiales.

De forma gráfica:

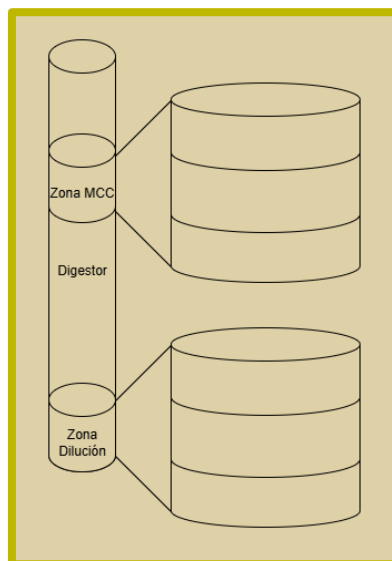


Figura 4: División del digestor en zonas y subzonas.

Puesto que la licencia estándar de *WinGEMS*, de la cual se dispone, no incluye la capacidad de modificar la cinética de la reacción de pulpaje a utilizar, entonces se realizará el cálculo del grado de reacción de manera manual en cada etapa, comenzando con la siguiente ecuación de diseño de CSTR (Fogler, 2003):

$$V = \frac{F_{A0} - F_A}{-r_A} \quad (2)$$

Donde V es el volumen del reactor, F_{A0} y F_A son los flujos de reactivo entrante y saliente, respectivamente, y $-r_A$ es la velocidad de consumo de reactivo. Esta última, en el caso de la lignina, se suele expresar como $\frac{dL}{dt}$.

Puesto que la reacción no se da en el seno del fluido, si no en la madera, entonces se trabajará esta ecuación utilizando el volumen de madera, expresado como V_M .

Introduciendo el concepto de conversión (X), que corresponde a la fracción de reactivo que reacciona, entonces:

$$V_M = \frac{F_{A0} - (F_{A0}(1 - X))}{-r_A} = \frac{F_{A0}X}{-r_A} \quad (3)$$

Dado que la velocidad de reacción tiene la fórmula (Sixta, 2006):

$$-r_A = k(T) [L] [OH^-]^m [HS^-]^n \quad (4)$$

Donde $k(T)$ es la constante de reacción dependiente de la temperatura, $[L]$ es la concentración másica de lignina en la madera, $[OH^-]$ es la concentración de ion hidróxido en mol/l, $[HS^-]$ es la concentración de ion bisulfuro en mol/l, y m , n son exponentes dados por el modelo cinético.

Entonces:

$$V_M = \frac{F_{A0}X}{k(T) [L] [OH^-]^m [HS^-]^n} = \frac{F_{madera} [L]_0 X}{k(T) [L] [OH^-]^m [HS^-]^n} \quad (5)$$

$$\frac{V_M}{F_{madera}} = \tau = \frac{[L]_0 X}{k(T) [L]_0 (1 - X) [OH^-]^m [HS^-]^n} \quad (6)$$

Donde τ es el tiempo de residencia de la madera, expresado en minutos.

Despejando y reordenando:

$$\frac{X}{1 - X} = \tau k(T) [OH^-]^m [HS^-]^n \quad (7)$$

A su vez, a medida que transcurre la reacción, las concentraciones de hidróxido y bisulfuro disminuirán, por lo que se pueden expresar en función de la conversión. Dado que durante la deslignificación inicial se atacan las ligninas más accesibles, se asume que no se consume bisulfuro durante esta etapa, ya que este es más selectivo en su reacción y solo ataca lignina.

Según Christensen (1983) se consumen 0,15kg de NaOH y 0,03 kg de NaHS (expresado en base NaOH) por kg de lignina reaccionada.

Estas cantidades se convierten a moles de reactivo consumido por kg de lignina.

Para el hidróxido de sodio:

$$0,15 \frac{kg NaOH}{kg lignina} \frac{mol NaOH}{0,04 kg NaOH} = 3,75 \frac{mol NaOH}{kg lignina} \quad (8)$$

Para el bisulfuro de sodio, originalmente expresado en base NaOH:

$$0,03 \frac{kg NaOH}{kg lignina} \frac{mol NaOH}{0,04 kg NaOH} = 0,75 \frac{mol NaOH}{kg lignina} = 0,75 \frac{mol Na^+}{kg lignina} = 0,75 \frac{mol NaHS}{kg lignina} \quad (9)$$

Entonces, la masa de lignina que reacciona, en kilogramos, es:

$$X [L]_0 F_{madera} \quad (10)$$

Dado que 1 kg de lignina consume 3,75 moles de OH^- , entonces los moles de hidróxido de sodio consumidos por la lignina serán:

$$M_{OH} = 3,75 (X [L]_0 F_{madera}) \quad (11)$$

De manera similar, se debe calcular el consumo de OH^- por degradación de carbohidratos.

Según Christensen (1983) se consumen 0.4 kg de NaOH por kg de carbohidratos reaccionados. Esta reacción no consume $[HS^-]$.

Esto equivale a:

$$0,4 \frac{kg NaOH}{kg carbohidratos} \frac{mol NaOH}{0,04 kg NaOH} = 10 \frac{mol NaOH}{kg carbohidratos} \quad (12)$$

Dentro de los carbohidratos reaccionados se considera la celulosa degradada y las hemicelulosas.

De acuerdo con Gustafson et al (1983), la velocidad de reacción de degradación de carbohidratos se puede calcular en base a la velocidad de reacción de la lignina. Entonces aplicando el método de conversión se tiene:

$$X_C = f(X, fase) \quad (13)$$

Donde X_C es la conversión de carbohidratos y “fase” hace referencia a si la reacción es de deslignificación inicial, bulk o residual.

Retomando la Ec. 12, de la misma manera que en la Ec. 11, los moles de hidróxido consumidos en la degradación de carbohidratos serán:

$$10 (X_C [C]_0 F_{madera}) \quad (14)$$

Donde $[C]_0$ es la concentración másica entrante de carbohidratos en la madera.

Dentro de estos carbohidratos reaccionados se considera la celulosa degradada y las hemicelulosas.

El consumo de hidróxido se puede expresar en función del cambio en su concentración como:

$$V_L ([OH^-]_0 - [OH^-]) \quad (15)$$

Y el consumo en función de la degradación de lignina y carbohidratos será:

$$3.75 X [L]_0 F_{madera} + 10 X_C [C]_0 F_{madera} \quad (16)$$

Igualando las ecuaciones 15 y 16 se obtiene:

$$(3.75 X [L]_0 + 10 X_C [C]_0) F_{madera} = V_L ([OH^-]_0 - [OH^-]) \quad (17)$$

Utilizando la relación licor-madera (LM):

$$V_L = V_M LM \quad (18)$$

Se llega a:

$$(3.75 X [L]_0 + 10 X_C [C]_0) F_{madera} = V_M LM ([OH^-]_0 - [OH^-]) \quad (19)$$

Reordenando:

$$[OH^-]_0 - [OH^-] = \frac{(3.75 X [L]_0 + 10 X_C [C]_0) F_{madera}}{V_M LM} = \frac{3.75 X [L]_0 + 10 X_C [C]_0}{\tau LM} \quad (20)$$

Entonces:

$$[OH^-] = [OH^-]_0 - \frac{3.75 X [L]_0 + 10 X_C [C]_0}{\tau LM} \quad (21)$$

Análogamente se despeja $[HS^-]$ con su correspondiente consumo, resultando:

$$[HS^-] = [HS^-]_0 - \frac{0.75 X [L]_0}{\tau LM} \quad (22)$$

Así, reemplazando en la Ec. 7:

$$\frac{X}{1-X} = \tau k(T) \left([OH^-]_0 - \frac{3.75 X [L]_0 + 10 X_C [C]_0}{\tau LM} \right)^m \left([HS^-]_0 - \frac{0.75 X [L]_0}{\tau LM} \right)^n \quad (23)$$

Expandiendo $k(T)$:

$$k(T) = A \exp\left(\frac{-E_a}{R} \frac{1}{T(K)}\right) \quad (24)$$

Donde A es el factor pre-exponencial, E_a es la energía de activación en J/mol, R es la constante de gas ideal ($8.314 \frac{J}{mol K}$) y $T(K)$ es la temperatura en Kelvin.

Reemplazando en la Ec. 23:

$$\frac{X}{1-X} = \tau A \exp\left(\frac{-E_a}{R} \frac{1}{T(K)}\right) \left([OH^-]_0 - \frac{3.75 X [L]_0 + 10 X_C [C]_0}{\tau LM} \right)^m \left([HS^-]_0 - \frac{0.75 X [L]_0}{\tau LM} \right)^n \quad (25)$$

Dada la complejidad de la expresión, esta se trabaja con la herramienta *Solver* de *Excel* para despejar numéricamente en cada etapa la conversión como función implícita de $\tau, T, [L]_0, [C]_0, [OH^-]_0$ y $[HS^-]_0$.

Para ello, se define la siguiente igualdad, proveniente del despeje realizado anteriormente:

$$\frac{X}{1-X} \frac{1}{\tau} = A \exp\left(\frac{-E_a}{R} \frac{1}{T(K)}\right) \left([OH^-]_0 - \frac{3,75 X [L]_0 + 10 X_c [C]_0}{\tau LM}\right)^m \left([HS^-]_0 - \frac{0,75 X [L]_0}{\tau LM}\right)^n \quad (26)$$

En base a esta igualdad se plantea la siguiente función objetivo:

$$\left| \frac{X}{1-X} \frac{1}{\tau} - \left(A \exp\left(\frac{-E_a}{R} \frac{1}{T(K)}\right) \left([OH^-]_0 - \frac{3,75 X [L]_0 + 10 X_c [C]_0}{\tau LM}\right)^m \left([HS^-]_0 - \frac{0,75 X [L]_0}{\tau LM}\right)^n \right) \right| \quad (27)$$

Esta función objetivo se minimiza con la herramienta *Solver* (haciendo variar X), dado que, cuando la FO tiende a cero, los términos tienden a la igualdad. Cuando el valor de la FO es suficientemente pequeño, se entiende que se llegó al valor de X.

Dentro de esta modelación no se considera la difusión de las sustancias químicas en las astillas (se asume mezcla perfecta), por lo tanto, las conversiones modeladas y los ajustes realizados tienen un efecto mayor que el esperable en la realidad. Estas suposiciones se realizan dado el alcance del trabajo y sirve como una aproximación a la modelación cinética de la deslignificación kraft de pino radiata con las condiciones de línea 2.

Tampoco se consideran los cambios de temperatura por reacción ni transferencia de calor, en su lugar se asumen perfiles de temperatura lineales en las zonas modeladas, tomando como límites, las temperaturas de los licores extraídos. Se asume que, en las zonas de extracción de licor las astillas y el licor extraído han alcanzado el equilibrio térmico. Estos perfiles se muestran en la sección de resultados, ya que se analizaron dos situaciones, donde las temperaturas del digestor eran distintas.

Simulación del balance de materia:

Utilizando el software WinGEMS, se genera un diagrama de proceso general que comprende la alimentación del impregnador, el impregnador en sí, el digestor y los flujos de licor más relevantes, incluidas recirculaciones y otras corrientes internas.

La extracción de licor se simula como la separación del flujo interno del digestor en dos corrientes, la principal continúa dentro del digestor, mientras que la corriente extraída sale de este, con un flujo determinado y una concentración de sólidos suspendidos de 0%.

Para que la simulación converja, se asignan flujos iniciales a las corrientes de recirculación, dichos flujos son similares a los de operación.

Dentro de esta simulación se utilizan valores de conversión de los reactivos, para así obtener valores de concentración de licor en los límites de las zonas y con estos simular la cinética de la reacción.

Los valores de conversión se obtienen de la simulación en *Excel*, la cual a su vez utiliza los valores de concentración provenientes del balance de materia en WinGEMS, generando así una recirculación de información.

Este loop tiende a converger dado que un mayor grado de reacción genera menores concentraciones de reactivo, lo que da lugar a menores conversiones en la siguiente iteración, que, a su vez da lugar a mayores concentraciones de reactivo. Y así sucesivamente.

Simulación de la cinética:

En *Excel* se elabora una hoja en la cual se introducen los parámetros de cada zona (tiempo de residencia, límites de temperatura, dirección de flujo) y los parámetros de los modelos cinéticos (energía de activación [Ea], factor pre-exponencial [A] e índices de hidróxido y bisulfuro).

Cada zona se divide en 50 filas, cada una de las cuales representa una subzona que se modela como reactor CSTR. En cada subzona se definen las variables de entrada (concentraciones iniciales de lignina, ion hidróxido e ion bisulfuro) como la salida de la subzona anterior. Las variables de salida (concentraciones de salida) se calculan en base a las fórmulas presentadas anteriormente en función de la conversión.

Para determinar la conversión en cada subzona se utiliza la herramienta *Solver*, con la conversión como variable y una celda con la función objetivo definida previamente como el objetivo a minimizar. Con un código de *Visual Basic para aplicaciones* (VBA) se automatiza la resolución de cada zona, despejando la conversión en las 50 subzonas en aproximadamente 125 segundos por ejecución. Esto permite realizar cambios en los parámetros de entrada y evaluar su efecto en las condiciones de salida. Además, en la misma hoja se introducen gráficos que muestran el número kappa a lo largo del proceso para así monitorear el desempeño del modelo entre ejecuciones. En estos mismos se agregan dos valores conocidos de número kappa que sirven como referencia:

Final de la zona MCC: Entre 30 y 70. Proveniente del diseño del digestor (Cea, 2025). Además, se realizó análisis de laboratorio a una única muestra extraída durante un proyecto el día 05 de julio de 2021, resultando un número kappa de 51,3; lo cual se encuentra próximo al punto medio del rango.

Línea de soplado: 25. Valor promedio del análisis de laboratorio de muestras recolectadas periódicamente. Los valores escogidos corresponden al mismo periodo del cual se obtuvieron los valores de flujo y composición de licores utilizados en el proceso.

En las zonas que operan a contracorriente, las condiciones de salida del licor de la última subzona se toman como la entrada de la que se encuentra arriba de esta y así subsecuentemente, simulando un flujo ascendente de licor mientras la pulpa permanece con un flujo descendente. Esto ocasiona que estas zonas se deban resolver varias veces para que los valores converjan, ya que la pulpa que de una subzona reacciona con licor proveniente de la subzona inferior, cuyas condiciones se ven determinadas por el grado de reacción (conversión) calculado en la resolución anterior.

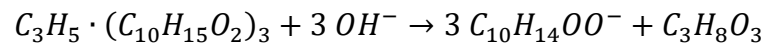
Al modelar, se ejecuta la resolución por *Solver* de cada zona hasta que el máximo de los valores de la función objetivo (equivalente al error o diferencia entre términos) sea menor o igual a 10^{-6} .

Reacción de saponificación:

Se incorpora la reacción de saponificación al inicio del impregnador, dado que altera la concentración de lignina y carbohidratos al eliminar extraíbles de la madera.

La reacción se simula como la saponificación de un triglicérido cuyos ácidos grasos tienen la misma fórmula que la trementina, la cual es en parte producto de la saponificación de extraíbles de pino.

Entonces, la saponificación sigue la siguiente reacción:



Modelación de cinética por etapas:

Se modela la deslignificación siguiendo la estructura por etapas, donde la ecuación de velocidad de reacción se define por tramos, en base a la cantidad de lignina presente.

Estos modelos tienen la siguiente forma general:

-Deslignificación Inicial:

$$\frac{d[L]}{dt} = k(T) [L] \quad (28)$$

-Deslignificación Bulk:

$$\frac{d[L]}{dt} = k(T) [OH^-] [HS^-] [L] \quad (29)$$

-Deslignificación Residual:

$$\frac{d[L]}{dt} = k(T) [OH^-] [L] \quad (30)$$

La transición de fase inicial a bulk se da al 22.5% de lignina en madera y de bulk a residual al 2.2% de lignina en la madera. (Gustafson et al, 1983). Lo cual corresponde a un número kappa de 150 y 14,7; respectivamente.

Para modelar la degradación de carbohidratos se recurre a la relación propuesta por Gustafson et al (1983), la cual establece una relación entre la degradación de carbohidratos y lignina según la etapa de deslignificación en la cual se encuentre:

-Deslignificación Inicial:

$$\frac{d[C]}{dt} = 2,53 \frac{d[L]}{dt} [OH^-]^{0,11} \quad (31)$$

-Deslignificación Bulk:

$$\frac{d[C]}{dt} = 0,47 \frac{d[L]}{dt} \quad (32)$$

-Deslignificación Residual:

$$\frac{d[C]}{dt} = 2,19 \frac{d[L]}{dt} \quad (33)$$

En base al despeje realizado anteriormente para la lignina, la conversión de carbohidratos será:

$X_C = 2,53 X [OH^-]^{0,11}; 0,47 X; 2,19 X$ para las distintas fases de deslignificación, respectivamente.

Ajuste de modelos:

Una vez simulada la operación, se ajustan los factores pre-exponenciales de los modelos para así lograr que el número kappa de la línea de soplado alcance el valor objetivo (25).

Los datos de operación correspondientes se extraen del historiador de datos *AVEVA PI Vision* durante el periodo comprendido entre el 30 de junio de 2025 y 29 de julio de 2025.

Validación de modelo, caso de baja carga

Para validar el modelo ajustado, se simula con condiciones de operación de la planta en un periodo con baja carga de astillas. Estos datos se obtienen del sistema de control distribuido (DCS) y corresponden al periodo de 36 horas comprendido entre:

26 de septiembre de 2025. 18:00

28 de septiembre de 2025. 06:00

Resultados y discusión

Modelos encontrados:

-Modelos de reacciones paralelas:

-Modelo de Purdue (1974):

El modelo considera dos especies de lignina y tres de carbohidratos, las reacciones siguen la siguiente estructura:

$$\frac{dR}{dt} = -k_a[OH^-][R] - k_b[OH^-][HS^-][R]$$

Donde R es la especie reaccionante y k está expresada en $\left(\frac{lbs}{pie^3} \frac{1}{hr}\right)^{-1}$.

Se resumen los coeficientes en la siguiente tabla:

Tabla 2: Coeficientes del modelo de Purdue.

Especie	A_a	$Ea_a (cal)$	A_a	$Ea_a (cal/mol)$
L_1	$3,5 * 10^{14}$	30.000	$4,7 * 10^{12}$	26.000
L_2	$2,8 * 10^{11}$	25.000	$1,7 * 10^{12}$	25.000
C_1	$3,4 * 10^{12}$	28.000	$5,3 * 10^{13}$	30.000
C_2	$3,3 * 10^{13}$	29.000	$5,9 * 10^{13}$	29.000
C_3	$2,0 * 10^{14}$	30.000	$2,7 * 10^{14}$	30.000

-Modelo de Andersson (2003):

Sigue una forma similar al modelo de Purdue, pero considera tres especies de lignina, celulosa, glucomanano (carbohidrato) y xilano (carbohidrato), en total doce especies. La estructura es la siguiente:

$$\frac{dR}{dt} = -k_1([OH^-]^a[HS^-]^b + k_2)[R]$$

Donde k_1 se calcula según la ec. de Arrhenius.

Con los siguientes coeficientes:

Tabla 3: Coeficientes del modelo de Andersson.

Especie	a	b	k_2	A	E_a (kJ/mol)
L_1	0,0	0,06	0	0,10	50
L_2	0,48	0,39	0	0,10	127
L_3	0,2	0	0	0,0047	127
C_1	0,1	0	0	0,060	50
C_2	1,0	0	0,22	0,064	144
C_3	1,0	0	0,42	0,00064	144
G_1	0,1	0	0	0,060	50
G_2	1,0	0	0,22	0,064	144
G_3	1,0	0	0,42	0,00064	144
X_1	0,1	0	0	0,060	50
X_2	1,0	0	0,22	0,064	144
X_3	1,0	0	0,42	0,00064	144

-Modelos de reacciones en serie:

-Modelo de Gustafson (1983):

Este modelo tiene una estructura más simple, sin embargo, la ecuación que gobierna la cinética cambia durante el proceso.

Designificación inicial ($[L] > 22,5\%$):

$$\frac{dL}{dt} = 36,2 \sqrt{T} \exp\left(\frac{-39.971}{R T}\right) [L]$$

Designificación bulk ($22,5\% > [L] > 2,2\%$)

$$\frac{dL}{dt} = \left(\exp\left(35,19 - \frac{143.000}{R T}\right) [OH^-] + \exp\left(29,33 - \frac{119.721}{R T}\right) [OH^-]^{0,5} [HS^-]^{0,4} \right) [L]$$

Designificación residual ($2,2\% > [L]$)

$$\frac{dL}{dt} = \left(\exp\left(19,64 - \frac{89.824}{R T}\right) [OH^-]^{0,7} [L] \right)$$

-Modelo de curso de Celulosa Arauco (2025):

Este modelo sigue el mismo principio, sin embargo, no presenta factores pre-exponenciales de por sí.

Deslignificación inicial ($[L] > 22,5\%$):

$$\frac{dL}{dt} = \text{Exp} \left(A_1 - \frac{60.000}{R T} \right) [L]$$

Deslignificación bulk ($22,5\% > [L] > 2,2\%$)

$$\frac{dL}{dt} = \text{Exp} \left(A_2 - \frac{127.000}{R T} \right) [OH^-]^{0,8} [HS^-]^{0,5} [L]$$

Deslignificación residual ($2,2\% > [L]$)

$$\frac{dL}{dt} = \text{Exp} \left(A_3 - \frac{146.000}{R T} \right) [OH^-]^{0,5} [L]$$

-Modelos recopilados por Sixta (2006):

En el manual de pulpa (Sixta, 2006) se encuentran parámetros de varias especies de madera, siguiendo el esquema de modelación por etapa. Se recopilan aquellos que describen especies de la familia del pino.

Tabla 4: Parámetros de deslignificación por etapas de maderas de la familia del pino.

Especie	Etapas	E_a (kJ/mol)	$\ln(A)$	Índice OH^-	Índice HS^-
Picea Excelsa	Inicial			0	0
Pinus Silvestris seco		50			
Pinus Silvestris húmedo		61			
Pinus Silvestris		60			
Tsuga Heterophylla		80,1	22,1		
Douglas Fir		85,8	22,5	0	0
Tsuga Heterophylla		50			
Picea Abies		50			
Pinus Silvestris L	Bulk			0,5	0,4
Picea Excelsa				0,75	0,25

Pinus Densiflora		162,2	39,4	0,66	0,13
Tsuga Heterophylla				0,7	
Pinus Elliotii		125	31,9	0,5	0,6
Pinus Taeda		119,7	30,2		
Picea Excelsa		134,9			
Tsuga Heterophylla		134			
Pinus Silvestris L		134			
Pinus Silvestris L		150			
Western Hemlock		113			
Pseudotsuga Menziesii		123,8	30,5		
Picea Mariana		138,5	29,8		
Picea Excelsa	Residual			0,7	0
Picea Excelsa		90			
Pinus Silvestris L		120			
Pseudotsuga Menziesii		110	23,4		
Tsuga Heterophylla		117	26,3		

Datos operacionales utilizados:

Tabla 5: Datos operacionales utilizados.

Categoría	Tag	Descripción	Op. Normal	Baja carga	Unidades
Licor blanco	241AI029	Alcali activo	112,5	85,7	g/L Na ₂ O
	Quality Check	Sulfidez (Laboratorio)	36,1	37,4	%
	-	Temperatura de llegada (Suposición)	85,0	85,0	°C
Madera	231WI257	Chips alimentados	312,0	228,9	Ton/h
	Quality Check	Humedad (Laboratorio)	55,3	51,6	%
Flujos alimentación	241FI022	VBP a alimentación	2,5	4,2	Ton/h
	-	LB Alimentación (Calculado)	641,3	771,2	L/min

	241FIC992	LB a vaporizador	0,0	2,7	L/min
	241FI711	LB a alimentador alta presión	151,2	143,5	L/min
	241FI043	LB a alimentador alta presión'	490,1	625,0	L/min
Flujos Impregnador	241FI074	LB a impregnador	2837,2	2015,0	L/min
	241FI072	Salida LN tope a alimentación	38711,7	37934,0	L/min
	241TI071	Temperatura LN tope impregnador	115,0	114,7	°C
Flujos Digestor	241FI081	Recirculación LN tope a línea transferencia	17100,2	14813,0	L/min
	241TI144	T° LN a recirculación línea transferencia	152,0	154,3	°C
	241FIC082	LB añadido a recirculación transferencia	287,4	327,0	L/min
	241FIC163	Extracción malla MCC superior	4774,9	5473,0	L/min
	241TI163	T° extracción malla MCC superior	158,0	159,6	°C
	-	Extracción malla MCC inferior (Calculado)	6513,3	6830,0	L/min
	-	Recirculación malla MCC inf. a cal. MCC (Calculado)	5642,8	5782,0	L/min
	241FIC139	Salida calentador MCC	7812,5	7787,0	L/min
	241FIC135	LB a calentador MCC	1054,9	893,0	L/min
	241FIC962	LND a calentador MCC	1114,8	1112,0	L/min
	241FIC961	Extracción malla MCC inf. a flash	870,5	1048,0	L/min
	241TIC213	T° extracción malla MCC inferior	160,0	162,1	°C
	241FIHC205	Extracción malla lavado	6003,7	3650,0	L/min
	241TIC183	T° extracción malla lavado	130,0	143,5	°C
	-	LND a bomba 52 (Calculado)	12615,2	9012,0	L/min
	241FIHC180	LND a zona lavado	715,2	753,0	L/min

	241FIC149_AIS	LND a boquillas horizontales dilución	10869,3	8078,0	L/min
	241FIC945	LND a boq. verticales y zona lavado	2615,5	1464,0	L/min
	241FY1001B	LN a evaporadores	10180,0	8932,0	L/min
	241FIC504	LN filtro a bomba 52	869,7	530,0	L/min
	241TI127	Temperatura de soplado	82,0	79,7	°C
Otros	241KAPSENS	Kappa sensado línea de soplado	25,0	21,7	Adim.
	241XUI149	Sólidos suspendidos LND	2,4	3,4	m3/Adt

A continuación, se detallan los tiempos de residencia de astillas en el proceso:

Tabla 6: Tiempos de residencia en el impregnador y digestor.

Zona	Retención (min)	
	Op. Normal (15 RPM)	Baja carga (11 RPM)
Impregnador	35	47,7
Transferencia	50	68,2
MCC	50	68,2
Lavado	133	181,3
Dilución	29	39,5
Total	297	405

La información presentada es una combinación de distintas fuentes:

En operación normal:

-Tiempo de cocción y lavado: Yañez, R. (2025).

-Tiempo de impregnación: MR Projects Ltda. (2012).

-Tiempo de dilución: Proporción respecto a tiempos y volúmenes de las áreas del digestor ya conocidas

Los tiempos a baja carga se determinaron por proporción de flujo de astillas.

A continuación, se visualizan los perfiles de temperatura, asumidos como lineales, con sus extremos definidos según los datos ya presentados.

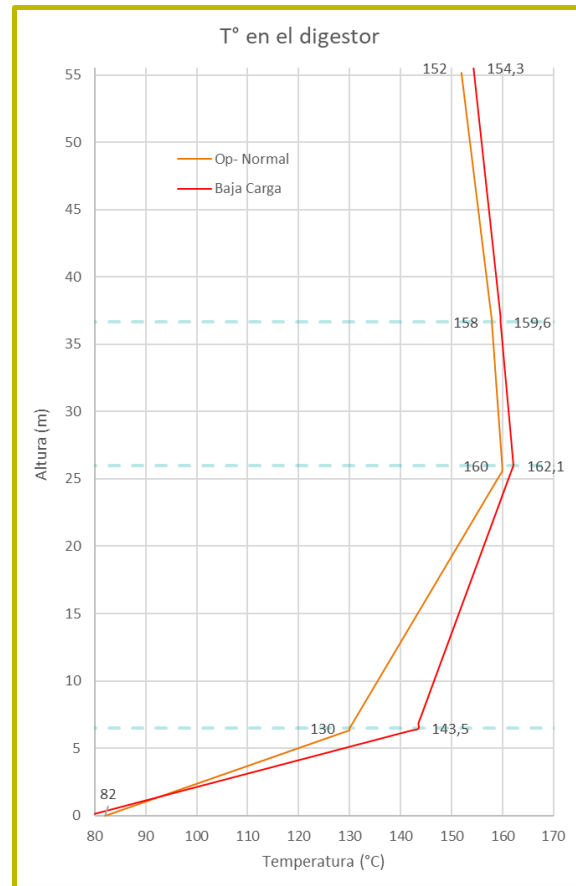


Figura 5: Perfil de temperatura a lo largo del digestor, altura vs temperatura.

Se aprecian las zonas de cocción con temperatura uniforme y posteriormente, las zonas de lavado y dilución con disminución drástica de la temperatura, esto para detener la cocción.

Además, se aprecian las zonas del digestor delimitadas por líneas segmentadas color cian.

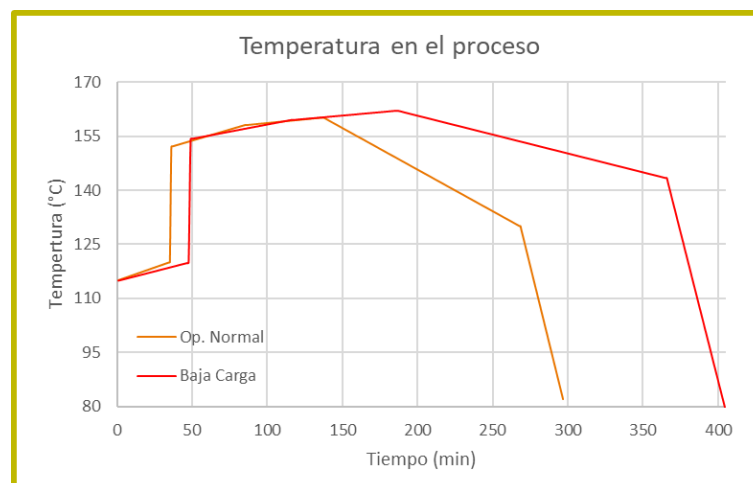


Figura 6: Perfil de temperatura a lo largo del proceso, temperatura vs tiempo.

Se aprecia el comportamiento de la temperatura, con un incremento leve en la primera sección correspondiente al impregnador, seguida de un incremento abrupto, este último corresponde a la línea de transferencia, donde a la pulpa se le agrega licor caliente del digestor y de los calentadores de transferencia para alcanzar la temperatura de cocción.

Estructura del balance másico en WinGEMS:

A continuación, se observa el balance másico elaborado en WinGEMS, en el cual se utilizaron los flujos más relevantes y con influencia significativa sobre la cinética del proceso.

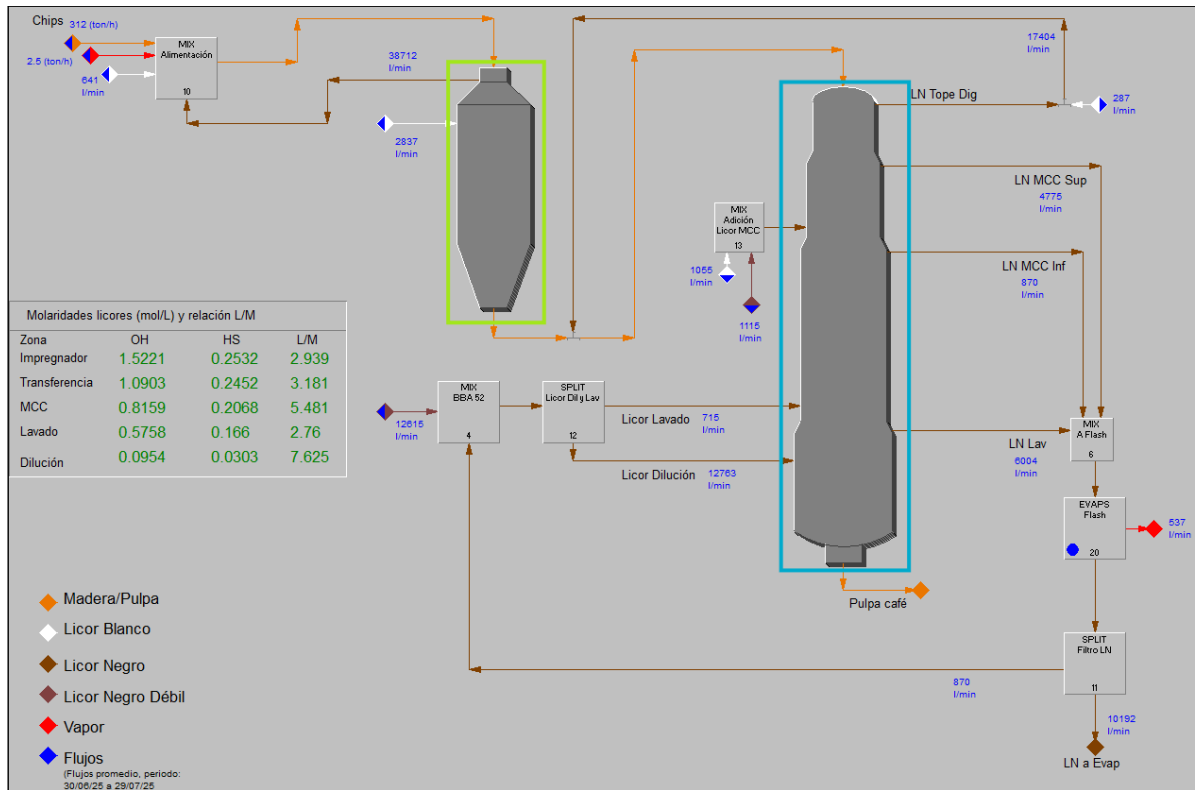


Figura 7: Diagrama de bloques de balance de masa de alimentación de madera, impregnador (resaltado en verde) y digestor (resaltado en cyan).

Se observa también, una tabla con valores resultado de molaridad de OH^- , molaridad de HS^- y relación licor/madera según zona.

También, se presentan los diagramas de flujo interno del impregnador y digestor, respectivamente.

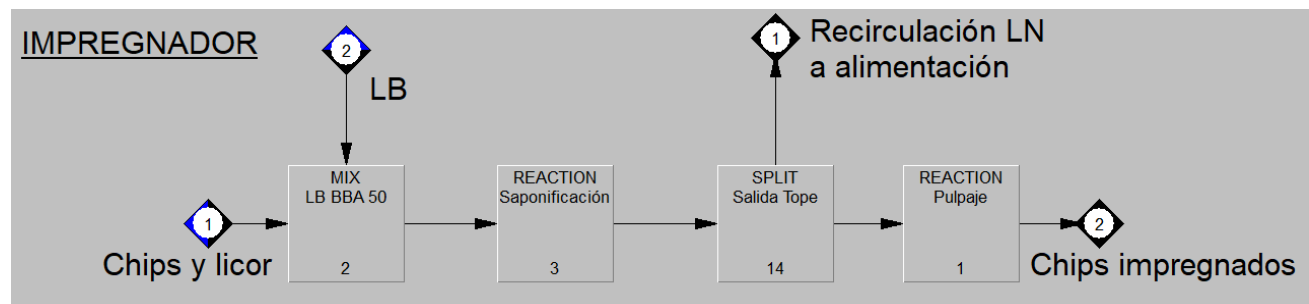


Figura 8: Diagrama de bloques interno del impregnador.

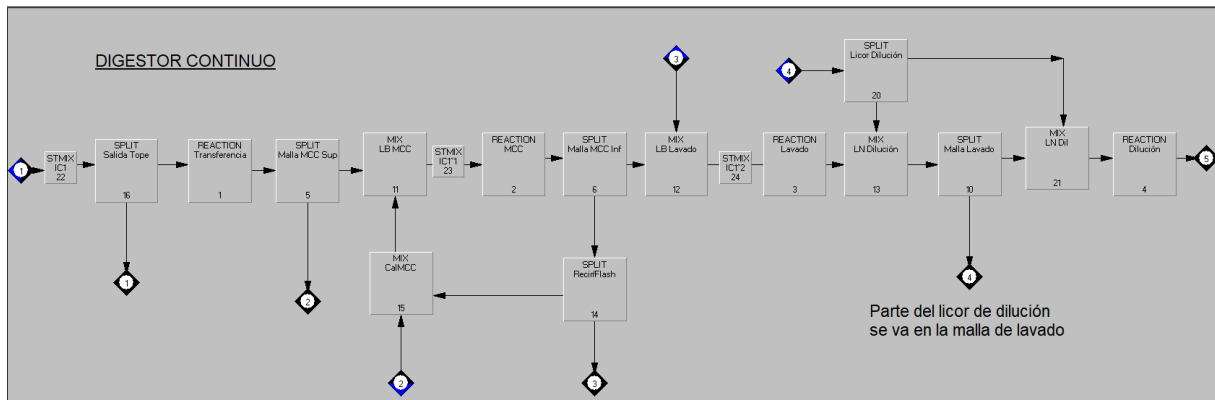


Figura 9: Diagrama de bloques interno del digestor.

Además de los diagramas elaborados, se definen entradas de información (inputs) para los bloques del impregnador y digestor, los cuales corresponden a la conversión porcentual de lignina, consumo porcentual de ion hidróxido y bisulfuro. Estas estradas de información se obtienen del modelamiento cinético en *Excel*, descrito a continuación.

Estructura del modelamiento cinético en Excel:

A continuación, se detalla la modelación cinética, tomando como ejemplo una parte del área de transferencia.

REACTOR	Reactor	T (°C)	[L]O	[OH]O	[HS]O	Etap	k (T) [if]	[L]	[OH]	[HS] [if]	1er término*	2do término [if]	FO	X (solver)	Kappa	XC	C.O	C
Tau total (min)	51	152,0	25,01	1,0412	0,2453	Inicial	6,5,E+10	24,78	1,019597798	0,2453	9,2,E-03	9,2,E-03	1,0E-12	0,009076574	165,2	0,023	26,3	25,6
	52	152,1	24,78	1,019597798	0,2453	Inicial	6,5,E+10	24,56	0,99842804	0,2453	9,2,E-03	9,2,E-03	1,2E-14	0,009107205	163,7	0,023	25,6	25,1
	53	152,2	24,56	0,99842804	0,2453	Inicial	6,5,E+10	24,33	0,977682058	0,2453	9,2,E-03	9,2,E-03	3,4E-12	0,009137921	162,2	0,023	25,1	24,5
	54	152,4	24,33	0,977682058	0,2453	Inicial	6,5,E+10	24,11	0,957351351	0,2453	9,3,E-03	9,3,E-03	7,5E-12	0,009168722	160,7	0,023	24,5	23,9
Secciones	55	152,5	24,11	0,957351351	0,2453	Inicial	6,5,E+10	23,89	0,937427582	0,2453	9,3,E-03	9,3,E-03	3,7E-12	0,009199609	159,3	0,023	23,9	23,4
	56	152,6	23,89	0,937427582	0,2453	Inicial	6,6,E+10	23,67	0,917902575	0,2453	9,3,E-03	9,3,E-03	5,7E-13	0,009230582	157,8	0,023	23,4	22,8
	57	152,7	23,67	0,917902575	0,2453	Inicial	6,6,E+10	23,45	0,89876831	0,2453	9,3,E-03	9,3,E-03	1,1E-11	0,00926164	156,3	0,023	22,8	22,3
	58	152,9	23,45	0,89876831	0,2453	Inicial	6,6,E+10	23,23	0,880016926	0,2453	9,4,E-03	9,4,E-03	1,6E-14	0,009292784	154,9	0,023	22,3	21,8
Tau secc (min)	59	153,0	23,23	0,880016926	0,2453	Inicial	6,6,E+10	23,01	0,861640711	0,2453	9,4,E-03	9,4,E-03	8,0E-15	0,009324014	153,4	0,023	21,8	21,3
	60	153,1	23,01	0,861640711	0,2453	Inicial	6,7,E+10	22,80	0,843632104	0,2453	9,4,E-03	9,4,E-03	3,4E-16	0,009355331	152,0	0,023	21,3	20,8
	61	153,2	22,80	0,843632104	0,2453	Inicial	6,7,E+10	22,59	0,825983692	0,2453	9,5,E-03	9,5,E-03	4,5E-12	0,009386734	150,6	0,023	20,8	20,3
	62	153,3	22,59	0,825983692	0,2453	Inicial	6,7,E+10	22,37	0,808688204	0,2453	9,5,E-03	9,5,E-03	1,4E-12	0,009418224	149,2	0,023	20,3	19,8
T* entrada (°C)	63	153,5	22,37	0,808688204	0,2453	Bulk	1,9,E+15	22,13	0,802728076	0,24473	1,1,E-02	1,1,E-02	2,6E-12	0,01076601	147,5	0,005	19,8	19,7
	64	153,6	22,13	0,802728076	0,24473	Bulk	1,9,E+15	21,89	0,796786945	0,24417	1,1,E-02	1,1,E-02	1,4E-11	0,010815675	145,9	0,005	19,7	19,6
	65	153,7	21,89	0,796786945	0,24417	Bulk	1,9,E+15	21,65	0,790865072	0,24362	1,1,E-02	1,1,E-02	3,3E-14	0,010865285	144,4	0,005	19,6	19,5
	66	153,8	21,65	0,790865072	0,24362	Bulk	1,9,E+15	21,42	0,784962711	0,24306	1,1,E-02	1,1,E-02	1,5E-12	0,010914837	142,8	0,005	19,5	19,4
Tipo de Flujo	67	154,0	21,42	0,784962711	0,24306	Bulk	1,9,E+15	21,18	0,779080112	0,24251	1,1,E-02	1,1,E-02	5,1E-12	0,010964331	141,2	0,005	19,4	19,3
	68	154,1	21,18	0,779080112	0,24251	Bulk	1,9,E+15	20,95	0,773217522	0,24196	1,1,E-02	1,1,E-02	3,9E-15	0,011013763	139,7	0,005	19,3	19,2
	69	154,2	20,95	0,773217522	0,24196	Bulk	1,9,E+15	20,72	0,767375183	0,24142	1,1,E-02	1,1,E-02	2,1E-13	0,011063133	138,1	0,005	19,2	19,1
	70	154,3	20,72	0,767375183	0,24142	Bulk	1,9,E+15	20,49	0,761553331	0,24088	1,1,E-02	1,1,E-02	5,8E-11	0,011112438	136,6	0,005	19,1	19,0
Conversiones globales	71	154,4	20,49	0,761553331	0,24088	Bulk	1,9,E+15	20,26	0,755752201	0,24034	1,1,E-02	1,1,E-02	9,9E-14	0,011161676	135,1	0,005	19,0	18,9
	72	154,6	20,26	0,755752201	0,24034	Bulk	1,9,E+15	20,03	0,74997202	0,23981	1,1,E-02	1,1,E-02	9,2E-13	0,011210845	133,5	0,005	18,9	18,8
	73	154,7	20,03	0,74997202	0,23981	Bulk	1,9,E+15	19,81	0,744213013	0,23928	1,1,E-02	1,1,E-02	5,3E-13	0,011259944	132,0	0,005	18,8	18,7
	74	154,8	19,81	0,744213013	0,23928	Bulk	1,9,E+15	19,58	0,738475399	0,23875	1,1,E-02	1,1,E-02	7,6E-13	0,011308971	130,6	0,005	18,7	18,6
% Consumo OH	75	154,9	19,58	0,738475399	0,23875	Bulk	1,9,E+15	19,36	0,732759394	0,23823	1,1,E-02	1,1,E-02	8,2E-14	0,011357923	129,1	0,005	18,6	18,5
	76	155,1	19,36	0,732759394	0,23823	Bulk	1,9,E+15	19,14	0,727065208	0,23772	1,2,E-02	1,2,E-02	3,8E-12	0,011406799	127,6	0,005	18,5	18,4
	77	155,2	19,14	0,727065208	0,23772	Bulk	1,9,E+15	18,92	0,721393049	0,2372	1,2,E-02	1,2,E-02	2,5E-12	0,011455597	126,1	0,005	18,4	18,3
	78	155,3	18,92	0,721393049	0,2372	Bulk	1,9,E+15	18,70	0,715743118	0,23669	1,2,E-02	1,2,E-02	9,1E-13	0,011504315	124,7	0,005	18,3	18,2
% Consumo HS	79	155,4	18,70	0,715743118	0,23669	Bulk	1,9,E+15	18,49	0,710115612	0,23618	1,2,E-02	1,2,E-02	6,7E-14	0,011552951	123,2	0,005	18,2	18,1
	80	155,6	18,49	0,710115612	0,23618	Bulk	1,9,E+15	18,27	0,704510726	0,23568	1,2,E-02	1,2,E-02	1,7E-11	0,011601504	121,8	0,005	18,1	18,0
	81	155,7	18,27	0,704510726	0,23568	Bulk	1,9,E+15	18,06	0,698928646	0,23518	1,2,E-02	1,2,E-02	3,4E-12	0,011649971	120,4	0,005	18,0	17,9
	82	155,8	18,06	0,698928646	0,23518	Bulk	1,9,E+15	17,85	0,693369558	0,23469	1,2,E-02	1,2,E-02	2,4E-11	0,01169835	119,0	0,005	17,9	17,8
Licor/Madera	83	155,9	17,85	0,693369558	0,23469	Bulk	1,9,E+15	17,64	0,687833641	0,23419	1,2,E-02	1,2,E-02	6,6E-13	0,011746641	117,6	0,006	17,8	17,7

Figura 10: Fragmento de hoja de cálculo para simulación de cinética, área de transferencia.

En la sección designada “**REACTOR**” se observan las condiciones correspondientes al área que se está simulando.

En la sección “Conversiones globales” se detallan los cambios en la concentración de reactivos del área, como resultado para luego utilizarse en la simulación de WinGEMS. Se observa, además, la relación licor/madera, proveniente de WinGEMS, utilizada en cálculos.

En las columnas siguientes se detallan las propiedades de cada subsección, donde cada fila representa una subsección. Las propiedades en orden son:

Reactor: Corresponde a la etiqueta numeral de la subsección. El impregnador comprende los reactores 1-50 y el digestor 51-250.

T (°C): Temperatura de la subsección en grados Celsius, proveniente de un perfil de temperatura lineal.

[L]0: Corresponde a la concentración másica de lignina en la madera entrante a la subsección. Proviene del resultado de la subsección anterior. En la sección 1 corresponde a la lignina presente en la madera de pino, ajustada según la remoción previa de extraíbles (28%).

[OH]0: Molaridad de ion hidróxido presente en el licor entrante. El primer valor se obtiene del balance másico en WinGEMS. Los valores siguientes corresponden al resultado de la subsección anterior. O sea, el valor del reactor 51 corresponde a la salida del reactor 50.

[HS]0: Análogo al punto anterior, pero en relación al ion bisulfuro.

Etapas: Resultado de una función IF. Cuando [L]0 es mayor a 22,5 la etapa es Inicial. Cuando [L]0 es menor a 22,5 la etapa es bulk.

k (T) [if]: (Obsoleta).

[L]: Corresponde a la concentración de lignina saliente, se calcula como $[L] = [L]_0(1 - X)$.

[OH]: Molaridad de ion hidróxido saliente, se calcula de acuerdo a la ecuación 21.

[HS] [if]: Molaridad de ion bisulfuro saliente. Cuando la etapa es inicial, no cambia. Cuando la etapa es bulk, se calcula de acuerdo a la ecuación 22.

1er término*: Corresponde a la expresión $\frac{X}{1-X} \frac{1}{\tau}$.

2do término [if]: Corresponde al lado derecho de la igualdad en la ecuación 26. Su forma depende de si la etapa es inicial o bulk.

FO: Corresponde a la diferencia absoluta entre el 1er y 2do término.

X (solver): Corresponde a la conversión, despejada mediante solver con FO como celda objetivo a minimizar.

Kappa: Número kappa de salida de cada subsección. Calculado como: $Kappa = \frac{[L]}{0,15}$.

XC: Corresponde a la conversión de carbohidratos, se calcula según las ecuaciones 31 y 32.

C_0: Concentración másica entrante de carbohidratos, incluye la celulosa que se degrada (4% de la madera inicial), ajustada luego de la eliminación de extraíbles tiene un valor inicial de 35,2%.

C: Concentración másica saliente de carbohidratos. Calculada como $C = C_0(1 - X_C)$.

Resultados de modelamiento por etapas

A continuación, se presentan los resultados obtenidos de los distintos modelos elegidos, incluyendo las ecuaciones que los gobiernan.

-Resultados modelo de Gustafson (Operación normal):

Deslignificación Inicial:

$$\frac{dL}{dt} = 36,2 \sqrt{T} \text{Exp}\left(\frac{-39.971}{R T}\right) [L]$$

Deslignificación Bulk:

$$\frac{dL}{dt} = \left(\text{Exp}\left(35,19 - \frac{143.000}{R T}\right) [OH^-] + \text{Exp}\left(29,33 - \frac{119.721}{R T}\right) [OH^-]^{0,5} [HS^-]^{0,4} \right) [L]$$

Kappa simulado: 24,4 (Objetivo = 25,0)

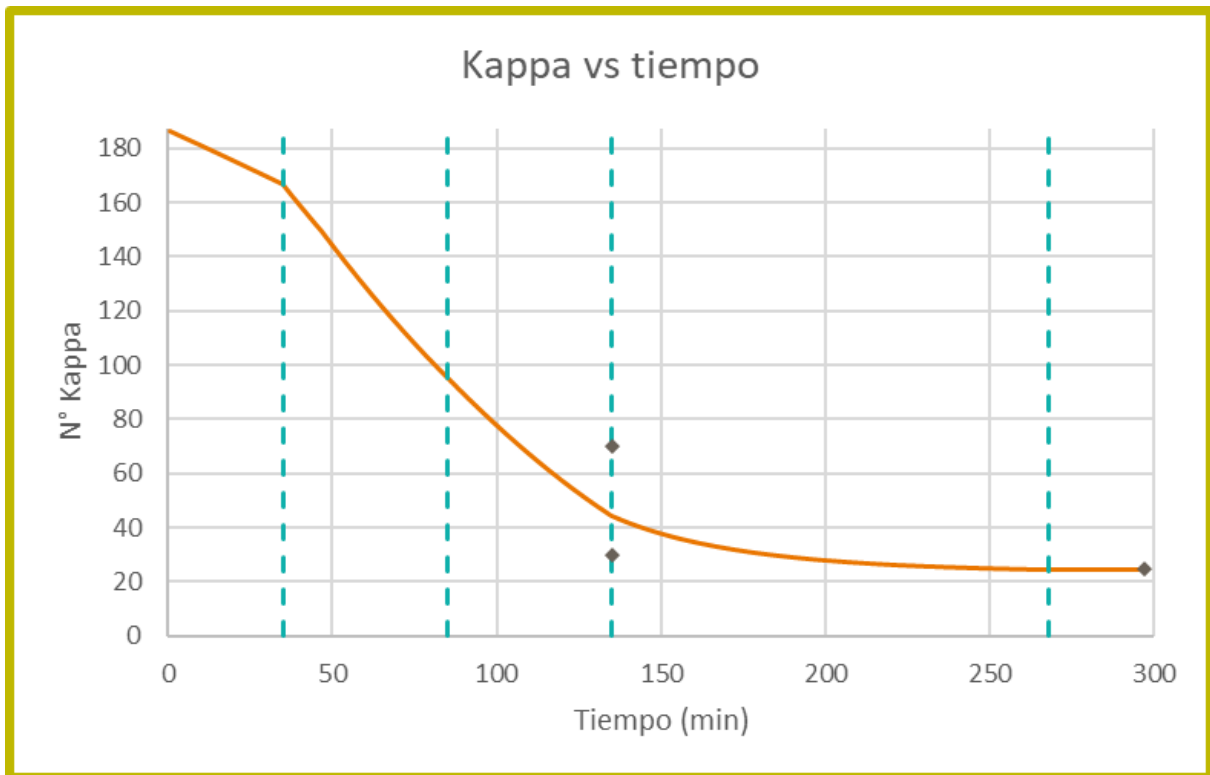


Figura 11: Perfil de número kappa a lo largo del tiempo según el modelo de Gustafson.

-Resultados modelo de Gustafson ajustado (Operación normal):

Una vez determinados los factores pre-exponenciales que minimizan el error del modelo respecto a los resultados se obtiene:

Designificación Inicial:

$$\frac{dL}{dt} = 36,2 \sqrt{T} \exp\left(\frac{-39.971}{R T}\right) [L]$$

Designificación Bulk:

$$\frac{dL}{dt} = \left(\exp\left(35,16 - \frac{143.000}{R T}\right) [OH^-] + \exp\left(29,31 - \frac{119.721}{R T}\right) [OH^-]^{0,5} [HS^-]^{0,4} \right) [L]$$

Kappa simulado: 25,1 (Objetivo = 25,0)

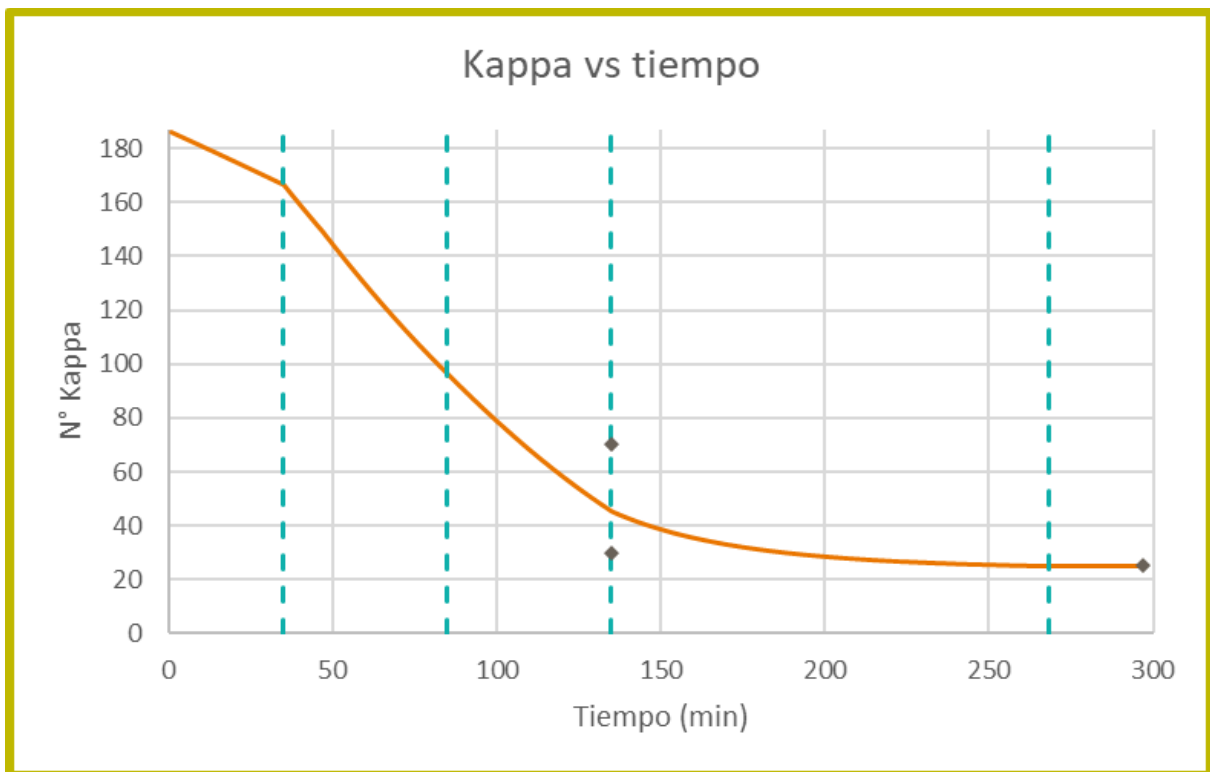


Figura 12: Perfil de número kappa a lo largo del tiempo según el modelo de Gustafson ajustado.

-Resultados modelo de Gustafson ajustado (Baja carga):

El modelo anterior se aplica al caso de baja carga, con tal de validar el modelo

Kappa simulado: 14,4 (Objetivo = 21,7)

Error relativo: 33,6 %

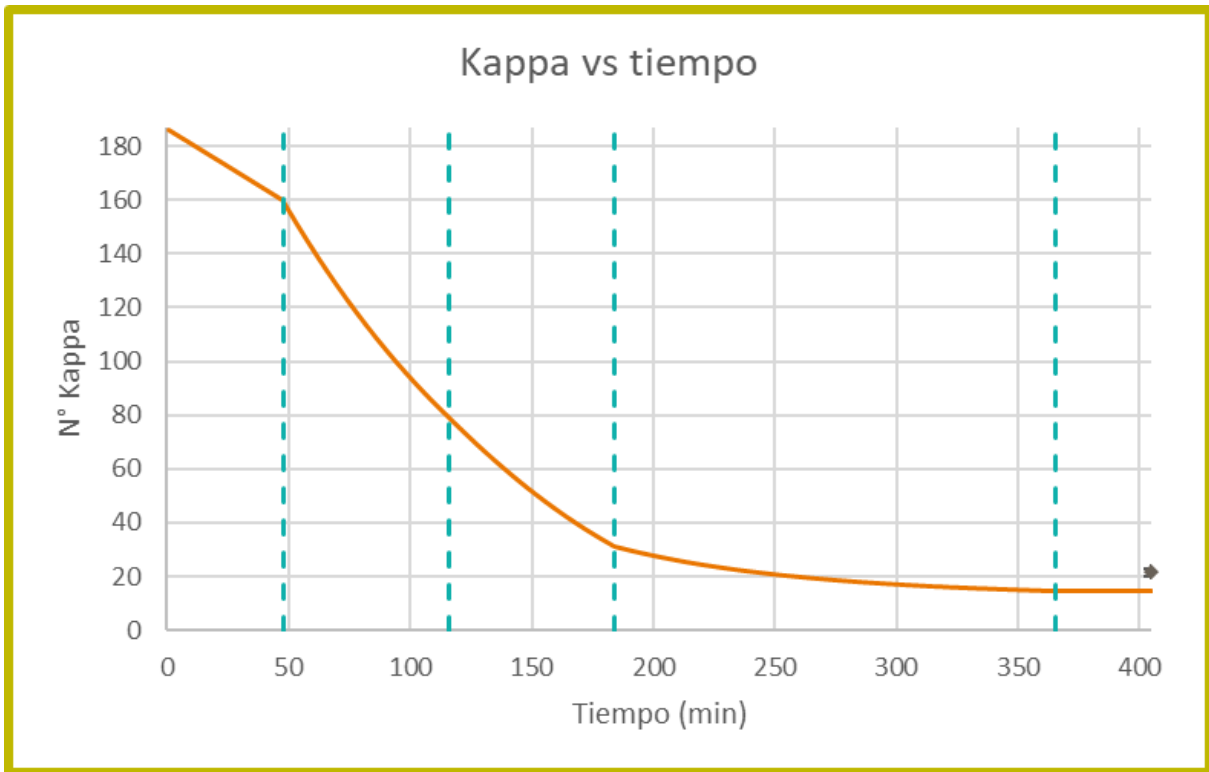


Figura 13: Perfil de número kappa a lo largo del tiempo según el modelo de Gustafson ajustado.

-Resultados modelo curso de celulosa (Operación normal):

Dado que este modelo no presenta factores pre-exponenciales, es ajustado inmediatamente.

Designificación Inicial:

$$\frac{dL}{dt} = \text{Exp} \left(12,6 - \frac{60.000}{R T} \right) [L]$$

Designificación Bulk:

$$\frac{dL}{dt} = \text{Exp} \left(32,21 - \frac{127.000}{R T} \right) [OH^-]^{0,8} [HS^-]^{0,5} [L]$$

Kappa simulado: 25,0 (Objetivo = 25,0)

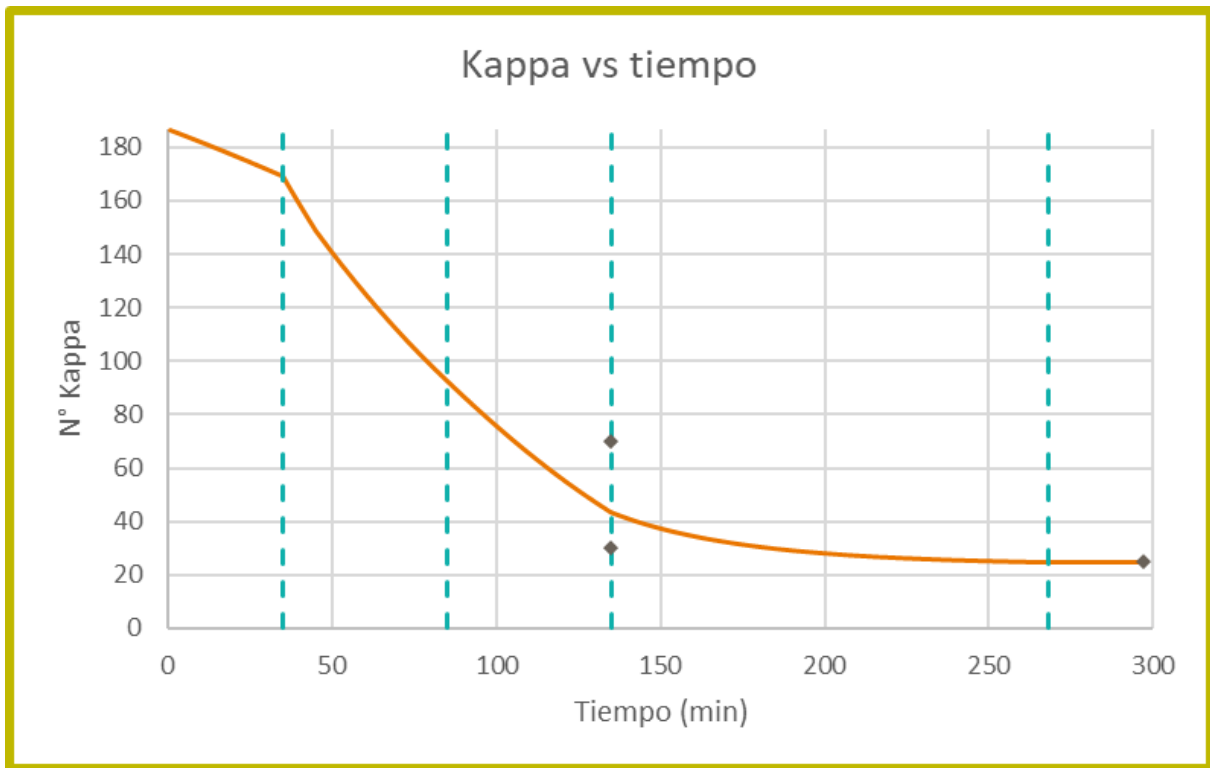


Figura 14: Perfil de número kappa a lo largo del tiempo según el modelo curso de celulosa.

-Resultados modelo curso de celulosa (Baja carga):

Al igual que con el modelo de Gustafson, se valida aplicándolo al caso de baja carga de astillas.

Kappa simulado: 18,8 (Objetivo = 21,7)

Error relativo: 13,4%

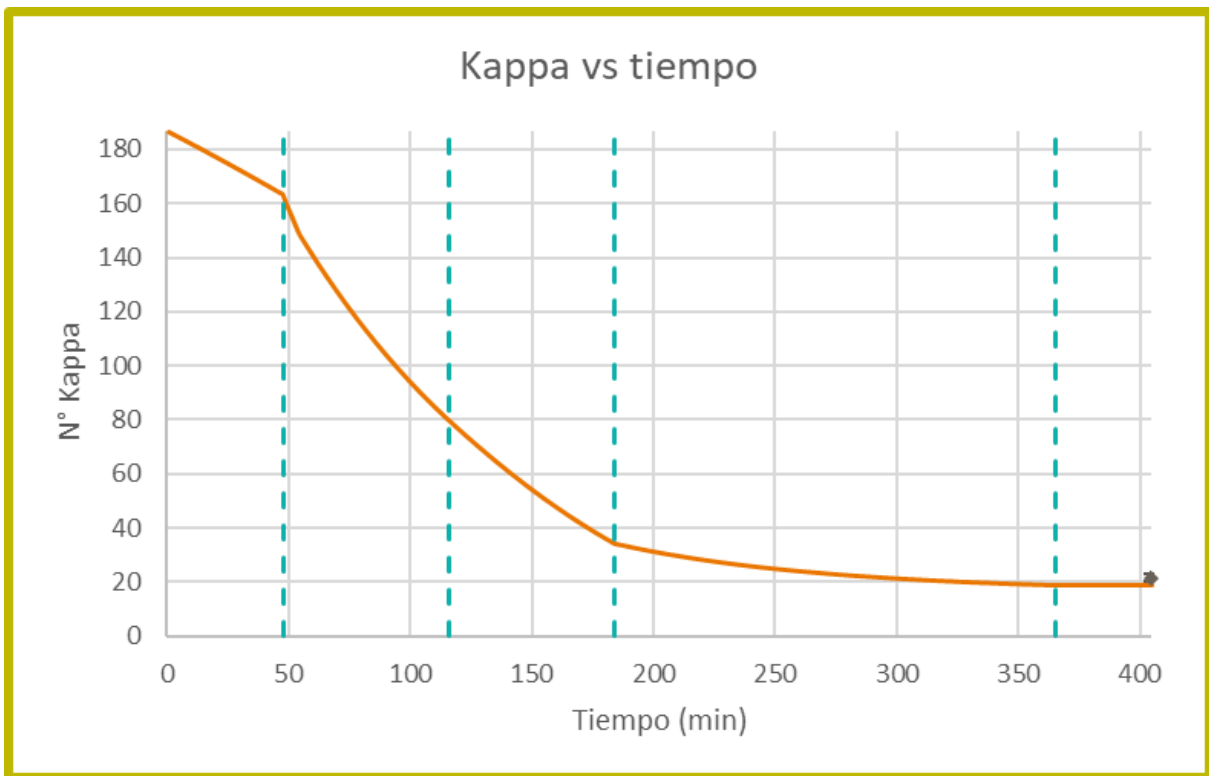


Figura 15: Perfil de número kappa a lo largo del tiempo según el modelo curso de celulosa.

-Comparación de modelos:

Se recopilan los resultados de simulación de operación normal y a baja carga para compararlos gráficamente.

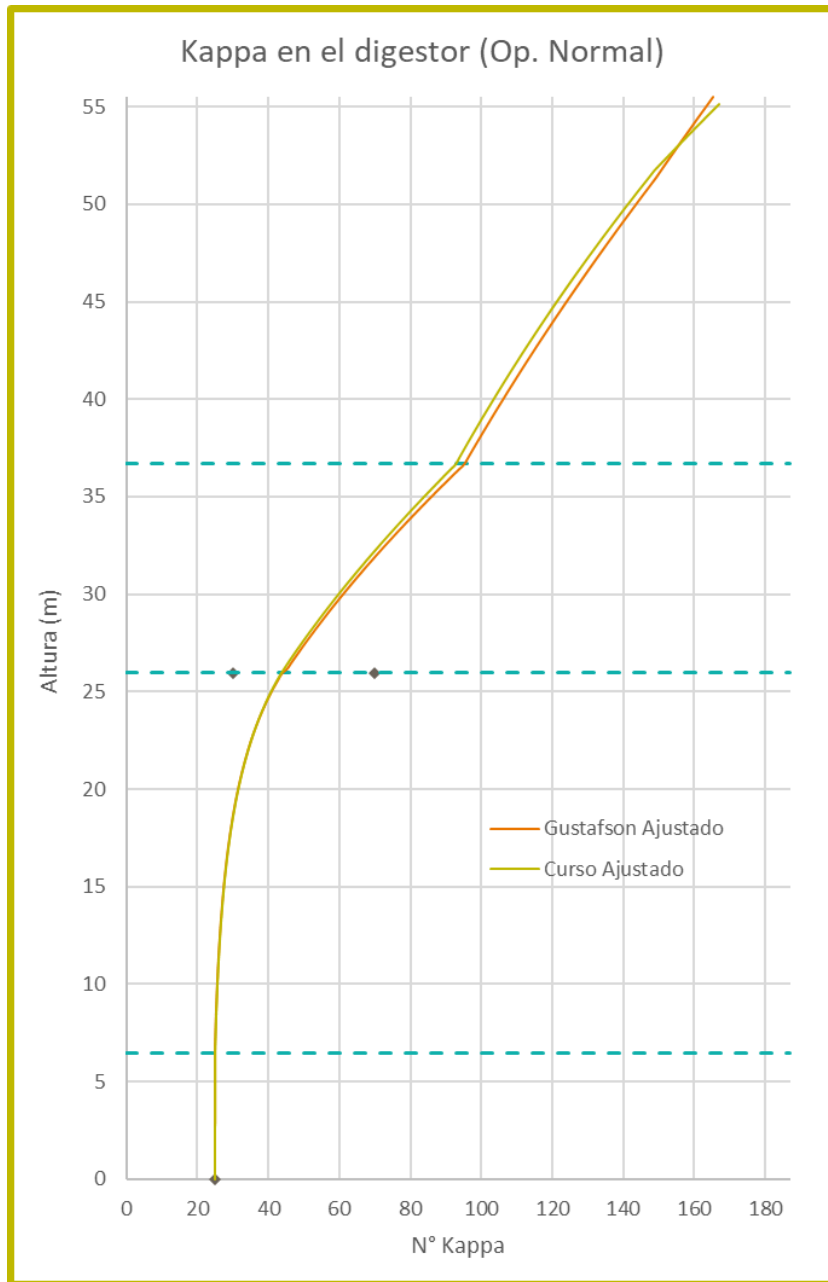


Figura 16: Perfil de número kappa a lo largo del digestor según ambos modelos ajustados.

Es posible observar que, en el caso de operación normal, ambos modelos ajustados para alcanzar el mismo kappa de salida siguen una tendencia muy similar.

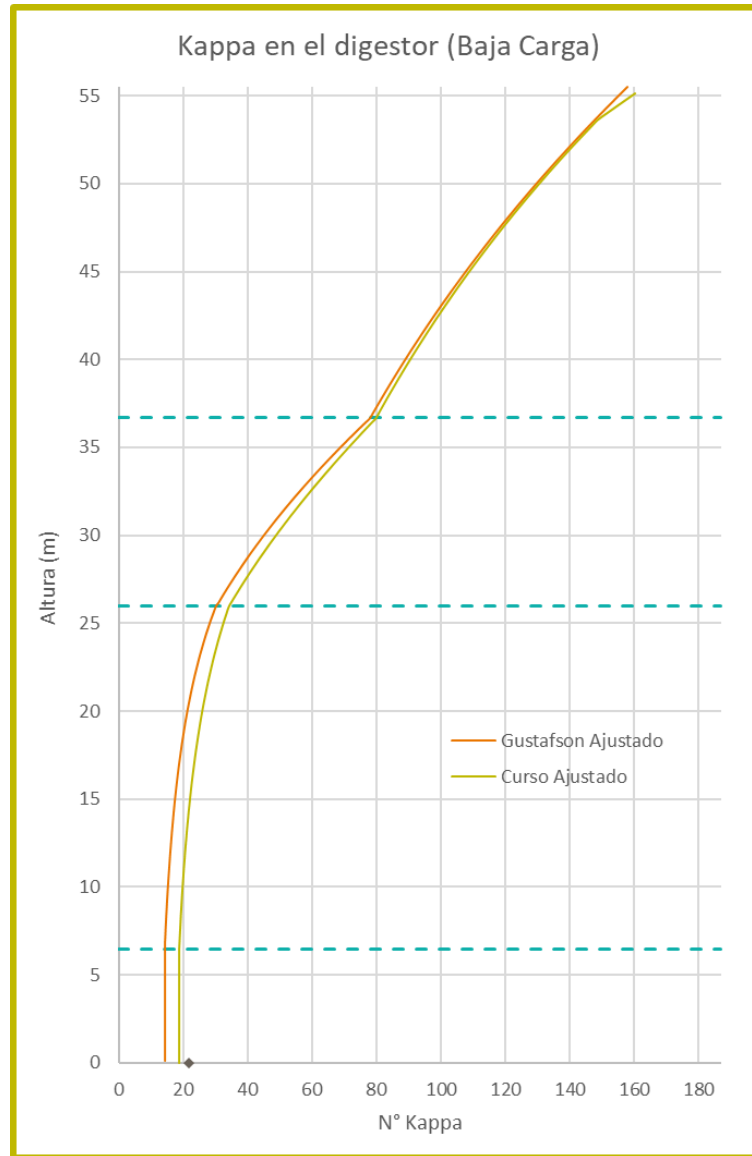


Figura 17: Perfil de número kappa a lo largo del digestor según ambos modelos ajustados, en condiciones de baja carga.

Se aprecia que, en el caso de baja carga, el modelo curso de celulosa se acerca más al resultado real. Esto se le atribuye a la diferencia en la magnitud de la energía de activación de la etapa inicial.

Cabe mencionar que la incertidumbre del sensor de kappa presente en la línea de soplado es de $\pm 1,5$ (Monsalve, 2025), por lo que ninguno de los dos modelos alcanza el intervalo de número kappa objetivo (20,2-23,2).

De esto se desprende que la modelación realizada no es lo suficientemente exhaustiva para predecir de manera exacta el número kappa. Esto se atribuye principalmente a la ausencia del fenómeno de difusión durante la modelación. O, por otro lado, la suposición de perfiles de temperatura lineales en vez de calcularlos mediante balances de energía.

Análisis de sensibilidad modelo curso de celulosa ajustado:

Se realiza un análisis de sensibilidad del modelo del curso de celulosa (Osses, 2025), previamente ajustado, observando el cambio de kappa de soplado al variar la temperatura del digestor, uniformemente, en intervalos de 0.5 °C.

Las temperaturas de cada zona, para el análisis de sensibilidad, se resumen en la siguiente tabla:

Tabla 7: Temperaturas utilizadas en análisis de sensibilidad

$\Delta T(^{\circ}C)$	T° Impregnador ($^{\circ}C$)	T° Transferencia ($^{\circ}C$)	T° MCC ($^{\circ}C$)	T° Lavado ($^{\circ}C$)	T° Dilución ($^{\circ}C$)
- 1,5	115-120	150,5-156,5	156,5-158,5	158,5-128,5	128,5-80,5
- 1,0	115-120	151-157	157-159	159-129	129-81
- 0,5	115-120	151,1-157,5	157,5-159,5	159,5-129,5	129,5-81,5
+ - 0	115-120	152-158	158-160	160-130	130-82
+ 0,5	115-120	152,5-158,5	158,5-160,5	160,5-130,5	130,5-82,5
+ 1,0	115-120	153-159	159-161	161-131	131-83
+ 1,5	115-120	153,5-159,5	159,5-161,5	161,5-131,5	131,5-83,5

Los resultados obtenidos se resumen a continuación:

Tabla 8: Resultados análisis de sensibilidad número kappa vs cambio de la T° en todo el digestor.

ΔT°	$Kappa$ soplado	$\Delta Kappa$	$\frac{\Delta Kappa}{\Delta T^{\circ}}$
- 1,5	29,74	4,75	-3,17
- 1,0	28,10	3,12	-3,12
- 0,5	26,04	1,06	-2,13
+ - 0	24,98	-	-
+ 0,5	23,48	-1,50	-3,01
+ 1,0	22,04	-2,95	-2,95
+ 1,5	20,47	-4,51	-3,01

En cinco de los seis casos, se aprecia que el número kappa de soplado tiende a disminuir en tres unidades por cada grado Celsius de incremento de temperatura (véase figura 18).

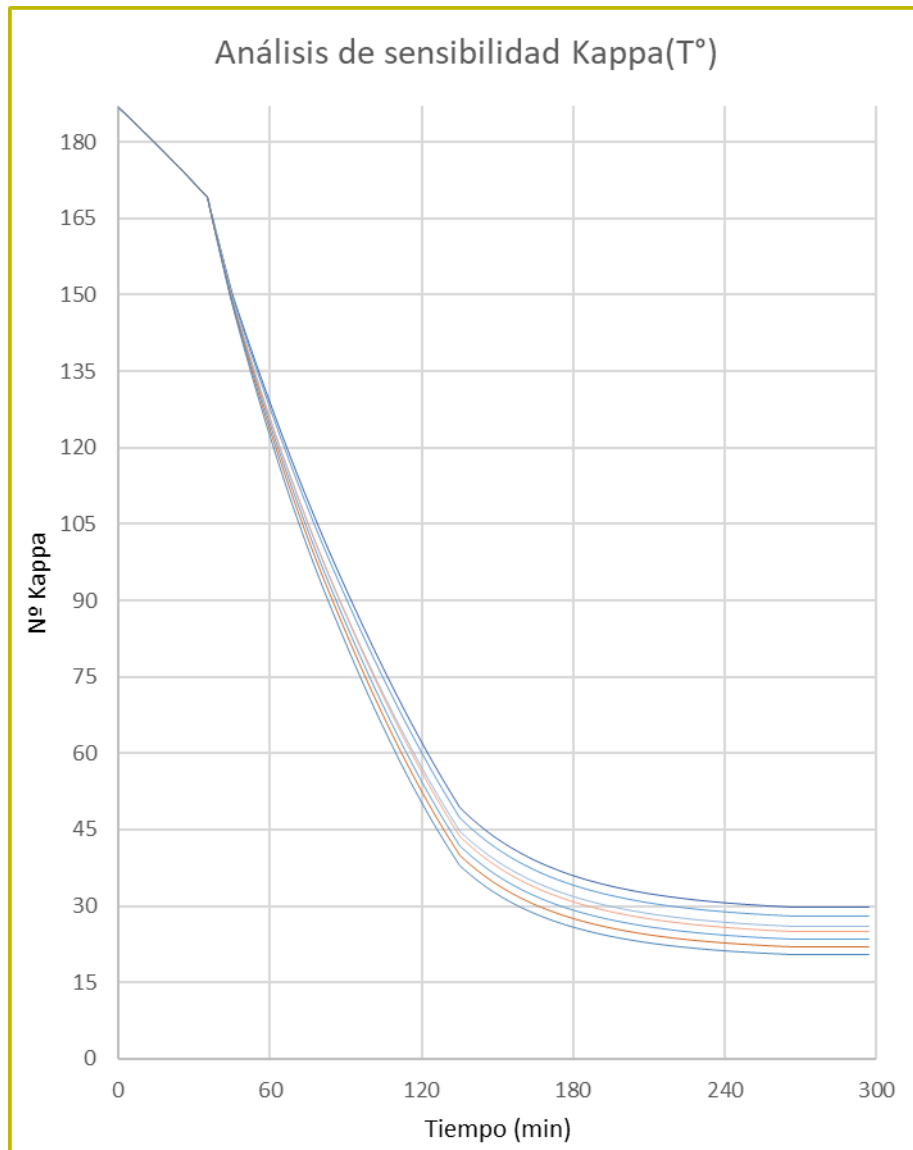


Figura 18: Perfil de número kappa a lo largo del tiempo según el modelo curso de celulosa, modelado a distintos perfiles de temperatura.

La curva superior representa el primer caso de la tabla 8, la inferior a esta representa el segundo caso de la tabla 8, y así sucesivamente.

Conservando únicamente el caso base y ambos extremos, se evidencia mejor la tendencia.

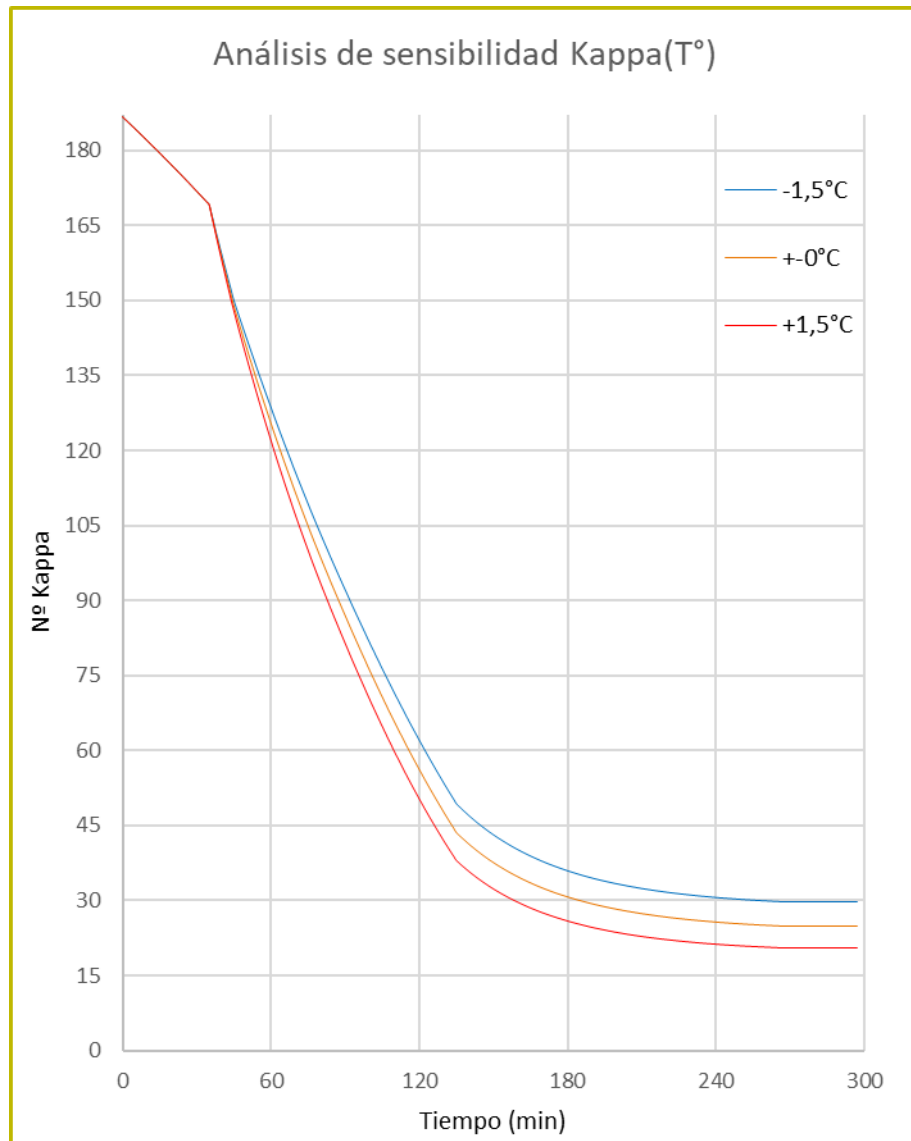


Figura 19: Perfil de número kappa a lo largo del tiempo según el modelo curso de celulosa, modelado a tres perfiles de temperatura.

Se observa la relación inversa entre temperatura de cocción y kappa de salida, lo que coincide con bibliografía, donde mayores temperaturas favorecen la reacción de deslignificación. Además, se aprecia que ante variaciones menores de temperatura el modelo mantiene su forma.

Lo anterior indica que el modelo es estable frente a variaciones menores de temperatura, lo cual resulta útil para simular condiciones de operación a distintas temperaturas y estimar el número kappa de salida.

Por otro lado, una variación de kappa de salida de 3 unidades por grado Celsius es útil como regla heurística resultante.

Conclusiones

Se modeló la deslignificación kraft dentro del digestor e impregnador en condiciones de operación normal y a baja carga, ambas con dos modelos. Dentro de estos el de mejor desempeño es el presentado en el curso de celulosa de Arauco, con un 13,4 % de error en condiciones de baja carga de astillas. En condiciones normales el modelo de Gustafson presenta un 2,4% de error.

La modelación realizada no es lo suficientemente exhaustiva, dado que los resultados de simulación a baja carga de astillas de ambos modelos probados no se encuentran dentro de la incertidumbre del sensor de kappa presente en la línea de soplado.

De la simulación se extrae que, el principal contribuyente al bajo número kappa durante condiciones de baja carga es el aumento del tiempo de residencia de las astillas. Dado que durante la operación a baja carga analizada se disminuyó la cantidad total de licor blanco alimentado y se disminuyó considerablemente la alcalinidad de dicho licor, manteniendo las temperaturas en un rango cercano, y aun así el número kappa de salida es menor que durante la operación normal. Es posible simular las condiciones de baja carga con temperaturas menores, con tal de encontrar aquellas que entreguen un número kappa de salida correspondiente al objetivo.

Recomendaciones

Realizar una modelación de la reacción de manera similar, utilizando datos de pruebas a escala de laboratorio, no con datos operativos de la planta.

Incorporar al modelo el fenómeno de difusión de especies entre la astilla y el seno del licor.

Incorporar al modelo el cambio de temperatura por reacción, en vez de asumir perfiles lineales.

Dado que la temperatura tiene gran influencia sobre la velocidad de reacción, esta medida causa que el modelo sea más exacto.

Realizar la modelación con intervalos de tiempo menores, discretizando más el digestor, en particular durante la deslignificación inicial, donde las velocidades de reacción son mayores.

Referencias

- Andersson, N. (2003). An improved kinetic model structure for softwood kraft cooking. Department of chemical engineering, Karlstad university, Sweden.
- Cea, C. Ingeniero procesos, superintendencia de procesos L2, Celulosa Arauco y Constitución. Comunicación personal. Arauco (2025)
- Christensen, T. (1983). A kinetic mathematical model for the kraft pulping of wood. TAPPI annual meeting, Atlanta, Georgia, USA.
- Fogler, H. (2001). Elementos de ingeniería de las reacciones químicas (3ra edición). Pearson educación.
- Gustafson, R. et al. (1983). Theoretical model of the kraft puping process. Department of chemical engineering, University of Washington BF-10, Seattle, Washington, USA.
- Kleppe, P. (1970). Kraft Pulping. Tappi, Vol53, No. 1.
- Monsalve, E. (2023). Simulador de procesos WinGEMS: Uso de WinGEMS. Celulosa Arauco y Constitución.
- Monsalve, E. Ingeniero senior proceso fibra, gerencia técnica, Celulosa Arauco y Constitución. Comunicación personal. Concepción (2025)
- MR Projects Ltda. (2012). Manual Interactivo Área 241 – Digestor L2 (Rev. 0). Superintendencia de fibra, Celulosa Arauco y Constitución.
- Osses, M. (2025). Capítulo 6-1, Cocción kraft. Curso de capacitación interno. Celulosa Arauco y Constitución.
- Pereira, M. (2025). Análisis de proceso y aplicación de procedimientos operativos en la producción de pulpa de celulosa kraft. Departamento de ingeniería química, Universidad de Concepción, Chile.

Sixta, H, (2006). Handbook of pulp (Vol. 1). Wiley-VCH.

Smith, C. (1974). Studies of the mathematical modelling, simulation, and control of the operation of a Kamyr continuous digester for the kraft process. Purdue university, USA.

Wood Plc. (2021). Ingeniería básica y de detalles reconexión de planta piloto a Arauco L2 (Rev. 0). Superintendencia de ingeniería, Celulosa Arauco y Constitución.

Yañez, R. Ingeniero operaciones fibra, superintendencia fibra L2, Celulosa Arauco y Constitución. Comunicación personal. Arauco (2025)

Anexos

Carta Gantt:

Memoria Arauco

03-dic-2025

Tarea

2

Nombre	Fecha de inicio	Fecha de fin
Búsqueda bibliográfica	1/04/25	1/06/25
Revisión de material técnico Arauco	1/04/25	1/06/25
Revisión de papers	1/04/25	16/05/25
Borrador de carta Gantt	14/04/25	17/04/25
1er avance	28/04/25	6/05/25
Definición de objetivos y metodología	28/04/25	5/05/25
Reunión con profesor guía	6/05/25	6/05/25
Reunión con personal de operaciones	7/05/25	16/05/25
Discusión de posibilidades de apoyo	7/05/25	16/05/25
Definición formal del digestor	8/05/25	23/05/25
2do avance	2/06/25	2/06/25
Modelación teórica (desarrollo algebraico)	2/06/25	1/08/25
Capacitación en WinGEMS	2/08/25	16/08/25
Modelación numérica (WinGEMS y Excel)	17/08/25	17/10/25
Análisis de sensibilidad	18/10/25	31/10/25
Redacción de informe final	1/11/25	3/12/25

Figura 20: Carta Gantt (1/2)

Memoria Arauco

03-dic-2025

Diagrama de Gantt

3

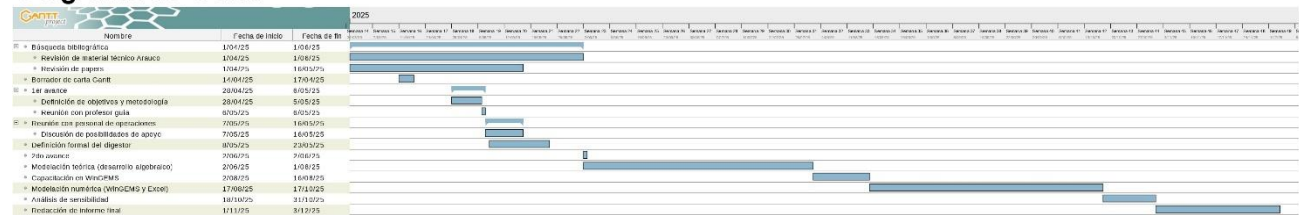


Figura 21: Carta Gantt (2/2)

Resultados de simulación de deslignificación a lo largo del proceso y digestor:

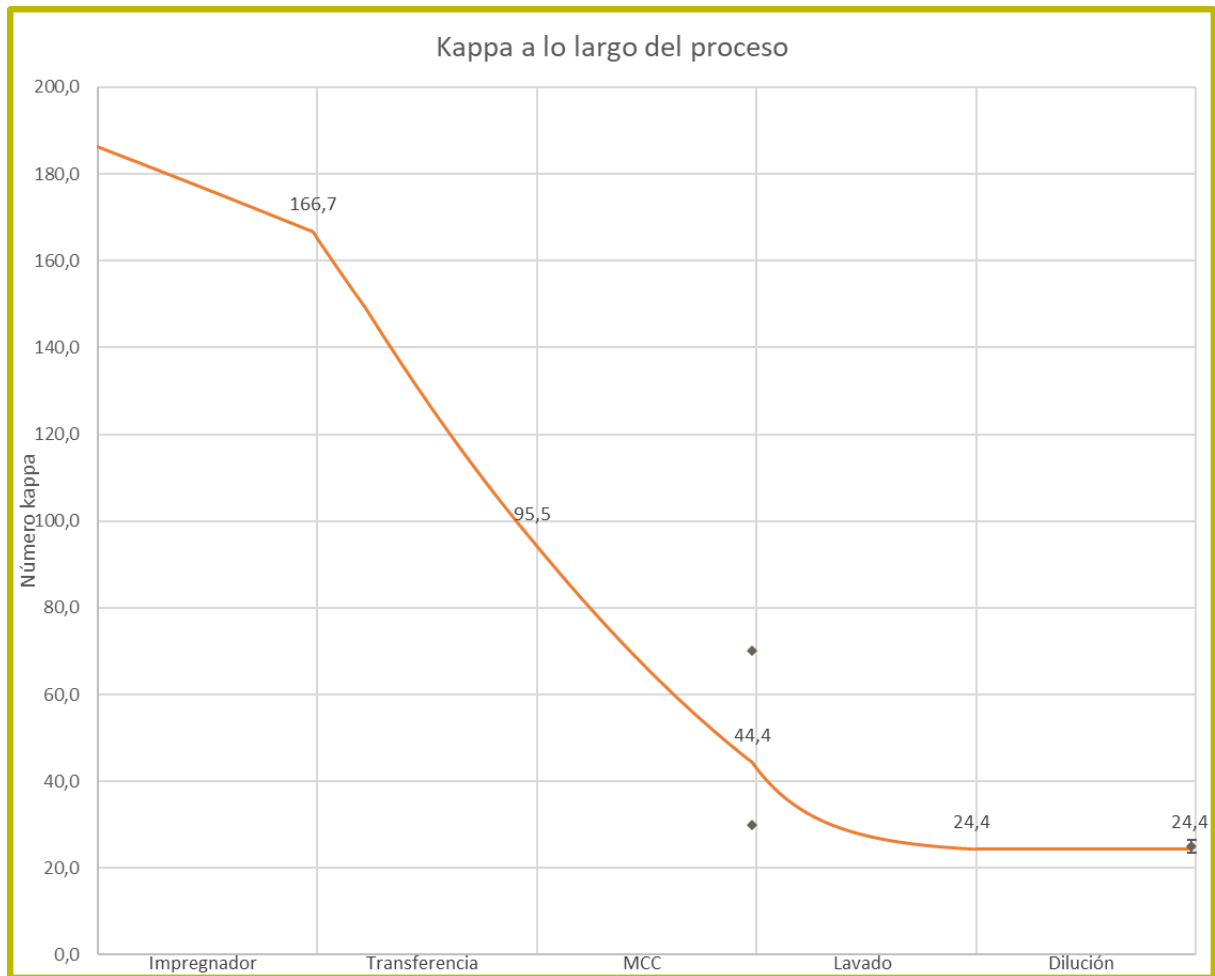


Figura 22: Perfil de número kappa a lo largo del proceso según el modelo de Gustafson (op. normal).

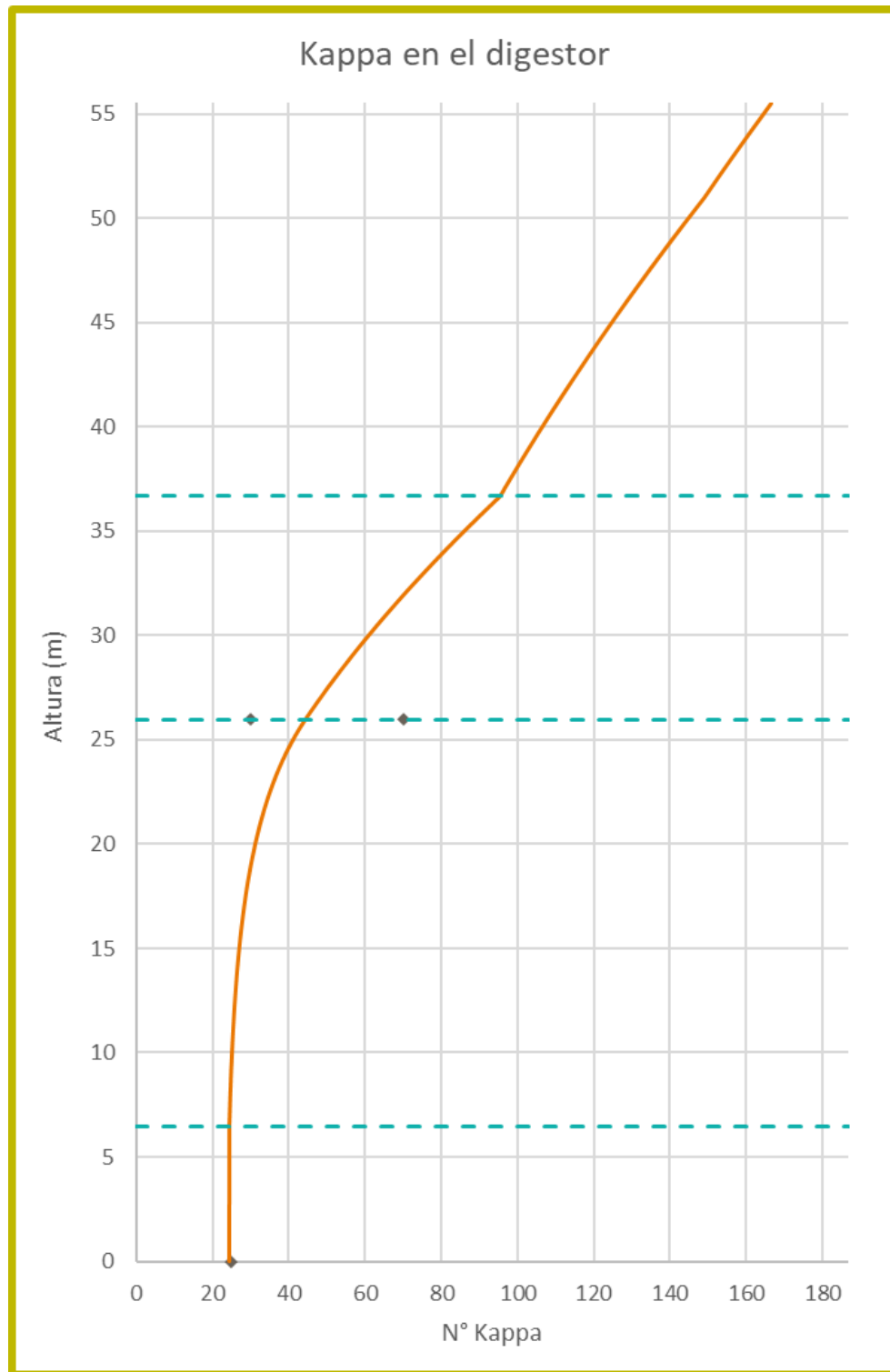


Figura 23: Perfil de número kappa a lo largo del digestor según el modelo de Gustafson (op. normal).

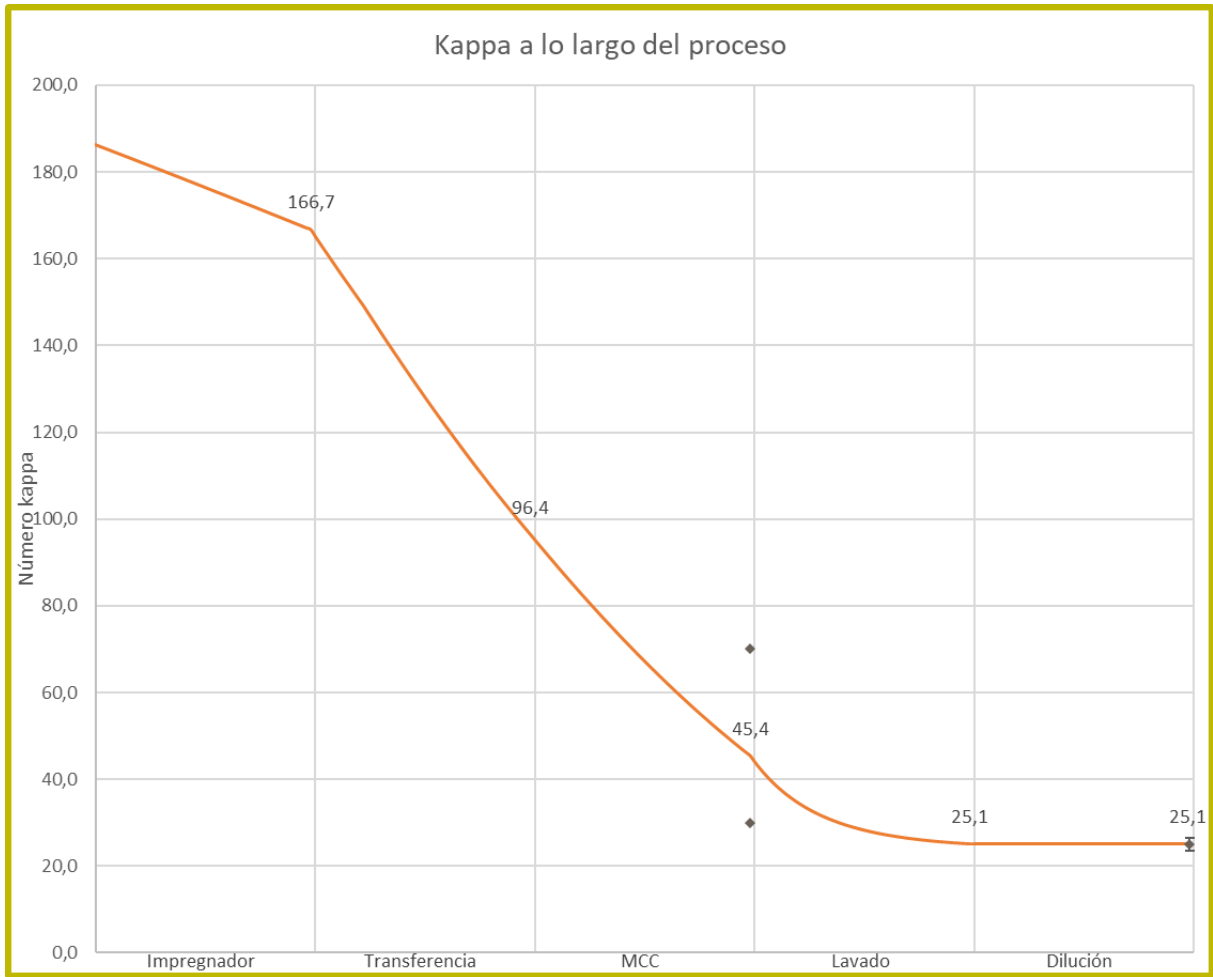


Figura 24: Perfil de número kappa a lo largo del proceso según el modelo de Gustafson ajustado (op. normal).

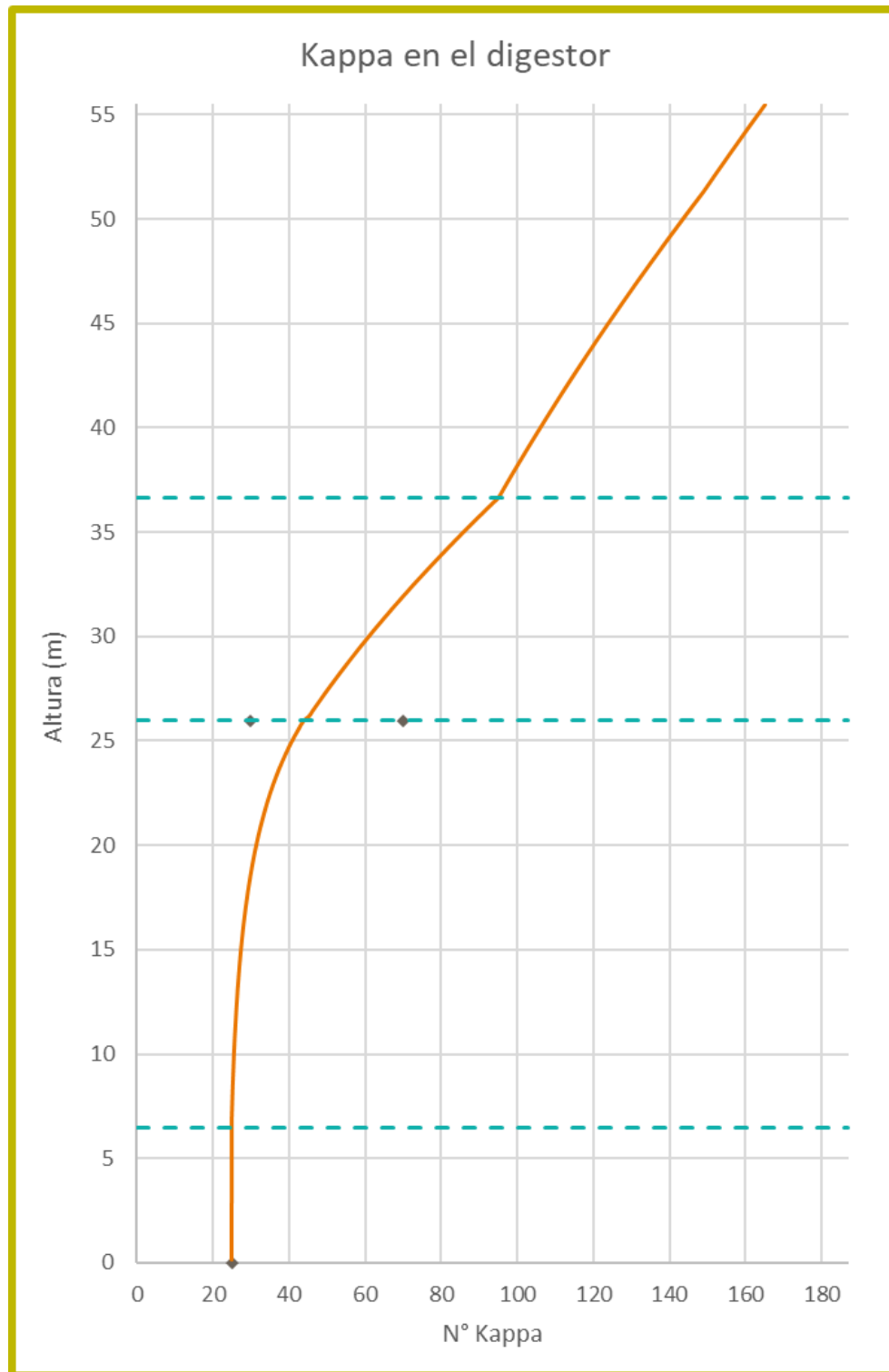


Figura 25: Perfil de número kappa a lo largo del digestor según el modelo de Gustafson ajustado (op. normal).

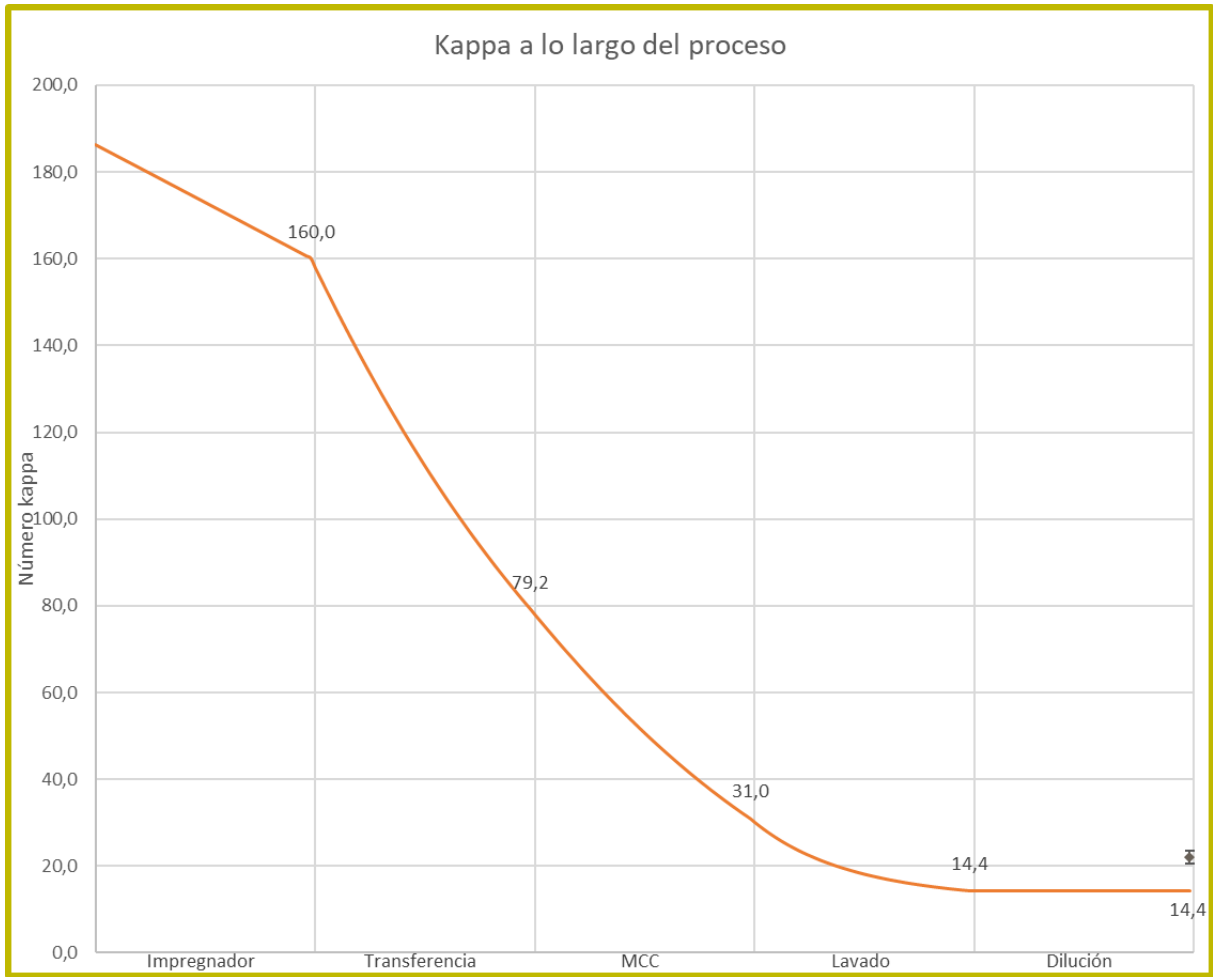


Figura 26: Perfil de número kappa a lo largo del proceso según el modelo de Gustafson ajustado (baja carga).

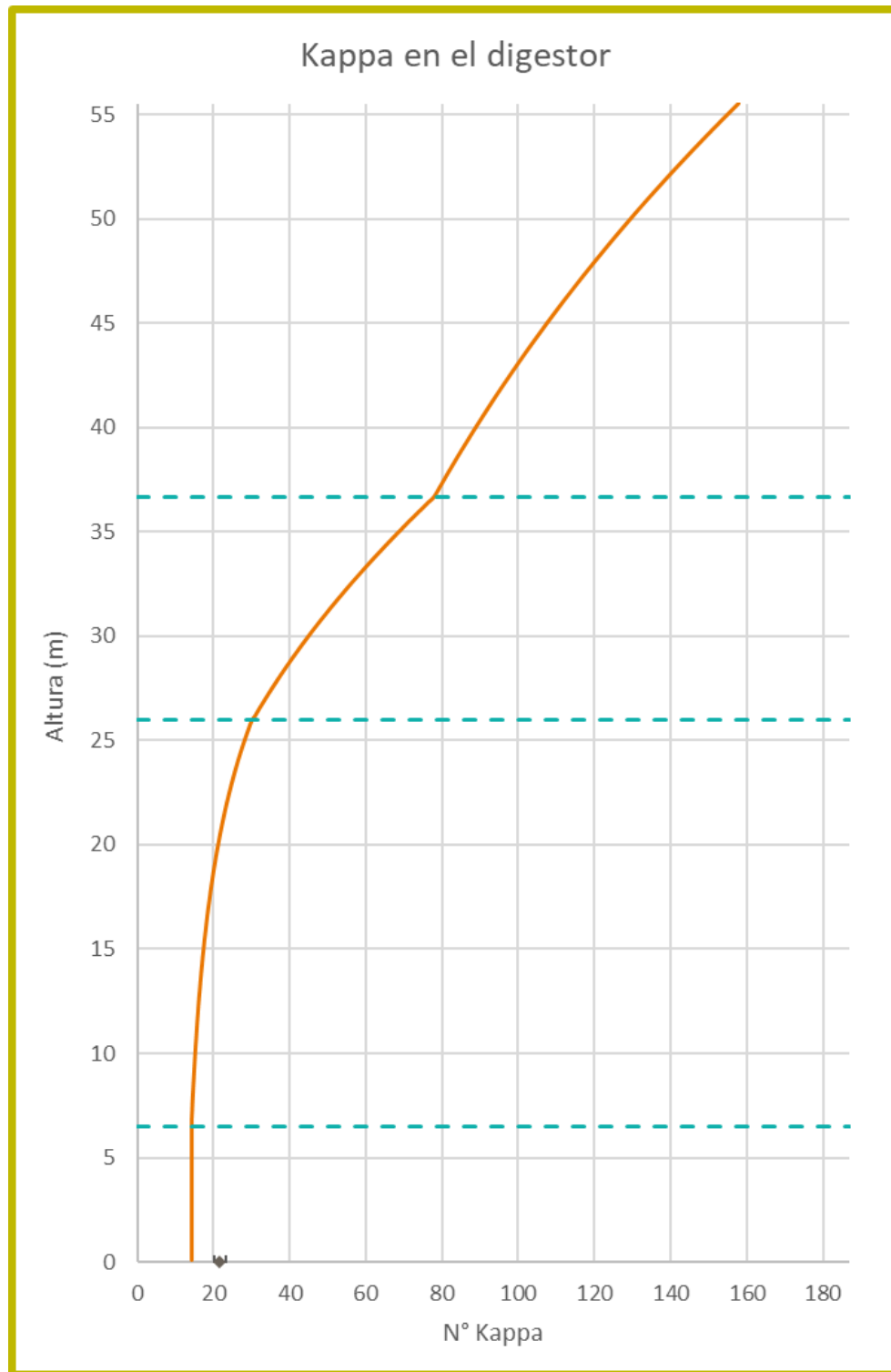


Figura 27: Perfil de número kappa a lo largo del digestor según el modelo de Gustafson ajustado (baja carga).

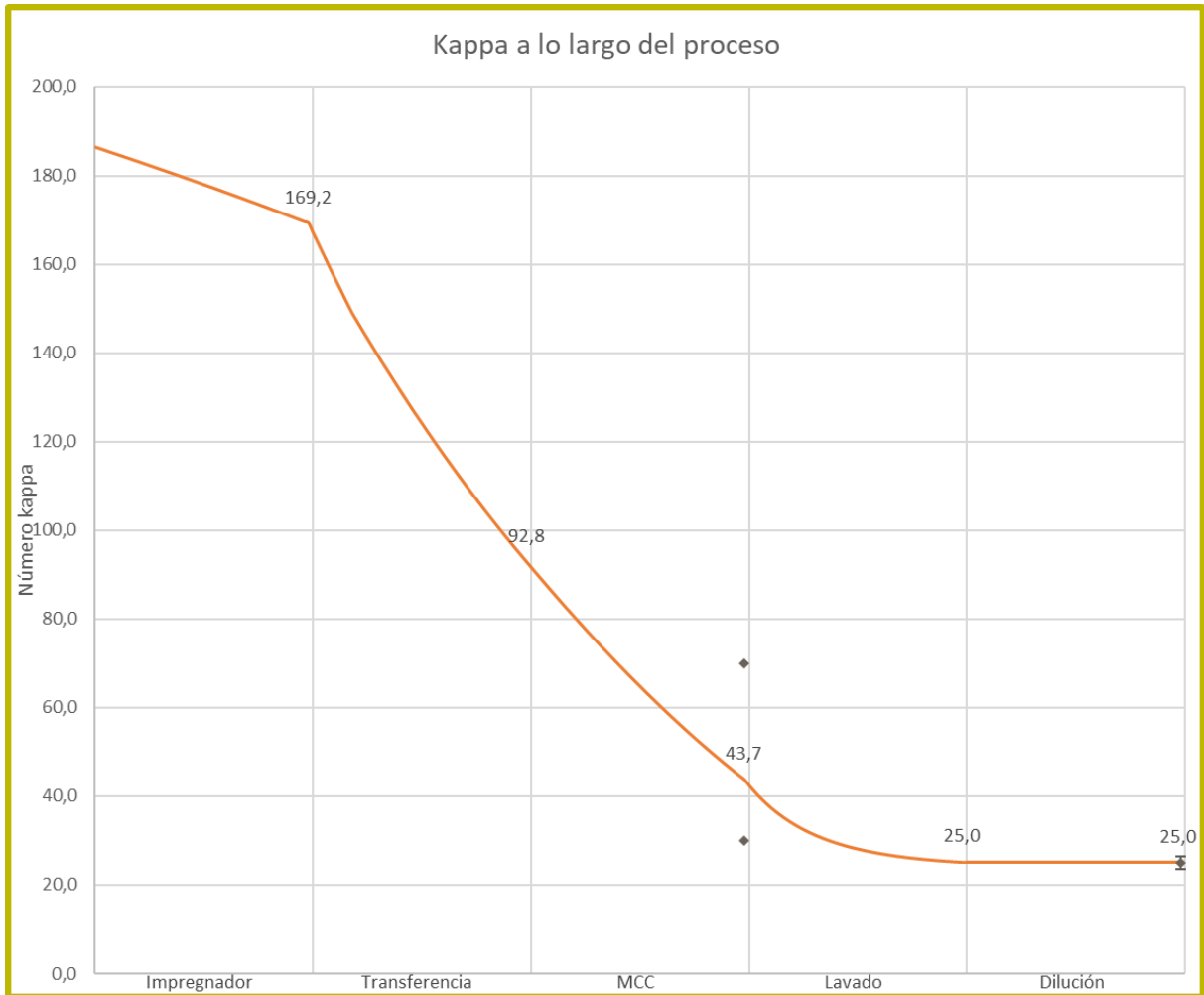


Figura 28: Perfil de número kappa a lo largo del proceso según el modelo curso de celulosa (op. normal).

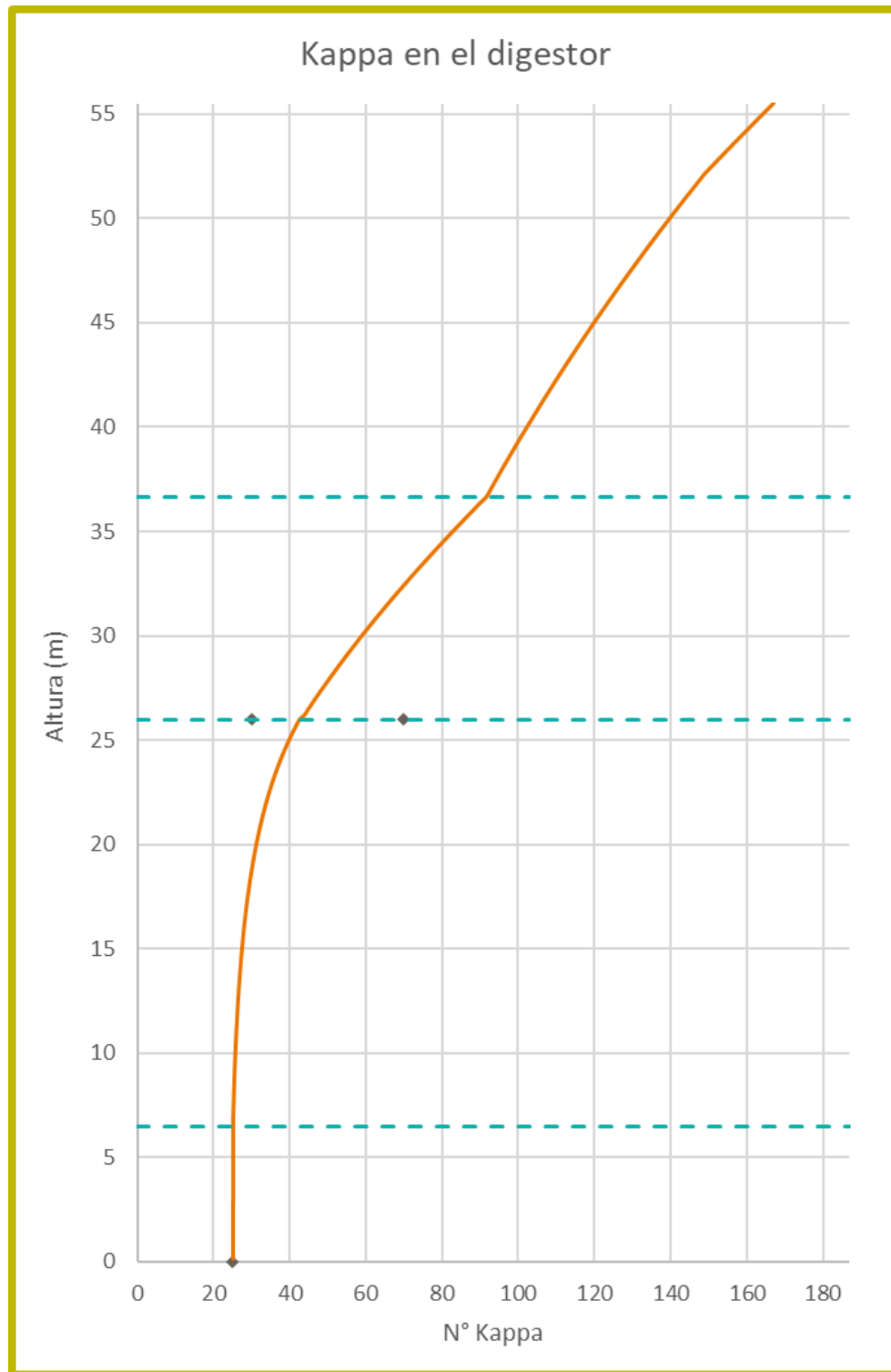


Figura 29: Perfil de número kappa a lo largo del digestor según el modelo curso de celulosa (op. normal).

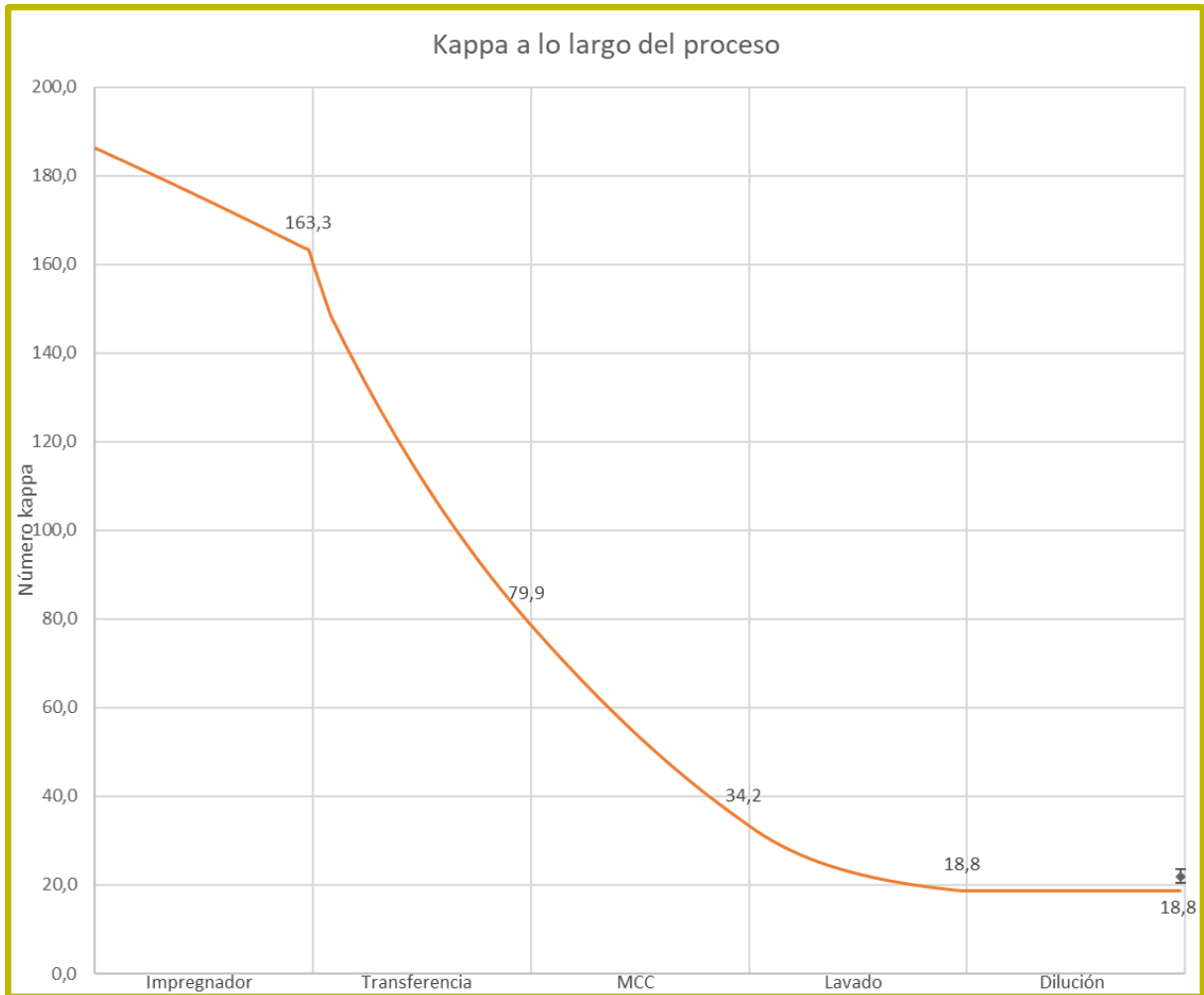


Figura 30: Perfil de número kappa a lo largo del proceso según el modelo curso de celulosa (baja carga).

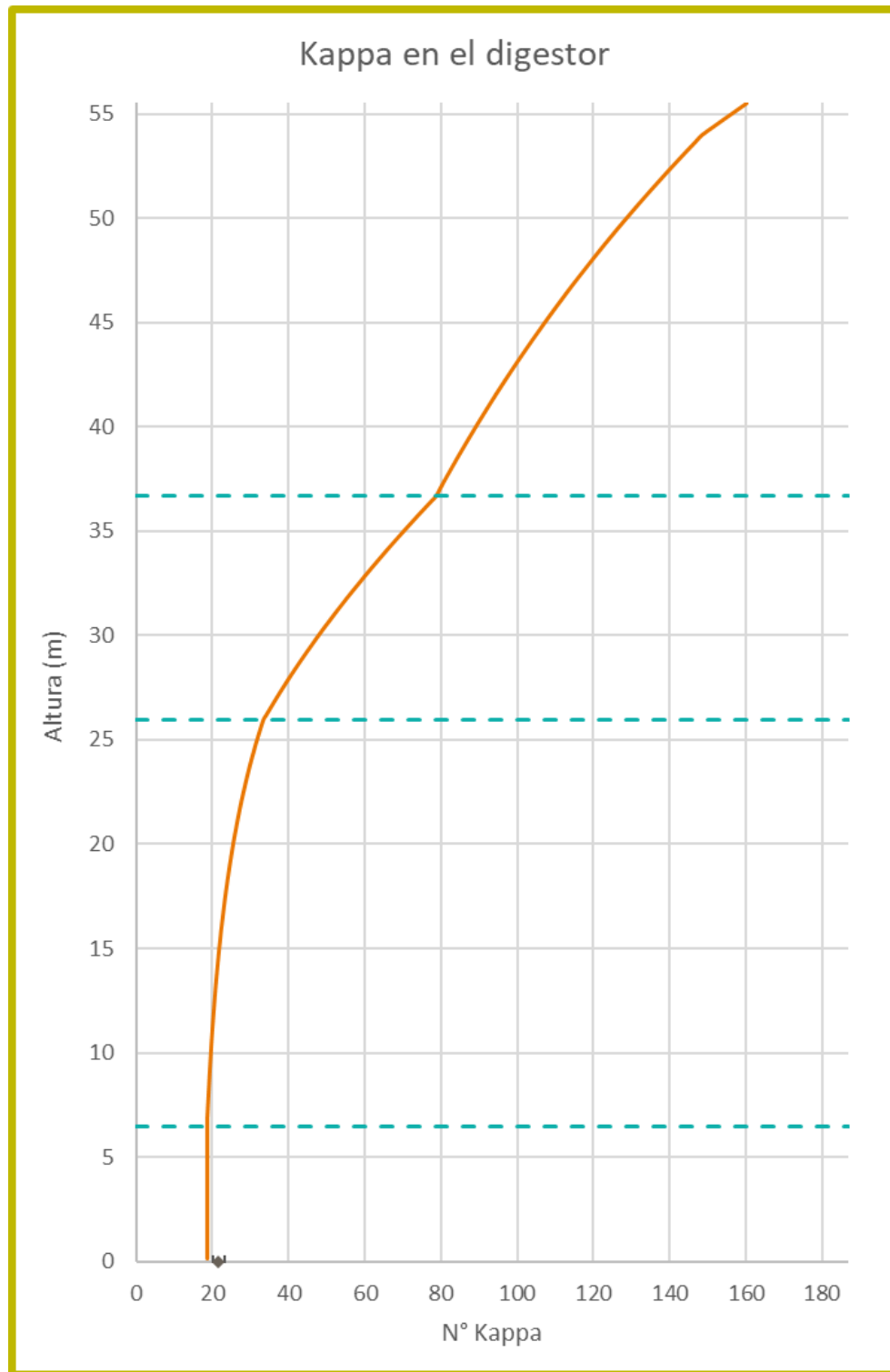


Figura 31: Perfil de número kappa a lo largo del digestor según el modelo curso de celulosa (baja carga).

Resumen FI

UNIVERSIDAD DE CONCEPCION – FACULTAD DE INGENIERIA RESUMEN DE MEMORIA DE TITULO

Departamento: Departamento de Ingeniería Química.

Carrera: Ingeniería Civil Química.

Nombre del memorista: Tomás Ignacio Hermosilla Arévalo

Título de la memoria: Modelación digestor continuo planta Arauco L2.

Fecha de la presentación oral: Viernes 30 de enero de 2026.

Profesor Guía: Miguel Ángel Pereira Soto.

Profesor Revisor: Luis Ernesto Arteaga Pérez.

Concepto:

Calificación:

Resumen:

Esta memoria modela la cinética de deslignificación Kraft a lo largo del impregnador y digestor de planta Arauco L2, utilizando modelos de reacciones en serie, donde la ecuación que gobierna la velocidad de reacción depende de la cantidad de lignina presente en la madera o pulpa.

Los equipos se dividen en secciones transversales y estas se modelan como reactores perfectamente agitados, en vez de un solo reactor de flujo pistón. Se utiliza *WinGEMS* para realizar balances de materia del proceso, y *MS Excel* para realizar los cálculos de reacción en cada reactor.

Se utilizan dos conjuntos de datos operativos, uno a operación normal y otro a baja carga de astillas.

Se concluye que:

El mejor resultado lo da un modelo cinético ajustado, presentado en material educativo interno de Celulosa Arauco. Con un error relativo de número kappa de 13,4 %.

La baja en el número kappa a baja carga de astillas es producto del aumento del tiempo de residencia, dado que la baja se presenta aún en condiciones de mitigación del fenómeno.

Si bien el modelo sigue la tendencia del proceso, este no es lo suficientemente exacto como para predecir de manera confiable los resultados de diferentes condiciones de operación.