



UNIVERSIDAD DE CHILE  
FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA,  
BIOTECNOLOGÍA Y MATERIALES

**DISEÑO DE PROCESO DE REFINAMIENTO DE ACEITE DE CANOLA  
EN PLANTA AVENSUR®**

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL QUÍMICO

FRANCO STEFANO CORSINI BRAVO

PROFESOR GUÍA:  
JORGE CASTILLO GUZMÁN

MIEMBROS DE LA COMSIÓN:  
FRANCISCO GRACIA CAROCA  
ÁLVARO OLIVERA NAPPA

Este trabajo ha sido parcialmente financiado por Grupo Herdener®

SANTIAGO DE CHILE  
2020

**RESUMEN DE LA MEMORIA**  
**PARA OPTAR AL TÍTULO DE:** Ingeniero Civil Químico  
**POR:** Franco Stefano Corsini Bravo  
**FECHA:** 05.07.2020  
**PROFESOR GUÍA:** Jorge Castillo Guzmán

## **DISEÑO DE PROCESO DE REFINAMIENTO DE ACEITE DE CANOLA EN PLANTA AVENSUR®**

En el presente trabajo, se detalla el diseño de un proceso de refinamiento de aceite de canola aplicable en la Planta Avensur (Lautaro, IX Región de la Araucanía), perteneciente al sector agroindustrial del Grupo Herdener.

Al día de hoy, la Planta Avensur es productora de aceite de canola crudo desgomado, dicho producto, es comercializado a granel como alimento para animales. Sin embargo, mediante inspecciones *in situ* y búsqueda bibliográfica, el memorista determina que la planta cuenta con equipamiento básico que permite llevar a cabo un proceso de refinamiento de aceite crudo, entendiendo refinamiento, como las transformaciones que debe sufrir el producto actual, para convertirse en aceite vegetal comestible (refinado), cumpliendo los estándares internacionales de alimentos para humanos. En base a esto, la motivación del trabajo, recae en el utilización de equipamiento desaprovechado en la planta (por falta de asesoría técnica) y en la otorgación de valor agregado al producto actual de Avensur.

El diseño del proceso de refinamiento, se basa en la determinación y en el modelamiento, de las operaciones unitarias necesarias y aplicables en Avensur, en base a los requerimientos que debe cumplir el producto final (aceite refinado) y las características de los equipos disponibles. El modelamiento de cada operación involucrada se lleva a cabo mediante: Modelos teóricos, balances de masa y energía, datos empíricos (obtenidos mediante análisis de laboratorio y/o revisiones bibliográficas) y/o ajustes de curva (mediante códigos computacionales de optimización) para la obtención de parámetros cinéticos o termodinámicos desconocidos. De esta manera, se logran determinar las condiciones iniciales, operacionales y finales implicadas cada operación unitaria.

Según el balance de masa y los modelamientos propuestos, se concluye que la Planta Avensur es capaz de producir  $4644[kg]$  de aceite refinado y comestible, cada 4 turnos de 8 horas, a partir de  $5000[kg]$  de materia prima (aceite crudo desgomado).

# Tabla de Contenido

1	Introducción .....	1
1.1	Contextualización y Motivación .....	1
1.2	Descripción del Trabajo.....	3
1.3	Objetivos y Limitaciones.....	4
1.3.1	Objetivo General.....	4
1.3.2	Objetivos Específicos .....	4
1.3.3	Limitaciones.....	4
2	Estado del Arte .....	6
2.1	Proceso Existente en Planta Avensur .....	6
2.2	Proceso de Refinamiento de Aceite de Canola .....	8
3	Desarrollo .....	13
3.1	Proceso Propuesto.....	13
3.2	Diseño de Tratamiento Ácido .....	16
3.2.1	Metodología General .....	16
3.2.2	Metodología Experimental .....	17
3.2.3	Resultados Experimentales .....	18
3.2.4	Modelo del Proceso .....	19
3.2.5	Diseños y Discusiones.....	24
3.3	Diseño de Tratamiento Alcalino.....	32
3.3.1	Metodología General .....	32
3.3.2	Metodología Experimental .....	33
3.3.3	Resultados Experimentales .....	34
3.3.4	Modelo del Proceso .....	37
3.3.5	Diseños y Discusiones.....	41
3.4	Diseño de Lavado de Jabones .....	48
3.4.1	Metodología General .....	48
3.4.2	Metodología Experimental .....	49
3.4.3	Resultados Experimentales .....	50
3.4.4	Modelo del Proceso .....	52
3.4.5	Diseños y Discusiones.....	57

3.5	Diseño de Decantado.....	61
3.5.1	Metodología General .....	61
3.5.2	Metodología Experimental .....	62
3.5.3	Resultados Experimentales .....	63
3.5.4	Modelo y Diseño del Proceso .....	65
3.6	Diseño de Blanqueamiento .....	81
3.6.1	Metodología General .....	81
3.6.2	Modelo del Proceso.....	81
3.6.3	Diseño y Discusiones .....	83
3.7	Diseño de Filtrado .....	87
3.7.1	Metodología General .....	87
3.7.2	Modelo del Proceso.....	87
3.7.3	Diseño y Discusiones .....	91
3.8	Diseño de Desodorizado .....	93
3.8.1	Metodología General .....	93
3.8.2	Modelo del Proceso.....	93
3.8.3	Diseño y Discusiones .....	95
3.9	Descripción del Proceso y Balance de Masa.....	97
3.9.1	Diagrama y Descripción del Proceso .....	97
3.9.2	Balance de Masa.....	100
3.9.3	Resumen y Discusiones de las Condiciones de Operación .....	117
3.9.4	Conclusiones y Discusiones Balance de Masa .....	120
4	Conclusiones Generales .....	124
	Bibliografía.....	127
	Anexo A. <i>Informes de resultados Analab</i> .....	130
	Anexo B. <i>Código Matlab de modelamiento y ajuste de parámetros para tratamiento ácido</i> .....	136
	Anexo C. <i>Código Matlab de modelamiento y ajuste de parámetros para tratamiento alcalino</i> .....	139
	Anexo D. <i>Código Matlab de modelamiento y ajuste de parámetros para operación de lavado</i> .....	141
	Anexo E. <i>Código Matlab de ajuste de parámetros para el enfriamiento del aceite de canola</i> .....	143
	Anexo F. <i>Código Matlab resolución EDO expresión cinética de adsorción (blanqueamiento)</i> .....	145

Anexo G. Código Matlab resolución EDO expresión cinética de destilación  
(desodorización) ..... 147

# 1 Introducción

## 1.1 Contextualización y Motivación

En términos esenciales y algo filosóficos, la labor de un Ingeniero Químico es suministrar a la ciudadanía de métodos, sustancias y materiales tecnológicos que permitan facilitar y enriquecer la vida misma. En términos generales, esta labor se cumple mediante el diseño y la ejecución de procesos extractivos de materias primas, complementado con operaciones de transformación, que permitan convertir materiales y sustancias precarias, en productos tecnológicos, útiles y esenciales. En base a esto, el Ingeniero Químico contemporáneo desarrolla su vida profesional en torno a la industria de procesos productivos, siendo competente en cada uno de los ámbitos implicados (técnicos, económicos, ambientales y sociales). Por otra parte, el perfil de egreso de la carrera de Ingeniería Civil Química en la Universidad de Chile [1], indica que el profesional debe ser capaz de: *“Aplicar sus conocimientos a la solución de problemas tecnológicos en la industria de procesos, mediante el uso de herramientas de la ingeniería de procesos tales como: dimensionamiento de equipos, diseño, modelación y control de procesos, simulación computacional, planos, memorias, etc.”* En base a *“...una formación sólida en ciencias básicas de la ingeniería.”* Y *“...un fuerte dominio de los fundamentos en ciencias de la Ingeniería Química, tales como fenómenos de transporte, Cinética, reactores, dinámica de procesos, transferencia de calor y de masa y modelamiento.”* En base a estas descripciones, se espera que el Trabajo de Titulación del egresado de Ingeniería Civil Química de la Universidad de Chile, represente la esencia de la profesión y permita exponer los conocimientos adquiridos a lo largo de la carrera universitaria.

El presente Trabajo de Titulación, corresponde a una Memoria de Título, enfocada en el diseño de un proceso productivo, que permita transformar el aceite de canola no comestible de la Planta Avensur, en un producto totalmente comestible y beneficioso para la salud. La Planta Avensur, ubicada en la Ciudad de Lautaro, IX Región de la Araucanía, y perteneciente al sector agroindustrial del Grupo Herdener (*Holding* Empresarial Herdener Truan), desarrolla actualmente un proceso de extracción de aceite esencial de semillas de canola (*Brassica napus*), complementado con una etapa denominada *Water Degumming* (o Desgomado por Agua en español), que permite mejorar algunos aspectos organolépticos del aceite. El producto de este proceso, es decir, aceite de canola crudo desgomado por agua, es comercializado a granel como ingrediente o suplemento alimenticio para animales.

La canola es una planta modificada genéticamente a partir del raps, dicha modificación, permite que su semilla, y en específico, el aceite extraído de esta, presente bajas concentraciones de ácido erúgico (cancerígeno en altas concentraciones) y glucosinolatos (generador de olores y sabores no deseado). El aceite de canola refinado

fue producido por primera vez en 1974 en Canadá, y en la actualidad, se presenta como el tercer aceite comestible más producido en el mundo, detrás de los aceites de palma y soya, siendo China, la Unión Europea (EU 27), India, Japón y Canadá, los principales productores [2]. Debido a la composición de sus ácidos grasos, a la proporción 2: 1 entre omega-3 y omega-6 y a su bajo contenido de grasas saturadas, el aceite de canola es considerado como uno de los aceites más saludables del mundo, siendo utilizado en dietas y tratamientos reductores de colesterol en la sangre y de riesgos de enfermedades cardíacas [3]. En año el 2019, el aceite de canola crudo y desgomado, promedió un precio de venta en Canadá de *US\$705* por tonelada ( $\sim$ *US\$0.65* por litro) [4], por otra parte, su versión refinada y comestible ronda los *US\$1.5* por litro embotellado [5]. Según indica la gerencia de Avensur, el precio de comercialización de aceite crudo de canola en Chile coincide con los valores canadienses, rondando los *500clp* por litro ( $\sim$ *US\$0.64*), sin embargo, su versión refinada y embotellada es comercializada a *2500clp* por litro ( $\sim$ *US\$3*) [6], doblando el precio canadiense y quintuplicando el precio del aceite crudo a granel.

Inspecciones *in situ*, complementadas con análisis de referencias bibliográficas [7][8][9], indican que la planta adquirida por el Grupo Herdener, en el año 2014, posee todos los atributos y equipos necesario para llevar a cabo un proceso batch de refinamiento. Sin embargo, el proceso es desconocido por la empresa y no ha sido aplicado por falta de asesorías técnicas. La motivación del presente trabajo, recae en la necesidad de obtener beneficios de la indumentaria desaprovechada y en otorgarle valor agregado al producto ya existente. Al diseñar una proceso de refinamiento de aceite, se le concede a la empresa la posibilidad de generar y comercializar un producto con valor agregado: aceite de canola refinado y comestible. Sin embargo, el presente trabajo no contempla análisis económicos, ni el diseño (o descripción) de los proceso de embotellado y etiquetado, por lo cual, no es posible llegar a conclusiones en temas de factibilidad económica. No obstante, se espera dar un paso importante, al poder concluir sobre factibilidades técnicas del proceso.

## 1.2 Descripción del Trabajo

El diseño del proceso, y por lo tanto, el trabajo realizado, se basa en:

- Determinar las operaciones unitarias a implementar, según:
  - Referencias bibliográficas y procesos ya existentes.
  - Lista de equipos existentes y disponibles en la planta.
  - Capacidad productiva de la empresa.
  
- Determinar los reactivos y compuestos necesarios para desarrollar cada operación unitaria.
  
- Determinar las condiciones de operación en cada etapa de refinamiento, en base a modelos matemáticos, análisis de laboratorios y/o datos empíricos encontrados en bibliografía.
  
- Determinar la composición del producto final (aceite de canola refinado) y subproductos, en base a los modelos propuestos, los análisis realizados, balances de masa y/o los datos empíricos encontrados en bibliografía.

Por lo tanto, el trabajo se describe como, empírico, al involucrar metodologías de laboratorio, teórico, al involucrar modelos y simulaciones matemáticas, e investigativo, al ser imperativo la recopilación de datos y parámetros ya presentes en bibliografía.

## **1.3 Objetivos y Limitaciones**

### **1.3.1 Objetivo General**

Diseñar un proceso de refinamiento, específico para la Planta Avensur, que permita transformar el aceite crudo y desgomado por agua, en un aceite de canola comestible, cumpliendo con los estándares internacionales para alimentos.

### **1.3.2 Objetivos Específicos**

A continuación se detallan los objetivos específicos:

- Determinar las operaciones unitarias necesaria y aplicables en la Planta Avensur.
- Mediante búsqueda bibliográfica, identificar las especies involucradas en cada operación y lo estándares internacionales del aceite de canola.
- Modelar y simular matemáticamente cada operación unitaria involucrada en la línea principal de proceso.
- En las operaciones que aplique: Obtener parámetros cinéticos y/o termodinámicos mediante un método de ajuste de curva, entre los modelos matemáticos y los resultados experimentales.
- En las operaciones que aplique: Encontrar parámetros cinéticos mediante búsqueda bibliográfica.
- Según los modelos, simulaciones y parámetros obtenidos, detallar las condiciones operacionales para cada etapa.
- En base a las condiciones operacionales detalladas, plantear los balances de masa generales y por especies del proceso.

### **1.3.3 Limitaciones**

A continuación, se detallan las limitaciones y los aspectos relevante no incluidos en el trabajo:

- Las operaciones auxiliares, como transporte de fluidos, generación de vapor para la calefacción de fluidos, almacenamiento y preparación de reactivos, son detalladas pero no diseñadas.

- El proceso propuesto se basa exclusivamente en los equipos ya existentes en Avensur, por lo tanto, no se consideran operaciones unitarias que impliquen la adquisición de nueva instrumentaria. En base a esto, no se diseñan etapas de procesamiento de subproductos.
- El laboratorio de Avensur, no cuenta con la instrumentaria necesaria para llevar a cabo algunos análisis de caracterización. En estos casos, se opta por enviar muestras a laboratorios externos o se caracteriza según parámetros estándar encontrados en bibliografía.
- Debido a que los objetivos se centran en temas técnicos de diseño de procesos, no se incluyen análisis económicos que permitan determinar la factibilidad económica de la implementación del proceso de refinamiento.

## 2 Estado del Arte

### 2.1 Proceso Existente en Planta Avensur

Según el diagrama expuesto en la Ilustración 1, el proceso existente en Avensur comienza en el silo de canola, donde se almacena la materia prima. El flujo de canola (proveniente del silo) se divide entre las prensas tornillo 1, 2 y 3 (PT1, PT2 y PT3) y el precalentador (PC), que acondiciona (a  $45^{\circ}\text{C}$ ) la canola antes de entrar a las prensas a vapor 1, 2 y 3 (PV1, PV2, PV3). El sólido acabado (prensado de canola) de las prensas a vapor, llamado torta, se dirige a la bodega de torta, donde es almacenada para su posterior comercialización como alimento para animales. Por otra parte, la mezcla de aceite y torta proveniente de las prensas a vapor, se mezcla con la torta generada en las prensas tornillo 1, 2 y 3 y es dirigida al extrusor (EX) donde se produce un aumento de la temperatura (hasta  $80^{\circ}\text{C}$ ). La torta caliente alimenta las prensas tornillo 4, 5, 6, 7 y 8 (PT4, PT5, PT6, PT7 y PT8). El aceite extraído en todas las prensas tornillo es dirigido hacia el tanque de aceite crudo, donde es almacenado momentáneamente. La torta generada en las prensas 4, 5, 6, 7 y 8 es dirigida a la bodega de torta para su posterior despacho. El aceite crudo, es tratado con agua (desgomado por agua batch) en el Reactor 0 (R0  $6.9[\text{m}^3]$ ), mediante agitación y temperatura, los fosfolípidos hidratables (*hydratable phosphatides*, HP [10]) presentes en el aceite, son hidratados, formando un subproducto semisólido denominado goma. Luego de un tiempo de decantado, el aceite crudo y desgomado por agua, es dirigido al tanque de producto terminado, listo para ser despachado. Por otra parte, la goma disuelta en agua se almacena en el tanque de subproducto, para posteriormente ser retirado por una empresa externa de tratamiento de residuos líquidos industriales.

La producción de aceite crudo (no desgomado) en Avensur, es de aproximadamente  $2[\text{m}^3]$  por turno de 8 horas. Luego de tres turnos y haber reunido  $6[\text{m}^3]$ , es posible llevar a cabo el proceso de desgomado por agua (~30 minutos) y decantado (~6 horas), obteniendo alrededor de  $5.5[\text{m}^3]$  de aceite crudo desgomado y  $0.6[\text{m}^3]$  de goma disuelta en agua. Es decir, la producción de Avensur es de  $5.5[\text{m}^3]$  ( $6[\text{ton}]$ ) producto final cada 4 turnos de 8 horas.

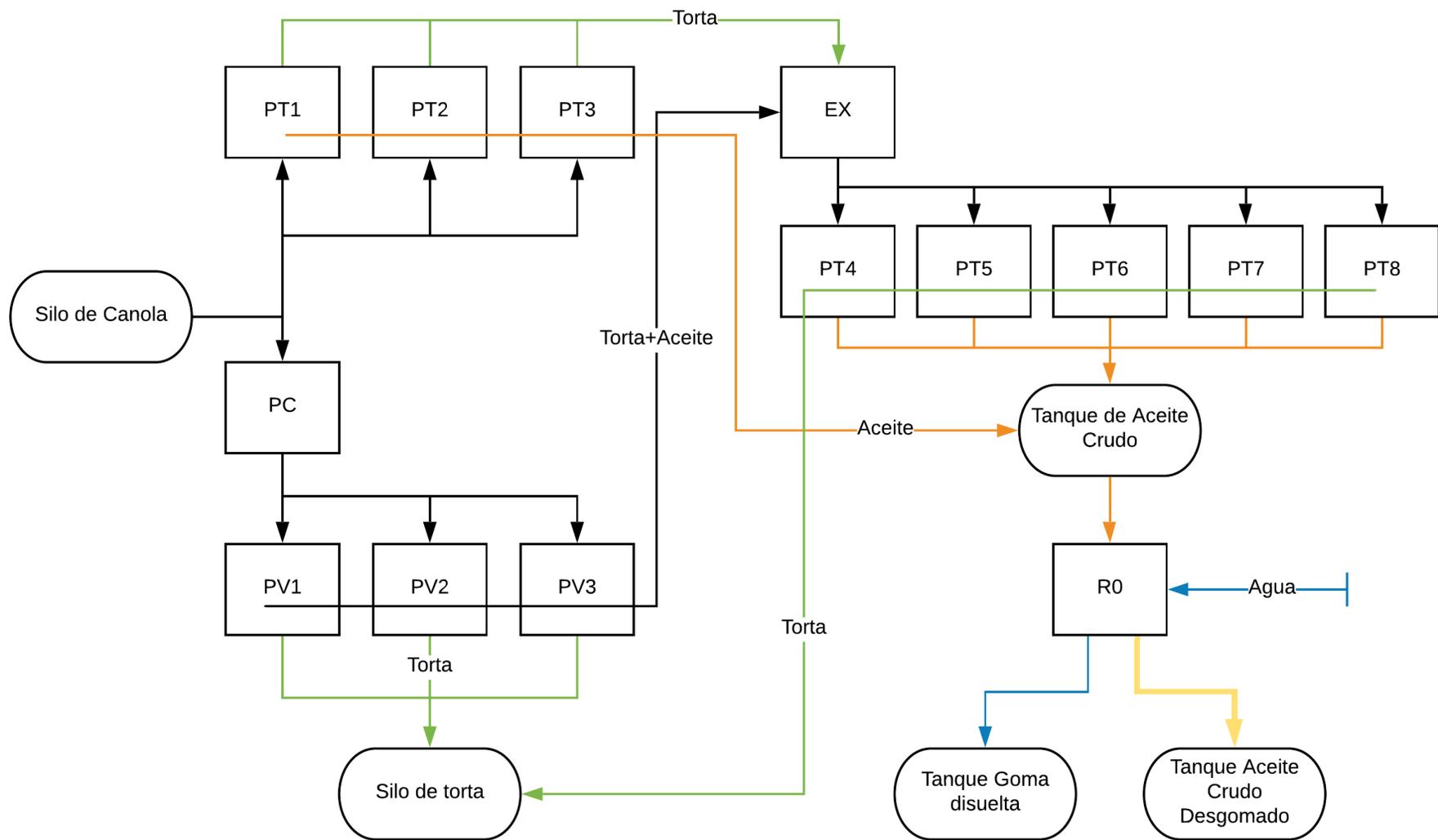


Ilustración 1: Diagrama de proceso existente en Planta Avensur.

## 2.2 Proceso de Refinamiento de Aceite de Canola

El término “refinamiento de aceite” es referido al proceso que debe sufrir el aceite de canola crudo para ser transformado en aceite comestible. Este proceso puede estar compuesto de variadas operaciones unitarias, algunas más imprescindibles que otras, sin embargo, todas ellas poseen el mismo objetivo: reducir los compuestos no deseados y mejorar las propiedades del aceite. Puede existir cierta confusión terminológica, ya que el término “refinamiento” puede ser empleado tanto como para el proceso completo, como para la operación unitaria donde se realiza remoción de ácidos grasos libres [7][8]. Para evitar confusiones, en el presente trabajo el término “refinamiento”, sin apellido, se refiere al proceso completo y la operación unitaria de remoción de ácidos grasos se denominará “refinamiento alcalino”, “tratamiento alcalino” o “refinamiento físico” según corresponda.

Según referencias [7][8], el proceso de refinamiento puede ser batch o continuo, y debe incluir, al menos, las siguientes operaciones:

- *Desgomado:*
  - Corresponde a la primera etapa del proceso de refinamiento.
  - El objetivo de esta operación unitaria es la remoción de fosfolípidos. Estos compuestos generan colores y olores no deseados, además de afectar la estabilidad oxidativa de las siguientes operaciones [7].
  - Reactivos transforman los fosfolípidos en compuesto no solubles en aceite (gomas), permitiendo su remoción a través de separación de fases [7][8].
  - Existen diversas clases de desgomado [7]:
    - Por agua: Se logran hidratar solo los fosfolípidos hidratables. Se aplica en la mayoría de los procesos de refinamiento.
    - Ácido: Permite hidratar los fosfolípidos no hidratables, a través de la adición de compuesto ácidos. Existen subcategorías, dependiendo de los equipos o las cantidades de ácido utilizado. Se aplica en el caso de que el contenido fosfórico del aceite siga siendo alto luego del desgomado por agua.
    - Enzimático: Permite eliminar cualquier clase de fosfolípido a través de adición de la enzima fosfolipasa. La gran afinidad enzima-sustrato permite la precipitación de las gommas. Permite una buena recuperación de lecitina (suplemento alimenticio) de la goma. Generalmente no se utiliza en aceite de canola, ya que su lecitina es bastante oscura y poco comerciable, a diferencia de la lecitina obtenida del aceite de soya.

- Todas las versiones del desgomado se llevan a cabo en reactores. pero con diferentes características.
- *Refinamiento alcalino, o en su reemplazo, refinamiento físico [7][8]:*
  - Refinamiento alcalino:
    - Generalmente es la etapa subsiguiente al desgomado. Sin embargo, puede existir un operación previa de separación de gomas (decantado o centrifugado).
    - El objetivo de esta operación es la remoción de los ácidos grasos mediante neutralización. Estos compuestos generan inestabilidades oxidativas e hidrolíticas en el aceite, disminuyendo su calidad y vida útil.
    - Los ácidos grasos se neutralizan con un compuesto alcalino, generalmente hidróxido de sodio, formando agua y jabones.
    - Los jabones deben ser eliminados en una operación complementaria, denominada lavado. En esta etapa, el aceite es tratado con agua, agitación y temperatura, lo cual, permite la disolución parcial de los jabones y por lo tanto, facilita la separación de fases.
    - Este proceso se lleva a cabo en reactores con agitación y calefacción.
  - Refinamiento físico:
    - Esta etapa se lleva a cabo después del desgomado y de la separación de fases (separación de gomas). Sin embargo, pueden existir etapas previas, como el blanqueamiento, el cual se explica más adelante.
    - Al igual que en el refinamiento alcalino, su objetivos es eliminar los ácidos grasos libres, sin embargo, el proceso no implica reacciones de neutralización. En cambio, los ácidos grasos son destilados mediante inyección directa de vapor. Generalmente se utiliza en aceites con bajo contenido de fosfolípidos no hidratables y altos niveles de ácidos grasos, como lo son los aceite de coco y palma [7].
    - Debido a que no hay reacción de neutralización, no se generan jabones.
    - La inyección de vapor también permite la eliminación de compuestos odoríficos, por lo cual, se considera una operación muy similar a la etapa de desodorización, la cual, se explica más adelante.
    - Esta operación se lleva a cabo en tanques con calefacción, inyectoros de vapor y capacidad de mantener condiciones de vacío.

- *Separación de fases:* Esta operación tiene como propósito separar el aceite, de las fases generadas en los procesos de desgomado y refinamiento alcalino. Puede estar compuesta por equipos de centrifugado y/o de decantado gravitacional.

Por otra parte, existen operaciones unitarias opcionales como [7][8]:

- *Blanqueamiento:* Este proceso tiene como objetivo decolorar el aceite, al eliminar pigmentos mediante adsorción. El adsorbente puede ser un material poroso sintético, sin embargo, los mejores resultados se obtienen con tierra activa [11].
  - En el caso de existir refinamiento alcalino, esta operación se lleva a cabo después del lavado de jabones.
  - En el caso de existir refinamiento físico, esta operación se lleva a cabo después del desgomado y antes del refinamiento físico.
  - En ambos casos, el proceso se lleva a cabo en un tanque con agitación, calefacción y capacidad de mantener condición de vacío.
  - Esta operación implica la existencia de una operación complementaria de separación sólido-líquido por filtrado, que permite separar la tierra activa agotada del aceite blanqueado.
- *Hidrogenación:* Este proceso tiene como objetivo aumentar la estabilidad oxidativa y la temperatura de solidificación del aceite, al saturar con hidrógeno, los dobles enlaces de las cadenas de carbono de los ácidos grasos en los triglicéridos, reduciendo, en gran medida, la posibilidad de reaccionar con oxígeno. Esta operación se lleva a cabo mediante inyección de hidrogeno y catálisis [8].
  - Generalmente se utiliza para la producción de sólidos, como margarina, manteca de aceite o similares.
  - Se lleva a cabo después del blanqueamiento.
  - Se requiere una gran temperatura de operación y altos estándares de pureza del hidrógeno.
  - El catalizador más utilizado es níquel depositado.
  - Es de funcionamiento batch.
  - Se lleva a cabo en un autoclave de hidrogenación, equipado con agitadores, capacidad de calentamiento y enfriamiento, bomba de vacío y tuberías de suministro de gas hidrógeno.
- *Winterización (o fraccionamiento):* Este proceso tiene como objetivo separar, mediante enfriamiento y filtrado, el aceite de componentes sólidos (ceras), generalmente cristalizados [7].
  - Se lleva a cabo después de una hidrogenación parcial.
  - Aumenta la transparencia del aceite.

- El aceite se calienta para fundir las ceras al interior de un tanque con chaqueta térmica, posteriormente, se traspasa a tanques enfriadores con agitación, donde ocurre el proceso de solidificación. Finalizada la solidificación, el aceite se somete a filtrado.
- *Desodorización:* Este proceso tiene como objetivo eliminar los componentes odoríficos del aceite, compuestos principalmente por cetonas y alcoholes, derivados de la oxidación de compuestos oleosos.
  - Generalmente es el último proceso implicado.
  - Es similar al proceso de refinamiento físico. Los compuestos odoríficos son destilados por inyección de vapor debido a su alta volatilidad [12]. Debido a esta similitud, al desodorizar, también se logra refinar físicamente [13].
  - Esta operación se lleva a cabo en un tanque con calefacción, capacidad de vacío e inyectores de vapor.

En complemento de estas etapas, existen las siguientes operaciones de tratamiento de subproductos:

- *Recuperación de fosfolípidos:* El objetivo de esta operación es obtener valor de la goma, para su posterior comercialización como lecitina. Los fosfolípidos hidratados (gomas) son separados del aceite mediante centrifugación continua. La goma separada del aceite, es secada en condición de vacío y es comercializada como lecitina [14]. Como se menciona anteriormente, este proceso no es común en aceite de canola, ya que sus gomitas son muy oscuras y poco atractivas.
- *Tratamiento de jabones:* El objetivo de esta operación es recuperar los ácidos grasos neutralizados en el proceso de refinamiento alcalino. Para esto, la mezcla de agua y jabón proveniente del refinamiento alcalino, es saturada en sal, con el fin de acentuar las diferencias de densidades y permitir la separación de estas dos fases. Posteriormente, el jabón es tratado con ácido sulfúrico, lo cual permite transformar el jabón en ácidos grasos. Este compuesto, es comercializado como alimento para animales debido a su gran contenido energético [8]. Esta etapa implica el uso de un equipo decantador y un reactor.

En la Tabla 1 de la siguiente sección, se detallan los equipos disponibles en Avensur para llevar a cabo el proceso de refinamiento. Según las características de estos equipos, su disposición en la planta y la capacidad productiva de la empresa, se propone el proceso batch expuesto en la Ilustración 2. Estas operaciones unitarias se detallan a cabalidad en la siguiente sección.

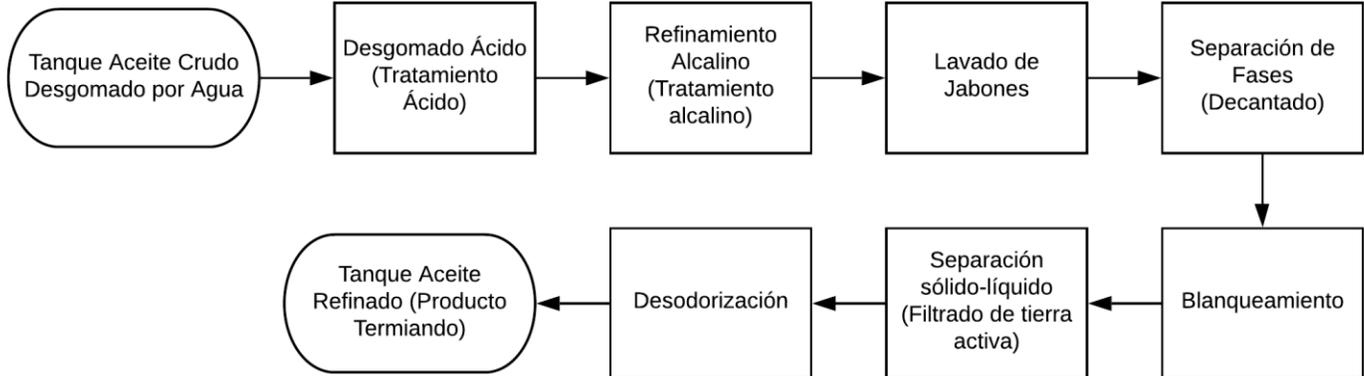


Ilustración 2: Diagrama de proceso propuesto.

Por otra parte, se detallan los motivos por lo cual se descartaron algunas operaciones unitarias:

- *Desgomado enzimático:* Tal como se menciona anteriormente, esta operación se utiliza en aceite de soya, ya que se facilita la opción de recuperar la lecitina de las gomas. Por otra parte, el desgomado enzimático es un proceso continuo e implica la utilización de un reactor seccionado y agitado con reciclos entre secciones [14], instrumentaria que no se encuentra disponible en Avensur.
- *Refinamiento físico:* Esta operación se lleva a cabo generalmente en aceites de coco y palma, debido a su bajo contenido en fosfolípidos no hidratables y a sus altos niveles de ácidos grasos. Por otra parte, el proceso propuesto, ya implica una operación de desodorización, permitiendo, en cierta medida, llevar a cabo un refinamiento físico intrínseco.
- *Hidrogenación:* Generalmente se lleva a cabo para la producción de derivados sólidos del aceite. Por otra parte, Avensur no cuenta con un autoclave de hidrogenación.
- *Winterización:* Este proceso implica una operación previa de hidrogenación, la cual, no se puede llevar a cabo en Avensur por falta de equipamiento.
- *Recuperación de fosfolípidos:* Tal como se menciona anteriormente, la lecitina recuperada del aceite de canola no posee valor comercial. Junto con esto, Avensur no cuenta con equipos centrífugos y secadores al vacío.
- *Tratamiento de jabones:* Avensur no cuenta con un reactor donde desarrollar tratamiento de jabones con ácido sulfúrico.

## 3 Desarrollo

### 3.1 Proceso Propuesto

En base a inspecciones realizadas y a la lectura de los documentos existentes de la planta de aceite, se corrobora que Avensur posee el equipamiento necesario para llevar a cabo un proceso batch de refinamiento de aceite de canola. En la Tabla 1, se detalla la lista de estos equipos. Cabe destacar que este listado no incluye los equipos que Avensur utiliza para la extracción de aceite crudo.

Tabla 1: Equipos relevantes y existentes en Planta Avensur.

Equipo	Descripción	Dimensión característica
Reactor 0	Tanque con agitador mecánico, serpentín calefactor a vapor y fondo cónico. En esta tanque se lleva a cabo el proceso de desgomado por agua existente en Avensur.	6.9 [m <sup>3</sup> ] (Volumen)
Reactor 1	Tanque con agitador mecánico, serpentín calefactor a vapor y fondo cónico.	6.9 [m <sup>3</sup> ] (Volumen)
Blanqueador	Tanque sellado, con capacidad de vacío, agitador mecánico y serpentín calefactor a vapor.	7.0 [m <sup>3</sup> ] (Volumen)
Filtro Niagara	Equipo batch con membranas filtrantes y capacidad vibratoria para eliminación de torta de filtrado.	12.0 [m <sup>2</sup> ] (Área de filtrado). 1[m <sup>3</sup> ] (Volumen)
Desodorizador	Tanque sellado con capacidad de vacío, serpentín calefactor e inyección de vapor.	7.0 [m <sup>3</sup> ] (Volumen)
Equipos Auxiliares	Bombas centrífugas, bombas de vacío, intercambiador de calor, condensador de vapor, caldera a biomasa, cañerías, tanques de almacenamiento, tanques auxiliares.	-

En base a la existencia de estos equipos y según lo detallado en la sección anterior, “Estado del Arte”, se determina que la línea principal del proceso de refinamiento de aceite de canola en la Planta Avensur (Ilustración 2), debe estar compuesto por la siguientes operaciones unitarias batch y secuenciales:

- **Tratamiento ácido:** Transformación de fosfolípidos no hidratables, en fosfolípidos hidratados mediante adición de ácido fosfórico. Se lleva a cabo en el Reactor 1. La materia prima, es decir, el aceite desgomado por agua, proviene del Tanque de aceite crudo.
- **Tratamiento alcalino:** Neutralización de ácidos grasos mediante adición de hidróxido de sodio. Se lleva a cabo en el Reactor 1.
- **Lavado de jabones:** Solubilización parcial de jabones mediante adición de agua de lavado. Se lleva a cabo en el Reactor 1.
- **Decantado:** Separación de las fases generadas en las operaciones anteriores. Se lleva a cabo en el Reactor 1.
- **Blanqueamiento:** Decoloración del aceite mediante la adición de tierra activa. Se lleva a cabo en el Blanqueador.
- **Filtrado de tierra activa:** Separación sólido-fluido (aceite-tierra activa) mediante membranas y torta filtrante. Se lleva a cabo en el Filtro Niagara.
- **Desodorización:** Eliminación de sustancias odoríferas presentes en el aceite mediante destilación por inyección directa de vapor. Se lleva a cabo en el Desodorizador.

Por otra parte, la línea principal debe ser complementada por las siguientes operaciones auxiliares:

- **Transporte de fluidos:** El aceite es transportado de una etapa a otra mediante cañerías y bombas centrífugas existentes.
- **Preparación y dosificación de reactivos:**
  - *Ácido fosfórico:* Este reactivo es adquirido a la concentración necesaria (85%). Su dosificación se realiza en tanque auxiliar existente.
  - *Hidróxido de sodio:* Este reactivo es adquirido en fase sólida. Su dilución en agua se realiza en tanque auxiliar existente.
  - *Agua de lavado:* Este componente proviene del tanque de agua de la planta. Su precalentado se lleva a cabo en un intercambiador de calor existente.
  - *Tierra activa:* Este componente se adquiere listo para utilizar. Su dosificación se lleva a cabo en una balanza existente.

- **Almacenamiento de materia prima:** El aceite crudo desgomado por agua, se almacena en el Reactor 0 o en tanques intermedios.
- **Almacenamiento de producto intermedio:** El filtrado de tierra activa se lleva a cabo en más de un lote, por lo cual, los volúmenes de aceite filtrado son almacenados en un tanque auxiliar aledaño al Filtro Niagara.
- **Generación de vapor:** El proceso utiliza vapor con dos finalidades: Calefacción y desodorización. En ambos casos, el vapor es generado en la caldera a biomasa.
- **Condensador de vapor:** El vapor inyectado en la etapa de desodorización es recolectado en su forma líquida mediante un condensador agua-vapor.
- **Almacenamiento de subproductos:**
  - *Líquidos:* Las fases líquidas, separadas en el proceso de decantado, y el vapor de desodorización condensado, son almacenados juntos en un tanque de subproducto líquido. Este volumen se trata como desecho industrial peligroso. Existen procesos que permiten recuperar la goma, el jabón y los ácidos grasos, con el fin de ser comercializados como alimento para animales [8], sin embargo, y como se menciona anteriormente, Avensur no posee la indumentaria necesaria para llevar a cabo este proceso.
  - *Sólidos:* La tierra activa agotada en forma de torta, proveniente del proceso de filtrado, es almacenada en tanque de residuos sólidos y es tratada como residuo industrial peligroso. Existen procesos que permiten la reutilización de este adsorbente [15], sin embargo, Avensur no posee la indumentaria necesaria para llevarlos a cabo, y por lo tanto, no se consideran en el presente trabajo.
- **Almacenamiento de producto final:** El aceite de canola refinado es almacenado en tanques de producto terminado. Este producto se encuentra listo para su despacho en caso de ventas a granel. Para una mejor comercialización, Avensur debe incorporar una sección de embotellamiento y etiquetado.

A continuación, se detalla el procedimiento llevado a cabo, para el diseño de las operaciones unitarias pertenecientes a la línea principal del proceso de refinamiento. Ya que el tamaño de los equipos es estándar, el diseño se basa en la determinación del tiempo de operación, según las condiciones iniciales y operacionales escogidas.

## 3.2 Diseño de Tratamiento Ácido

Esta operación unitaria corresponde a una reacción química, por lo tanto, su diseño se basa en un estudio de ley cinética. Existen variados compuestos en el aceite que reaccionan en presencia de ácidos, sin embargo, se considera que los fosfolípidos corresponden al compuesto principal.

### 3.2.1 Metodología General

Para obtener los parámetros óptimos de operación del tratamiento ácido, se debe hacer seguimiento de la reacción reversible [16] que ocurre entre el ácido fosfórico y los fosfolípidos no hidratables. Según se observa en la Ilustración 3, los protones provenientes del ácido fosfórico reemplazan el metal presente en el fosfolípido no hidratable, generando un extremo hidrofílico y transformando el fosfolípido no hidratable en fosfolípido hidratado [7]. Este nuevo compuesto, denominado goma o cera, es soluble en agua e insoluble en aceite, en base a esto, se espera que precipite junto con el agua (añadida como solvente del ácido fosfórico) formando una fase denominada acuosa o gomosa, dependiendo de la cantidad de agua presente.

Para llevar a cabo el seguimiento de la reacción, en específico, de la concentración de fosfolípidos, se propone medir, experimentalmente, la cantidad de fósforo presente en el aceite a medida que transcurre el proceso. En términos generales, conociendo la cantidad de fósforo inicial en el aceite, la cantidad de ácido fosfórico agregado y la concentración de fósforo a medida que transcurre la reacción, se puede plantear un ajuste de parámetros según un código de optimización en el *software* Matlab. El resultado de este ajuste, permite modelar el proceso e identificar los parámetros cinéticos de la reacción, los cuales, no se encuentran presentes en bibliografía.

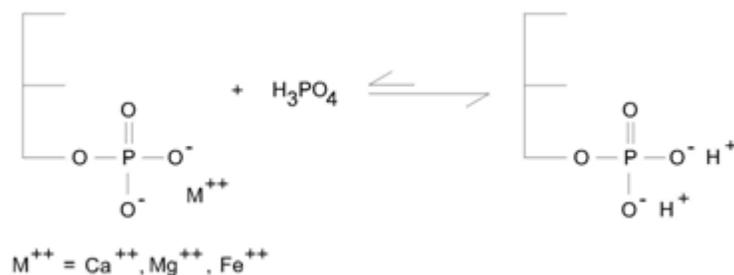


Ilustración 3: Esquema de reacción de ácido fosfórico y fosfolípido no hidratable [16].

Cabe destacar que la medición de fósforo es un análisis complejo y requiere de sofisticados equipos de laboratorio [17] no presentes en Avensur. Por lo cual, las muestras de aceite en distintos tiempos de reacción, se envían al laboratorio de la empresa Analab s.a. [18].

### 3.2.2 Metodología Experimental

A continuación, se especifica la metodología de laboratorio que permite la obtención de las concentraciones de fosfolípidos disueltos en el aceite, a medida que transcurre la reacción.

1. Se toma una muestra de 3[*kg*] aceite desgomado vía agua, proveniente de la Planta Avensur.
2. Sin haber agregado el ácido fosfórico, se toma una muestra inicial de 150[*ml*] de aceite (muestra 0), se centrifuga en máquina centrífuga *Newtry 800-1*, por 30[*min*] a 3.000[*rpm*] [19] con el fin de eliminar la fase gomosa presente en el aceite. Sin arrastrar el precipitado, se traspasa a la botella plástica número 0 de almacenamiento de muestra.
3. Debido a que el proceso de análisis de fósforo es bastante laborioso además de oneroso, se asume una cantidad inicial teórica de fósforo presente en el aceite. En este caso se escoge, 50[*ppm*] [7], ya que se observa que el aceite posee buenas características organolépticas.
4. Según la supuesta cantidad de fósforo inicial escogida, se calcula la cantidad de ácido fosfórico a añadir. La proporción es de 2 moles de fósforo inicial por cada 3 moles de ácido fosfórico a añadir [7]. Generalmente, el reactante se agrega en exceso, de 5 a 10 veces la cantidad de fosfolípidos [8].
5. En una placa calefactora con agitación magnética, se calienta el aceite hasta 60[*°C*] agitando a 200[*rpm*] [20].
6. Manteniendo temperatura y agitación, se agrega lentamente la cantidad calculada de solución de ácido fosfórico y se inicia el cronómetro.
7. Al minuto 5, se toma una muestra de 150[*ml*], correspondiente a la muestra número 1. La muestra se refrigera inmediatamente para detener la reacción. Posterior al enfriamiento, se centrifuga la muestra 3000[*rpm*] por 30 minutos. Separada la goma del aceite con pipeta, el aceite se traspasa a la botella plástica número 1 de almacenamiento de muestra.
8. Al minuto 10, se toma una muestra de 150[*ml*], correspondiente a la muestra número 2. La muestra se refrigera inmediatamente para detener la reacción. Posterior al enfriamiento, se centrifuga la muestra 3000[*rpm*] por 30 minutos. Separada la goma del aceite con pipeta, el aceite se traspasa a la botella plástica número 2 de almacenamiento de muestra.
9. Al minuto 15, se toma una muestra de 150[*ml*], correspondiente a la muestra número 3. La muestra se refrigera inmediatamente para detener la reacción. Posterior al enfriamiento, se centrifuga la muestra 3000[*rpm*] por

- 30 minutos. Separada la goma del aceite con pipeta, el aceite se traspasa a la botella plástica número 3 de almacenamiento de muestra.
10. Al minuto 25, se toma una muestra de 150[ml], correspondiente a la muestra número 4. La muestra se refrigera inmediatamente para detener la reacción. Posterior al enfriamiento, se centrifuga la muestra 3000[rpm] por 30 minutos. Separada la goma del aceite con pipeta, el aceite se traspasa a la botella plástica número 4 de almacenamiento de muestra.
  11. Al minuto 35, se toma una muestra de 150[ml], correspondiente a la muestra número 5. La muestra se refrigera inmediatamente para detener la reacción. Posterior al enfriamiento, se centrifuga la muestra 3000[rpm] por 30 minutos. Separada la goma del aceite con pipeta, el aceite se traspasa a la botella plástica número 5 de almacenamiento de muestra.
  12. Se finaliza el proceso.
  13. Se envían las muestras al laboratorio Analab.

### 3.2.3 Resultados Experimentales

El análisis realizado por Analab se basa el método expuesto en “AOAC 986.24 20th edition 2016”, perteneciente a la Asociación de Químicos Analíticos Oficiales o A.O.A.C por sus siglas en ingles. Bajo este método, los resultados entregados por Analab se exponen en la Tabla 2. En Anexo A, se presentan los informes oficiales entregados por este laboratorio externo.

Tabla 2: Resultados concentración de fósforo en función del tiempo

Tiempo [s]	Concentración de fósforo [mg/kg]	Concentración de fósforo [g/l]	Concentración de fósforo [mol/l]
0	26.65	0.0244	0.0007872
300	23.80	0.0218	0.0007030
600	23.65	0.0216	0.0006986
900	20.90	0.0191	0.0006174
1500	13.15	0.0120	0.0003885
2100	5.35	0.0049	0.0001580

Como era presumible, la concentración de fósforo presente en el aceite, disminuye a medida que transcurre la reacción, debido a que los fosfolípidos precipitan y son separados del aceite mediante centrifugado.

Por otra parte, al suponer que la concentración inicial de fósforo en el aceite es de 50[ppm] y escogiendo un exceso teórico de  $x_4$  y una relación molar de 2/3 para la adición

de ácido fosfórico, estamos agregando una concentración de fósforo adicional al aceite de  $0.004[mol/l]$  (ver Ecuación 1).

$$[P_{af,0}] = 50[ppm] \cdot 4 \cdot \left(\frac{2}{3}\right) = 133.3[ppm] = 0.004 \left[\frac{mol}{l}\right]$$

*Ecuación 1: Concentración inicial de fósforo agregado debido al ácido fosfórico*

Donde,

$[P_{af,0}]$ : Concentración inicial de fósforo agregado debido al ácido fosfórico .

Considerando el peso atómico del ácido fosfórico, el reactante  $H_3PO_4$  fue agregado según una concentración de  $420[ppm]$ . Se calcula que el exceso real utilizado es de:

$$ex = \frac{[P_{ac,f}]}{[P_{ac,0}]} \cdot \left(\frac{3}{2}\right) = 7.5$$

*Ecuación 2: Concentración inicial de fósforo en el aceite*

Donde,

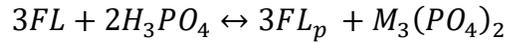
$[P_{ac,0}]$ : Concentración inicial de fósforo en el aceite  $[mol/l]$  (sin contar el fósforo proveniente del ácido fosfórico). Corresponde al dato entregado por Analab en el tiempo 0.

Determinado el exceso real utilizado de reactivo, se toma como supuesto que las mediciones de fósforo entregadas por Analab corresponden exclusivamente al fósforo derivado de fosfolípidos disueltos en aceite y no incluyen la presencia de fósforo proveniente del ácido fosfórico. Es decir, el ácido fosfórico no reaccionado, queda disuelto en agua, y por lo tanto, es eliminado en la etapa de centrifugado.

### 3.2.4 Modelo del Proceso

Según los resultados entregados por Analab, la estructura molecular de los reactante y bajo el concepto de reacción reversible, se propone el mecanismo de reacción expuesto en la Reacción 1, donde el metal presente en el fosfolípido es reemplazado por los hidrógenos del ácido fosfórico. Implícitamente, se supone que la etapa limitante del proceso es la reacción y no el transporte de masa (el proceso es heterogéneo ya que el ácido fosfórico no es soluble en el aceite). Este enunciado se considera factible al obtener

un buen ajuste de parámetros. Por otra parte, es necesario suponer que los productos de la reacción son precipitables debido a su baja solubilidad en el aceite.



*Reacción 1: Tratamiento ácido*

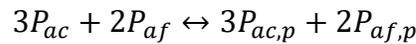
Donde,

$FL$  : Fosfolípido disuelto en aceite.

$FL_p$ : Fosfolípido precipitado.

$M$  : Metal con carga  $+2$ .

Debido a que las mediciones corresponden a concentración de fósforo y no de fosfolípidos, se propone la siguiente modificación de notación al mecanismo de reacción:



*Reacción 2: Tratamiento ácido. Modificación de notación.*

Donde,

$P_{ac}$  : Moles de fósforo disueltos, provenientes del aceite (fosfolípidos).

$P_{af}$  : Moles de fósforo disueltos, provenientes del ácido fosfórico.

$P_{ac,p}$  : Moles de fósforo precipitados, provenientes del aceite (fosfolípidos).

$P_{af,p}$  : Moles de fósforo precipitados, provenientes del ácido fosfórico.

Según el mecanismo supuesto en la Reacción 2, se propone la ley cinética expuesta en la Ecuación 3. En esta expresión, los parámetros a determinar mediante ajuste de curva son: Constantes cinéticas y órdenes de reacción. Por otra parte, el dato conocido mediante metodología empírica, es la concentración de fósforo disuelto en el aceite en función del tiempo. Además, se cuenta con la cantidad de fósforo inicial agregado al aceite intrínsecamente con la adición del ácido fosfórico ( $[P_{af,0}]$ ). Dicho esto, es necesario representar cada una de las concentraciones de la Ecuación 3, exclusivamente en función de la concentración de fósforo disuelto en aceite ( $[P_{af}]$ ). Este procedimiento se realiza a partir de balances de masa.

$$-\left(\frac{1}{3}\right) \frac{d[P_{ac}]}{dt} = k_1 [P_{ac}]^{n_1} [P_{af}]^{n_2} - k_2 [P_{ac,p}]^{m_1} [P_{af,p}]^{m_2}$$

*Ecuación 3: Ley cinética reacción de tratamiento ácido.*

Donde,

$k_1$  : Constante cinética de reacción directa [ $\text{mol}^{1-n_1-n_2} \cdot \text{l}^{n_1+n_2-1} \cdot \text{s}^{-1}$ ].

$k_2$  : Constante cinética de reacción inversa [ $\text{mol}^{1-m_1-m_2} \cdot \text{l}^{m_1+m_2-1} \cdot \text{s}^{-1}$ ].

$n_1$  : Orden de la reacción directa con respecto al reactivo  $P_{ac}$ .

$n_2$  : Orden de la reacción directa con respecto al reactivo  $P_{af}$ .

$m_1$  : Orden de la reacción inversa con respecto al producto  $P_{ac,p}$ .

$m_2$  : Orden de la reacción inversa con respecto al producto  $P_{af,p}$ .

En base a esto, lo primero es definir la conversión del fósforo disuelto en el aceite proveniente de los fosfolípidos:

$$X = \frac{[P_{ac,0}] - [P_{ac}]}{[P_{ac,0}]}$$

*Ecuación 4: Conversión del fósforo disuelto en el aceite proveniente de fosfolípidos*

Donde,

$[P_{ac,0}]$ : Concentración inicial de fósforo en el aceite  $\left[\frac{\text{mol}}{\text{l}}\right]$  (sin contar el fósforo proveniente del ácido fosfórico).

Por lo tanto, la concentración de fósforo disuelto en aceite proveniente de los fosfolípidos, se define según:

$$[P_{ac}] = [P_{ac,0}](1 - X)$$

*Ecuación 5: Concentración de fósforo disuelto en aceite. Corresponde a los datos entregados por Analab.*

Por otra parte, se define la concentración de fósforo proveniente del ácido fosfórico, en función de la conversión y de la razón molar expuesta en la Reacción 2:

$$[P_{af}] = [P_{af,0}] - \frac{2}{3}[P_{ac,0}]X$$

*Ecuación 6: Concentración de fósforo proveniente del ácido fosfórico.*

La concentración de fósforo precipitado debido a la hidratación de fosfolípidos se expresa según la Ecuación 7.

$$[P_{ac,p}] = [P_{ac,0}] \cdot X$$

*Ecuación 7: Concentración de fósforo precipitado, proveniente del aceite (fosfolípidos)*

Finalmente, la concentración de fósforo precipitado proveniente del ácido fosfórico se expresa según la Ecuación 8.

$$[P_{af,p}] = [P_{ac,0}] \cdot \left(\frac{2}{3}\right) \cdot X$$

*Ecuación 8: Concentración de fósforo precipitado, proveniente del ácido fosfórico.*

Según la representación de estas concentraciones en función de la conversión, se plantea la ley cinética:

$$\frac{d[P_{ac}]}{dt} = -3 \left( k_1 \left( [P_{ac,0}] (1 - X) \right)^{n_1} \left( [P_{af,0}] - \frac{2}{3} [P_{ac,0}] X \right)^{n_2} - k_2 \left( [P_{ac,0}] \cdot X \right)^{m_1} \left( [P_{ac,0}] \cdot \left(\frac{2}{3}\right) \cdot X \right)^{m_2} \right)$$

*Ecuación 9: Variación de la concentración total de fósforo disuelto en el aceite.*

Ecuación que según las definiciones de concentración de cada uno de los componentes de ley cinética, depende exclusivamente de variables conocidas y parámetros cinéticos a determinar mediante el código de ajuste de parámetros (ajuste de curva). Esto permite el modelamiento de la reacción mediante *software* Matlab.

El código desarrollado y utilizado por el tesista se expone y explica en Anexo B. En términos generales, el programa encuentra los parámetros cinético óptimos ( $k_1, k_2, n_1, n_2, m_1$  y  $m_2$ ) de la ley cinética, al minimizar la diferencia numérica entre las concentraciones empíricas y el modelo planteado en la Ecuación 9. De esta manera, se logran dos objetivos: Modelar la concentración de fósforo en el tiempo y encontrar los parámetros cinéticos, necesarios para el diseño del reactor de tratamiento ácido.

El resultado del ajuste de parámetros se expresa en la Tabla 3. Por otra parte, y según los valores de estos parámetros, se obtuvo el gráfico resultado expuesto en el Gráfico 1.

Tabla 3: Resultado ajuste de parámetros

Parámetro	Definición	Valor óptimo	Unidad
$n_1$	Orden de la reacción directa $c/$ respecto al reactivo $P_{ac}$ .	-1.0294	-
$n_2$	Orden de la reacción directa $c/$ respecto al reactivo $P_{af}$ .	2.7384	-
$m_1$	Orden de la reacción inversa $c/$ respecto al producto $P_{ac,p}$ .	3.1968	-
$m_2$	Orden de la reacción inversa $c/$ respecto al producto $P_{af,p}$ .	2.3351	-
$k_1$	Constante cinética de reacción directa	$1.570e - 4$	$[(\frac{l}{mol})^{0.709} (\frac{1}{s})]$
$k_2$	Constante cinética de reacción inversa.	$1.493e - 4$	$[(\frac{l}{mol})^{4.532} (\frac{1}{s})]$

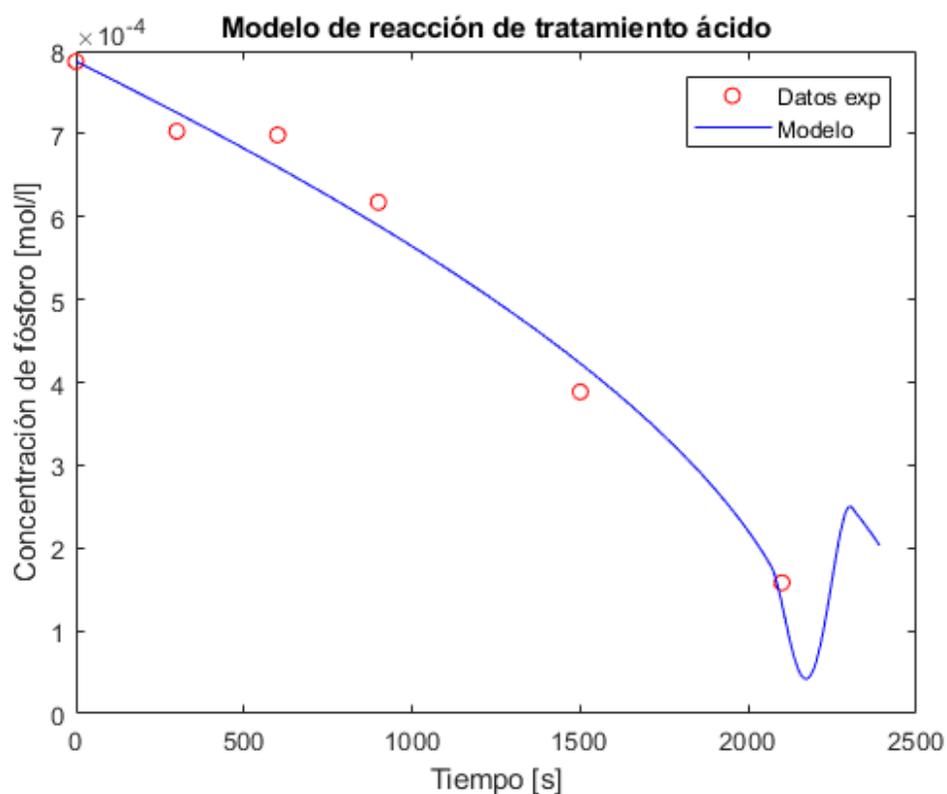


Gráfico 1: Resultado de simulación de reacción de tratamiento ácido, concentración en función del tiempo. Línea azul: Modelo. Círculos rojos: Datos.

El valor negativo del orden  $n_1$ , correspondiente a la reacción directa con respecto a la concentración de fósforo disuelto en aceite (fosfolípidos), indica que la velocidad de reacción directa aumenta a medida que disminuye la concentración de fosfolípidos. Por otra parte, los valores obtenidos para  $n_2, m_1$  y  $m_2$  (2.73, 3.20 y 2.34 respectivamente) coinciden en gran medida con las proporciones molares expresadas en la Reacción 1, en torno al ácido fosfórico (reactante) y a los productos precipitados, con valores de 2, 3 y 2 respectivamente. Es decir, en torno a estos compuestos, la reacción puede ser considerada elemental. Con respecto a los valores obtenidos para las constantes cinéticas, se obtiene que  $k_1$  es mayor a  $k_2$ , lo que favorece que un principio la reacción directa posea mayor velocidad. Finalmente, se observa que el modelo alcanza la menor concentración de fósforo alrededor del segundo 2200, donde se observa un cambio en el signo de la pendiente, lo que indica que en tiempos mayores la velocidad de la reacción inversa toma mayor protagonismo. Finalmente, debido a que se logra obtener un modelo ajustado a los datos experimentales, es posible concluir que la reacción es la etapa limitante del proceso.

### 3.2.5 Diseños y Discusiones

Obtenidos los parámetros cinéticos de la reacción representativa del proceso de tratamiento ácido, es posible obtener las condiciones óptimas para llevar a cabo esta operación unitaria. Si el proceso es llevado a cabo a  $60[^\circ C]$ , con una concentración inicial de fósforo disuelto en aceite igual a  $0.0007872[mol/l]$  y utilizando un exceso de  $x7.5$  de reactante ( $0.004[mol/l]$  de ácido fosfórico), el tiempo óptimo aproximado de reacción es de 36.7 minutos (2200 segundos), ver Gráfico 1. Sin embargo, ya que se tiene el modelo del proceso, es posible estudiar casos con distintas condiciones iniciales.

#### Caso 2

Condiciones iniciales:

- Concentración inicial de fósforo:  $0.0007872 \left[ \frac{mol}{l} \right]$
- Sin exceso de reactante, se alimenta según proporción molar.

Resultado:

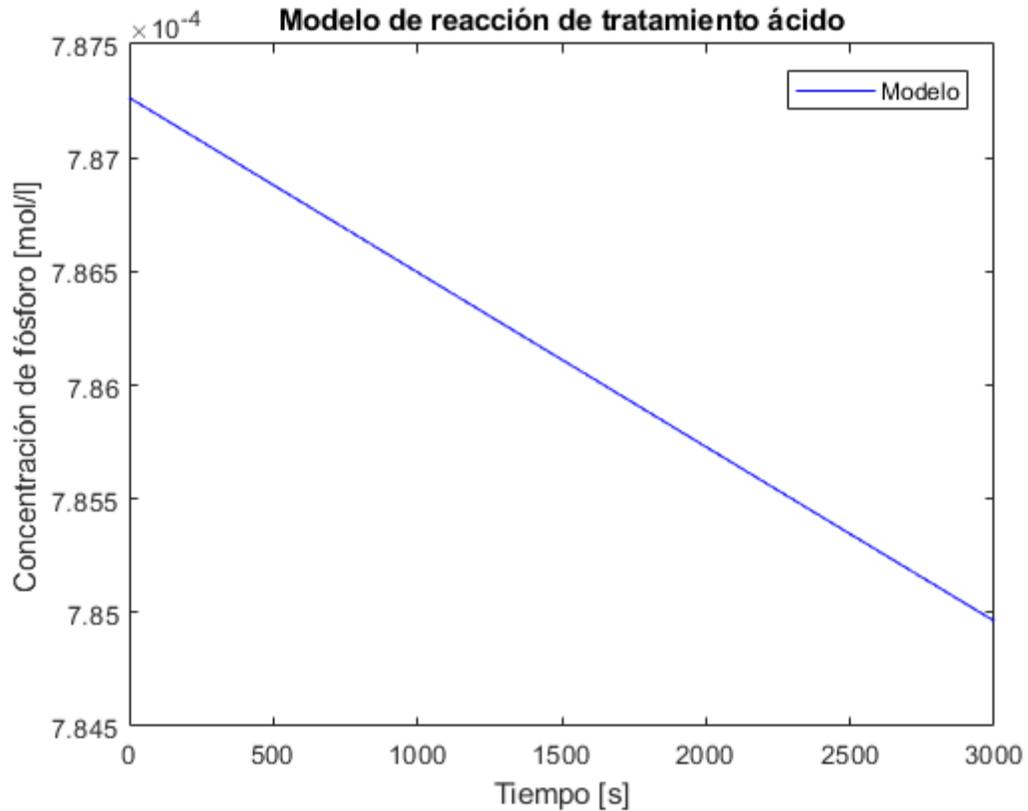


Gráfico 2: Simulación de la reacción de tratamiento ácido según las condiciones del caso 2.

Según lo observado en este gráfico, al minuto 50 (3000 segundos), se tiene una conversión del 4%. Se concluye que si el reactante no es alimentado en exceso, la reacción es extremadamente lenta.

### Caso 3

Condiciones iniciales:

- Concentración inicial de fósforo:  $0.0007872 \left[ \frac{\text{mol}}{\text{l}} \right]$
- Exceso de reactante: x7.

Resultado:

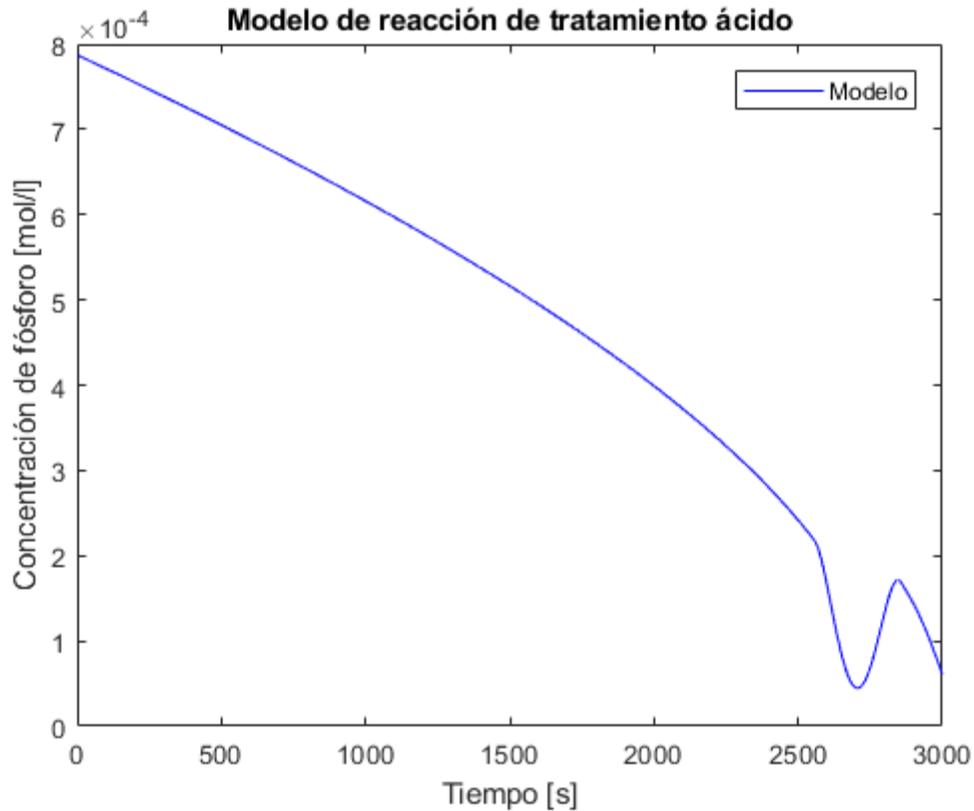


Gráfico 3: Simulación de la reacción de tratamiento ácido según las condiciones del caso 3.

Según este resultado, se observa que una alimentación de reactivo con exceso de x7, favorece a la reacción directa, pero es considerablemente más lenta que el caso base, alcanzando concentraciones óptimas en un tiempo de 2700 segundos (45 minutos).

#### Caso 4

Condiciones iniciales:

- Concentración inicial de fósforo:  $0.0007872 \left[ \frac{\text{mol}}{\text{l}} \right]$
- Exceso de reactante: x8.

Resultado:

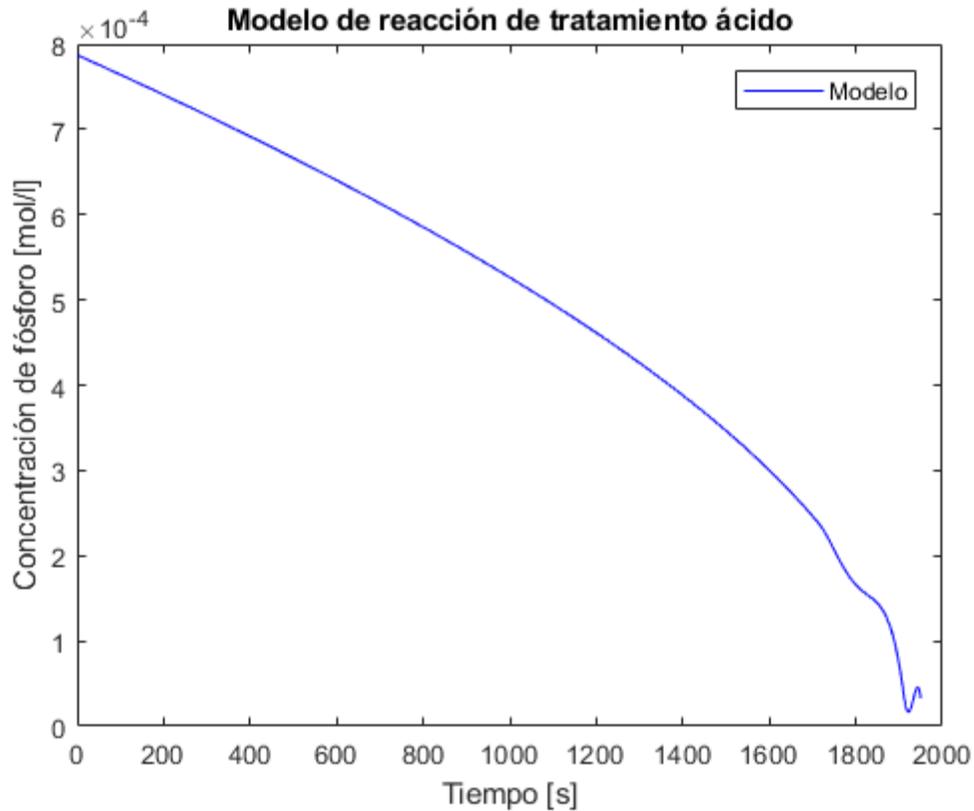


Gráfico 4: Simulación de la reacción de tratamiento ácido según las condiciones del caso 4.

Según este resultado, se observa que una alimentación de reactivo con exceso de  $x8$ , favorece a la reacción directa, y aumenta la velocidad de reacción con respecto al caso base ( $x7.5$  de exceso). Obteniendo un concentración óptima en el segundo 1950 (32 minutos).

### Caso 5

Condiciones iniciales:

- Concentración inicial de fósforo:  $0.0007872 \left[ \frac{\text{mol}}{\text{l}} \right]$
- Exceso de reactante:  $x12$ .

Resultado:

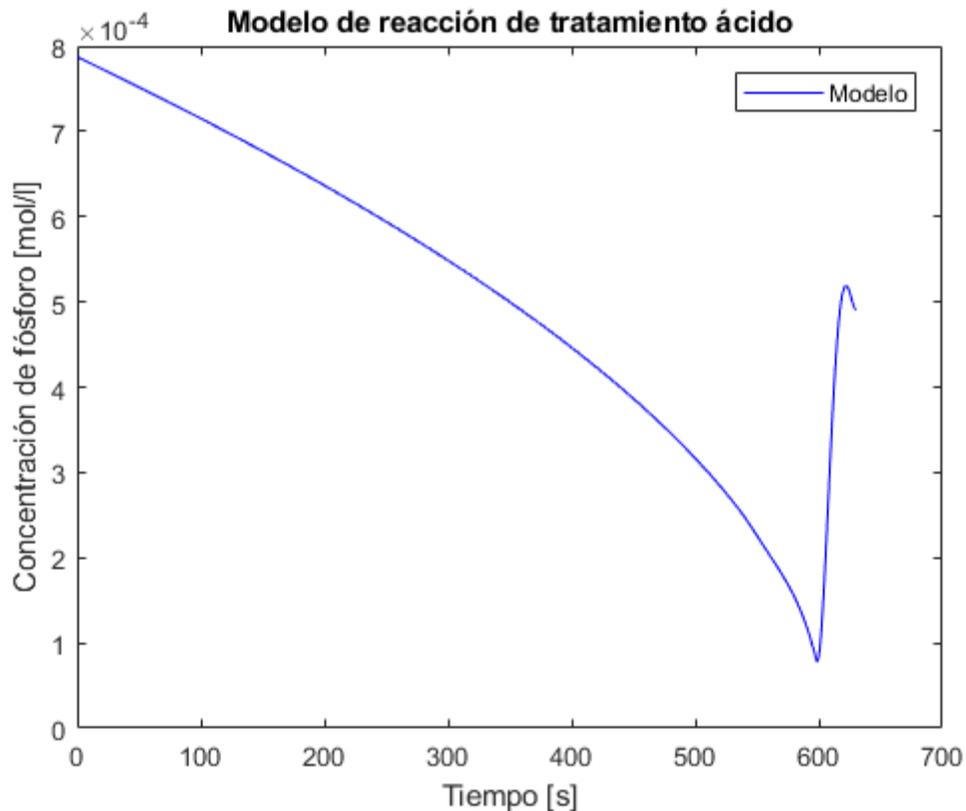


Gráfico 5: Simulación de la reacción de tratamiento ácido según las condiciones del caso 5.

Según este resultado, se observa que una alimentación de reactivo con exceso de  $\times 12$ , favorece a la reacción directa, y aumenta en grandes proporciones la velocidad de reacción con respecto al caso base ( $\times 7.5$ ), alcanzando un tiempo óptimo de 10 minutos. Sin embargo, es necesario ser crítico con el modelo, es decir, aunque este indique que al ir aumentando la concentración del ácido fosfórico, se obtendrán siempre tiempos de reacción considerablemente menores, la práctica puede indicar lo contrario. En estos casos, se podría observar que la velocidad del proceso ya no esté dominada por la ley cinética, si no que por la difusión del reactivo u otros factores. Por otra parte, utilizar reactante en exceso, genera altas concentraciones remanentes de ácido no reaccionado en el agua, lo que implicaría utilizar mayores concentraciones de hidróxido de sodio para neutralizar la mezcla de agua, gomas (fosfolípidos precipitados) y aceite.

## Caso 6

Condiciones iniciales:

- Concentración inicial de fósforo:  $0.001477 \left[ \frac{\text{mol}}{\text{l}} \right]$  (50 ppm)
- Concentración del reactante:  $0.004 \left[ \frac{\text{mol}}{\text{l}} \right]$ . Corresponde a la misma cantidad de reactante utilizada en el caso base, que en este caso, corresponde a un exceso de  $x4$ .

Resultado:

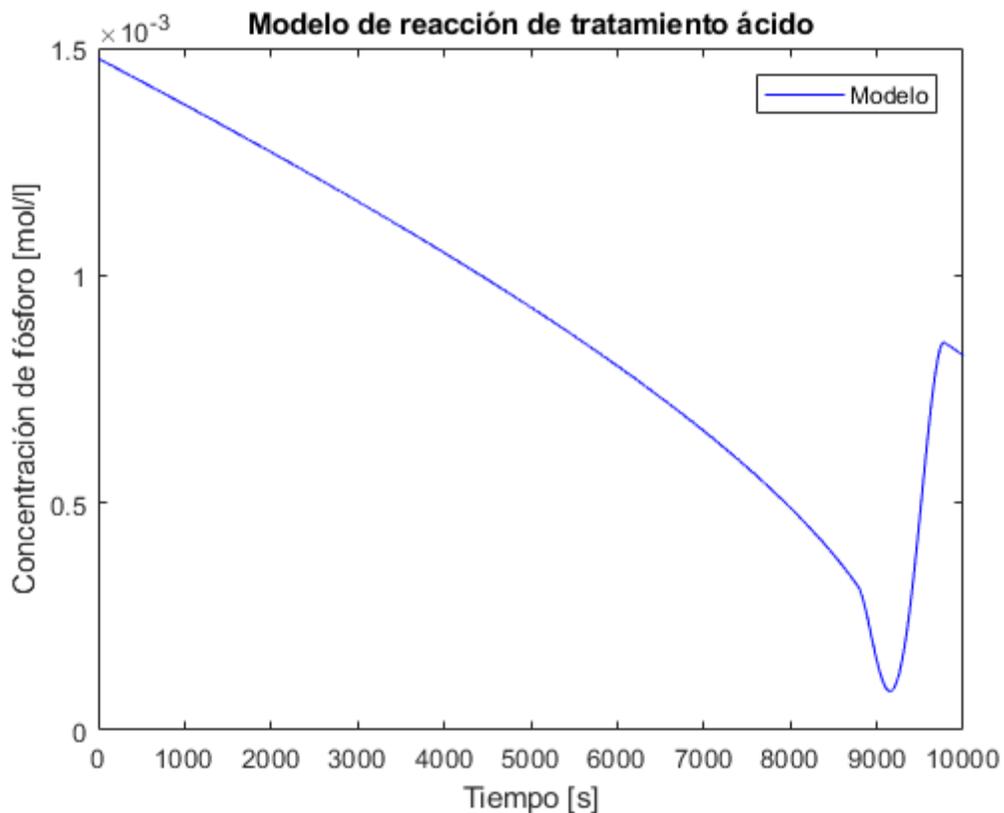


Gráfico 6: Simulación de la reacción de tratamiento ácido según las condiciones del caso 6

Según esta simulación, se observa que al considerar una concentración mayor de fosfolípidos iniciales en el aceite (casi 2 veces el valor del caso base) y manteniendo la cantidad de reactivo utilizado (ácido fosfórico), el tiempo de reacción aumenta considerablemente, obteniéndose una concentración óptima en un tiempo mayor a dos horas. Esto se debe a que el orden de la reacción con respecto a la cantidad de fosfolípidos disueltos, es negativo (cercano a -1), es decir, a mayor concentración de este reactante, menor es la velocidad de la reacción directa.

## Caso 7

Condiciones iniciales:

- Concentración inicial de fósforo:  $0.001477 \left[ \frac{\text{mol}}{\text{l}} \right]$  (50 ppm)
- Exceso de reactante:  $\times 7.5$ . Es decir, mismo exceso que en el caso base.

Resultado:

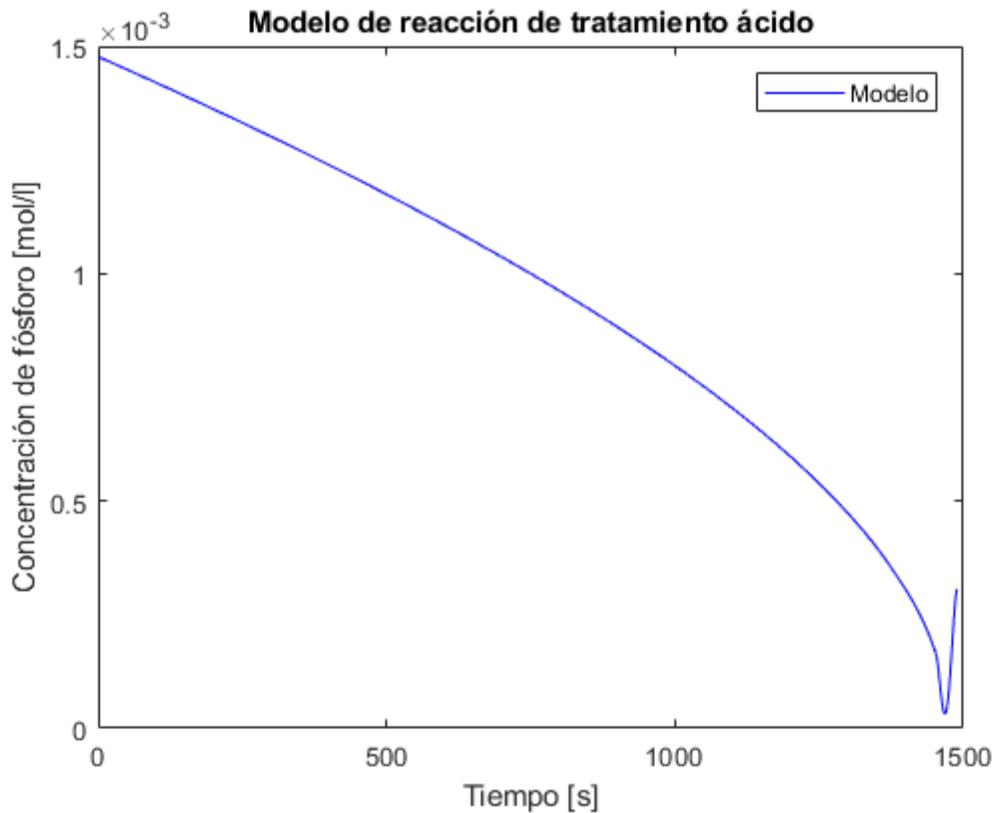


Gráfico 7: Simulación de la reacción de tratamiento ácido según las condiciones del caso 7.

Según lo observado en el Gráfico 7, al aumentar la concentración inicial del fosfolípidos a casi el doble del caso base y al mantener la proporción de exceso de reactante ( $\times 7.5$ ), el tiempo de reacción disminuye considerablemente, obteniéndose una concentración óptima alrededor del minuto 25. A pesar de que el orden de la reacción con respecto a la cantidad de fosfolípidos disueltos es negativa (cercano a  $-1$ ), el orden con respecto al ácido fosfóricos es positivo y mayor en módulo (cercano a 2), lo que favorece en gran medida la reacción directa.

Cabe destacar que en este estudio no se analizaron los efectos de la temperatura en la reacción del tratamiento ácido. Este análisis se puede llevar a cabo mediante la adición de 4 nuevos parámetros a la ley cinética, representando las constantes de reacción a través de la ecuación de Arrhenius. De esta manera, mediante ajuste de parámetros, se lograría obtener las constantes de proporcionalidad y las energías de activación de las reacciones directa e inversa. Lo cual, permitiría simular la reacción para diferentes temperaturas. Sin embargo, un aumento en el número de parámetros desconocidos, genera inestabilidades en el ajuste de curvas, siendo requeridas considerables modificaciones técnicas en el código desarrollado por el memorista.

### 3.3 Diseño de Tratamiento Alcalino

Esta operación unitaria corresponde a una reacción química, por lo tanto, su diseño se basa en un estudio de ley cinética. Existen variados compuestos en el aceite que reaccionan en presencia de bases, sin embargo, se considera que los ácidos grasos corresponden al compuesto principal.

#### 3.3.1 Metodología General

Para obtener los parámetros óptimos de operación de tratamiento alcalino, se debe hacer seguimiento de la reacción que ocurre entre los ácidos grasos, el ácido fosfórico remanente de la etapa anterior y el hidróxido de sodio. Se propone que la reacción de neutralización sigue el mecanismo expuesto en la Ilustración 4. Como en cualquier reacción de neutralización, el metal con carga positiva proveniente del hidróxido de sodio se intercambia con los protones de los ácidos en cuestión, generando sales y agua. Se toma como supuesto que el ácido fosfórico se disocia completamente y que la sal generada, precipita disuelta en el agua en el proceso de decantado. Por otra parte, la sal de ácido carboxílico (jabón) es parcialmente soluble en agua e insoluble en aceite, por lo tanto, al momento de decantar crea una tercera fase jabonosa, ubicada entre la fase acuosa y el aceite.

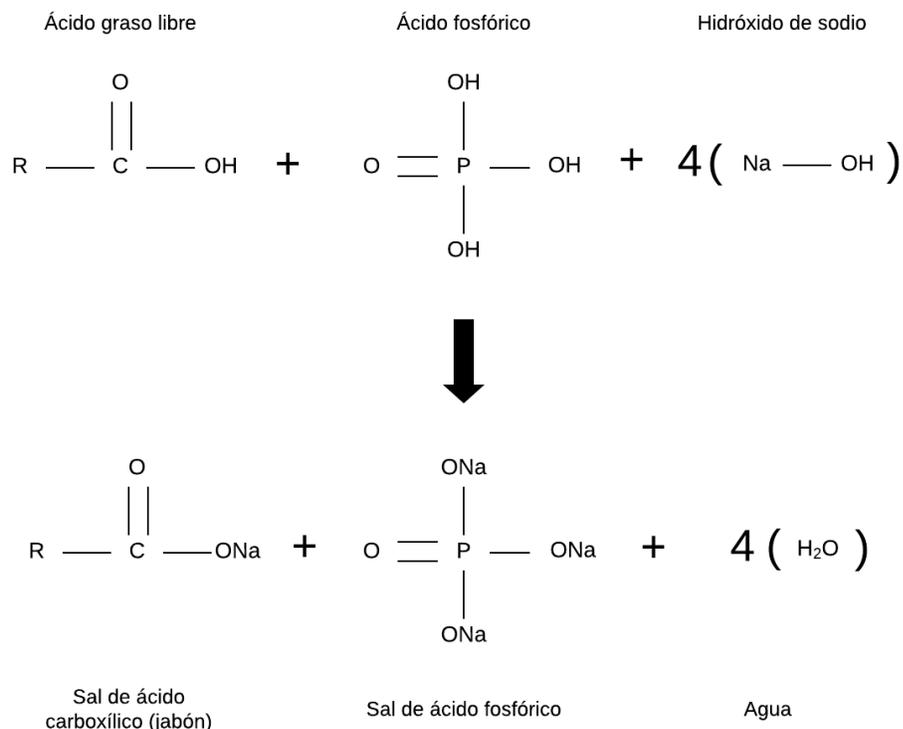


Ilustración 4: Mecanismo de reacción para tratamiento alcalino

Para llevar a cabo el seguimiento de la reacción, en específico, de la concentración de ácidos, se propone medir la acidez del aceite a medida que transcurre el proceso de neutralización. En términos generales, conociendo la acidez inicial en el aceite, la cantidad de ácido fosfórico remanente (del proceso de tratamiento ácido), la concentración hidróxido de sodio agregado y la variación de acidez a medida que transcurre la reacción, se puede plantear un ajuste de parámetros según un código de optimización en el *software* Matlab. De este modo, se logra modelar el proceso e identificar parámetros cinéticos de la reacción, los cuales, no se encuentran presentes en bibliografía.

El análisis de acidez en aceite es un proceso sencillo basado en la técnica de titulación, por lo tanto, se lleva a cabo en el laboratorio de la Planta Avensur.

### 3.3.2 Metodología Experimental

Según lo especificado anteriormente, el procedimiento experimental puede ser dividido en dos secciones: Metodología de seguimiento de la reacción y análisis de acidez.

#### *Seguimiento de la Reacción:*

1. Se toma una muestra de 3[*kg*] aceite tratado con ácido sin decantar, proveniente del proceso de laboratorio anterior.
2. Sin haber agregado el hidróxido de sodio, se toma una muestra inicial de 150[*ml*] de aceite (muestra 0), se centrifuga por 30[*min*] a 3000[*rpm*] y sin arrastrar el precipitado, se traspa a la botella plástica número 0 de almacenamiento de muestra.
3. Se realiza análisis de acidez a la muestra 0. La centrífuga utilizada posee 6 tubos de 20[*ml*] cada uno, por lo tanto, y para tener un resultado contundente, se realizan 6 análisis de acidez, uno para cada tubo.
4. Según el promedio de acidez encontrado en la muestra 0, se calcula la cantidad teórica de hidróxido de sodio agregar. La cantidad teórica calculada se añade con un exceso de entre  $x1.1$  y  $x1.2$  [8].
5. La cantidad real de hidróxido se disuelve en agua hasta una concentración de entre 2 y 3 [*N*] (Normalidad) [8].
6. En una placa calefactora con agitación magnética, se calienta el aceite hasta 40[ $^{\circ}C$ ] agitando a 35[*rpm*] [7] [9].
7. Manteniendo temperatura y agitación, se agrega lentamente la cantidad calculada de solución de hidróxido de sodio y se inicia el cronómetro.

8. Al minuto 3, se toma una muestra de 150[ml], correspondiente a la muestra número 1. La muestra se refrigera inmediatamente para detener la reacción. Posterior al enfriamiento, se centrifuga la muestra 3000[rpm] por 30 minutos. Mediante el uso de pipeta, se separa el aceite de las otras dos fases presentes en cada uno de los 6 tubos de la centrífuga. Cada fase oleica de los 6 tubos, es sometida al análisis de acidez.
9. Se repite el punto anterior, a los 7, 12, 18, 25 y 33 minutos.
10. Se termina el proceso.

#### *Análisis de Acidez [21]:*

1. Se prepara una solución de hidróxido de sodio al 0.1[N] y se vierte en una bureta.
2. Se miden 50[ml] de etanol 95° en un vaso precipitado.
3. Con uso de pipeta, se agregan 2[ml] de fenolftaleína alcohólica al etanol.
4. Con uso de bureta, se titula el volumen de etanol y fenolftaleína con la solución de hidróxido de sodio, hasta la aparición de un tono rosado constante.
5. Se masa una muestra de entre 10 y 20[g] de aceite y se vierte en un matraz.
6. En una plancha calefactora, se calienta el etanol titulado hasta 70[°C].
7. Se traspa el etanol caliente al matraz de la muestra de aceite.
8. Se agrega 1[ml] de fenolftaleína al matraz.
9. Midiendo el volumen de la solución hidróxido de sodio en la bureta y manteniendo agitación, se titula la muestra de aceite disuelta en etanol, hasta la aparición de un tono rosado constante.
10. Se calculan la cantidad de moles de hidróxido de sodio necesarios para neutralizar la muestra (acidez).

### **3.3.3 Resultados Experimentales**

Según se indica en la metodología específica, antes de comenzar con el proceso de seguimiento de la reacción de tratamiento alcalino, se determina la acidez inicial del aceite. El resultado de estas seis primeras titulaciones (una por cada tubo de centrifugado) se expone en la Tabla 4. Debido a que las muestras fueron centrifugadas antes de realizar el análisis, se toma el supuesto de que su contenido en agua es despreciable, por lo tanto, la acidez determinada proviene exclusivamente del contenido de ácidos grasos libres y no del remanente de ácido fosfórico.

Tabla 4: Resultado de titulación de acidez inicial.

	Tubo 1	Tubo 2	Tubo 3	Tubo 4	Tubo 5	Tubo 6
Masa de muestra [g]	14.552	14.238	14.660	14.352	14.012	14.540
Vol. de titulación [ml]	5.2	5.1	5.1	5.2	5.1	5.3
Moles de NaOH [mol]	$5.2e - 4$	$5.1e - 4$	$5.1e - 4$	$5.2e - 4$	$5.1e - 4$	$5.3e - 5$
Acidez $\left[\frac{mol}{g}\right]$	$3.57e - 5$	$3.58e - 5$	$3.48e - 5$	$3.62e - 5$	$3.64e - 5$	$3.65e - 5$
Promedio Acidez $\left[\frac{mol}{g}\right]$	$3.59e - 5$					
Promedio Acidez $\left[\frac{mol}{l}\right]$	0.0328					

Para determinar la cantidad de solución de hidróxido de sodio a agregar, es necesario calcular la cantidad de ácido fosfórico remanente de la etapa anterior. Tomando en cuenta que el tratamiento ácido se llevó a cabo bajo las siguientes condiciones:

- $[P_{ac,0}]$  (Concentración de fósforo inicial disuelto en aceite):  $7.872e - 4 \left[\frac{mol}{l}\right]$
- Exceso molar de reactivo (ácido fosfórico):  $x7.5$
- $[P_{af,0}]$  (Concentración inicial del reactivo):  $0.004 \left[\frac{mol}{l}\right]$

Se obtuvieron los siguientes resultados (Ver Gráfico 1):

- Tiempo óptimo de reacción: 2200[seg]
- $[P_{ac}]$  (Concentración final de fósforo disuelto en aceite):  $4.19e - 5 \left[\frac{mol}{l}\right]$

De esta manera, es posible calcular la conversión del fósforo disuelto según la Ecuación 10:

$$X = \frac{[P_{ac,0}] - [P_{ac}]}{[P_{ac,0}]} = \frac{(7.872e - 4) - (4.19e - 5)}{7.872e - 4} = 0.95$$

Ecuación 10: Conversión de tratamiento ácido.

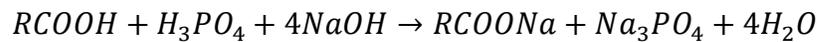
Según este resultado y la Ecuación 6, es posible calcular la concentración de ácido fosfórico no reaccionado:

$$[P_{af}] = [P_{af,0}] - \frac{2}{3}[P_{ac,0}]X = 0.004 - \left(\frac{2}{3}\right)(7.872e - 4) \cdot 0.95$$

$$[P_{af}] = 0.0035 \left[\frac{mol}{l}\right]$$

*Ecuación 11: Concentración de ácido fosfórico no reaccionado.*

Según los resultados expuestos en la Tabla 4 y en la Ecuación 11, se determina que inicialmente el aceite posee 0.0328 [mol] de ácidos grasos libres y 0.0035[mol] de ácido fosfórico por litro. La relación molar especificada en la Reacción 3, indica que para neutralizar un mol de ácido graso libre se necesita un mol de hidróxido de sodio, mientras que para neutralizar un mol de ácido fosfóricos se necesitan tres.



*Reacción 3: Tratamiento alcalino*

Por lo tanto, la concentración teórica de hidróxido de sodio a utilizar en el tratamiento ácido es de:

$$[NaOH_{0,t}] = 0.0328 \cdot 1 + 0.0035 \cdot 3 = 0.0433 \left[\frac{mol}{l}\right]$$

*Ecuación 12: Concentración inicial teórica de hidróxido de sodio*

Seleccionado un exceso de  $x1.2$ , se obtiene la concentración real de hidróxido de sodio a utilizar en el proceso de tratamiento alcalino:

$$[NaOH_0] = 0.0468 \cdot 1.2 = 0.052 \left[\frac{mol}{l}\right]$$

*Ecuación 13: Concentración inicial de hidróxido de sodio*

De esta manera, se lleva a cabo el proceso de laboratorio de tratamiento alcalino, realizando seguimiento de acidez a través del tiempo, obteniéndose el resultado expuesto en la Tabla 5.

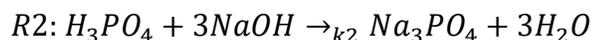
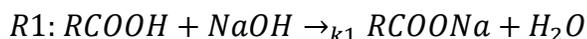
Tabla 5: Acidez en función del tiempo, tratamiento alcalino.

Tiempo [s]	Promedio de acidez [ $\frac{mol}{l}$ ]
0	0.0328
180	0.0062
420	0.0034
720	0.0021
1080	0.0014
1500	0.0007
1980	0.0007

Como era presumible, la acidez presente en el aceite disminuye a medida que transcurre la reacción, debido a que el hidróxido de sodio neutraliza el ácido presente. Nuevamente, y debido a que las muestras fueron centrifugadas antes de realizar la titulación, esta acidez corresponde exclusivamente a los ácidos grasos libres y no incluye el ácido fosfórico.

### 3.3.4 Modelo del Proceso

Según lo que expresado en la Reacción 3, es posible desglosar la reacción global en dos reacciones simultáneas:



*Reacción 4: Mecanismo de reacción para tratamiento alcalino*

Fundado en que la base se alimenta en exceso, se considera el supuesto de que las reacciones no compiten. De esta manera, el modelo solo determina la variación de concentración de los ácidos grasos libres en el aceite basado en  $R1$ . Por otra parte, se considera que  $R2$  sucede exclusivamente en la fase acuosa, por lo cual, no se efectuó un seguimiento de concentraciones. El objetivo de considerar la concentración remanente de ácido fosfórico del proceso de tratamiento ácido, es calcular el contenido óptimo necesario de hidróxido de sodio para que se logre neutralizar el contenido de ácido graso, sin que la base se agote totalmente debido a la neutralización del ácido fosfórico. Dicho esto, la ley cinética a estudiar corresponde a:

$$-\frac{d[RCOOH]}{dt} = k[RCOOH]^m[NaOH_{ag}]^n$$

*Ecuación 14: Ley cinética del tratamiento alcalino*

Donde,

$[NaOH_{ag}]$ : Concentración de hidróxido de sodio disponible para reaccionar con los ácidos grasos  $\left[\frac{mol}{l}\right]$ .

$m$ : Orden de reacción con respecto a la concentración de ácidos grasos.

$n$ : Orden de reacción con respecto a la concentración de hidróxido de sodio.

$k$ : Constante cinética de reacción  $[mol^{1-m-n} \cdot l^{m+n-1} \cdot s^{-1}]$ .

Considerando que el ácido graso es el reactivo limitante, se define la conversión:

$$X = \frac{[RCOOH_0] - [RCOOH]}{[RCOOH_0]}$$

*Ecuación 15: Conversión de ácidos grasos en reacción de tratamiento alcalino*

Donde,

$[RCOOH_0]$ : Concentración inicial de ácidos grasos libres (acidez en el segundo 0 de la reacción)  $\left[\frac{mol}{l}\right]$ .

Por otra parte, la concentración de hidróxido de sodio se define según:

$$[NaOH_{ag}] = [NaOH_{0,ag}] - [RCOOH_0]X$$

*Ecuación 16: Concentración de hidróxido de sodio disponible para reaccionar con ácidos grasos*

Donde,

$[NaOH_{0,ag}]$ : Concentración inicial de hidróxido de sodio disponible para reaccionar con los ácidos grasos  $\left[\frac{mol}{l}\right]$ .

Cabe destacar que el valor de  $[NaOH_{0,ag}]$  no corresponde a la totalidad de base agregada en este proceso, sino que es exclusivamente a la fracción que está “disponible”

para reaccionar con el ácido graso, es decir, considerando las proporciones molares en la Reacción 4 y las concentraciones iniciales conocidas:

$$[NaOH_{0,ag}] = \left( \frac{[NaOH_0]}{1 \cdot [RCOOH_0] + 3 \cdot [H_3PO_4]_0} \right) \cdot [RCOOH_0] = ex \cdot [RCOOH_0]$$

*Ecuación 17: Concentración inicial de hidróxido de sodio disponible para reaccionar con los*

Donde,

*ex: Exceso de hidróxido de sodio utilizado.*

Reemplazando en la Ecuación 16:

$$[NaOH_{ag}] = ex \cdot [RCOOH_0] - [RCOOH_0]X = [RCOOH_0](ex - X)$$

*Ecuación 18: Concentración de hidróxido de sodio disponible para reaccionar con ácidos grasos*

Reemplazando en la ley cinética, se obtiene la expresión deseada:

$$\frac{d[RCOOH]}{dt} = -k_1[RCOOH]^m([RCOOH_0](ex - X))^n$$

*Ecuación 19: Ley cinética del tratamiento alcalino*

De esta manera, la ley cinética queda expresada exclusivamente en términos conocidos: Concentración de ácidos grasos, concentraciones iniciales y parámetros cinéticos a determinar según el código de ajuste de curva.

El código desarrollado y utilizado por el tesista se expone y explica en Anexo C. En términos generales, el programa encuentra los parámetros cinético óptimos ( $k$ ,  $m$  y  $n$ ) de la ley cinética, al minimizar la diferencia numérica entre las concentraciones empíricas y el modelo planteado en la Ecuación 19. De esta manera, se logran dos objetivos: Modelar la concentración de ácido en el tiempo y encontrar los parámetros cinéticos, necesarios para el diseño del reactor de tratamiento alcalino.

El resultado del ajuste de parámetros se expresa en la Tabla 6. Por otra parte, y según los valores de estos parámetros, se obtuvo el gráfico resultado expuesto en el Gráfico 8.

Tabla 6: Resultado ajuste de parámetros.

Parámetro	Definición	Valor óptimo	Unidad
<i>m</i>	Orden de la reacción <i>c</i> /respecto al ácido graso.	1.3558	-
<i>n</i>	Orden de la reacción <i>c</i> /respecto al hidróxido de sodio.	1.5900	-
<i>k</i>	Constante cinética de la reacción.	23.5559	$[(\frac{l}{mol})^{1.9458} (\frac{1}{s})]$

Según el ajuste de parámetros, el orden con respecto al hidróxido de sodio es levemente mayor al orden con respecto a los ácidos grasos. Debido a que el hidróxido es una base fuerte y a que el ácido graso es un ácido débil, la influencia de la concentración de la base, en la velocidad de reacción, es mayor. Por otra parte, los valores de estos parámetros distan en mediana medida con la estequiometría de la reacción, por lo tanto, se puede concluir que el mecanismo no es elemental.

Según se observa en el Gráfico 8, el modelo coincide en gran medida con los datos experimentales. El buen ajuste de curva corrobora que la reacción entre el hidróxido de sodio y los ácidos grasos corresponde a la etapa limitante del proceso. Por otra parte, según los parámetros obtenidos, se tiene que el orden global de reacción es cercano a 3, lo que explica, en cierta medida, el brusco cambio de pendiente cercano al segundo 200. El valor obtenido para la constante cinética, justifica la gran pendiente inicial en la simulación de la reacción. Esto comprueba y reafirma que las reacciones de neutralización son extremadamente rápidas. Según las condiciones iniciales utilizadas, se observa que en solo 100[seg] la conversión ya es de un 50%, mientras que a los 250[seg] ya es de un 85%. Sin embargo, a medida que transcurre la reacción, la pendiente se hace cada vez menor, debido a las bajas concentraciones de reactantes. A los 1500[seg] la conversión es de un 98%, y no varía de manera significativa en tiempos mayores.

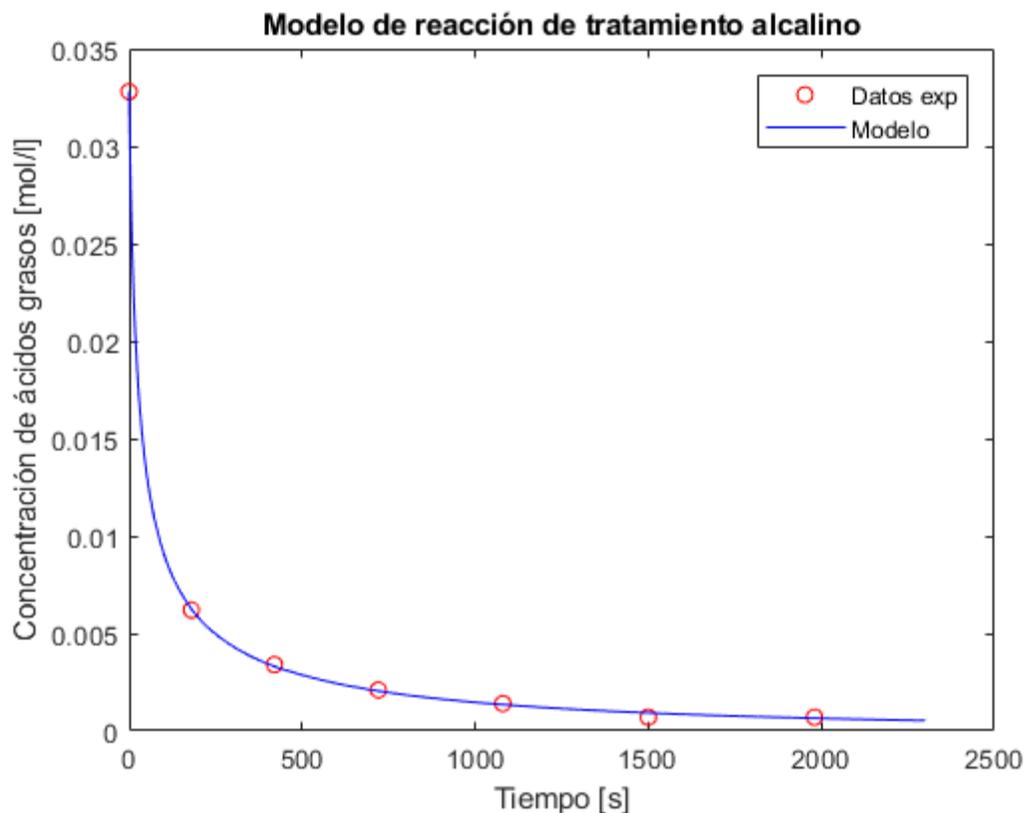


Gráfico 8: Modelamiento de reacción de tratamiento alcalino, concentración de ácidos grasos libres en función del tiempo. Línea azul: Modelo. Círculos rojos: Datos experimentales.

### 3.3.5 Diseños y Discusiones

Obtenidos los parámetros cinéticos de la reacción representativa del proceso de tratamiento alcalino, es posible obtener las condiciones óptimas para llevar a cabo esta operación unitaria. Si el proceso es llevado a cabo a  $40^{\circ}\text{C}$ , con una concentración inicial de ácidos grasos en aceite igual a  $0.0328[\text{mol}/\text{l}]$  y utilizando un exceso de  $x1.2$  de reactante ( $0.039[\text{mol}/\text{l}]$  de hidróxido de sodio), se alcanza una conversión casi completa (98%) alrededor del segundo 1500. Sin embargo, ya que se tiene el modelo del proceso, es posible estudiar casos con distintas condiciones iniciales.

## Caso 2

Condiciones iniciales:

- Concentración inicial de ácidos grasos:  $0.0328 \left[ \frac{\text{mol}}{\text{l}} \right]$
- Sin exceso de reactante, se alimenta según proporción molar.

Resultado:

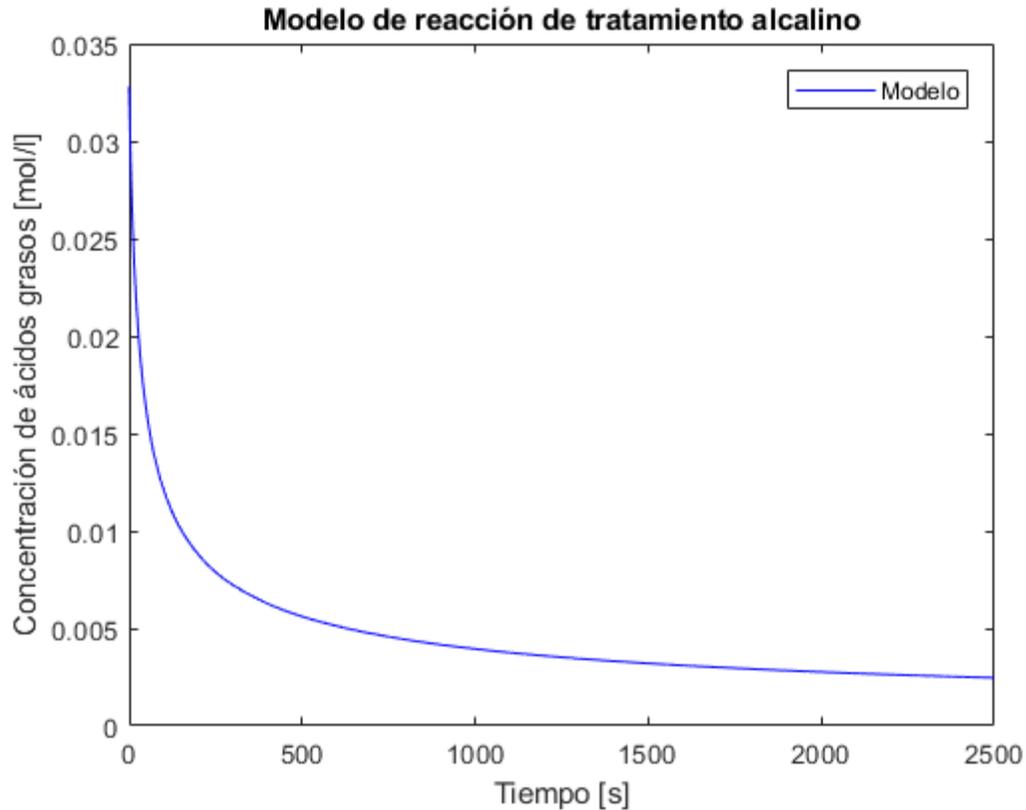


Gráfico 9: Simulación según condiciones iniciales del caso 2.

Se observa que al alimentar la reactor según la relación molar, la velocidad de reacción disminuye. En el segundo 1500 se alcanza una conversión del 85%, valor que en el caso base se obtenía alrededor del segundo 250. Por otra parte, en tiempo mayores a 2000[seg] la velocidad de reacción tiende a 0, por lo cual, no es factible llegar a conversiones muy superiores a 85%.

### Caso 3

Condiciones iniciales:

- Concentración inicial de ácidos grasos:  $0.0328 \left[ \frac{\text{mol}}{\text{l}} \right]$
- Exceso de reactante:  $x1.1$

Resultado:

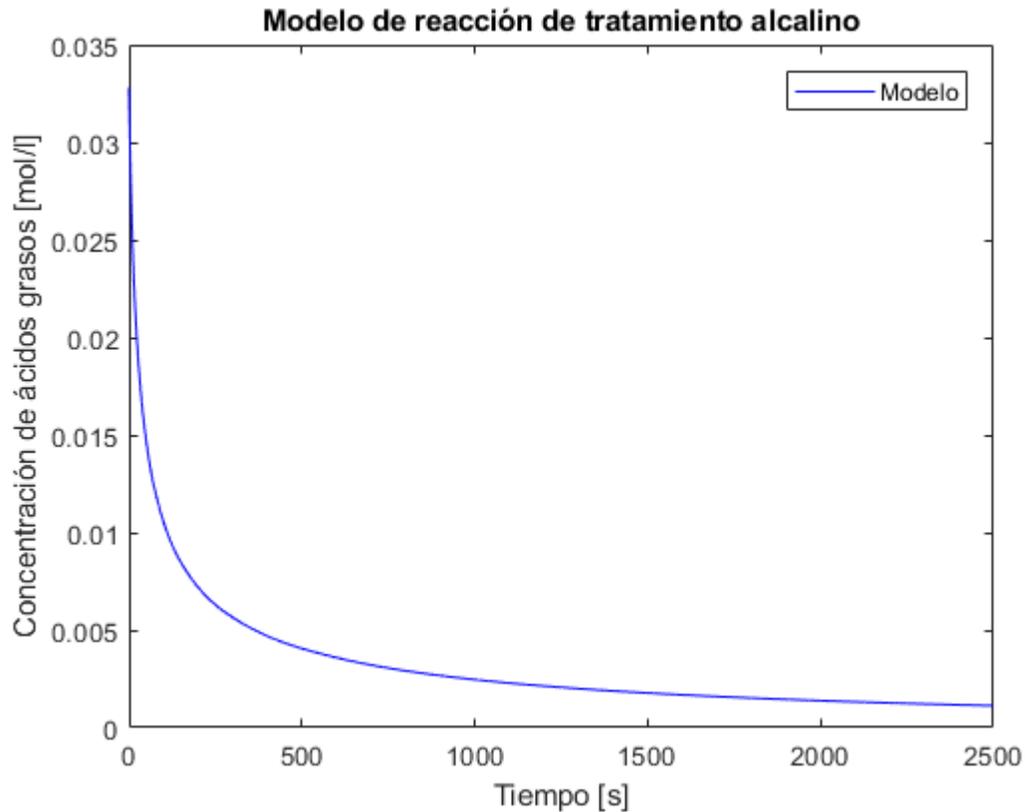


Gráfico 10: Simulación según condiciones iniciales del caso 3.

Se observa que al alimentar la reacción bajo un exceso de reactante de  $x1.1$ , la velocidad de reacción aumenta con respecto al caso 2 (alimentación molar). En el segundo 600 se alcanza una conversión del 85%, valor que en el caso 2 se obtenía alrededor del segundo 1500. Sin embargo, y como era de esperarse, la velocidad de esta simulación es menor a la del caso base, ya que se utiliza menor concentración de reactivo. En temas de conversión, para estas condiciones iniciales, en el segundo 1500 se alcanza una conversión del 92%, mientras que en este mismo tiempo para el caso base se logra una conversión del 98%.

#### Caso 4

Condiciones iniciales:

- Concentración inicial de ácidos grasos:  $0.0328 \left[ \frac{\text{mol}}{\text{l}} \right]$
- Exceso de reactante:  $x1.3$

Resultado:

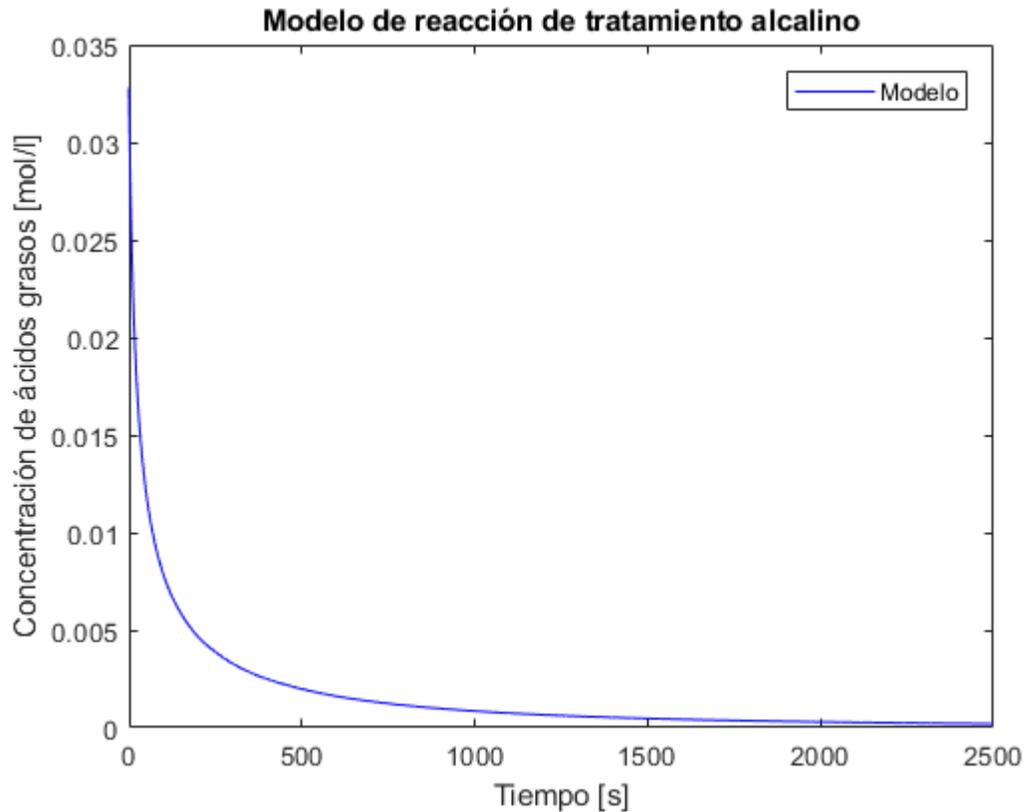


Gráfico 11: Simulación según condiciones iniciales del caso 4.

Este caso expone la mayor velocidad de reacción, llegando a conversión casi completa en 2000[seg]. Sin embargo, aumentar desproporcionadamente la concentración de hidróxido de sodio, aumenta el contenido básico remanente, el cual, se mantiene disuelto en el agua, junto con jabones y gomas, pudiendo ser contraproducente en etapas posteriores del proceso. Por otra parte, el modelo propuesto no considera factores de transferencia de masa, los cuales, pueden presentar mayor influencia al ir aumentando el volumen de reactivo.

## Caso 5

Condiciones iniciales:

- Concentración inicial de ácidos grasos:  $0.0656 \left[ \frac{\text{mol}}{\text{l}} \right]$  (el doble del caso base).
- Concentración del reactante:  $0.0787 \left[ \frac{\text{mol}}{\text{l}} \right]$ . Corresponde a un exceso de  $x1.2$ .

Resultado:

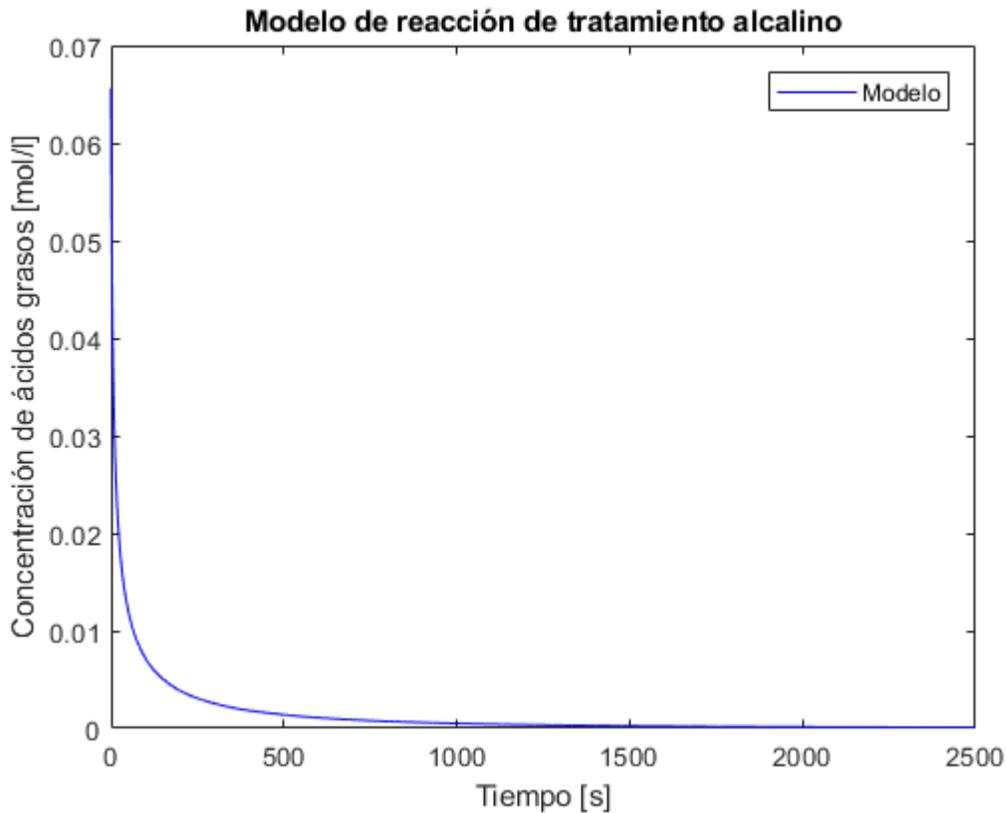


Gráfico 12: Simulación según condiciones iniciales del caso 5.

Al considerar que la concentración inicial de ácidos grasos es el doble que en el caso base y manteniendo un exceso de reactante del  $x1.2$ , la velocidad de reacción aumenta considerablemente, obteniendo conversión casi completa en el segundo 1000. Es posible, que para una acidez inicial alta, el exceso necesario de reactante sea menor, esto se estudia en el próximo caso.

## Caso 6

Condiciones iniciales:

- Concentración inicial de ácidos grasos:  $0.0656 \left[ \frac{\text{mol}}{\text{l}} \right]$  (el doble del caso base).
- Concentración del reactante:  $0.0689 \left[ \frac{\text{mol}}{\text{l}} \right]$ . Corresponde a un exceso de  $x1.05$ .

Resultado:

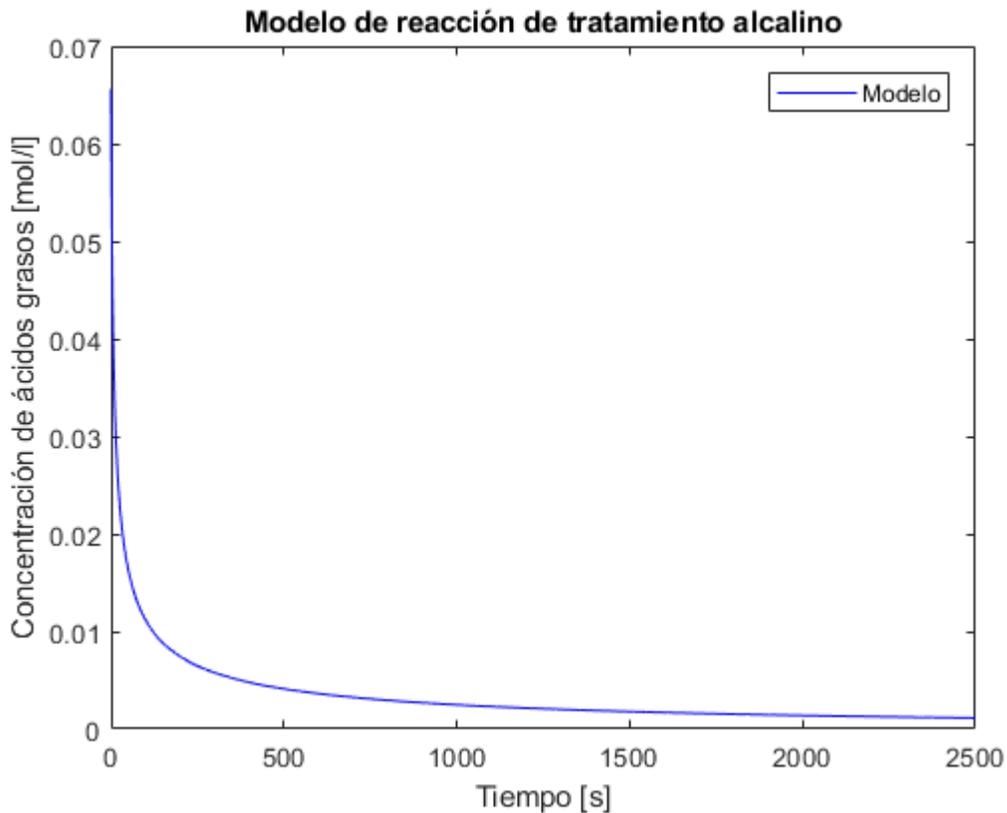


Gráfico 13: Simulación según condiciones iniciales del caso 6.

En este caso, al segundo 1500, se obtiene una conversión del 98%, igual que en el caso base. Lo que comprueba que a mayor acidez inicial, disminuye el exceso necesario de reactante.

Cabe destacar que no se analizaron los efectos de la temperatura en la reacción del tratamiento alcalino. Este análisis se puede llevar a cabo mediante la adición de 2 nuevos parámetros a la ley cinética, al representar la constante de reacción a través de la ecuación de Arrhenius. De esta manera, mediante ajuste de parámetros, se lograría

obtener la constante de proporcionalidad y la energía de activación de la reacción. Sin embargo, escapa un poco del caso de estudio, ya que en la literatura se indica la temperatura óptima de operación.

### 3.4 Diseño de Lavado de Jabones

Se considera que este proceso corresponde a una disolución parcial de jabones en agua, por lo tanto, el diseño de este proceso se plantea mediante un estudio cinético. Existen variados compuestos en el aceite que se hidratan o diluyen en presencia de agua, sin embargo, se considera que el jabón corresponden al compuesto principal.

#### 3.4.1 Metodología General

Para obtener los parámetros óptimos de operación del lavado, se debe hacer seguimiento de la reacción de disolución parcial que ocurre entre el jabón (generado en la etapa anterior) y el agua de lavado añadida. Se propone que la reacción de disolución sigue el mecanismo expuesto en la Ilustración 5. El jabón posee dos secciones estructurales en base a su solubilidad en agua, es decir, un lado hidrofílico y otro hidrofóbico. Mediante agitación y calor, el sector hidrofílico del jabón se ioniza y se adhiere a moléculas de agua, obteniéndose jabón parcialmente disuelto (o hidratado) y sodio positivo. Durante el posterior proceso de decantado, las moléculas de agua caen junto con el jabón, formándose tres fases: aceite (libre de jabón), jabón y agua (con goma).

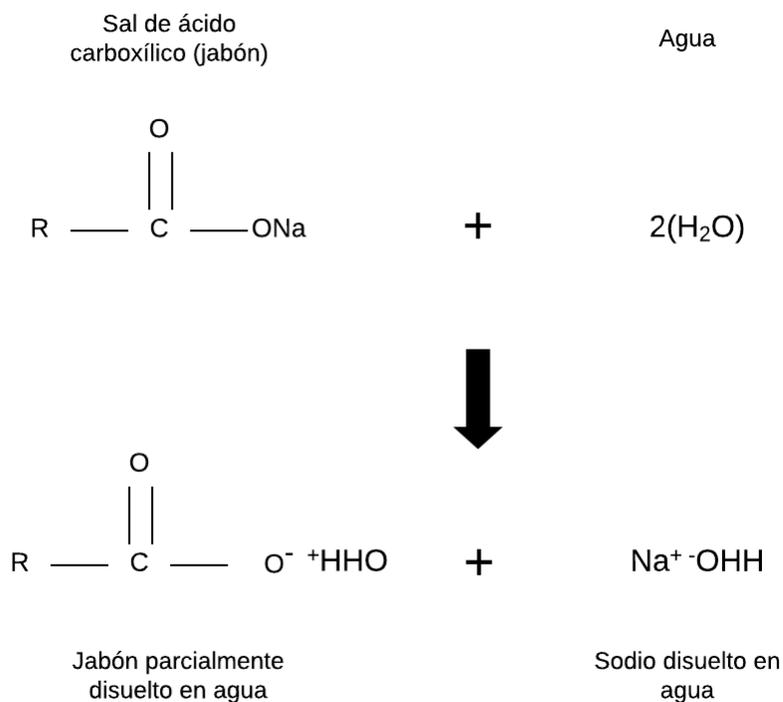


Ilustración 5: Mecanismo de reacción en tratamiento de lavado

Para llevar a cabo el seguimiento de la operación de lavado, se propone medir la concentración de jabón en aceite a medida que transcurre el proceso. En términos generales, conociendo la concentración inicial de jabón en el aceite, la cantidad de agua de lavado agregada y la variación de la concentración de jabón a medida que transcurre el proceso, se puede plantear un ajuste de parámetros según un código de optimización en el *software* Matlab. De este modo, se logran identificar parámetros cinéticos de la operación, los cuales, no se encuentran presentes en bibliografía.

El análisis de jabón en aceite es un proceso sencillo basado en la técnica de titulación, por lo tanto, se lleva a cabo en el laboratorio de la Planta Avensur

### 3.4.2 Metodología Experimental

Según lo especificado anteriormente, el procedimiento experimental puede ser dividido en dos secciones: Metodología de seguimiento de la dilución y análisis de jabones.

#### *Seguimiento de la Reacción:*

1. Se toma una muestra de 3[*kg*] de aceite tratado con ácido y base, sin decantar, proveniente del proceso de laboratorio anterior.
2. Sin haber agregado el agua de lavado (desionizada), se toma una muestra inicial de 150[*ml*] de aceite (muestra 0), se centrifuga por 30[*min*] a 3.000[*rpm*] y sin arrastrar el precipitado, se traspasa a la botella plástica número 0 de almacenamiento de muestra.
3. Se realiza análisis de jabón a la muestra 0. La centrífuga utilizada posee 6 tubos de 20[*ml*] cada uno, por lo tanto y para obtener un resultado contundente, se realizan 6 análisis de jabón, uno por cada tubo (Ver metodología de análisis de jabón en la siguiente sección).
4. Según bibliografía [8], la cantidad de agua de lavado a añadir es de entre 5 y 10. El proceso se repite hasta obtener concentraciones de jabón menores a 100[*ppm*], es decir, 0.0003[*M*].
5. La muestra de aceite (3[*kg*]), se divide en dos volúmenes de 1,5[*kg*] (estos volúmenes se denominan A1 y A2).
6. En una placa calefactora con agitación magnética, se calienta la muestra de aceite A1 hasta 85[°C] [8] agitando a 100[*rpm*].
7. En una placa calefactora, se calienta el agua de lavado hasta 90[°C] [8].
8. Manteniendo temperatura y agitación, se agrega lentamente 5% de agua de lavado, en relación al peso del aceite.

9. Al minuto 10, se toma una muestra de 150[ml], correspondiente a la muestra número 1. La muestra se refrigera inmediatamente para detener el proceso. Posterior al enfriamiento, se centrifuga la muestra 3000[rpm] por 30 minutos. Mediante el uso de pipeta, se separa el aceite de las otras dos fases presentes en cada uno de los 6 tubos de la centrífuga. Cada fase oleica de los 6 tubos es sometida al análisis de jabón.
10. Se repite el punto anterior en los tiempos 20, 30, 40, 50 y 60 minutos.
11. Se termina el proceso para la muestra A1.
12. Se repite el proceso para la muestra A2, pero ahora agregado 10% de agua de lavado. De esta manera, se pueden comparar el modelo y la simulación obtenidos para A1, con los resultados empíricos de A2.

#### *Análisis de Jabones [22]:*

1. Se preparan 10[ml] de una solución 2[g/l] azul de bromofenol en acetona.
2. Se mezclan los 10[ml] de solución de bromofenol, con 970[ml] de acetona y 20[ml] de agua destilada. Se nombra como solución 1.
3. Se prepara una solución de hidróxido de sodio en agua al 0.1[M] y se vierte al interior de una bureta. Se nombra como solución 2.
4. Se prepara una solución de ácido clorhídrico en agua al 0.01[M] y se vierte al interior de una bureta. Se nombra como solución 3.
5. Se titula la solución 1 con las soluciones 2 y 3, hasta la aparición de un color verde amarillento constante.
6. Se masan 10[g] de aceite.
7. Dentro de un matraz y sobre una placa calefactora con agitador magnético, se calientan 100[ml] de la solución 1 hasta 40[°C].
8. Manteniendo temperatura y agitación, se vierten los 10[g] de aceite al interior del matraz. Es necesario lavar con la solución 1 el contenido de aceite para evitar pérdidas.
9. Con uso de bureta y de la solución ácida (HCl), se titula la muestra hasta la reaparición del color verde amarillento de la solución 1.
10. Se calculan la cantidad de moles de ácido clorhídrico necesarios para neutralizar la muestra (concentración de jabones).

### **3.4.3 Resultados Experimentales**

Según se indica en la metodología específica, antes de comenzar con el proceso de seguimiento de la operación de lavado, se determina la concentración inicial de jabón en aceite. El resultado de estas seis primeras titulaciones (una por cada tubo de centrifugado) se expone en la Tabla 7. Debido a que las muestras fueron centrifugadas antes de realizar el análisis, se toma el supuesto de que el contenido de jabón calculado

mediante titulación, corresponde al jabón disuelto en aceite, incapaz de decantar sin la adición de agua de lavado.

Tabla 7: Resultado titulación de jabón inicial

	Tubo 1	Tubo 2	Tubo 3	Tubo 4	Tubo 5	Tubo 6
Masa de muestra [g]	10.202	10.150	10.304	10.322	10.284	10.322
Vol. de titulación [ml]	7.1	7.0	7.1	7.1	7.0	7.2
Moles de HCl [mol]	$7.1e - 5$	$7.0e - 5$	$7.1e - 5$	$7.1e - 5$	$7.0e - 5$	$7.2e - 5$
C. jabón $\left[\frac{\text{mol}}{\text{g}}\right]$	$6.96e - 6$	$6.90e - 6$	$6.89e - 6$	$6.88e - 6$	$6.81e - 6$	$6.98e - 6$
Promedio C. jabón $\left[\frac{\text{mol}}{\text{g}}\right]$	$6.90e - 6$					
Promedio C. jabón $\left[\frac{\text{mol}}{\text{l}}\right]$	0.00631					

Para el caso de la muestra A1, donde se hizo adición de un 5% de agua, se obtiene el resultado de concentración de jabón en función del tiempo expuesto la Tabla 8. Como era de esperarse, debido a la disolución parcial en agua y al posterior centrifugado, la concentración de jabón disminuye a medida que transcurre el tiempo de operación.

Tabla 8: Concentración de jabón en función del tiempo para muestra A1 en operación de lavado.

Tiempo [s]	Promedio de C. de jabón $\left[\frac{\text{mol}}{\text{l}}\right]$
0	0.00631
600	0.00047
1200	0.00046
1800	0.00034
2400	0.00026
3000	0.00025
3600	0.00025

Como la masa de aceite es de  $1.5[kg]$ , en A1 se añaden  $0.075[kg]$  de agua. Considerando el peso molecular del agua ( $18[mol/l]$ ) y la densidad del aceite ( $915[g/l]$ ), la concentración inicial de agua de lavado es de:

$$[H_2O_{lav}]_{0,A1} = 2.89 \left[ \frac{mol}{l} \right]$$

*Ecuación 20: Concentración inicial de agua de lavado para muestra A1*

Para el caso de la muestra A2, donde se hizo adición de un 10% de agua, se obtiene el resultado de concentración de jabón en función del tiempo expuesto en la Tabla 9.

*Tabla 9: Concentración de jabón en función del tiempo para muestra A2 en operación de lavado.*

Tiempo [s]	Promedio de C. de jabón $\left[ \frac{mol}{l} \right]$
0	0.00631
600	0.00039
1200	0.00025
1800	0.00022
2400	0.00018
3000	0.00015
3600	0.00011

En este caso, la concentración inicial de agua de lavado es de:

$$[H_2O_{lav}]_{0,A2} = 5.76 \left[ \frac{mol}{l} \right]$$

*Ecuación 21: Concentración inicial de agua de lavado para muestra A2*

#### 3.4.4 Modelo del Proceso

Según lo expresado en la Ilustración 5, es posible plantear la reacción de disolución parcial del jabón según Reacción 5.



Reacción 5: Reacción de disolución parcial de jabón

De esta manera, se plantea la ley cinética expuesta en la Ecuación 22.

$$-\frac{d[RCOONa]}{dt} = k[RCOONa]^m[H_2O_{lav}]^n$$

Ecuación 22: Ley cinética de reacción de disolución parcial de jabón

Donde,

$[RCOONa]$  : Concentración de jabón disuelto en aceite  $\left[\frac{mol}{l}\right]$ .

$[H_2O_{lav}]$  : Concentración de agua de lavado no adherida a jabón o sodio  $\left[\frac{mol}{l}\right]$ .

$m$  : Orden de reacción con respecto a la concentración de jabón.

$n$  : Orden de reacción con respecto a la concentración de agua de lavado.

$k$  : Constante cinética de reacción  $[mol^{1-m-n} \cdot l^{m+n-1} \cdot s^{-1}]$ .

En la Ecuación 23, se define la expresión para la conversión de jabón.

$$X = \frac{[RCOONa]_0 - [RCOONa]}{[RCOONa]_0}$$

Ecuación 23: Conversión de jabón

Donde,

$[RCOONa]_0$  : Concentración inicial de jabón disuelto en aceite  $\left[\frac{mol}{l}\right]$ .

Considerando la expresión para la conversión y la estequiometría de la Reacción 5, se define la concentración de agua de lavado:

$$[H_2O_{lav}] = [H_2O_{lav}]_0 - 2X[RCOONa]_0$$

Ecuación 24: Concentración de agua de lavado

Reemplazando en la ley cinética, se obtiene la expresión deseada:

$$\frac{d[RCOONa]}{dt} = -k[RCOONa]^m([H_2O_{lav}]_0 - 2X[RCOONa]_0)^n$$

*Ecuación 25: Ley cinética reacción de disolución parcial de jabón.*

De esta manera, la ley cinética queda expresada exclusivamente en términos conocidos: Concentración de jabón, concentraciones iniciales y parámetros cinéticos a determinar según el código de ajuste de curva.

El código desarrollado y utilizado por el tesista se expone y explica en Anexo D. En términos generales, el programa encuentra los parámetros cinético óptimos ( $k$ ,  $m$  y  $n$ ) de la ley cinética, al minimizar la diferencia numérica entre las concentraciones empíricas y el modelo planteado en la Ecuación 25. De esta manera, se logran dos objetivos: Modelar la concentración de jabón en el tiempo y encontrar los parámetros cinéticos, necesario para diseñar la operación de lavado. En una primera instancia, el proceso de ajuste de parámetros se lleva a cabo solo en torno a los resultados prácticos de la muestra A1 (5% de agua añadida). Obtenidos los parámetros cinéticos, es posible simular el proceso para las condiciones iniciales de la muestra A2 (10% de agua añadida) y comparar esta simulación con los datos obtenidos experimentalmente.

El resultado del ajuste de parámetros, con respecto al proceso correspondiente a la muestra A1, se expresa en la Tabla 10. Por otra parte, y según los valores de estos parámetros, se obtuvo el modelo expuesto en el Gráfico 14.

*Tabla 10: Resultado ajuste de parámetros operación de lavado*

<i>Parámetro</i>	<i>Definición</i>	<i>Valor óptimo</i>	<i>Unidad</i>
$m$	<i>Orden de la reacción c/respecto a la concentración de jabón.</i>	1.4596	-
$n$	<i>Orden de la reacción c/respecto al agua de lavado.</i>	2.3789	-
$k$	<i>Constante cinética de la reacción.</i>	7.5514	$[(\frac{l}{mol})^{2.8385} (\frac{1}{s})]$

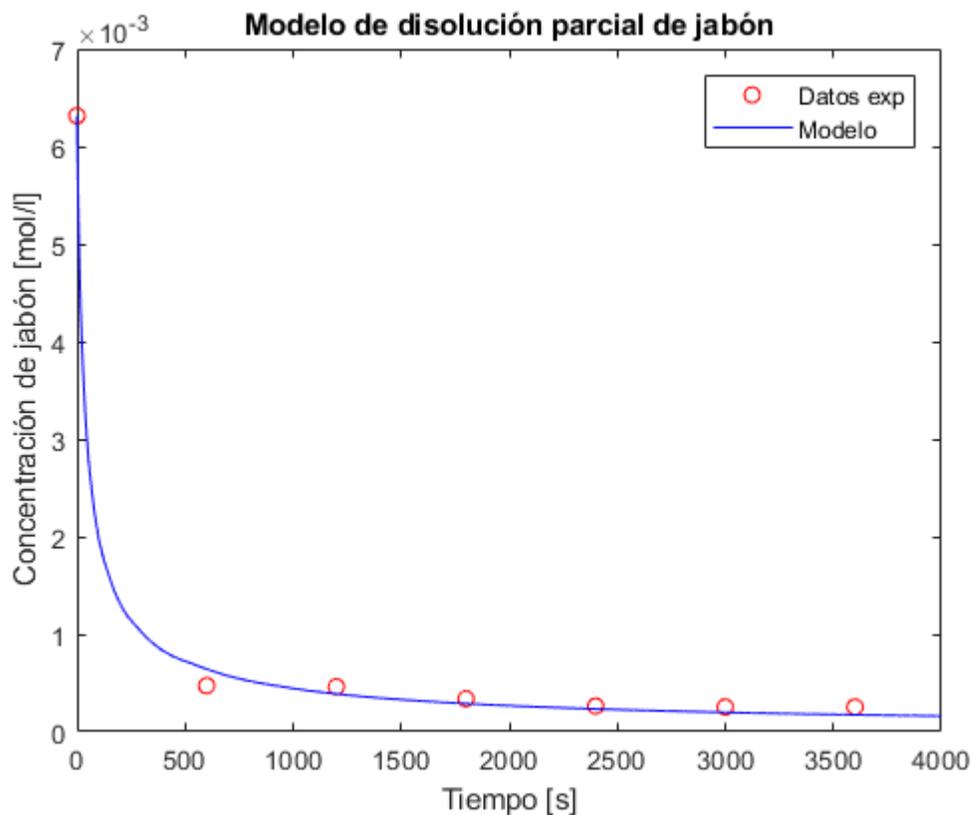


Gráfico 14: Modelo de disolución parcial de jabón en operación de lavado, muestra A1. Línea azul: modelo. Círculos rojos: datos experimentales.

Según el ajuste de parámetros, el orden de la reacción, con respecto a la concentración de agua de lavado, es mayor que el orden de la reacción, con respecto a la concentración de jabón, siendo ambos positivos. Según se observa en la estequiometría de la Reacción 5, por cada mol de jabón a disolver, se necesitan dos moles de agua, es decir, la influencia de la concentración de agua en la velocidad de la reacción debe ser mayor que la influencia de la concentración de jabón, lo que explica, en cierta medida, la relación de los órdenes obtenidos mediante el ajuste. Por otra parte, el hecho de que ambos valores sean positivos, indica que la velocidad de reacción aumenta a medida que la concentración de reactivos es mayor. Debido a que la diferencia entre los valores estequiométricos y los órdenes de reacción es elevada, se puede concluir que la reacción no es elemental.

Por otra parte, el gran valor obtenido para la constante de reacción, explica la gran velocidad inicial del proceso, tal como se observa en el Gráfico 14, donde se alcanza un conversión cercana al 89% en solo 10 minutos. Se observa que en tiempos superiores a 40 minutos, la velocidad de reacción se mantiene muy cercana a 0, haciendo que la conversión no aumente, manteniéndose en 96%.

Con respecto a la veracidad simulación, se observa una gran similitud entre el modelo y los datos empíricos, lo que en cierta medida indica que los valores de los parámetros cinéticos son correctos, que la simulación se acerca a la realidad y que la pseudo reacción de disolución es la etapa limitante del proceso.

Al simular este modelo, pero ahora según la concentración inicial de agua de A2 (10%), se obtiene el resultado expuesto en el Gráfico 15. Tal como se observa, la simulación condice bastante con los datos experimentales, lo que implica que tanto el modelo como los parámetros obtenidos son correctos. Por otra parte, la velocidad de reacción aumenta al aumentar la concentración inicial de agua de lavado (muestra A2), alcanzando una conversión cercana al 94% en solo 10 minutos. Al igual que en el caso A1, la conversión se mantiene bastante constante luego del minuto 40.

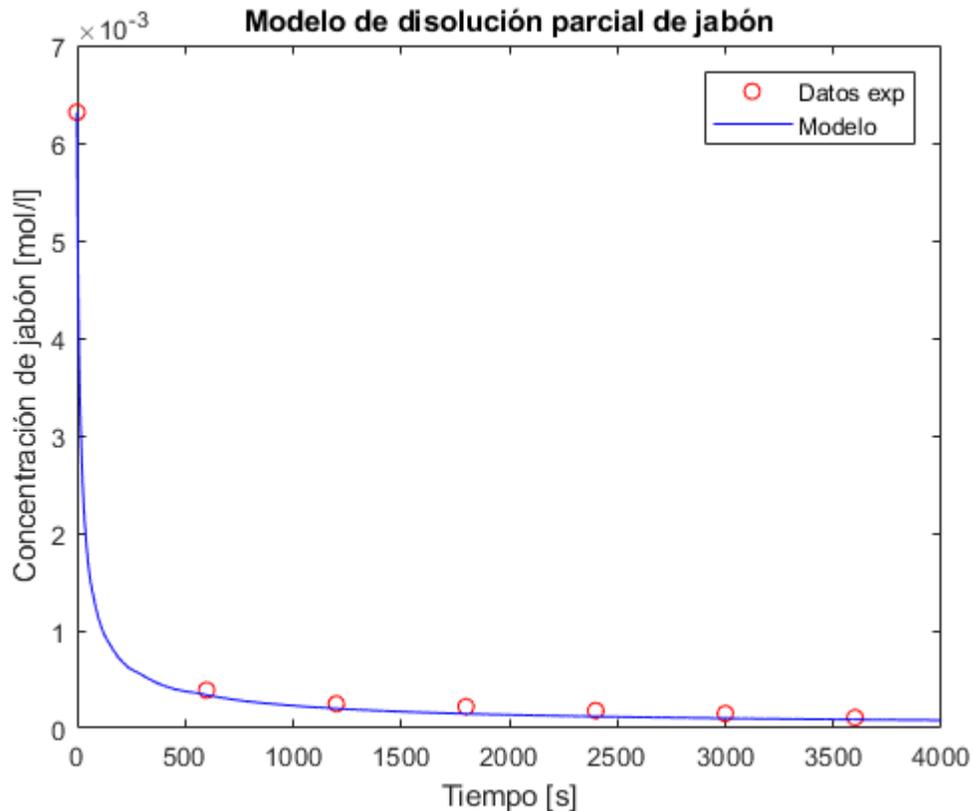


Gráfico 15: Simulación de disolución parcial de jabón en operación de lavado, muestra A2. Línea azul: modelo. Círculos rojos: datos experimentales.

Comprobado que la simulación representa la realidad, es posible estudiar distintos casos para distintas condiciones iniciales.

### 3.4.5 Diseños y Discusiones

#### Caso 3

Condiciones iniciales:

- Concentración inicial de jabón:  $0.003116 \left[ \frac{\text{mol}}{\text{l}} \right]$  (la mitad que en el caso base de A1 y A2).
- Porcentaje inicial de agua de lavado: 5%. (similar que para A1)

Resultado:

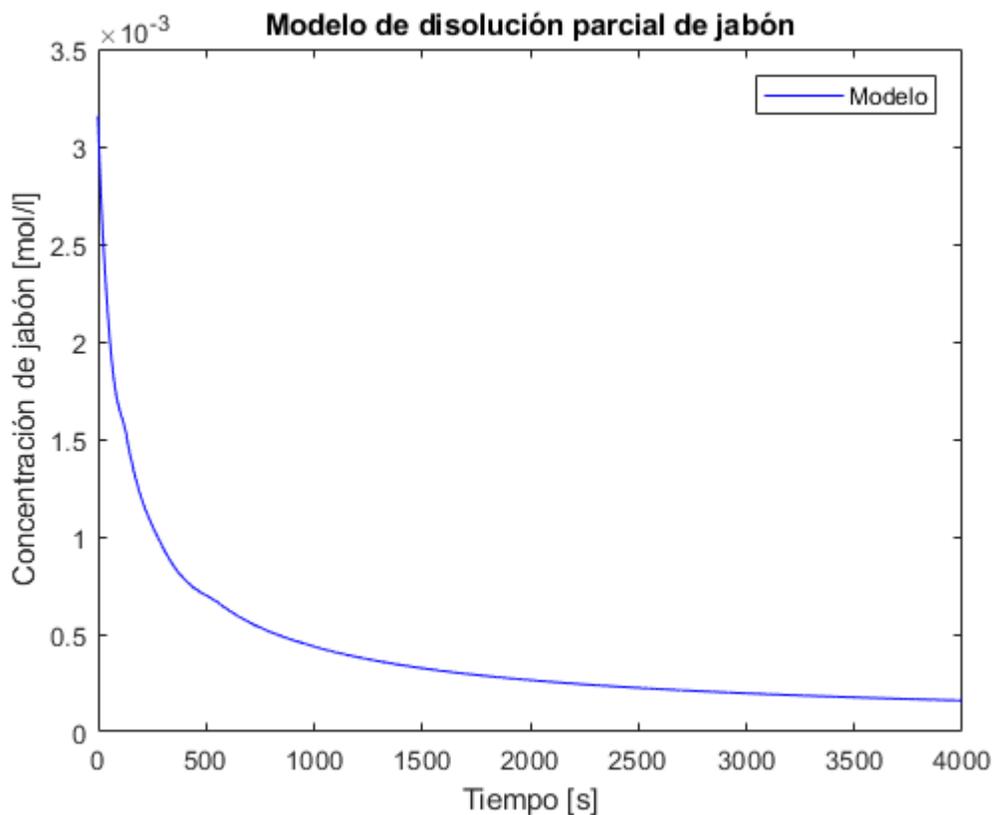


Gráfico 16: Simulación de disolución parcial de jabón en operación de lavado, Caso 3.

Se observa que al considerar una concentración inicial de jabón menor y manteniendo la adición de agua en un 5%, la velocidad de reacción disminuye con respecto al caso base de A1. Al minuto 10, se obtiene una conversión cercana al 82%, versus el 89% obtenido para la simulación de A1. Sin embargo, esta conversión del 82%, implica una concentración de jabón igual a  $0.0006 \text{ [mol/l]}$ , mientras que para el caso A1, la conversión del 89% implica una concentración de jabón igual a  $0.0007 \text{ [mol/l]}$ . Es decir, aunque la velocidad de la reacción sea menor, se alcanzan concentraciones menores de

jabón en el mismo tiempo. Esto se debe a que la concentración inicial de este reactante es considerablemente baja.

#### Caso 4

Condiciones iniciales:

- Concentración inicial de jabón:  $0.01262 \left[ \frac{\text{mol}}{\text{l}} \right]$  (doble que en el caso base de A1 y A2).
- Porcentaje inicial de agua de lavado: 5%. (similar que para A1)

Resultado:

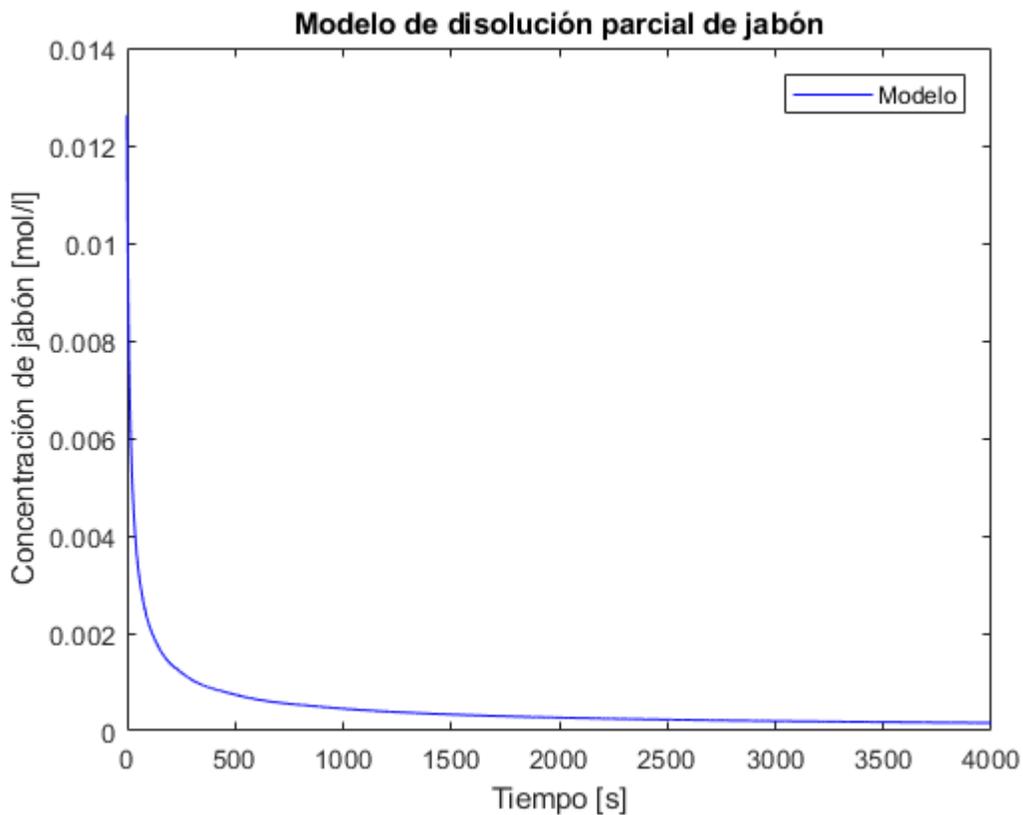


Gráfico 17: Simulación de disolución parcial de jabón en operación de lavado, Caso 4.

En este caso, a los 10 minutos se alcanza una conversión cercana al 92%, siendo en este sentido, una reacción más favorable que en el caso A1. Sin embargo, para alcanzar concentraciones de jabón del orden de los  $0.0007 \left[ \frac{\text{mol}}{\text{l}} \right]$ , deben transcurrir más de 30 minutos, es decir, 3 veces el tiempo necesario en A1.

## Caso 5

Condiciones iniciales:

- Concentración inicial de jabón:  $0.003116 \left[ \frac{\text{mol}}{\text{l}} \right]$  (la mitad que en el caso base de A1 y A2).
- Porcentaje inicial de agua de lavado: 10% (similar que para A2).

Resultado:

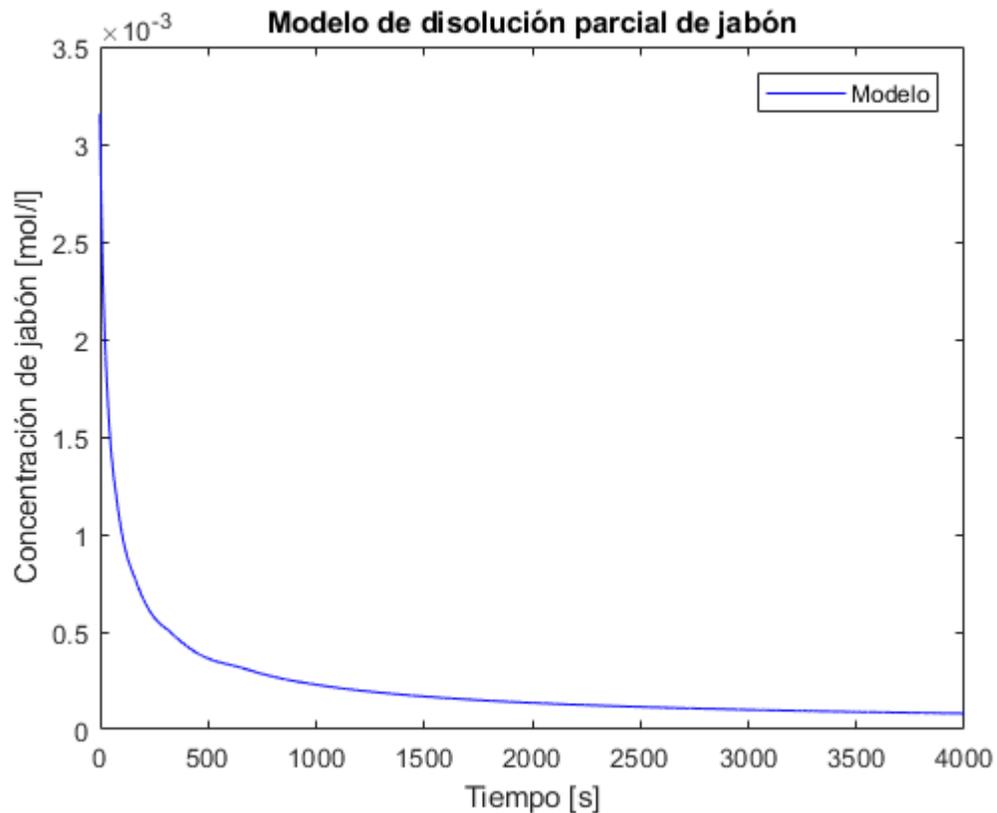


Gráfico 18: Simulación de disolución parcial de jabón en operación de lavado, Caso 5.

En este caso, al minuto 10 de reacción, se obtiene una conversión cercana al 87% versus el 82% obtenido en el caso 3, donde se considera la misma concentración inicial de jabón, pero la mitad de cantidad de agua añadida.

## Caso 6

Condiciones iniciales:

- Concentración inicial de jabón:  $0.01262 \left[ \frac{\text{mol}}{\text{l}} \right]$  (doble que en el caso base de A1 y A2).
- Porcentaje inicial de agua de lavado: 10% (similar a A2).

Resultado:

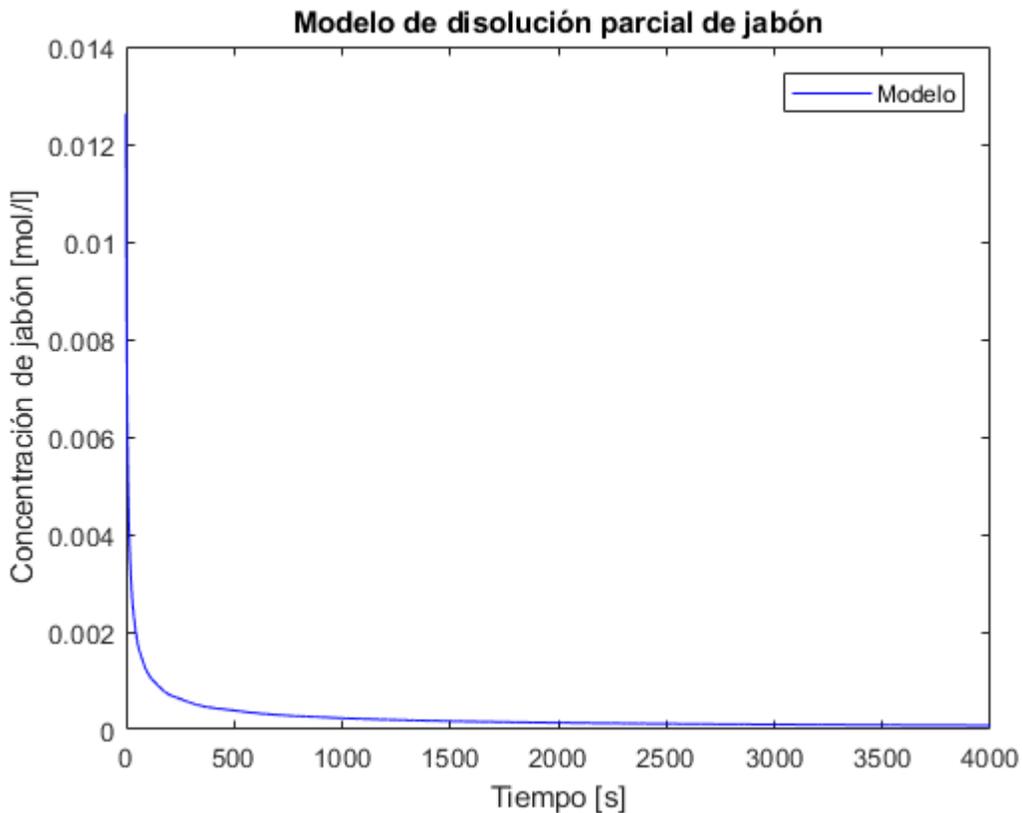


Gráfico 19: Simulación de disolución parcial de jabón en operación de lavado, Caso 6.

Para esta simulación se obtuvo una conversión del 96% a los 10 minutos, representando la reacción como mayor velocidad, escogiendo los mayores valores para concentraciones iniciales de reactante. Concentraciones del orden de  $0.0007[\text{mol}/\text{l}]$ , se alcanzan en tiempos menores a 10 minutos.

El modelo utilizado para la representación de este proceso no incluye parámetros de temperatura y transferencia de masa, por lo cual, no es posible estudiar las influencias de estas variables en el desarrollo del proceso.

## **3.5 Diseño de Decantado**

Este proceso corresponde a un fenómeno fluidodinámico de separación de fases. Su diseño se basa en la determinación experimental de la velocidad de decantado, considerando el proceso natural de enfriado del aceite, y por lo tanto, el aumento de su viscosidad.

### **3.5.1 Metodología General**

El diseño de esta operación, se basa en estimar el tiempo necesario para que las tres fases generada en las etapas anteriores (oleosa, jabonosa y acuosa) logren separarse efectivamente. El aceite proveniente de la etapa anterior (lavado) se presenta a una temperatura de  $85[^\circ\text{C}]$ , por lo tanto, se espera que el proceso de decantado implique una etapa de enfriado por convección natural y conducción. Cabe destacar que este proceso se lleva a cabo en el mismo reactor de las etapas anteriores, ya que posee fondo cónico con cañería y válvula de desagüe. Teniendo cuenta que la velocidad de decantado es inversamente proporcional a la viscosidad del aceite y que su vez, la viscosidad disminuye a medida que el líquido se enfría, es necesario plantear un balance de calor que simule la etapa de enfriamiento y encontrar funciones que relacionen este fenómeno con el proceso de decantado.

Debido a la escasez de literatura con respecto a las propiedades térmicas del aceite de canola, el primer paso es obtener el coeficiente de transferencia de calor convectivo del aceite. Al igual que en los diseños de etapas anteriores, este valor desconocido se obtiene a partir de datos experimentales y ajuste de parámetros. Encontrado este parámetro, es posible simular el proceso industrial de enfriamiento del aceite, pudiendo plantear un modelo que represente el descenso de la temperatura de líquido en función del tiempo. Paralelamente, se debe llevar a cabo un análisis de laboratorio, que permita identificar la velocidad de sedimentación. Para esto, se hace seguimiento de la concentración fases decantadas en el fondo del recipiente a través del tiempo, completándose el proceso cuando esta concentración alcance valores cercanos al 100% (el fondo del recipiente es solo fase acuosa y jabonosa). El seguimiento de la velocidad de decantado debe ser complementado con un seguimiento de la temperatura, con el fin de encontrar una relación entre estas dos variables y poder extrapolar este proceso a nivel industrial.

### 3.5.2 Metodología Experimental

A continuación se especifican las dos metodologías de laboratorio utilizadas para el diseño de este proceso. Estas se detallan de manera separada, sin embargo, pueden ser llevadas a cabo a un solo procedimiento general.

#### *Análisis de enfriamiento*

1. Se toma una muestra de 1[l] proveniente del proceso anterior y manteniendo su temperatura en 85[°C], se vierte al interior en un vaso precipitado de 1[l].
2. Con uso de termómetro ambiental, se registra la temperatura ambiental.
3. Con uso de termómetro, se realiza el seguimiento de la temperatura central del volumen de aceite. En tiempos tempranos, las mediciones de temperatura se llevan a cabo con alta frecuencia, es decir, en bajos  $\Delta t$ , ya que se espera una rápida disminución de temperatura inicial del aceite. Ya avanzado el análisis, las mediciones pueden distar más una de la otra, ya que se espera que la velocidad de enfriamiento disminuya.
4. Finalizar el procedimiento cuando la temperatura del aceite se mantenga constante o sea muy cercana a la temperatura ambiental.

#### *Análisis de Velocidad de Decantado*

1. Se toma una muestra de 1[l] proveniente del proceso anterior (lavado de jabones). Manteniendo su temperatura en 85[°C], se vierte al interior en un vaso precipitado de 1[l].
2. Se mantiene en agitación, con el fin de obtener una mezcla de distribución homogénea.
3. Se toma una muestra de al menos 20[ml] y se somete a centrifugado por 30[min] a 3000[rpm]. Finalizado el proceso de centrifugado, se registra el porcentaje másico y volumétrico de las 2 fases decantadas (acuosa y jabonosa).
4. En base al resultado anterior, se determina la altura que debería tomar las fases decantadas en el vaso precipitado, en el caso de que la eficiencia de este proceso de separación sea de 100%. A esta altura, se le nombra  $h_{100\%}$ .

5. Se homogeniza por última vez el contenido del vaso precipitado y se inicia el seguimiento de la velocidad de decantado.
6. Cada 5[*min*] y con uso de pipeta, se toma una muestra de mezcla en la altura  $h_{100\%}$ . Esta muestra se centrifuga con el fin de separar las fase oleosa de las fases decantadas. Se registra la masa y el volumen total de mezcla, así como la masa y volumen de las fases decantadas.
7. Terminar el procedimiento al minuto 60.

### 3.5.3 Resultados Experimentales

A continuación, se expresan los resultados obtenidos para las dos metodologías de laboratorio expuestas anteriormente.

#### *Velocidad de Enfriamiento:*

El Gráfico 20 expresa el descenso de la temperatura de un litro de aceite de canola al interior de un vaso precipitado de un litro (las dimensiones se exponen en la Tabla 11). La temperatura inicial del aceite es de 85[°C], mientras que la temperatura ambiental es de 23[°C] (considerada constante durante el proceso).

Como era de esperarse, la velocidad de enfriamiento es mayor a principios de la experiencia, donde la diferencia de temperatura entre el aceite y el ambiente es elevada, y disminuye a medida que transcurre el tiempo y este  $\Delta T$  se hace menor.

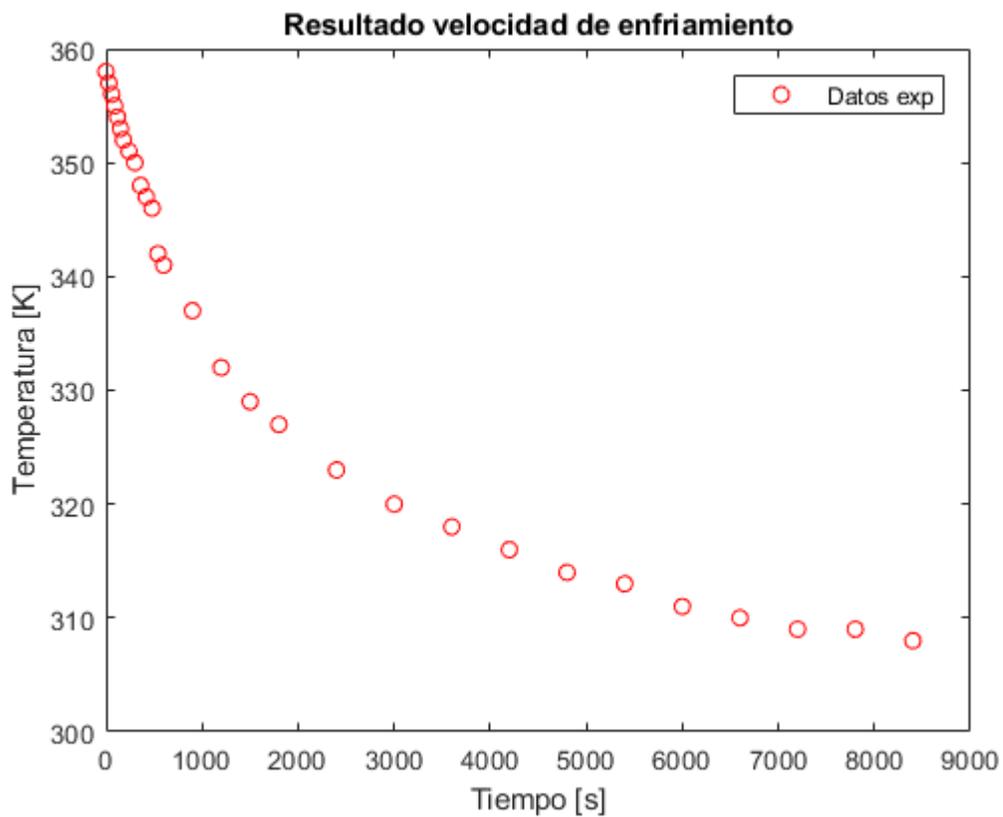


Gráfico 20: Resultado experimento de seguimiento velocidad de enfriamiento de aceite de canola.

Tabla 11: Dimensiones vaso precipitado de un litro.

<i>Dimensión</i>	<i>Abreviatura</i>	<i>Valor [m]</i>
<i>Radio Interno</i>	$r_1$	0.0520
<i>Espesor</i>	$x$	0.0013
<i>Radio Externo</i>	$r_2$	0.0533
<i>Altura Vaso</i>	$L$	0.1480
<i>Altura del Líquido</i>	$L_0$	0.1180

### Velocidad de decantado:

El resultado del seguimiento del proceso de decantado se expresa en la Tabla 12. En esta experiencia de laboratorio se utilizaron las mismas condiciones iniciales que para el procedimiento descrito anteriormente.

Para este caso se determina que la altura  $h_{100\%}$  es de 2.76[cm], por lo tanto, todas las muestras fueron tomadas bajo esta altura. Según los valores obtenidos, se observa que en estas condiciones, no es posible alcanzar un decantado del 100% y que la velocidad de decantado disminuye con el tiempo (el porcentaje de decantado aumenta cada vez en un menor valor).

Tabla 12: Resultado seguimiento de proceso de decantación.

Tiempo [s]	Masa mezcla [g]	Masa decantado [g]	Masa aceite [g]	%[m/m] decantado
0	18.602	4.630	13.972	24.890
300	18.702	7.206	11.496	38.531
600	18.430	9.282	9.148	50.364
900	18.666	11.188	7.478	59.938
1200	18.642	12.650	5.992	67.858
1500	18.562	13.882	4.680	74.787
1800	17.948	14.510	3.438	80.845
2100	18.476	15.902	2.574	86.068
2400	18.876	17.004	1.872	90.083
2700	18.880	17.552	1.328	92.966
3000	17.974	17.044	0.930	94.826
3300	18.222	17.200	1.022	94.391
3600	18.882	17.802	1.080	94.280

### 3.5.4 Modelo y Diseño del Proceso

Para obtener un modelo general, es necesario modelar por separado el enfriamiento y el decantado, para posteriormente unirlos y obtener el modelo general que permite estimar el tiempo óptimo de decantado.

*Fenómeno de enfriamiento:*

Según los resultados obtenidos, se debe modelar el enfriamiento del aceite mediante un balance de energía calórica. Lo primero es plantear la ecuación de calor:

$$Q = AU\Delta T = \frac{\Delta T}{R}$$

*Ecuación 26: Definición de calor.*

*Donde,*

*Q: Calor transferido [W].*

*A: Área de transferencia de calor [m<sup>2</sup>].*

*U: Coeficiente global de transferencia de calor  $\left[\frac{W}{m^2K}\right]$ .*

*$\Delta T$ : Diferencia de temperatura entre ambiente y el seno del fluido [K].*

*R: Resistencia calórica total ( $AU^{-1}$ )  $\left[\frac{K}{W}\right]$ .*

Considerando que el vaso precipitado es un cilindro posicionado de forma vertical, la transferencia de calor ocurre en tres frentes: Área circular superior (aceite-aire), área tubular (aceite-vaso-aire) y área circular inferior (aceite-vaso-vidrio). Asumiendo que el valor de  $\Delta T$  es el mismo para cada uno de estos tres frentes, es posible expresar la resistencia calórica total en tres resistencias locales.

La resistencia calórica superior  $R_1$ , se refiere a la transferencia de calor convectiva en la frontera de área circular entre el aceite y el aire en la cara superior del vaso precipitado. Se expresa según la siguiente ecuación:

$$R_1 = \frac{1}{\pi r_1^2 h_{aceite}} + \frac{1}{\pi r_1^2 h_{aire,1}}$$

*Ecuación 27: Resistencia calórica para transferencia en área circular superior.*

*Donde,*

*$r_1$ : Radio interno del vaso precipitado [m].*

*$h_{aceite}$ : Coeficiente convectivo de transferencia de calor del aceite  $\left[\frac{W}{m^2K}\right]$ .*

*$h_{aire,1}$ : Coeficiente convectivo de transferencia de calor del aire en área plana  $\left[\frac{W}{m^2K}\right]$ .*

$h_{aceite}$  se define como el coeficiente convectivo del aceite, sin embargo, representa el coeficiente convectivo de la mezcla. No obstante, al ser estar constituida por más de 75% aceite, es posible simplificar y considerar que corresponde al coeficiente del aceite de canola.

La resistencia calórica tubular  $R_2$ , se refiere a la transferencia de calor convectiva y conductiva en las frontera de área tubular aceite-vaso y vaso-aire. Se expresa según la siguiente ecuación:

$$R_2 = \frac{1}{2\pi r_1 L_0 h_{aceite}} + \frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2\pi L_0 k_{vid}} + \frac{1}{2\pi r_2 L_0 h_{aire,2}}$$

*Ecuación 28: Resistencia calórica para transferencia en área tubular.*

Donde,

$r_2$ : Radio externo del vaso precipitado [m].

$L_0$ : Altura del fluido en el vaso precipitado [m].

$k_{vid}$ : Conductividad térmica del vaso precipitado  $\left[\frac{W}{mK}\right]$

$h_{aire,2}$ : Coeficiente convectivo de transferencia de calor del aire en área tubular  $\left[\frac{W}{m^2K}\right]$ .

Finalmente, la resistencia calórica inferior  $R_3$ , se refiere a la transferencia de calor convectiva y conductiva en la fronteras de área circular aceite-vaso y vaso-aire en la cara inferior del vaso precipitado. Se expresa según la siguiente ecuación:

$$R_3 = \frac{1}{\pi r_1^2 h_{aceite}} + \frac{\Delta x}{\pi r_1^2 k_{vid}} + \frac{1}{\pi r_1^2 h_{aire,1}}$$

*Ecuación 29: Resistencia calórica para transferencia en área circular inferior.*

Donde,

$\Delta x$  = Espesor del vaso precipitado [m].

Definidas esta tres resistencias calóricas, es posible replantear la ecuación de calor:

$$Q = \frac{T(t) - T_{amb}}{R_1 + R_2 + R_3}$$

*Ecuación 30: Calor.*

En esta ecuación

- $T_{amb}$  es dato y constante ( $23[^\circ C] = 296[K]$ ).
- $T(t)$  es variable, corresponde a la temperatura en el seno del fluido. Se determina a través del procedimiento de laboratorio.
- $k_{vid}$  es dato y se considera constante ( $1.2 \left[ \frac{W}{mK} \right]$ ), según referencia [23].
- $h_{aire,1}$ , varía según la temperatura y se determina según correlaciones de números adimensionales [24] (Ecuación 31).
- $h_{aire,2}$  varía según la temperatura y se determina según correlaciones de números adimensionales [24] (Ecuación 32).
- $h_{aceite}$  es el parámetro a determinar mediante ajuste de curva. Por razones de diseño se considera constante.
- Todas las dimensiones del vaso precipitado son datos y constantes.

$$h_{aire,1} = 1.07 \left[ \frac{(T - T_{amb})}{2r_1} \right]^{\frac{1}{4}} \left[ \frac{W}{m^2K} \right]$$

*Ecuación 31: Correlación para coeficiente convectivo de aire en área plana..*

$$h_{aire,2} = 1.18 \left[ \frac{(T - T_{amb})}{2r_1} \right]^{\frac{1}{4}} \left[ \frac{W}{m^2K} \right]$$

*Ecuación 32: Correlación para coeficiente convectivo de aire en área tubular.*

Expresada la ecuación de calor, es necesario relacionarla con la variación de temperatura. Se define la variación de energía interna según la siguiente ecuación:

$$\frac{dU}{dt} = -mC_p \frac{dT}{dt}$$

*Ecuación 33: Variación de la energía interna.*

Donde,

$m$ : Masa del cuerpo en estudio [kg].

$C_p$ : Capacidad calórica del cuerpo en estudio  $\left[ \frac{J}{kgK} \right]$ .

Por conservación de la energía, es posible definir que:

$$\frac{dU}{dt} = Q$$

*Ecuación 34: Conservación de la energía.*

Por lo tanto:

$$\frac{T(t) - T_{amb}}{R_1 + R_2 + R_3} = -mC_p \frac{dT}{dt}$$
$$\frac{dT}{dt} = -\left(\frac{1}{mC_p}\right)\left(\frac{1}{R_1 + R_2 + R_3}\right)(T(t) - T_{amb})$$

*Ecuación 35: Ley de enfriamiento de Newton.*

Ecuación que representa la ley de enfriamiento de Newton para el aceite de canola en un vaso precipitado. Cabe destacar que en esta ecuación:

- $m$ , es dato y constante, representando la masa de aceite utilizada ( $0.915[kg]$  equivalente a  $1[l]$ ). Se toma como supuesto que la mezcla es solo aceite, por lo tanto, se utiliza la densidad de este líquido.
- $C_p$  dato y constante ( $2200 \left[\frac{J}{kgK}\right]$ ), obtenido de referencia [25]. Para concordar con la masa utilizada, se toma el supuesto que el líquido es solo aceite.

De esta manera, con la Ecuación 35 y según los datos experimentales obtenidos del enfriamiento, es posible realizar un ajuste de parámetros para determinar el valor del coeficiente convectivo de transferencia del calor del aceite ( $h_{aceite}$ ). El código desarrollado y utilizado por el memorista se detalla en Anexo E. El resultado del ajuste y modelamiento, se expone en el Gráfico 21 y en la Tabla 13.

Según se observa en el Gráfico 21, el modelo se ajusta a los datos experimentales obtenidos. Por otra parte, se considera que el coeficiente convectivo del aceite, corresponde a un valor promedio y es representativo entre  $85$  y  $37^\circ C$ . Según [26], el coeficiente convectivo del aceite de canola en temperaturas cercanas a la ebullición ( $160^\circ C$ ) ronda entre  $464$  y  $607 [W/m^2K]$ , por lo tanto, se considera que  $172.65 [W/m^2K]$ , puede perfectamente representar el coeficiente convectivo entre  $85$  y  $37^\circ C$ .

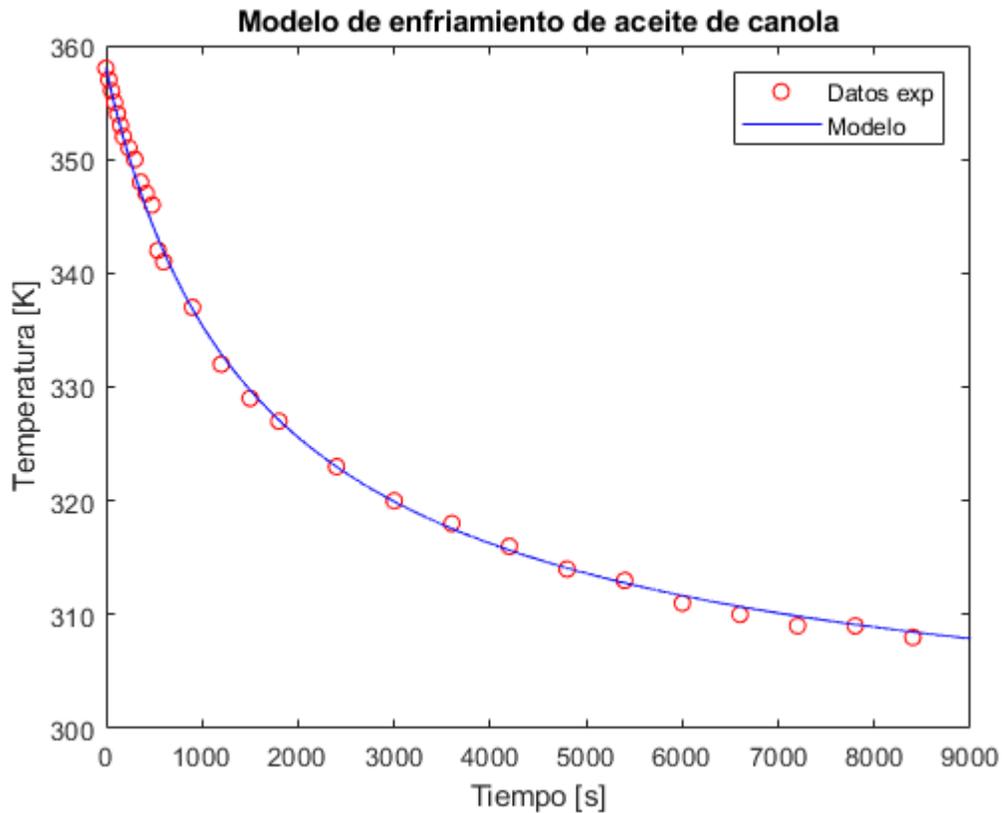


Gráfico 21: Modelo para enfriamiento de aceite de canola.

Tabla 13: Resultado ajuste de parámetro.

Parámetro	Definición	Valor óptimo	Unidad
$h_{aceite}$	Coficiente convectivo de transferencia de calor del aceite.	172.65	$\frac{W}{m^2K}$

Obtenido el coeficiente convectivo de transferencia de calor del aceite, es posible plantear un modelo para el proceso de enfriamiento, pero a nivel industrial en la Planta Avensur. Tomando el supuesto que el vaso precipitado posee la misma forma geométrica que el tanque involucrado en este proceso, es posible utilizar la Ecuación 35 cambiando las dimensiones del recipiente, la propiedad conductiva del material y la masa del aceite utilizado. Los valores utilizados para esta simulación se exponen en la Tabla 14. Cabe destacar que las condiciones iniciales de temperatura y las propiedades térmicas del aceite utilizadas son las mismas que para el experimento de laboratorio.

Tabla 14: Parámetros utilizados en simulación de enfriamiento en planta.

<i>Propiedad</i>	<i>Abreviatura</i>	<i>Valor</i>
<i>Radio Interno</i>	$r_1$	0.750 [m]
<i>Espesor</i>	$x$	0.004 [m]
<i>Radio Externo</i>	$r_2$	0.754 [m]
<i>Altura Tanque</i>	$L$	3.950 [m]
<i>Volumen de aceite</i>	$V_{aceite}$	6.0 [m <sup>3</sup> ]
<i>Masa de aceite</i>	$m$	5490 [kg]
<i>Altura del líquido</i>	$L_0$	3.400 [m]
<i>Conductividad térmica acero Q235</i>	$k$	51.0 [ $\frac{W}{mK}$ ] [27]

Resolviendo la ley de enfriamiento, pero ahora para el proceso industrial, se obtuvo el resultado expuesto en el Gráfico 22. Se observa que un tramo de 20[horas], el enfriamiento del aceite es prácticamente lineal, por lo tanto, es posible realizar una extrapolación lineal. De esta manera, el modelo que rige el enfriamiento del aceite de canola al interior del estanque de planta se representa en la Ecuación 36.

Ahora es necesario encontrar un modelo para la velocidad de decantación y relacionarlo con el perfil de temperatura del aceite.

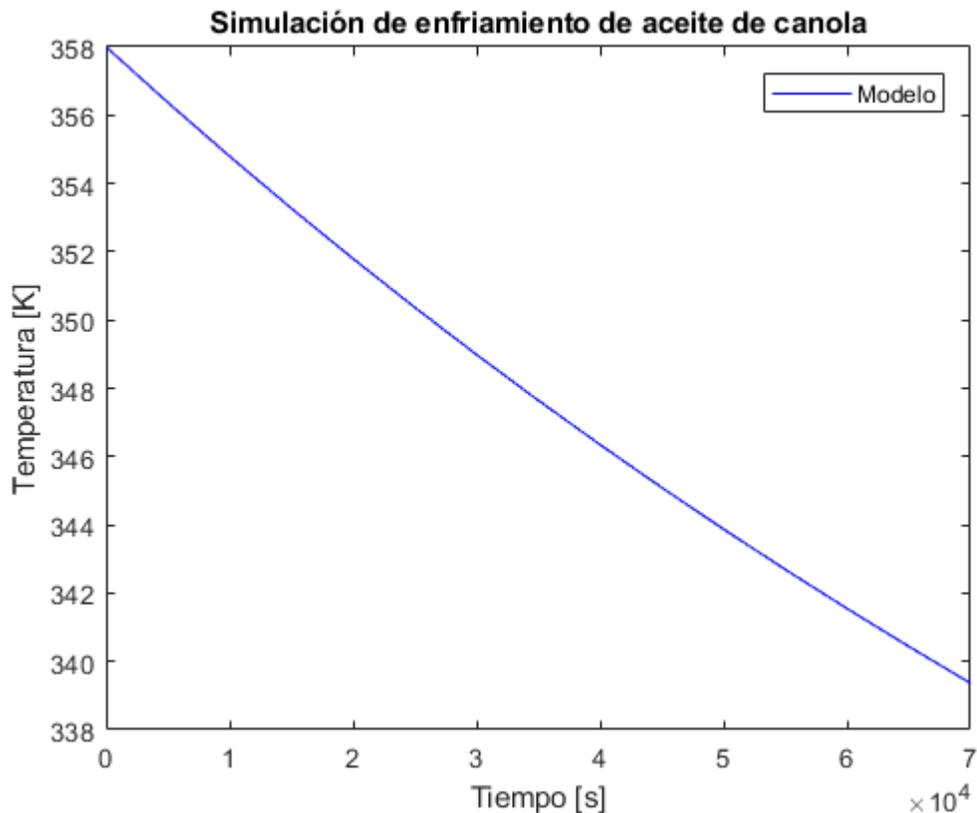


Gráfico 22: Simulación de enfriamiento del aceite de canola en planta.

$$T(t) = -0.0003t[s] + 357.3297[K]$$

$$T(t) = -0.0159t[min] + 357.3297[K]$$

Ecuación 36: Modelo de enfriamiento del aceite en planta.

### Velocidad de decantación:

El primera paso para definir la velocidad de decantación, es relacionar el porcentaje que representa el decantado, con una altura. Para esto, se toma una muestra de la mezcla de aceite inicial (bien homogenizada) y se centrifuga. Se toma el supuesto que el centrifugado tiene una efectividad del 100%. Según la Tabla 12, el porcentaje másico representado por el decantado es de un 24.89% (en una mezcla homogénea). Considerando que la muestra es un litro de mezcla, que la densidad del aceite es de  $0.915[kg/l]$  y que la densidad del decantado es de  $1[kg/l]$  (principalmente agua), este 24.89% $[m/m]$  de decantado, ocupa un volumen total de  $0.233[l]$  (en un litro de mezcla), es decir,  $23.27\%[V/V]$ . Si se considera un 100% de efectividad en el decantado, este volumen implicaría una altura de  $2.76[cm]$  en el vaso precipitado de un litro ( $r_1 = 5.2[cm]$ ). Esta altura se denomina  $h_{100\%}$ , y representa la altura máxima donde fueron

tomadas las muestras de mezcla. Ahora, para entender la relación entre porcentaje de decantado (bajo la altura  $h_{100\%}$ ) y velocidad de decantado, es preciso hacer uso de diagramas.

Tal como se observa en la Ilustración 6, en un tiempo inicial, cada sección de la mezcla en el recipiente posee la misma concentración ( $25\%[V/V]$ ) de fases decantables (jabonosa y acuosa), a medida que transcurre el tiempo, las concentraciones de estas fases en la sección superior del recipiente, disminuye, y de la misma manera, en la sección inferior (bajo la altura  $h_{100\%}$ ), aumenta. Para este modelo, se considera que cada vez que la concentración de la sección inferior (bajo la altura  $h_{100\%}$ ) aumenta en un  $25\%$ , la máxima distancia recorrida por una partícula, es  $h_{100\%}$ . Dicho esto, conociendo el tiempo necesario para que esta concentración aumente en un  $25\%$ , es posible estimar la velocidad de decantado en este tramo ( $h_{100\%}/\Delta t_n$ ). En el caso de que en un  $\Delta t_n$  el aumento de concentración sea una fracción del  $25\%$ , se considera que la máxima distancia recorrida es una fracción de  $h_{100\%}$ . Bajo este modelo y según los resultados de la experiencia de decantando en el laboratorio (Tabla 12), es posible estimar la velocidad de decantado de las fase jabonosa y acuosa en función del tiempo, ver Tabla 15.

Al graficar la velocidad en función del tiempo (Ver Gráfico 23), se observa que la curva se asemeja a una función lineal, por lo tanto, es posible obtener una ecuación lineal que modele este fenómeno, ver Ecuación 37. Esta ecuación rige exclusivamente para el procedimiento experimental. Ahora, calculando el área bajo la curva de esta ecuación, se obtiene la Ecuación 38 y el Gráfico 24, que expresa la relación entre la máxima distancia recorrida por una partícula y el tiempo. En este gráfico, se obtiene que en 50 minutos, la partícula de fase decantable que estaba en la parte superior de la mezcla, recorrió  $7.8[cm]$  hasta el fondo del recipiente. Considerando que altura de la mezcla es de  $11.8[cm]$ , se observa que la altura real de decantado es de  $3.8[cm]$  y no  $2.76[cm]$  como se esperaba. Esto se debe principalmente a que la eficiencia del decantado nunca alcanzó niveles superiores a  $94\%$ . Se cree que no se alcanza decantado total porque la gran concentración de fases decantadas, generan un aumento muy significativo en la viscosidad, debido a interferencias al interior de estas mismas fases. Sin embargo, se concluye que el modelo puede predecir bastante bien el proceso de decantado en este experimento.

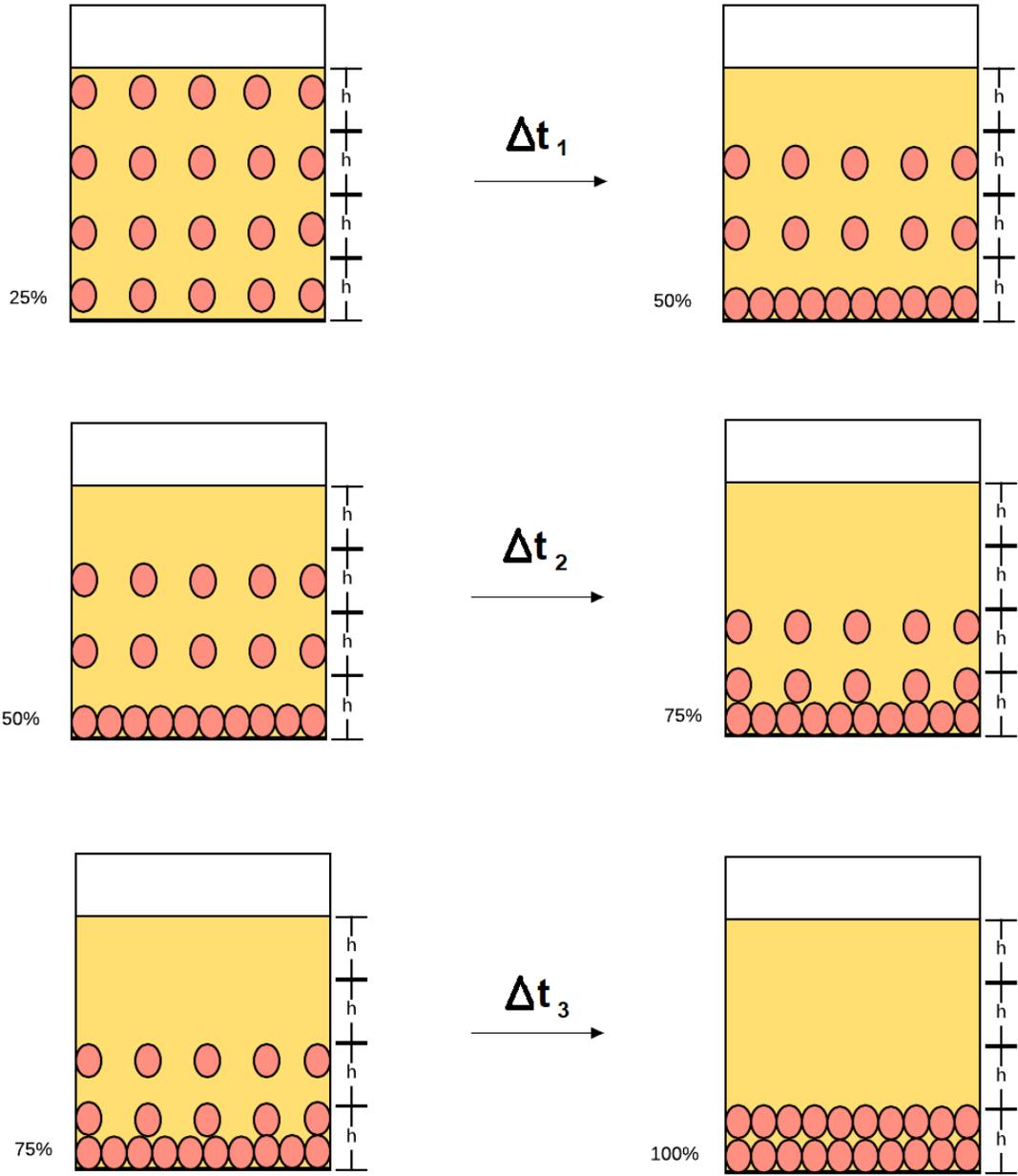


Ilustración 6: Diagrama de decantado. En amarillo, aceite de canola (fase oleosa). En círculos rojos, fases decantables (jabonosa+acuosa).

Tabla 15: Resultado proceso de decantado en laboratorio.

$h_{100\%}$ [cm]	2.76		
%[V/V] decantado. inicial	23.266		
Tiempo [min]	%[m/m] decantado	%[V/V] decantado	Vel. decantado [cm/min]
0	24.890	23.266	0.313
5	38.531	36.449	0.277
10	50.364	48.144	0.229
15	59.938	57.787	0.192
20	67.858	65.890	0.170
25	74.787	73.076	0.151
30	80.845	79.431	0.131
35	86.068	84.969	0.102
40	90.083	89.260	0.074
45	92.966	92.363	0.048
50	94.826	94.372	0
55	94.391	93.902	0
60	94.280	93.782	—

$$Vel_{decant}(t) = -0.00576t + 0.29728 \left[ \frac{cm}{min} \right]$$

Ecuación 37: Velocidad de decantado en función del tiempo, para experimento de decantación.

$$d_{max}(t) = \frac{(Vel_{decant,0} - Vel_{decant}(t))(t - t_0)}{2} + Vel_{decant}(t)(t - t_0) [cm]$$

Ecuación 38: Distancia máxima recorrida por una partícula decantable.

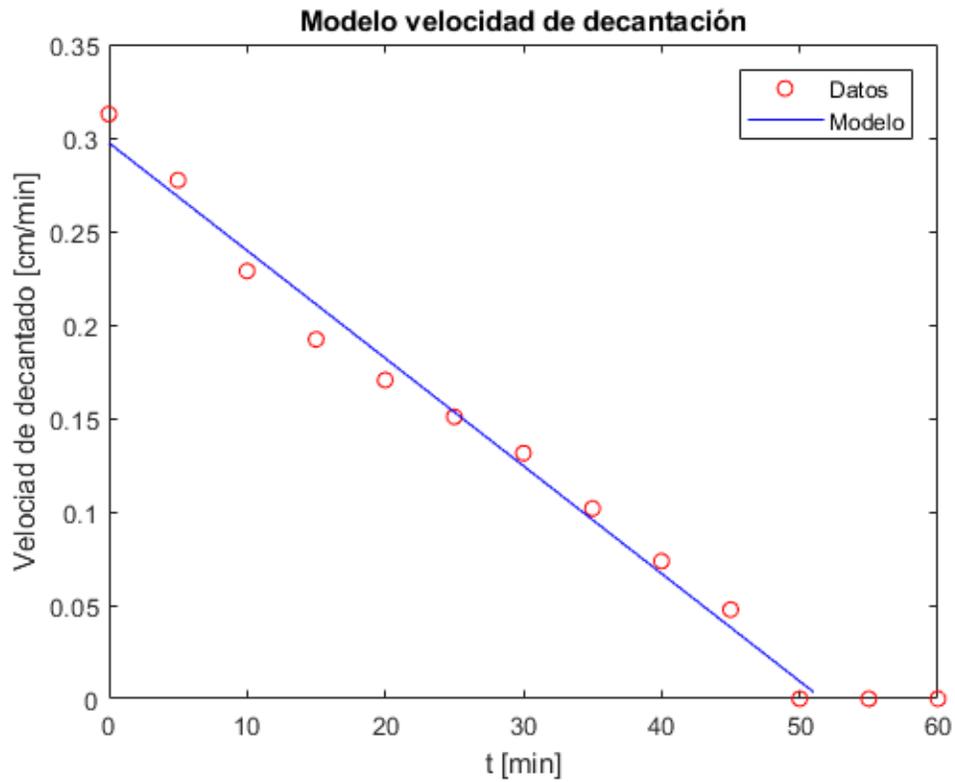


Gráfico 23: Modelo y datos de velocidad de decantación, para experimento de decantado.

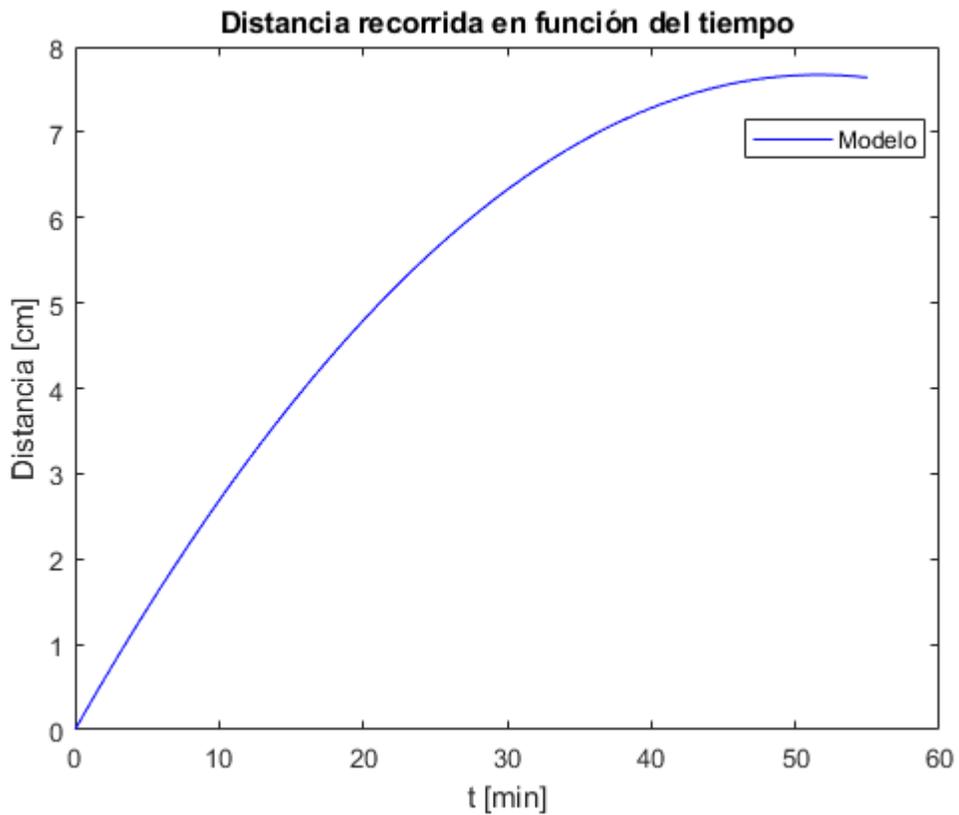


Gráfico 24: Distancia máxima recorrida por un partícula de fase decantable.

Por otra parte, como se conoce la temperatura en cada tiempo del proceso de decantado, es posible obtener la relación  $Vel_{decant}(T)$ , es decir, la dependencia de la velocidad de decantación con respecto a la temperatura del aceite. Cabe destacar que la dependencia intrínseca de la velocidad de decantado recae en la viscosidad del medio y no en la temperatura, sin embargo, se observa que la viscosidad del aceite de canola aumenta (exponencialmente) al ir disminuyendo la temperatura [28], ver Gráfico 25. En el tramo de enfriamiento del aceite en planta, la relación entre la viscosidad y la temperatura es bastante lineal (ver Gráfico 26), por lo tanto, es posible relacionar directamente la temperatura con la velocidad de decantado.

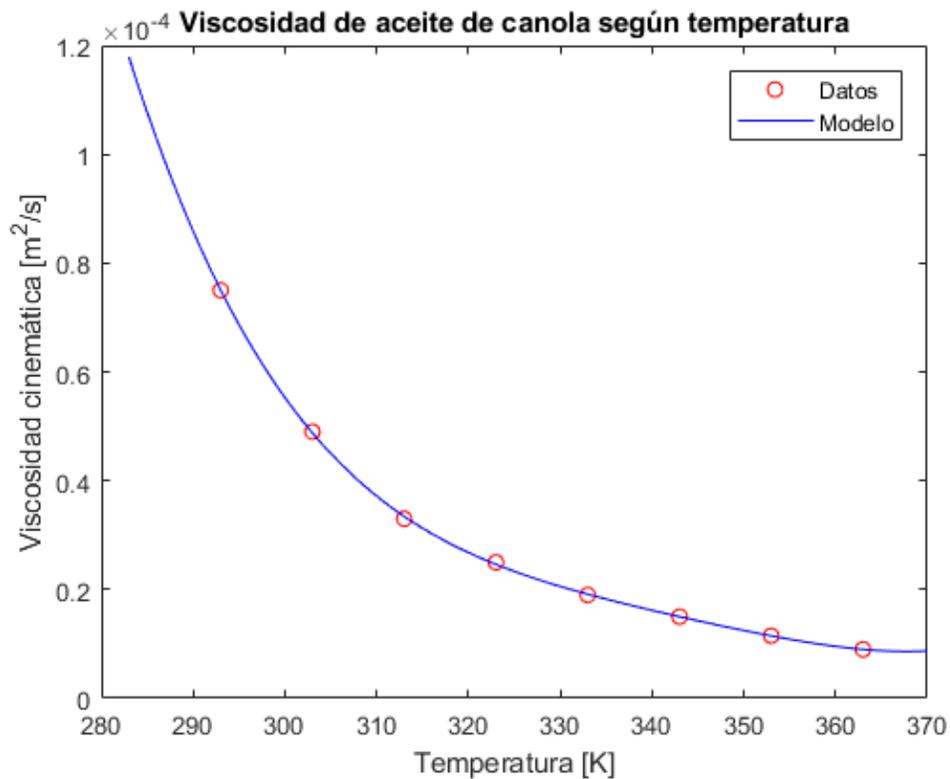


Gráfico 25: Viscosidad cinemática del aceite de canola en función de la temperatura [28].

El Gráfico 27, expresa según los datos obtenidos, la relación entre la velocidad de decantación y la temperatura, que según se especifica en la Ecuación 39 es una función polinómica de tercer grado.

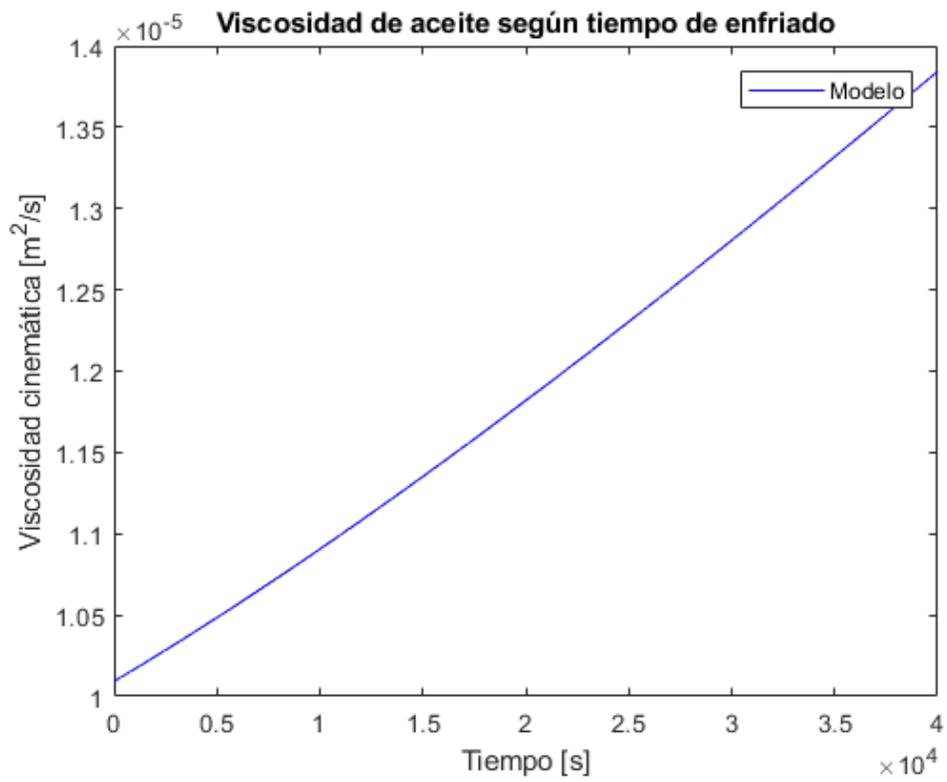


Gráfico 26: Viscosidad cinemática en función del tiempo de enfriado en planta.

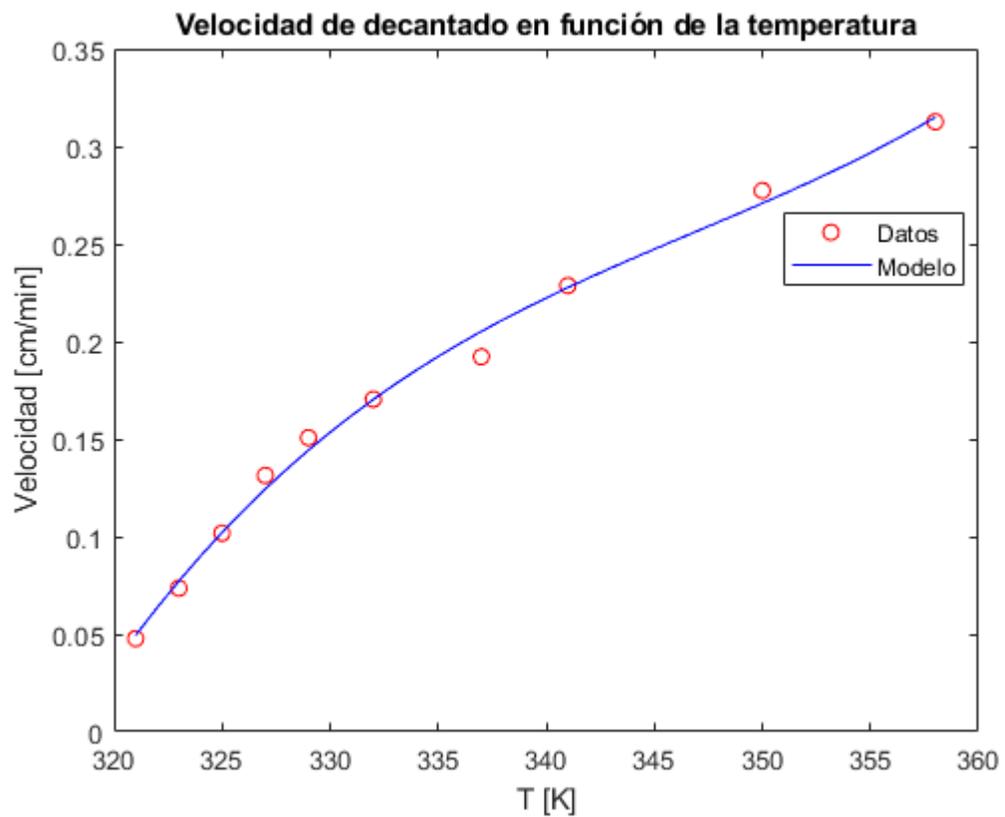


Gráfico 27: Velocidad de decantado en función de la temperatura.

$$Vel_{decant}(T[K]) = 4.964 \cdot 10^{-6} \cdot T^3 - 5.165 \cdot 10^{-3} \cdot T^2 + 1.796 \cdot T - 208.489 \left[ \frac{cm}{min} \right]$$

Ecuación 39: Velocidad de decantado en función de la temperatura.

Por otra parte, y según la Ecuación 36, la curva  $T(t)$  de enfriamiento del aceite en la planta, es conocida. Reemplazando esta ecuación, en la Ecuación 39, se obtiene el modelo de velocidad de decantado en función del tiempo para el proceso a nivel industrial, ver Gráfico 28 y Ecuación 40.

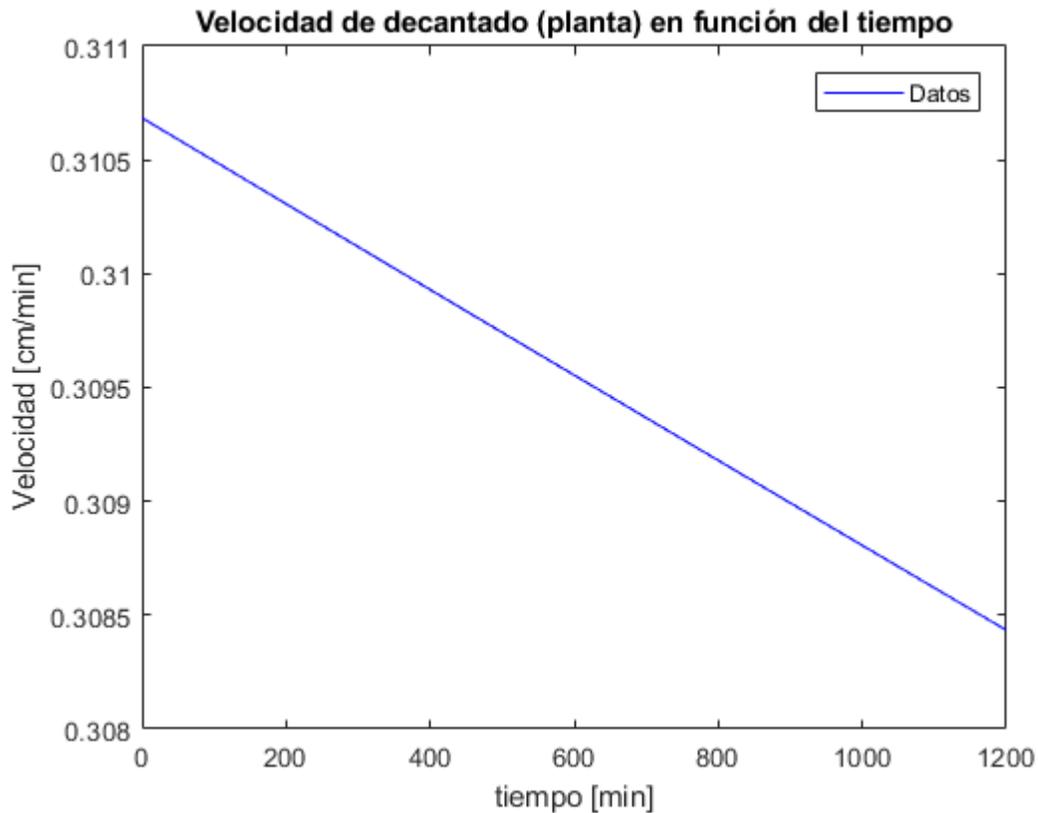


Gráfico 28: Simulación de velocidad de decantado en planta.

$$Vel_{decant}(t[min]) = 4.964 \cdot 10^{-6}(-0.0159t + 357.3297)^3 - 5.165 \cdot 10^{-3}(-0.0159t + 357.3297)^2 + 1.796(-0.0159t + 357.3297) - 208.489$$

Ecuación 40: Velocidad de decantado en función del tiempo, para planta.

Finalmente, al integrar esta última ecuación, se obtiene la expresión para la máxima distancia recorrida por una partícula de la fase decantable (Ecuación 38), ver Gráfico 29. Conociendo las dimensiones del tanque de la planta (Ver Tabla 14), se estima que la altura  $h_{100\%}$  en este caso es de 79 [cm] (23.266%[V/V]). Dada que la altura del líquido en el estanque ( $L_0$ ) es de 340 [cm], la máxima distancia recorrida es por una partícula es de 261 [cm] ( $L_0 - h_{100\%}$ ). Según el Gráfico 29, esta distancia se alcanza a los 810 [min], por lo tanto, se concluye que el tiempo de decantado del aceite en la Planta Avensur es de 13.5[horas].

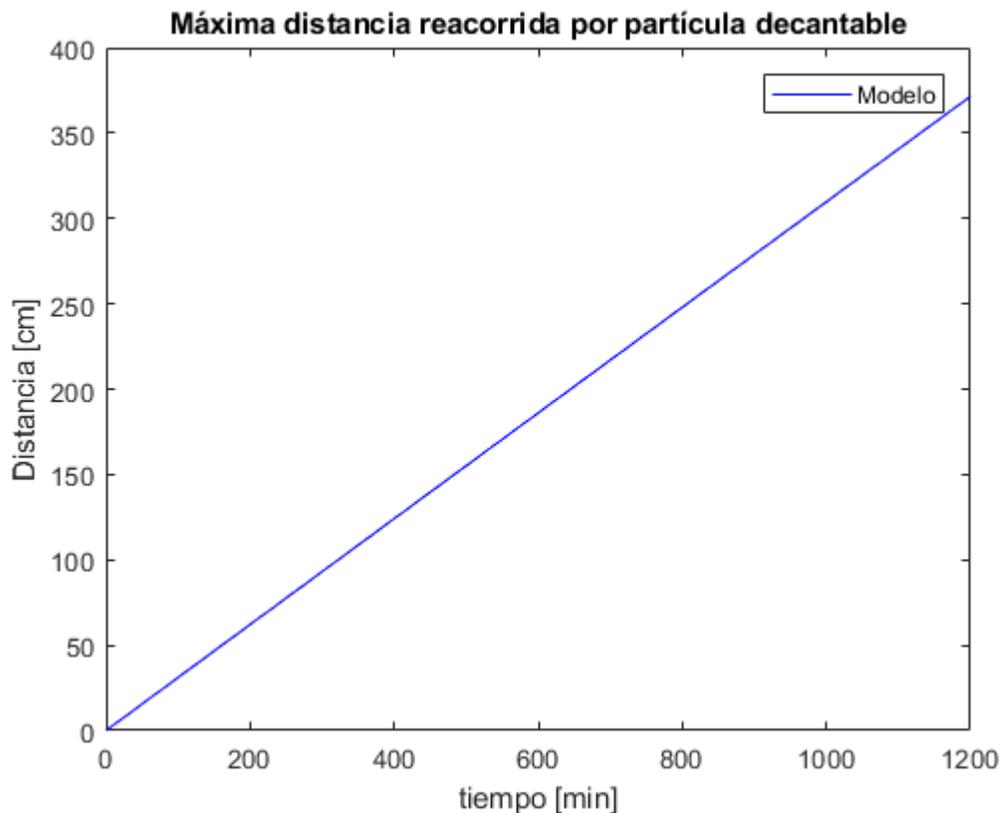


Gráfico 29: Máxima distancia recorrida por partícula decantable, en tanque de planta.

## 3.6 Diseño de Blanqueamiento

Este proceso corresponde a un fenómeno adsorción. Su diseño se basa en la determinación teórica del tiempo óptimo de operación, según las condiciones iniciales seleccionadas. Para esto, se plantea un estudio cinético.

Existen variados compuestos en el aceite que logran ser adsorbidos en presencia de materiales porosos, sin embargo, se considera que los pigmentos, provenientes de carotenos, corresponden al compuesto principal [11].

### 3.6.1 Metodología General

Para el diseño de este proceso, se escoge una metodología teórica basada en modelos, datos y parámetros encontrados en bibliografía. El proceso de blanqueamiento de cualquier aceite vegetal se basa en el fenómeno de adsorción, donde la superficie de un material altamente poroso (tierra activa) adsorbe los pigmentos del medio líquido, aumentando la transparencia del aceite y mejorando sus propiedades visuales. En base a esto, se busca representar el proceso mediante un modelo cinético, cuya solución permite estimar el tiempo óptimo de operación y la concentración final de pigmentos en el aceite, en función de las condiciones iniciales y operacionales.

### 3.6.2 Modelo del Proceso

Como se menciona anteriormente, el proceso de blanqueamiento es un proceso de adsorción. Para la representación de este fenómeno se considera que las únicas partículas adsorbibles en el aceite son pigmentos, sin embargo en la práctica ocurre adsorción de otros componentes (jabones, cloro-filoides, fosfátidos, trazas de hierro y elementos oxidados [8]). En los aceite vegetales, los pigmentos corresponden principalmente a carotenos [11], pudiendo ser subclasificados en múltiples estructuras moleculares, sin embargo y por simplicidad, se considera que todos los carotenos presentes poseen la mismas propiedades, no siendo diferenciables uno del otro. De esta manera, el mecanismo de adsorción puede ser representado según la Reacción 6, donde,  $A$  representa a los moles de pigmento (carotenos) y  $S$  a los moles de sitios activos al interior del material adsorbente (tierra activa). Por otra parte  $AS$ , representa al complejo formado entre un mol de pigmento adsorbido y un mol de sitio activo utilizado.



*Reacción 6: Representación de una adsorción.*

Según la definición de la ecuación isoterma de Langmuir, que describe el proceso de adsorción, es posible obtener una expresión cinética que represente la variación de concentración de pigmentos o sitios activos en función del tiempo. Según [29], la expresión cinética para la adsorción de pigmentos de aceite vegetales en materiales porosos se define en base a la Ecuación 41.

$$\frac{dC}{dt} = -r_a \frac{W}{V}$$

*Ecuación 41: Expresión cinética para la adsorción de pigmentos en aceite vegetal.*

Donde,

$C$ : Concentración de pigmentos en el aceite  $\left[ \frac{\text{mol}_{\text{pigmentos}}}{\text{m}^3_{\text{aceite}}} \right]$ .

$t$ : tiempo [min].

$r_a$ : Velocidad de adsorción  $\left[ \frac{\text{mol}_{\text{pigmentos}}}{\text{kg}_{\text{adsorbente}} \cdot \text{min}} \right]$ .

$W$ : Masa del material adsorbente  $[\text{kg}_{\text{adsorbente}}]$ .

$V$ : Volumen total del aceite  $[\text{m}^3_{\text{aceite}}]$ .

Por otra parte, la velocidad de adsorción ( $r_a$ ) se define según la Ecuación 42.

$$r_a = k_a n_s C$$

*Ecuación 42: Velocidad de adsorción.*

Donde,

$k_a$ : Constante de velocidad de adsorción  $\left[ \frac{\text{m}^3_{\text{aceite}}}{\text{min} \cdot \text{mol}_{\text{sitios}}} \right]$ .

$n_s$ : Concentración de sitios activos no utilizados  $\left[ \frac{\text{mol}_{\text{sitios}}}{\text{kg}_{\text{adsorbente}}} \right]$ .

Reemplazando la Ecuación 42 en la Ecuación 41 y normalizando  $C$  y  $n_s$ , según la condiciones iniciales,  $C_0$  (concentración inicial de pigmentos en aceite) y  $n_{s,0}$  (concentración inicial de sitios activos no utilizados), se obtiene la Ecuación 43.

$$\frac{d\psi}{dt} = -k_a n_{s,0} \frac{W}{V} a\psi$$

*Ecuación 43: Expresión cinética modificada.*

Donde,  $\psi = \frac{c}{c_0}$  y  $a = \frac{n_s}{n_{s,0}}$

Considerando la naturaleza del fenómeno, se toma el supuesto que por cada molécula de pigmento adsorbida, se utiliza un sitio activo, obteniendo la igualdad expresada en la Ecuación 44.

$$\frac{d\psi}{dt} = \frac{da}{dt} \therefore \psi = a.$$

En particular para  $t = 0$ ,

$$\psi(0) = a(0) = 1$$

*Ecuación 44: Supuesto por naturaleza del fenómeno de adsorción.*

Reemplazando la Ecuación 44 en la Ecuación 43, se obtiene la expresión de cinética expuesta en la Ecuación 45.

$$\frac{d\psi}{dt} = -k_a n_{s,0} \frac{W}{V} \psi^2$$

*Ecuación 45: Expresión cinética de segundo orden.*

Debido a que tanto  $k_a$  como  $n_{s,0}$  son constante, es posible agruparlas en un solo parámetro ( $k' \left[ \frac{m^3}{kg \cdot min} \right]$ ), de esta manera, se obtiene la expresión cinética definitiva (Ecuación 46).

$$\frac{d\psi}{dt} = -k' \frac{W}{V} \psi^2$$

*Ecuación 46: Expresión cinética de segundo orden.*

### 3.6.3 Diseño y Discusiones

Según se expresa en [7], la temperatura ideal para esta operación es de entre 90 y 110[°C], a condición de vacío de entre 35 y 50 [mmHg]. En [29] se hace estudio de los parámetros cinéticos para el blanqueamiento de aceite de soya mediante tierra activa comercial a 100[°C] y para distintas concentraciones de adsorbente. Por otra parte y según [11], la adsorción de pigmentos en aceite de canola y soya mediante tierra activa comercial presentan isothermas de Langmuir y Freundlich bastante similares, por lo tanto,

es posible considerar que las constantes  $k'$  expuesta en [29] para el aceite de soya, son aplicables también para el aceite de canola. Las condiciones iniciales utilizadas y los parámetros cinéticos encontrados en este artículo, a una temperatura de  $100^{\circ}\text{C}$  se expresan la Tabla 16.

Tabla 16: Parámetro cinético (a  $100^{\circ}\text{C}$ ), según la concentración de tierra añadida [29]..

Tierra activa $\left[\% \left(\frac{m}{m}\right)\right]$	$k' \left[\frac{m^3_{\text{aceite}}}{kg_{\text{adsorbente}} \cdot \text{min}}\right]$
0.8	0.09
1.5	0.22
3	0.36

Considerando estos valores y la condición inicial  $\psi(0) = 1$ , es posible resolver la Ecuación 46 mediante código de Matlab para resolución de ecuaciones diferenciales ordinarias expuesto en Anexo F. El resultado se expresa en el Gráfico 30. Se observa que a mayor cantidad inicial de tierra activa agregada, la velocidad de adsorción es mayor y se alcanzan menores valores finales de concentración de pigmentos, sin embargo, estas diferencias cinéticas se hacen cada vez menor al ir aumentado la cantidad de adsorbente.

Ahora, según [30] la concentraciones de carotenos en aceite de canola no blanqueado se encuentran entre 18.4 y 36.6  $[mg_{\text{carotenos}}/l_{\text{aceite}}]$ . De esta manera, es posible determinar la variación de la concentración (no adimensional) de pigmentos para distintas concentraciones iniciales de carotenos. Los Gráficos Gráfico 31, Gráfico 32 y Gráfico 33, expresan la reducción de esta concentración para 0.8, 1.5 y 3% de tierra activa respectivamente, para tres distintas concentraciones iniciales de carotenos (18.4, 27.5 y 36.6  $[mg_{\text{carotenos}}/l_{\text{aceite}}]$ .) Estos resultados se obtuvieron mediante la resolución de la Ecuación 46.

Analizando los gráficos resultados, se observa que al utilizar 3% de tierra activa, la concentración inicial de carotenos afecta en muy baja medida el tiempo de operación y valor de la concentración final, algo similar se observa en el caso de utilizar 1.5%. En cambio, cuando se utiliza 0.8%, los parámetros de finales se ven relativamente más afectados por la concentración de pigmento inicial. Debido a que en la Planta Avensur no se cuenta con un método para la medición de carotenos, se considera que el porcentaje óptimo de tierra activa a ocupar en el proceso, se encuentra entre 1.5 y 3%, de esta manera, se evitan grandes variaciones en el tiempo de proceso producidas por desconocidas concentraciones iniciales de pigmentos.

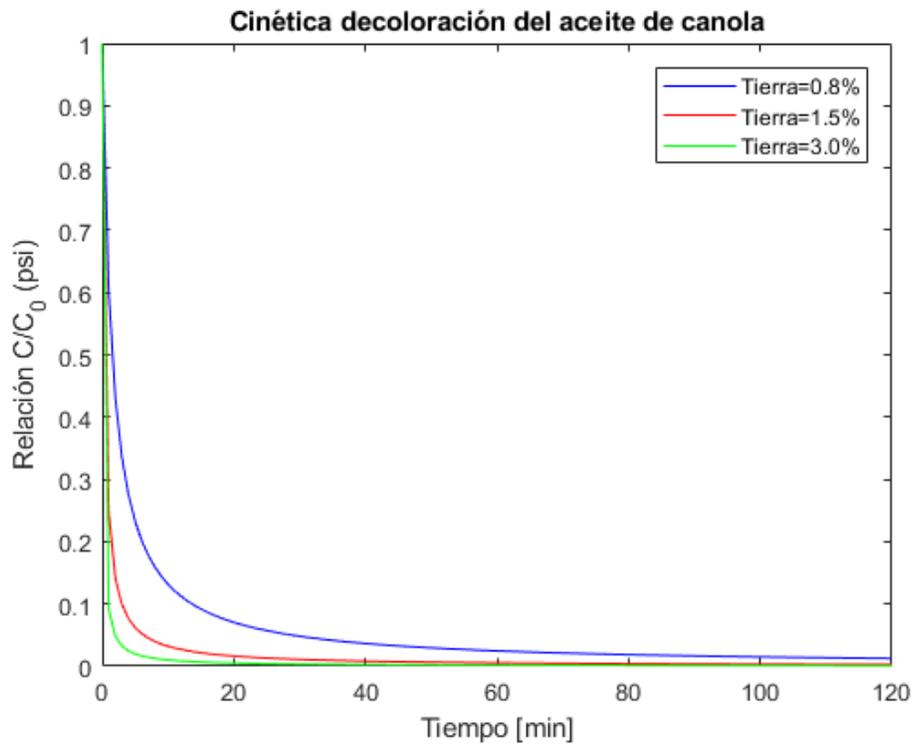


Gráfico 30: Decoloración del aceite de canola en función del tiempo para distintas concentraciones de tierra activa

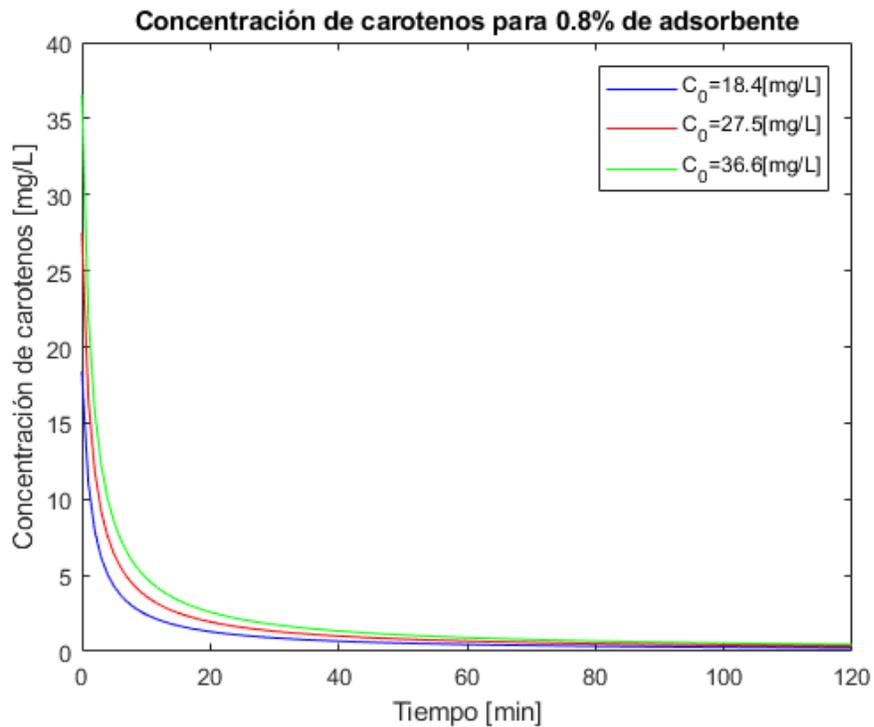


Gráfico 31: Curvas de disminución de la concentración de carotenos en función del tiempo, para una adición de 0.8% de tierra activa y distintas concentraciones iniciales de pigmentos.

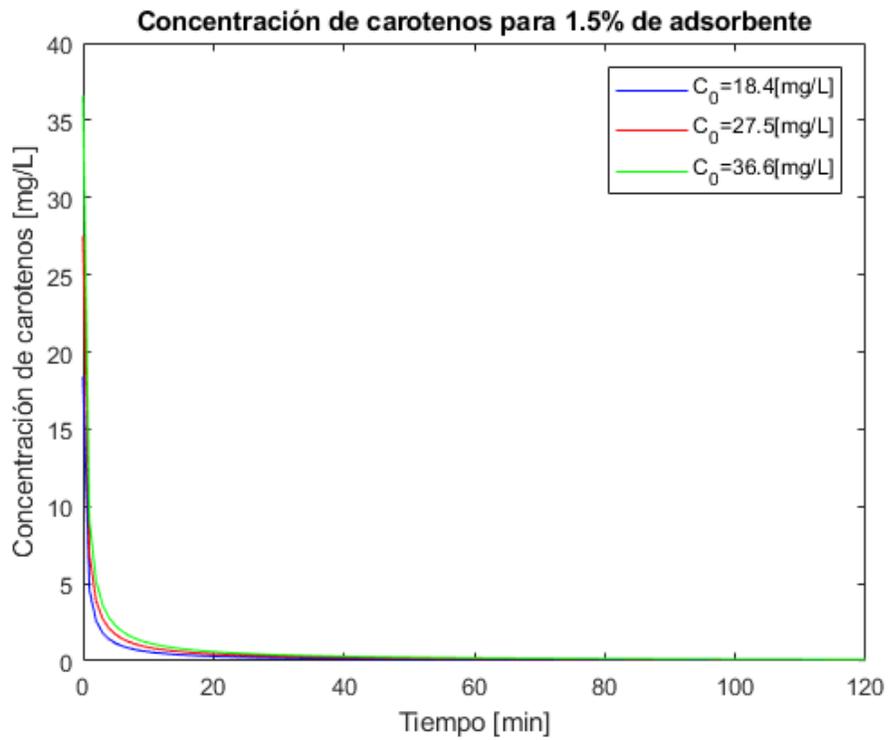


Gráfico 32: Curvas de disminución de la concentración de carotenos en función del tiempo, para una adición de 1.5% de tierra activa y distintas concentraciones iniciales de carotenos

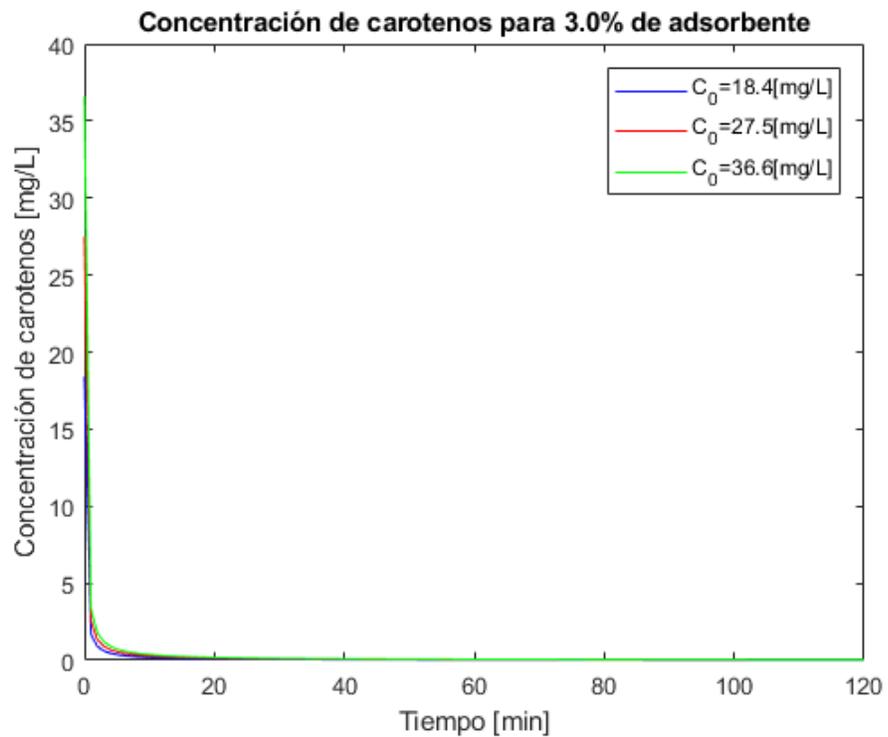


Gráfico 33: Curvas de disminución de la concentración de carotenos en función del tiempo, para una adición de 3.0% de tierra activa y distintas concentraciones iniciales de carotenos

### 3.7 Diseño de Filtrado

Este proceso corresponde a un fenómeno de separación sólido-líquido. Su diseño se basa en la determinación teórica del tiempo óptimo de operación, según las condiciones iniciales seleccionadas. Para esto, se plantea un estudio en base a ecuaciones de filtrado por membrana y torta.

#### 3.7.1 Metodología General

La metodología para el diseño de este proceso se basa en la aplicación de ecuaciones de diseño para procesos de separación sólido-líquido y parámetros encontrados en bibliografía. El equipo existente en la Planta Avensur corresponde a un filtro Niagara vertical (NYB-12) con capacidad vibratoria de funcionamiento batch. En este tipo de equipos, la mezcla sólido-líquido (aceite y tierra activa agotada) es obligada, mediante presión, a atravesar una superficie filtrante. Al igual que en el caso de un filtro prensa, la superficie filtrante está compuesta de una malla fina propia del equipo y de una capa de torta formada por el sólido en cuestión. Debido al gran grosor formado por la torta sobre la superficie de la malla, la principal capacidad filtrante del equipo recae en el tortuoso camino que debe recorrer el aceite a través de la torta de tierra activa. Dicho esto, dadas las condiciones de operación del filtro Niagara, las propiedades fluidodinámicas del aceite y la propiedad filtrante de la tierra activa, es posible determinar el tiempo de operación del proceso y el número de lotes que se deben llevar a cabo.

#### 3.7.2 Modelo del Proceso

El primera paso es definir la tasa de filtrado (ver Ecuación 47).

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{1}{A} \frac{dV}{dt}$$

*Ecuación 47: Tasa de filtrado.*

Donde,

$Q$ : Caudal a filtrar  $\left[\frac{m^3}{s}\right]$ .

$A$ : Área de filtrado  $[m^2]$ .

$V$ : Volumen a filtrar  $[m^3]$ .

$t = \text{Tiempo [s]}$

Por otra parte, la Ecuación de Darcy, define la tasa de filtrado según la Ecuación 48.

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{k_D \cdot \Delta P}{l \cdot \mu}$$

*Ecuación 48: Ley de Darcy.*

*Donde,*

$k_D$ : Coeficiente de la Ley de Darcy [ $m^2$ ].

$l$ : Ancho de torta [m].

$\mu$ : Viscosidad dinámica del líquido [ $Pa \cdot s$ ].

$\Delta P$ : Diferencia de presión [Pa]

La resistencia al paso del flujo a través del medio filtrante se define en la Ecuación 49.

$$R = \frac{l}{k_D} = R_m + R_t$$

*Ecuación 49: Resistencia filtrante total.*

*Donde,*

$R$ : Resistencia total al paso del líquido [ $m^{-1}$ ].

$R_m$ : Resistencia del medio (malla) [ $m^{-1}$ ].

$R_t$ : Resistencia de la torta [ $m^{-1}$ ]

Reemplazando la Ecuación 49 en la Ecuación 48, se obtiene la Ecuación 50:

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{\Delta P}{\mu (R_m + R_t)}$$

*Ecuación 50: Tasa de filtrado.*

Por otra parte, la resistencia ejercida por la torta se define según la Ecuación 51.

$$R_t = \alpha C \frac{V}{A}$$

*Ecuación 51: Resistencia filtrante de la torta.*

*Donde,*

$\alpha$ : Resistencia específica de torta  $\left[\frac{m}{kg}\right]$ .

$C$ : Masa de torta por volumen filtrado  $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$ .

Para el estudio de este proceso se toma el supuesto que la torta, es decir, la tierra activa, es principalmente bentonita, siendo uno de los principales componentes de los absorbentes comerciales para blanquimiento de aceites vegetales, sin embargo, las tierras comerciales suelen tener otros componente similares, como atapulgita. Según [31] la torta formada por bentonita presenta características compresibles, por lo cual, su resistencia específica varía según la presión utilizada. Este mismo artículo, enfocado en el estudio de las propiedades hidráulicas de tortas de filtración formadas por bentonita, señala que la resistencia específica de filtrado puede ser expresada según Ecuación 52.

$$\alpha = \frac{1}{k(1-n)\rho_s}$$

*Ecuación 52: Resistencia específica de la torta.*

*Donde,*

$k$ : Permeabilidad intrínseca de la torta de bentonita  $[m^2]$ .

$n$ : Porosidad de la torta de bentonita.

$\rho_s$ : Densidad particular de la bentonita  $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$ .

Por otra parte, la permeabilidad intrínseca de la torta se define según la Ecuación 53.

$$k = \frac{\mu k_c}{\gamma_w}$$

*Ecuación 53: Permeabilidad intrínseca de la torta.*

*Donde,*

$k_c$ : Conductividad hidráulica de la torta  $\left[\frac{m}{s}\right]$ .

$\gamma_w$ : Unidad de peso del agua ( $9800 \left[ \frac{N}{m^3} \right]$ )

Reemplazando la Ecuación 53 en la Ecuación 52, se tiene una expresión en base a datos conocidos [31] para el coeficiente de resistencia específica de la torta de bentonita (ver Ecuación 54)

$$\alpha = \frac{\gamma_w}{\mu k_c (1 - n) \rho_s}$$

*Ecuación 54: Resistencia específica de la torta de bentonita..*

Ahora, bien definida la constante  $\alpha$ , se reemplaza la Ecuación 51 en la Ecuación 50 y reordenando, se obtiene la Ecuación 55.

$$\frac{dV}{dt} = \frac{\mu \alpha C}{\Delta P \cdot A^2} + \frac{\mu R_m}{\Delta P \cdot A}$$

*Ecuación 55: Ecuación diferencial para diseño de filtro.*

Considerando que la presión dentro del filtro se mantiene constante, es posible integrar y reordenar la Ecuación 55, obteniendo la Ecuación 56.

$$\int_0^t dt = \int_0^V \frac{\mu \alpha C}{\Delta P \cdot A^2} dV + \frac{\mu R_m}{\Delta P \cdot A}$$

$$\frac{At}{V} = \frac{\mu \alpha CV}{2\Delta P \cdot A} + \frac{\mu R_m}{\Delta P \cdot A}$$

*Ecuación 56: Ecuación de diseño de filtro, para operación a presión constante y torta compresible.*

Se desprecia la resistencia del medio, bajo el supuesto de que la torta genera una resistencia significativamente mayor que la del medio, debido a su mayor anchura y tortuosidad. De esta manera es posible obtener las ecuaciones que definen el tiempo y área de filtrado, Ecuación 57 y Ecuación 58 respectivamente.

$$t = \frac{\mu \alpha CV^2}{2\Delta P \cdot A^2}$$

*Ecuación 57: Tiempo de filtrado.*

$$A = \left( \frac{\mu \alpha C V^2}{2t \Delta P} \right)^{0.5}$$

*Ecuación 58: Área de filtrado.*

Cabe destacar que el valor de  $C$ , depende de la eficiencia de filtrado según la Ecuación 59.

$$C = \frac{m_s(1 - E_f)}{V}$$

*Ecuación 59: Masa de torta por volumen de filtrado.*

Donde,

$m_s$ : masa de sólido en suspensión [kg].

$E_f$ : Eficiencia de filtrado.

### 3.7.3 Diseño y Discusiones

Para el diseño de esta operación, se consideran los parámetros expuestos en la Tabla 17. Considerando que el proceso anterior entrega un volumen máximo de mezcla igual a  $6[m^3]$  y que el volumen máximo de filtrado es de  $1[m^3]$ , el proceso de filtrado se debe llevar a cabo en 6 lotes.

Reemplazando los valores de esta tabla en la Ecuación 54, se obtiene que la resistencia específica de la torta formada es de:

$$\alpha = 8.62 \cdot 10^{12} \left[ \frac{m}{kg} \right]$$

Por otra parte, reemplazando según los valores de eficiencia y volumen de filtración se obtiene que:

$$C = 1.373 \left[ \frac{kg}{m^3} \right]$$

Finalmente, reemplazando en la Ecuación 57, se obtiene que el tiempo de filtrado para cada lote de  $1[m^3]$  es de:

$$t = 1123 [seg] \approx 18.7 [min]$$

De esta manera, se concluye que el proceso de filtrado del aceite con suspensión de tierra activa blanqueadora, se lleva a cabo en 6 lotes, tomando 19 minutos cada operación de separación.

Por otra parte, según la Ecuación 60, se estima que el espesor de torta formado en cada lote es de:

$$\Delta x_t = \frac{m_s \cdot E_f}{\rho_s A} = 0.121 \text{ [cm]}$$

Ecuación 60: Espesor de torta formado en cada lote de filtrado.

Según el catálogo del equipo, el máximo espesor de torta que permite el correcto funcionamiento del filtro es de 2[cm], por lo tanto, es posible llevar a cabo el filtrado de los 6 lotes sin efectuar el retiro de la torta.

Tabla 17: Propiedades para el diseño de filtro, con torta de bentonita.

Propiedad	Abreviatura	Valor	Supuesto
Temperatura de operación	$T$	100 [°C]	Igual a la temperatura final del proceso anterior.
Presión de operación	$\Delta P$	$3 \cdot 10^5$ [Pa]	Según manual del equipo [32]
Volumen de filtrado	$V$	1[m <sup>3</sup> ]	Capacidad máxima del equipo
Área de filtrado	$A$	12 [m <sup>2</sup> ]	Según manual del equipo
Masa de tierra activa en suspensión.	$m_s$	27.45 [kg]	Se añade 3%(m/m) de tierra activa para blanqueo
Eficiencia de filtrado	$E_f$	0.95	Según catálogo del equipo
Viscosidad dinámica del aceite a 100°C	$\mu$	$8.2 \cdot 10^{-3}$ [Pa · s]	Según tabla de propiedades [25]
Porosidad de la tierra activa	$n$	0.3	La tierra activa es bentonita [33]
Densidad de la tierra activa	$\rho_s$	1800 $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$	La tierra activa es bentonita [34]
Permeabilidad hidráulica de la torta	$k_c$	$1.1 \cdot 10^{-10}$ $\left[\frac{m}{s}\right]$	A $3 \cdot 10^5$ [Pa], con carga de 3% de bentonita, según estudio empírico previo [29]

## **3.8 Diseño de Desodorizado**

Este proceso corresponde a un fenómeno destilación por vapor. Su diseño se basa en la determinación teórica del tiempo óptimo de operación, según las condiciones iniciales seleccionadas y un estudio cinético. Existen variados compuestos en el aceite que logran ser destilados mediante vapor, sin embargo, se considera que los compuestos odoríficos provenientes de la descomposición de glucosinolatos corresponden al compuesto principal [35].

### **3.8.1 Metodología General**

Para el caso del diseño de este proceso, se escoge una metodología teórica basada en modelos, datos y parámetros encontrados en bibliografía. El proceso de desodorización de aceite de canola es básicamente una destilación por vapor, donde los compuestos volátiles del aceite son arrastrados por una corriente de vapor inyectada directamente. Los principales compuestos volátiles presentes en el aceite de canola corresponden a ácidos grasos libres, sin embargo, estas partículas no influyen de gran manera en el olor del producto final, el olor característico de los aceites vegetales proviene de la existencia de compuestos volátiles minoritarios, como acetonas, alcoholes y aldehídos. El proceso de desodorización posee como objetivo principal destilar los compuestos volátiles menores, sin embargo y debido a la similitud de propiedades, también se logra eliminar una gran cantidad de ácidos grasos libres. Existen proceso de refinamiento de aceite de canola donde se prescinde totalmente del tratamiento alcalino para eliminar la acidez, y en su reemplazo, se utiliza un proceso similar a la desodorización llamado deacidificación o refinamiento físico, basado en el mismo principio de destilación por vapor. Según [12], debido a la gran similitud en términos de volatilidad, entre los ácidos grasos libres y los compuesto odoríficos, el diseño de un proceso de desodorización coincide a plenitud con el diseño de una deacidificación. En base a esto, el modelo utilizado en el presente trabajo se fundamenta en un estudio previo [13], enfocado en el diseño de un deacidificador de aceite vegetal, mediante el uso de ecuaciones cinéticas. Intercambiando el enfoque de ácidos grasos, por un enfoque en compuestos odoríficos, el modelo permite estimar el tiempo óptimo de contacto entre la corriente de vapor y el aceite, en función de las condiciones iniciales y operacionales del proceso de desodorización.

### **3.8.2 Modelo del Proceso**

El balance de masa propuesto en el mencionado artículo [13], se expresa en forma diferencial según la Ecuación 61. En este modelo se considera que el aceite está compuesto solo por triglicéridos y ácidos grasos libres. La modificación realizada en este trabajo propone que el aceite está compuesto solo por triglicéridos y compuestos odoríficos.

$$B \frac{dX}{dt} = -GY$$

*Ecuación 61: Balance de masa en proceso de deacidificación o desodorización.*

Donde,

*B: Masa de aceite a tratar [kg].*

*X: Fracción másica de ácidos grasos (o compuestos odoríficos) en B.*

*G: Flujo másico de vapor  $\left[\frac{kg}{h}\right]$ .*

*Y: Fracción másica de ácidos grasos (o compuestos odoríficos) en G.*

Se asume que *Y* se relaciona linealmente con *X*, a través de un factor de eficiencia y una constante de proporción en equilibrio, según la Ecuación 62.

$$Y = \mu m_p X$$

*Ecuación 62: Relación lineal entre X e Y.*

Donde,

*$\mu$ : Factor de eficiencia  $\in [0,1]$ .*

*$m_p$ : constante de proporción en equilibrio.*

La constante de proporción se define según la Ecuación 63.

$$m_p = \frac{PA_{aceite}}{PA_{agua}} \cdot c_d$$

*Ecuación 63: Constante de proporción en equilibrio.*

Donde,

*$PA_{aceite}$ : Peso atómico del aceite (peso atómico promedio de triglicéridos)  $\left[\frac{g}{mol}\right]$ .*

*$PA_{agua}$ : Peso atómico del vapor  $\left[\frac{g}{mol}\right]$ .*

*$c_d$ : Constante de distribución según las condiciones operacionales.*

Reemplazando las Ecuaciones Ecuación 62 y Ecuación 63 en la Ecuación 61, se obtiene la ecuación de diseño (Ecuación 64).

$$\frac{dX}{dt} = -\frac{G}{B} \cdot \frac{PA_{aceite}}{PA_{agua}} \cdot \mu_c dX$$

Ecuación 64: Ecuación de diseño para proceso de desodorización.

### 3.8.3 Diseño y Discusiones

Para resolver la ecuación de diseño es necesario definir las constantes involucradas. Según [13] el proceso de desodorización debe ser llevado a cabo a 210[°C] a una condición de vacío de 5 [mmHg] y con una inyección de vapor de 3[kg/h] por cada 100[kg] de aceite a tratar. Dicho esto, se obtiene que:

$$\frac{G}{B} = \frac{3 \left[ \frac{kg_{vapor}}{h} \right] \cdot \frac{B[kg_{aceite}]}{100[kg_{aceite}]}}{B[kg_{aceite}]} = 0.03 \left[ \frac{kg_{vapor}}{h \cdot kg_{aceite}} \right]$$

Ecuación 65: Relación de flujo de vapor en base a la masa de aceite a tratar.

Por otra parte, el peso atómico del aceite es de 885[g/mol] (triglicéridos) y el del agua 18 [g/mol]. Bajo las condiciones de operación expuesta anteriormente, la constante de distribución es de 1.03 y se asume un factor de eficiencia igual a 0.5 [13].

Finalmente, solo falta definir la condición inicial para resolver la ecuación diferencial ordinaria. Según [35] los compuestos odoríficos presentes en el aceite de canola provienen de la desintegración de grupos glucosinolatos. Según este mismo artículo, la semilla *brassica napus* (canola) presenta una concentración de este compuesto igual a 0.029[mol/kg]. Por otra parte, se sabe que el principal glucasinolato de la canola es la progoitrina, cuyo peso molecular es de 389.4[g/mol]. Considerando el supuesto de que la totalidad de progoitrina presente en el aceite se degrada en compuestos odoríficos, se tiene que la fracción másica inicial de estas partículas es de:

$$X(t = 0) = 0.029 \left[ \frac{mol}{kg} \right] \cdot 389.4 \left[ \frac{g}{mol} \right] \cdot \frac{1[kg]}{1000[g]} = 0.0113$$

Ecuación 66: Fracción másica inicial de compuestos odoríficos.

Considerando estos valores calculados, se resuelve la Ecuación 64 (mediante el código Matlab de resolución de ecuaciones diferenciales, Anexo G), obteniéndose el Gráfico 34.

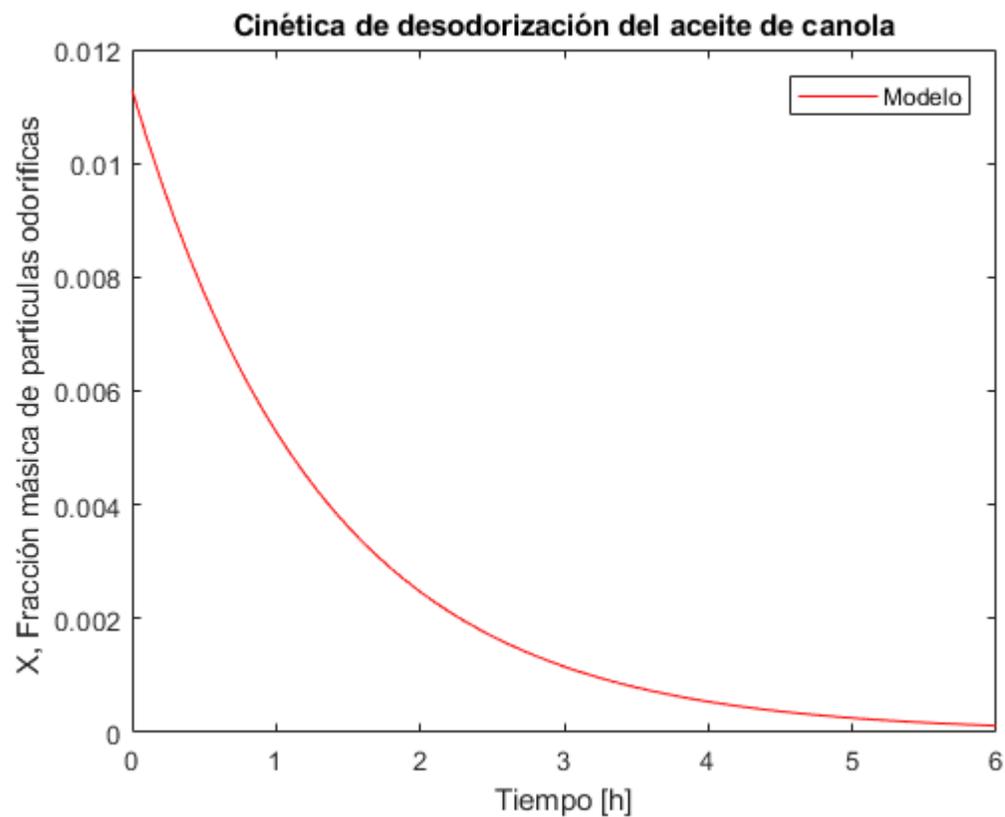


Gráfico 34: Simulación de la destilación de compuestos odoríficos en aceite de canola.

En base a esto, se concluye que el tiempo óptimo para el proceso de desodorizado según las condiciones operacionales mencionadas anteriormente, es de aproximadamente 6 horas, donde se alcanza una remoción del 99% los compuestos odoríficos. Según [12], es un tiempo usual y dentro del promedio.

## 3.9 Descripción del Proceso y Balance de Masa

### 3.9.1 Diagrama y Descripción del Proceso

La Ilustración 7, expone el diagrama explicativo del proceso propuesto para el refinamiento de aceite de canola en la Planta Avensur. El volumen  $F1$ , corresponde a la materia prima, es decir, aceite crudo y tratado con agua de la Planta Avensur, proveniente del Reactor 0 o del tanque de almacenamiento.

En la primera etapa, el tratamiento ácido, el volumen  $F1$  se contiene en el Reactor 1, este equipo, posee calefacción mediante serpentín de vapor, agitación mecánica y fondo cónico, presentando un volumen máximo es de ocupación igual a  $6.9[m^3]$ . En esta primera operación, se agrega un volumen  $A1$ , compuesto por ácido fosfórico disuelto en agua, esto permite transformar fosfolípidos no hidratables en gomas hidratadas. Mediante agitación, calor y un tiempo de reacción, el volumen al interior del Reactor 1 se renombra a  $F2$ . Este volumen corresponde al *inlet* del tratamiento alcalino. En esta operación, se agrega un volumen  $A2$ , compuesto por agua e hidróxido de sodio. Este reactivo permite neutralizar el aceite, transformando los ácidos grasos en jabón y agua. Tras agitación, calor y tiempo, el contenido al interior del Reactor 1 se renombra a  $F3$ .

$F3$  corresponde al *Inlet* de la operación de lavado. Esta etapa, se divide en dos subproceso, Lavado(1) y Lavado (2), debido a que el agua agregada (como solvente de hidróxido de sodio) en el proceso de tratamiento alcalino, permite un lavado primario de los jabones generados por la reacción entre el hidróxido de los ácidos grasos. Este lavado primario (Lavado(1)) ocurre simultáneamente con el tratamiento alcalino y transforma parte del jabón suspendido en jabón hidratado. De esta manera,  $F3$  se transforma en  $F4$  (volumen de entrada de la operación de Lavado(2)). A  $F4$  se le agrega una masa determinada de agua de lavado, nombrada  $A3$ . Esta nueva adición de agua, junto con calor y agitación, permite seguir convirtiendo el jabón suspendido en jabón hidratado (condición que permite su decantado). Transcurrido el tiempo de operación, el contenido del Reactor 1 es renombrado a  $F5$ .

$F5$  corresponde a una mezcla de tres fases: oleosa, acuosa y jabonosa. La fase liviana (oleosa) es separada de las dos otra fases mediante la operación de decantado. Esta separación, basada en diferencias de densidad y gravedad, se lleva a cabo en el Reactor 1, sin agitación ni calefacción. Transcurrido el tiempo de decantado, el resultado son dos volúmenes,  $F6$  (*underflow*) y  $F7$  (*overflow*).  $F6$  corresponde principalmente a la fases pesadas (acuosa y jabonosa), subproductos del proceso de refinamiento. Por otra parte,  $F7$  se compone principalmente de la fase oleosa, la cual se debe seguir refinando.  $F7$  es transportado a un nuevo equipo, el blanqueador. Este equipo corresponde a un tanque de dimensiones similares al Reactor 1, con agitación y calefacción, pero con capacidad de mantener condición de vacío en su interior.

En el blanqueamiento,  $F7$  se somete al contacto de  $A4$ , un volumen compuesto de tierra activa (adsorbente). Manteniendo agitación, temperatura y vacío por un tiempo determinado, el volumen total del blanqueador se renombra a  $F8$ . Este volumen se compone por dos fases, líquida y sólida, las cuales son separadas mediante el proceso de filtrado. El filtro a utilizar, es del tipo Niagara vertical, con un área de filtrado de  $12[m^2]$  y un volumen máximo de carga de  $1[m^3]$ . Según las dimensiones de los equipos anteriores (Reactor 1 y Blanqueador), se espera que  $F8$  posea un volumen mucho mayor a  $1[m^3]$ . Debido a esto, el proceso de filtrado se debe llevar a cabo en distintos lotes consecutivos. Los lotes de aceite filtrado se van transfiriendo directamente al equipo desodorizador, o pueden ser almacenados momentáneamente en un tanque auxiliar aledaño al filtro. El volumen total de estos lotes se nombra  $F10$ . Por otra parte, la fase sólida, nombrada  $F9$  se compone de la torta de filtrado generada durante el proceso de separación, la cual a su vez, se compone de tierra activa y una cierta cantidad de partículas sólidas que presenta el aceite de canola luego de los procesos de tratamiento ácido, alcalino, lavado, decantado y blanqueado.  $F9$  es considerado como subproducto del proceso de refinamiento y es un residuo industrial peligroso, por lo cual, debe ser almacenado en un tanque de residuos sólidos, para posteriormente ser retirado por una empresa externa especializada.

El volumen  $F10$  corresponde al *inlet* de la última operación unitaria, la desodorización. Esta se lleva a cabo en un nuevo equipo, el desodorizador. Este equipo es similar al blanqueador en términos de volumen, calefacción y capacidad de generar vacío, pero no posee agitación mecánica, en su reemplazo, posee inyectores de vapor de agua que permiten la destilación de compuestos volátiles. En este caso,  $A5$  corresponde a la masa total de vapor de destilación inyectado en el desodorizador durante el tiempo de operación, mientras que  $F11$  corresponde a la suma total de vapor inyectado y compuestos volatilizados.  $F12$  corresponde al producto final, aceite de canola refinado, bajo en fosfolípidos, gomas, ácidos grasos, jabones, colorantes y odoríficos. Este volumen es almacenado en tanques de producto terminado.

Por otra parte, el volumen  $F11$  (vapor y destilados del proceso de desodorizado) se conduce al equipo auxiliar de condensado. Ya en estado líquido,  $F11$  se mezcla con  $F6$  (*underflow* del decantado) en el tanque de almacenamiento de subproducto líquido. Este volumen se considera como residuo industrial peligroso y debe ser recolectado por una empresa externa especializada.

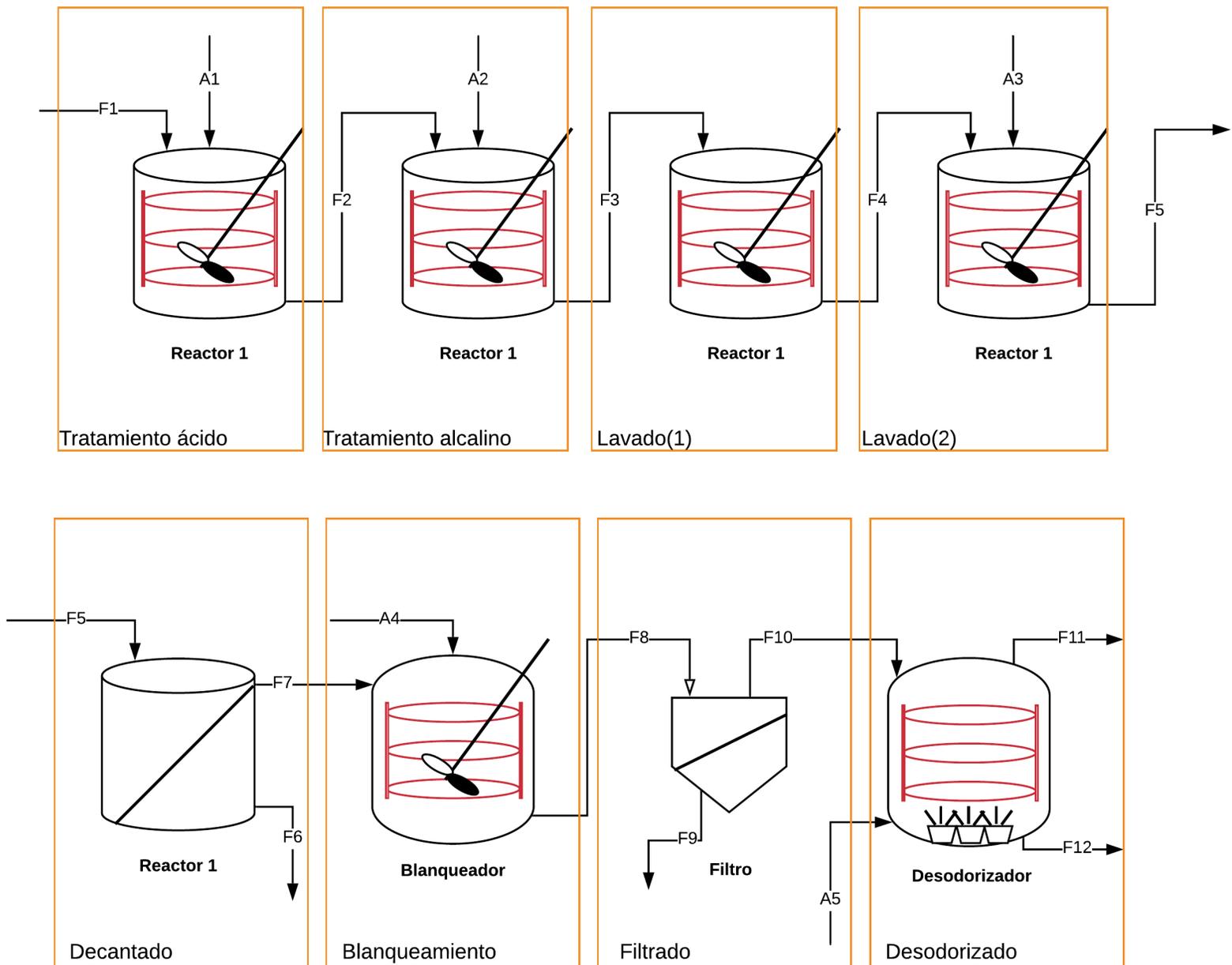


Ilustración 7: Diagrama de proceso propuesto para refinamiento de aceite de canola en Planta Avensur.

### 3.9.2 Balance de Masa

El balance de masa del refinamiento de aceite de canola en Avensur, basado en el diseño de cada operación unitaria y en el descripción expuesta anteriormente, se exhibe en las Tablas Tabla 18 y Tabla 19. Para el análisis del proceso, se considera que el aceite de canola se compone de las siguientes especies:

- **Fosfolípidos no hidratables:** Compuestos propios en la semilla de canola. Grandes concentraciones en el aceite puede generar una degradación en las propiedades organolépticas y en la vida útil (inestabilidad oxidativa) .
- **Goma:** Compuesto semi sólido, soluble en agua, producto de la reacción entre el ácido fosfórico y los fosfolípidos. Químicamente, corresponde a fosfolípidos hidratados.
- **Ácidos grasos:** Compuesto propio de la semilla de canola. Grandes concentraciones en el aceite, generan un pH ácido y una deficiencia en las propiedades organolépticas y en la vida útil del aceite.
- **Agua:** Compuesto generado por la reacción entre los ácidos grasos y el hidróxido de sodio. La humedad en el aceite puede acelerar el proceso de degradación.
- **Jabón:** Compuesto generado por la reacción entre los ácidos grasos y el hidróxido de sodio. Su presencia en el aceite genera turbidez. Se puede encontrar en dos formas:
  - *Suspendido:* Jabón flotando en el aceite, sin capacidad de ser decantado.
  - *Hidratado:* Jabón añadido a moléculas de agua, posee capacidad de ser decantado.
- **Colorantes naturales:** Principalmente  $\beta$ -Carotenos, generan turbidez en el aceite.
- **Compuestos odoríficos:** Principalmente alcoholes, acetonas y aldehídos provenientes de la desintegración de glucosinolatos. Generan olores indeseables en el aceite.
- **Aceite completamente refinado:** Aceite de canola sin concentraciones de:

- Fosfolípidos, gomas, ácidos grasos, agua, jabones, colorantes y odoríficos. Se puede considerar como una mezcla de triglicéridos.

Las otras especies en cuestión, correspondientes a reactivos y adsorbentes son:

- **Ácido fosfórico:** Reactante añadido en el proceso de tratamiento ácido.
- **Hidróxido de sodio:** Reactante añadido en el proceso de tratamiento alcalino. En etapas finales, se considera que el hidróxido de sodio se separa en ion hidroxilo y sodio.
- **Agua:** Compuesto añadido como solvente del ácidos fosfórico e hidróxido de sodio. También se añade para la hidratación de jabones, en el proceso de lavado.
- **Tierra activa:** Adsorbente añadido para la decoloración del aceite en el proceso de blanqueamiento.
- **Vapor:** Compuesto añadido para la destilación de compuestos volátiles del aceite, en el proceso de desodorizado.

A continuación, se detallan los supuestos y parámetros utilizados en el balance de masa de cada operación unitaria.

### ***Tratamiento Ácido***

Según el diagrama, el balance de masa global para la operación de tratamiento ácido es:

$$F1 + A1 = F2$$

*Ecuación 67: Balance de masa global en tratamiento ácido.*

El resultado para el cálculo de este balance de masa, expuesto en las Tablas Tabla 18 y Tabla 19, se basa en las siguientes consideraciones:

#### **Supuestos y parámetros para para $F1$ :**

- La masa inicial de materia prima ( $F1$ ), es decir, aceite crudo de la Planta Avensur, es de 5000[kg].

- La concentración inicial de fósforo disuelto en aceite es de:  
 $2.665 \cdot 10^{-5} \left[ \frac{kg_{fósforo}}{kg_{aceite\ crudo}} \right]$ . (Resultado entregado por laboratorio Analab).
- Considerando el peso atómico del fósforo, la concentración molar de fósforo es de:  $8.604 \cdot 10^{-4} \left[ \frac{mol_{fósforo}}{kg_{aceite\ crudo}} \right]$ .
- Considerando que cada mol de fósforo corresponde a un mol de fosfolípido disuelto, la concentración inicial de fosfolípidos es de:  
 $7.46 \cdot 10^{-4} \left[ \frac{kg_{fosfolípidos}}{kg_{aceite\ crudo}} \right]$ .
- De esta manera, la totalidad fosfolípidos disueltos en el aceite crudo (F1) es de:  $3.73 [kg_{fosfolípidos}] = 4.30 [mol_{fosfolípidos}]$ .

#### Supuestos y parámetros para A1:

- La proporción molar entre el ácido fosfórico y los fosfolípidos es: 2/3.
- Se selecciona un exceso de reactante (ácido fosfórico) de  $x7$ .
- De esta manera, la concentración molar inicial de ácido fosfórico a agregar es de:  $4.015 \cdot 10^{-3} \left[ \frac{mol_{ac\ fosfórico}}{kg_{aceite\ crudo}} \right]$ .
- Considerando el peso atómico del ácido fosfórico, la concentración másica inicial es de:  $3.93 \cdot 10^{-4} \left[ \frac{kg_{ac\ fosfórico}}{kg_{aceite\ crudo}} \right]$ .
- El ácido fosfórico se agrega diluido en agua en un porcentaje másico del 85%.
- De esta manera, junto con el ácido fosfórico se agrega una concentración de agua de:  $6.94 \cdot 10^{-5} \left[ \frac{kg_{agua}}{kg_{aceite\ crudo}} \right]$ .
- Considerando la masa total de aceite crudo a tratar, el flujo A1, está compuesto por:  $0.347 [kg_{agua}]$  y  $1.967 [kg_{ac\ fosfórico}]$ .

Tabla 18: Balance masa proceso de refinamiento de aceite de canola en Planta Avensur. Parte 1.

<i>Especie\Flujo</i>	<i>F1 [kg]</i>	<i>A1 [kg]</i>	<i>F2 [kg]</i>	<i>A2 [kg]</i>	<i>F3 [kg]</i>	<i>F4 [kg]</i>	<i>A3 [kg]</i>	<i>F5 [kg]</i>	<i>F6 [kg]</i>
<i>Aceite refinado</i>	4888.942	0	4888.942	0	4888.942	4888.942	0	4888.942	252.954
<i>Ácido fosfórico</i>	0	1.967	1.704	0	1.704	1.704	0	1.704	1.616
<i>Fosfolípidos</i>	3.730	0	0.233	0	0.233	0.233	0	0.233	0.012
<i>Goma</i>	0	0	3.760	0	3.760	3.760	0	3.760	3.566
<i>Agua</i>	0	0.347	0.347	93.270	96.816	96.816	500.041	596.857	565.975
<i>Hidróxido de sodio</i>	0	0	0	9.326	2.224	2.224	0	2.224	2.109
<i>Sodio</i>	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<i>Ion hidroxilo</i>	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<i>Ácidos grasos</i>	50.665	0	50.665	0	0.507	0.507	0	0.507	0.026
<i>Jabón suspendido</i>	0	0	0	0	54.063	10.413	0	0.417	0.022
<i>Jabón hidratado</i>	0	0	0	0	0	43.650	0	53.647	50.871
<i>Tierra activa</i>	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<i>Pigmentos</i>	0.2	0	0.2	0	0.2	0.2	0	0.200	0.010
<i>Odoríficos</i>	56.463	0	56.463	0	56.463	56.463	0	56.463	2.921
<i>Vapor</i>	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<b>Total</b>	<b>5000</b>	<b>2.315</b>	<b>5002.315</b>	<b>102.596</b>	<b>5104.912</b>	<b>5104.912</b>	<b>500.041</b>	<b>5604.953</b>	<b>880.082</b>

Tabla 19: Balance masa proceso de refinamiento de aceite de canola en Planta Avensur. Parte 2.

<i>Especie\Flujo</i>	<i>F7 [kg]</i>	<i>A4 [kg]</i>	<i>F8 [kg]</i>	<i>F9 [kg]</i>	<i>F10 [kg]</i>	<i>A5 [kg]</i>	<i>F11 [kg]</i>	<i>F12 [kg]</i>
<i>Aceite refinado</i>	4635.988	0	4635.988	0	4635.988	0	0	4635.988
<i>Ácido fosfórico</i>	0.088	0	0.088	0	0.088	0	0.087	0.001
<i>Fosfolípidos</i>	0.221	0	0.221	0	0.221	0	0	0.221
<i>Goma</i>	0.195	0	0.195	0.1848	0.01	0	0	0.01
<i>Agua</i>	30.881	0	30.881	0	30.881	0	0	0
<i>Hidróxido de sodio</i>	0.115	0	0.115	0	0	0	0	0
<i>Sodio</i>	0	0	0	0	0.066	0	0	0.066
<i>Ion hidroxilo</i>	0	0	0	0	0.049	0	0.049	0
<i>Ácidos grasos</i>	0.48	0	0.48	0	0.48	0	0.476	0.005
<i>Jabón suspendido</i>	0.395	0	0.395	0.375	0.02	0	0	0.02
<i>Jabón hidratado</i>	2.776	0	2.776	2.637	0.139	0	0	0.139
<i>Tierra activa</i>	0	141.746	141.934	134.837	7.097	0	0	7.097
<i>Pigmentos</i>	0.19	0	0.002	0	0.002	0	0	0.002
<i>Odoríficos</i>	53.542	0	53.542	0	53.542	0	53.006	0.535
<i>Vapor</i>	0	0	0	0	0	851.145	882.026	0
<b>Total</b>	<b>4724.871</b>	<b>141.746</b>	<b>4866.617</b>	<b>138.034</b>	<b>4728.583</b>	<b>851.145</b>	<b>935.644</b>	<b>4644.083</b>

### Supuestos y parámetros para F2:

- Se considera una conversión de fosfolípidos a gomas igual a 94%. Esto implica una temperatura de operación de 60[°C], un tiempo de 45[*min*] (simulación expuesta en el Gráfico 3) y una agitación de 200[*rpm*] [20], en el Reactor 1 de la Planta Avensur.
- Considerando esta conversión:
  - La masa final de fosfolípidos disuelto en aceite es de 0.233[*kg*].
  - La masa final de gomas suspendida en aceite es de 3.76[*kg*].
  - La masa final de ácido fosfórico en el aceite es de 1.70[*kg*].
  - La masa final de agua en el aceite es de 0.347[*kg*].

### Tratamiento Alcalino

Según el diagrama, el balance de masa global para la operación de tratamiento ácido es:

$$F2 + A2 = F3$$

*Ecuación 68: Balance de masa global en tratamiento alcalino.*

El resultado para el cálculo de este balance de masa, expuesto en las Tablas Tabla 18 y Tabla 19, se basa en las siguientes consideraciones:

### Supuestos y parámetros para para F2:

- Según la metodología experimental realizada por el memorista, la concentración molar inicial de ácidos grasos en el aceite es de:  $0.0359 \left[ \frac{\text{mol}_{ac\text{ grasos}}}{\text{kg}_{aceite\text{ desgomado}}} \right]$ . No se considera el peso de las gomas generadas, ya que el proceso de titulación de ácidos grasos se lleva a cabo después de un centrifugado, donde se eliminan completamente las gomas generadas en la operación anterior.
- Considerando que el ácido graso principal en el aceite de canola es el ácido oleico, la concentración másica de ácidos grasos es de:  $0.01 \left[ \frac{\text{kg}_{ac\text{ oleico}}}{\text{kg}_{ac\text{ desgomado}}} \right]$ .

- La masa de aceite desgomado es de  $4996.24 [kg_{ac\ desgomado}]$ .
- De esta manera, la cantidad inicial de ácidos grasos es de:  $179.365 [mol_{ac\ grasos}] = 50.665 [kg_{ac\ grasos}]$ .

#### Supuestos y parámetros para A2:

- La proporción molar entre el ácido fosfórico y los fosfolípidos es: 1/1.
- Se selecciona un exceso de reactante (hidróxido de sodio) de  $x1.3$ .
- De esta manera, la concentración molar inicial de hidróxido de sodio a agregar es de:  $4.67 \cdot 10^{-2} \left[ \frac{mol_{NaOH}}{kg_{aceite\ desgomado}} \right]$ .
- Considerando la masa total de aceite desgomado, la cantidad inicial de hidróxido de sodio a agregar es de:  $233.17 [mol_{NaOH}] = 9.33 [kg_{NaOH}]$ .
- Este reactante se agrega disuelto en agua con concentración de  $2.5 [M]$ . Por lo tanto, los  $9.33 [kg_{NaOH}]$  se agregan disueltos en  $93.27 [kg_{agua}]$ .

#### Supuestos y parámetros para F3:

- Se considera una conversión de ácidos grasos a jabón igual a 99%. Esto implica una temperatura de operación de  $40 [^{\circ}C]$  [7], un tiempo de  $33 [min]$  (simulación Gráfico 11) y una agitación de  $35 [rpm]$  [9], en el Reactor 1 de la Planta Avensur.
- Considerando esta conversión:
  - La masa final de ácidos grasos en aceite es de  $0.507 [kg]$ .
  - La masa final de jabón suspendido en aceite es de  $54.06 [kg]$ .
  - La masa final de ácido hidróxido de sodio en el aceite es de  $2.22 [kg]$ . Se toma el supuesto que este compuesto se encuentra disuelto en forma de  $Na^{+}$  y  $OH^{-}$  en el agua presente.
  - Debido a la reacción de neutralización se generan  $3.2 [kg_{agua}]$ .
  - El agua total en F2 es de  $96.82 [kg]$ .

## Lavado de Jabones

Según el diagrama, el balance de masa global para la operación de lavado se define por:

$$F3 = F4$$

$$F4 + A3 = F5$$

*Ecuación 69: Balance de masa global operación de lavado.*

Debido a la presencia de agua y agitación en el Reactor 1, se toma el supuesto que parte del jabón generado en la etapa anterior se hidrató y diluyó parcialmente en agua, es decir, fue sometido a lavado a medida que ocurría la etapa de tratamiento alcalino. La metodología de laboratorio llevada descrita anteriormente, para el cálculo de la concentración de jabón en el aceite, implica un centrifugado, lo cual permite eliminar los jabones ya disueltos en agua (jabón hidratado), y de esta manera, se logra medir (mediante titulación) exclusivamente la cantidad de jabón no disuelto en agua (jabón suspendido). Mediante este análisis de laboratorio, se obtuvo que la concentración de jabón suspendido en aceite luego del tratamiento alcalino es de:

$$[\text{Jabón suspendido}] = 0.0069 \left[ \frac{\text{mol}_{\text{jabón}}}{\text{kg}_{M1}} \right] = 0.0021 \left[ \frac{\text{kg}_{\text{jabón}}}{\text{kg}_{M1}} \right]$$

*Ecuación 70: Concentración de jabón suspendido en aceite centrifugado. Se considera que el jabón posee el peso atómico del oleato de sodio.*

Donde  $M1$  corresponde a la masa de aceite centrifugado. Por otra parte, el balance de masa de jabón hidratado se expresa según:

$$M2 - M1 = [\text{Jabón hidratado}] \cdot M2$$

*Ecuación 71: Balance de masa para jabón hidratado.*

Donde  $M2$  corresponde a la masa de aceite no centrifugado. Despejando en la Ecuación 71, se obtiene una expresión para la concentración de jabón hidratado:

$$[\text{Jabón hidratado}] = \frac{M2 - M1}{M2}$$

*Ecuación 72: Concentración de jabón hidratado en aceite no centrifugado.*

Por otra parte, el balance total de jabón se expresa según:

$$[\text{Jabón suspendido}] \cdot M1 + [\text{Jabón hidratado}] \cdot M2 = M_{\text{Total Jabón}}$$

*Ecuación 73: Balance de masa total de jabón.*

Donde  $M_{\text{Total Jabón}}$  es la masa total de jabón presente en el reactor. Reemplazando la Ecuación 72 en la Ecuación 73 y reordenando:

$$M1 = \frac{M_{\text{T Jabón}} - M2}{[\text{Jabón suspendido}] - 1}$$

*Ecuación 74: Masa de aceite centrifugado (sin jabón hidratado)*

Definidos estos parámetros, el resultado para el cálculo de este balance de masa, expuesto en las Tablas Tabla 18 y Tabla 19, se basa en las siguientes consideraciones:

#### **Supuestos y parámetros para F3:**

- En este volumen, se considera que solo hay jabón suspendido. Según el balance de masa de la operación anterior, la masa de jabón es de  $54.06[kg](M_{\text{T Jabón}})$ .

#### **Supuestos y parámetros para F4:**

- Debido a la presencia de agua y agitación en el proceso de tratamiento alcalino, una fracción del jabón suspendido se transforma en jabón hidratado.
- Según el análisis de laboratorio llevado a cabo la concentración de jabón suspendido es de:  $0.0069 \left[ \frac{\text{mol}_{\text{jabón}}}{\text{kg}_{M1}} \right] = 0.0021 \left[ \frac{\text{kg}_{\text{jabón}}}{\text{kg}_{M1}} \right]$ .
- Según las Tablas Tabla 18 y Tabla 19,  $M2 = 500.408[kg]$ . Se considera como la suma de las masas de todos los compuestos no decantables (no se separan por el centrifugado).
- Reemplazando en la Ecuación 74, se obtiene que  $M1 = 4956.76[kg]$ .
- De esta manera, el jabón presente en F4 está compuesto por:
  - $10.413[kg]$  de jabón suspendido.

- 43.650[kg] de jabón hidratado.
- La masa de las otras especies es idéntica que en  $F3$ . (Ver las Tablas Tabla 18 y Tabla 19).

#### **Supuestos y parámetros para $A3$ :**

- Se utiliza proporción  $0.1 \left( \frac{kg_{agua}}{kg_{M2}} \right)$  de agua de lavado (10%).
- Por lo tanto,  $A3$  se compone de 500.04[kg<sub>agua</sub>].

#### **Supuestos y parámetros para $F5$ :**

- Se considera una conversión de jabón suspendido a jabón hidratado de 96%. Esto implica una temperatura de operación de 85[°C], un tiempo de 30[*min*] (simulación Gráfico 15) y una agitación de ~100[*rpm*] [7], en el Reactor 1 de la Planta Avensur.
- De esta manera, el jabón presente en  $F5$  está compuesto por:
  - 0.417[kg] de jabón suspendido.
  - 53.647[kg] de jabón hidratado.

### ***Decantado***

Según el diagrama, el balance de masa global para la operación de decantado es de:

$$F5 = F6 + F7$$

*Ecuación 75: Balance de masa global en decantado.*

El resultado para el cálculo de este balance de masa, expuesto en las Tablas Tabla 18 y Tabla 19, se basa en las siguientes consideraciones:

#### **Supuestos y parámetros para $F5$ :**

- Este volumen se compone de tres fases: Oleosa, jabonosa y acuosa.
- La fase oleosa se considera no decantable y está compuesta por:

- Aceite refinado.
  - Fosfolípidos disueltos.
  - Ácidos grasos disueltos.
  - Jabón suspendido.
  - Colorante.
  - Odoríficos.
- La fase jabonosa se considera decantable y se compone solo por jabón hidratado.
  - La fase acuosa se considera decantable y está compuesta por:
    - Ácido fosfórico.
    - Goma.
    - Agua.
    - Hidróxido de sodio.
    - Jabón hidratado.
  - De esta manera  $F5$  se distribuye másicamente de la siguiente manera:
    - 4946.76[ $kg$ ] de fase oleosa.
    - 658.12[ $kg$ ] de fase jabonosa y acuosa.

#### **Supuestos y parámetros para $F6$ :**

- Se considera una eficiencia de separación de 94.8% (Tabla 15). Según el diseño de esta operación, este valor se alcanza tras 13.5 horas de decantado (simulación Gráfico 29: Máxima distancia recorrida por partícula decantable, en tanque de planta.).
- De esta manera,  $F6$  se compone de:
  - 624.14[ $kg$ ] de fase acuosa y jabonosa.
  - 255.95[ $kg$ ] de fase oleosa.

### Supuestos y parámetros para F7:

- Considerando la eficiencia de separación, F7 se compone de:
  - 34.05[kg] de fase acuosa y jabonosa.
  - 4690.82[kg] de fase oleosa.

### Blanqueamiento

Según el diagrama, el balance de masa global para la operación de blanqueo es de:

$$F7 + A4 = F8$$

*Ecuación 76: Balance de masa global en blanqueamiento.*

Según lo expresado en la sección de diseño para esta operación, se considera que la concentración de colorantes en el aceite de canola crudo es de:

$$[Colorante]_{ac} = 3.66 \cdot 10^{-5} \left[ \frac{kg_{colorante}}{L_{aceite\ crudo}} \right] = 4 \cdot 10^{-5} \left[ \frac{kg_{colorante}}{kg_{aceite\ crudo}} \right]$$

*Ecuación 77: Concentración de colorante en aceite crudo.*

Debido a que la masa inicial de aceite crudo es de 5000[kg], la masa inicial de colorante es de 0.2[kg]. Sin embargo, debido a que la eficiencia del proceso de decantado no es de 100%, 0.01[kg] de colorante se eliminaron en el *underflow* del decantado. Por lo tanto, en F7, se cuenta solo con 0.19[kg] de colorante.

El resultado para el cálculo de este balance de masa, expuesto en las Tablas Tabla 18 y Tabla 19, se basa en las siguientes consideraciones:

### Supuestos y parámetros para F7:

- La masa total de colorante es de 0.19[kg].
- La masa total de la mezcla en el blanqueador es de 4724.87[kg<sub>mezcla</sub>].
  - 34.05[kg] de fase acuosa y jabonosa.
  - 4690.82[kg] de fase oleosa.

### Supuestos y parámetros para A4:

- Se considera un proporción de  $0.03 \left[ \frac{kg_{tierra\ activa}}{kg_{mezcla}} \right]$  para agregar la tierra activa.
- Por lo tanto, A4 está compuesto por  $141.75 [kg_{tierra\ activa}]$ .

### Supuestos y parámetros para para F8:

- Según diseño, se considera una conversión (o eficiencia de adsorción) de colorantes igual a 0.99. Alcanzada a los 20[*min*] de operación (simulación Gráfico 33: Curvas de disminución de la concentración de carotenos en función del tiempo, para una adición de 3.0% de tierra activa y distintas concentraciones iniciales de carotenos), a una temperatura de 100[°C], presión entre 35 – 50[*mmHg*] [29] y agitación  $\geq 120$ [*rpm*] [7].
- Considerando esta eficiencia, la cantidad de colorante que queda presente en el aceite es de  $0.002 [kg_{colorante}]$ .
- Debido a la adición de colorante a la tierra activa, este adsorbente aumenta su masa a  $141.934 [kg_{tierra\ activa}]$ .

### Filtrado

Según el diagrama, el balance de masa global para la operación de filtrado es de:

$$F8 = F9 + F10$$

*Ecuación 78: Balance de masa global en filtrado.*

El resultado para el cálculo de este balance de masa, expuesto en las Tablas Tabla 18 y Tabla 19, se basa en las siguientes consideraciones:

### Supuestos y parámetros para F8:

- Este volumen se compone de dos fases: líquida y sólida.
- La fase líquida está compuesta por:
  - Aceite refinado.

- Ácido fosfórico.
- Fosfolípidos disueltos.
- Agua.
- Hidróxido de sodio.
- Ácidos grasos.
- Colorante.
- Odoríficos.
- La fase sólida está compuesta:
  - Goma (fosfolípido hidratado).
  - Jabón suspendido.
  - Jabón hidratado.
  - Tierra activa.
- De esta manera  $F8$  se distribuye másicamente de la siguiente manera:
  - 4721.32[ $kg$ ] de fase líquida.
  - 145.30[ $kg$ ] de fase sólida.

#### **Supuestos y parámetros para $F9$ :**

- Se considera una eficiencia de separación de 95% (Tabla 17: Propiedades para el diseño de filtro, con torta de bentonita.) .Según el diseño de esta operación, el filtrado se lleva a cabo en 6 lotes. Los primeros 5 tienen un volumen de 1[ $m^3$ ] y un tiempo de operación 19[ $min$ ] por lote. El sexto lote es de 0.3 [ $m^3$ ] aproximadamente, con un tiempo de operación de 6[ $min$ ].
- Considerando esta eficiencia,  $F9$  se compone de 138.04[ $kg$ ]. Correspondiente a la totalidad de la torta de filtrado recolectada luego de operar los 6 lotes.

### Supuestos y parámetros para F10:

- Considerando la eficiencia de separación, F10 se compone de 4728.58[kg] de fase líquida.

### Desodorización

Según el diagrama, el balance de masa global para la desodorización es de:

$$F10 + A5 = F11 + F12$$

*Ecuación 79: Balance de masa global en desodorizado.*

Según lo expresado en la sección de diseño para esta operación, se considera que la concentración de odoríficos en el aceite de canola crudo es de:

$$[Odoríficos]_{ac} = 0.029 \left[ \frac{mol_{odoríficos}}{kg_{aceite\ crudo}} \right] = 0.0113 \left[ \frac{kg_{odoríficos}}{kg_{aceite\ crudo}} \right]$$

*Ecuación 80: Concentración de odoríficos en aceite crudo.*

Debido a que la masa inicial de aceite crudo es de 5000[kg], la masa inicial de odoríficos es de 54.463[kg]. No obstante, debido a que la eficiencia del proceso de decantado no es de 100%, 2.921[kg] de odoríficos se eliminaron en el *underflow* del decantado. Por lo tanto, en F10, se cuenta solo con 53.542[kg] de odoríficos. Cabe destacar que en esta etapa se considera que el hidróxido de sodio se descompone totalmente en ion hidroxilo y sodio.

El resultado para el cálculo de este balance de masa, expuesto en las Tablas Tabla 18 y Tabla 19, se basa en las siguientes consideraciones:

### Supuestos y parámetros para F10:

- La masa total de odoríficos es de 53.542[kg].
- Debido a que el proceso corresponde a un fenómeno de destilación por vapor, se considera que los odoríficos, el ácido fosfórico, los ácidos grasos, el ion hidroxilo (proveniente de NaOH) y el agua

líquida, son destilables mediante la inyección de vapor (A5). Este supuesto se basa en que la volatilidad de los odoríficos es menor que la volatilidad del ácido fosfórico y los ácidos grasos. Por otra parte, la alta temperatura de operación, la condición de vacío y la inyección y succión de vapor, permiten la ebullición y eliminación del agua líquida presente en el aceite.

- Según el punto anterior, F10 se descompone en dos fases: destilable y no destilable.
- La fase destilable se compone de:
  - Ácido fosfórico.
  - Ion hidroxilo (proveniente de  $NaOH$ ).
  - Ácidos grasos.
  - Agua líquida.
  - Odoríficos.
- La fase no destilable se compone de:
  - Aceite refinado.
  - Fosfolípidos disueltos.
  - Goma (fosfolípidos hidratados).
  - Sodio (proveniente de  $NaOH$ ).
  - Jabón suspendido.
  - Jabón hidratado.
  - Tierra activa.
  - Colorantes.
- De esta manera, F10 se compone es :
  - 84.04[kg] de compuesto destilables.
  - 4643.54[kg] de compuestos no destilables.

### Supuestos y parámetros para A5:

- Se considera un proporción de  $0.03 \left[ \frac{kg_{vapor}}{h \cdot kg_{mezcla}} \right]$  para la inyección de vapor.
- Por lo tanto, A5 es un flujo de  $141.86 \left[ \frac{kg_{vapor}}{h} \right]$ .

### Supuestos y parámetros para F11:

- Según diseño, considera una conversión (o eficiencia de destilado) de componentes volátiles igual a 0.99. Esta eficiencia implica que la temperatura de operación es de  $210[^\circ C]$  a condición de vacío de  $5[mmHg]$  con un tiempo de operación de  $6[h]$  (simulación Gráfico 34).
- Considerando el tiempo de operación, la totalidad de vapor inyectado durante el proceso es de  $851.14[kg]$ .
- Se considera que el vapor y todos sus componentes destilados, que abandonan el desodorizador, son condensados en un equipo secundario.
- Considerando la eficiencia de destilación, F11 queda compuesto por:
  - $882.03[kg]$  de agua. (Vapor inyectado más agua destilada).
    - Para la remoción de agua líquida no se considera la eficiencia, se toma como supuestos que la totalidad del agua presente en el aceite se suma a la corriente de vapor inyectada.
  - $0.049[kg]$  de ion hidroxilo (Proveniente de la descomposición de  $NaOH$ ).
    - Para la remoción del ion hidroxilo no se considera la eficiencia, se toma como supuestos que la totalidad de este componente presente en el aceite se suma a la corriente de vapor inyectada.
  - $53[kg]$  de odoríficos.
  - $0.476[kg]$  de ácidos grasos.
  - $0.087[kg]$  de ácido fosfórico.

### Supuestos y parámetros para $F_{12}$ :

- Considerando la eficiencia de destilado,  $F_{12}$  queda compuesto por:
  - 4643.54[ $kg$ ] de compuestos no destilables.
  - 0.535[ $kg$ ] de odoríficos.
  - 0.005[ $kg$ ] de ácidos grasos.
  - 0.001[ $kg$ ] de ácido fosfórico.
  - 0.000[ $kg$ ] de ion hidroxilo.
  - 0.000[ $kg$ ] de agua.

### 3.9.3 Resumen y Discusiones de las Condiciones de Operación

En base al resumen de supuestos utilizados para el balance de masa (Ver Tabla 20), se obtiene el resumen de las condiciones de operación para el proceso completo (Ver Tabla 21).

Variaciones en la materia prima (aceite desgomado por agua), generarán variaciones en las condiciones iniciales de cada operación. Al momento de llevar a cabo el proceso a nivel industrial, se deben considerar los variados casos de estudios detallados en la sección de diseño de cada operación. Estas nuevas consideraciones, generarán nuevas condiciones de operación, y por lo tanto, variaciones en los balances de masa. En base a esto, el proceso debe ser complementado con análisis de laboratorio que permitan determinar las concentraciones iniciales de fósforo, ácidos grasos, jabón, colorantes y odoríficos. El resultado de estos análisis permitirán simular nuevos casos de estudio y de esta manera, se obtendrán nuevas condiciones finales y nuevos tiempos de operación.

En el presente trabajo no se realizan estudios con respecto a variaciones en la agitación o temperatura del proceso. A diferencia de los tiempos de operación, estas condiciones están bien definidas en literatura. Se tiene el conocimiento de que cambios en la temperatura o agitación, generarán cambios en las condiciones finales de cada proceso. En base a esto, es probable que las condiciones de operación planteadas, no se encuentran totalmente optimizadas. Los supuestos y las condiciones planteadas deben ser complementados según observaciones *in situ* del proceso industrial.

Tabla 20: Resumen supuesto balance de masa.

Operación	Supuesto 1	Supuesto 2
Tratamiento ácido	$[fosfolípidos]_0 = 8.6 \cdot 10^{-4} \left[ \frac{mol}{kg_{aceite}} \right]$	Exceso molar x7 de $H_3PO_4$
Tratamiento alcalino	$[Ac. Grasos]_0 = 3.6 \cdot 10^{-2} \left[ \frac{mol}{kg_{aceite}} \right]$	Exceso molar x1.3 de $NaOH$
Lavado	$[Jabón_{susp}]_0 = 6.9 \cdot 10^{-3} \left[ \frac{mol}{kg_{aceite}} \right]$	10%(m/m) de agua añadida
Decantado	Eficiencia = 94.8%	~6[m <sup>3</sup> ] de aceite
Blanqueamiento	$[Colorantes]_0 = 4.0 \cdot 10^{-4} \left[ \frac{kg}{kg_{aceite}} \right]$	3% $\left( \frac{m}{m} \right)$ de tierra.
Filtrado	Eficiencia = 95%	--
Desodorización	$[Odoríficos]_0 = 1.13 \cdot 10^{-2} \left[ \frac{kg}{kg_{aceite}} \right]$	$0.03 \left[ \frac{kg_{vapor}}{h \cdot kg_{aceite}} \right]$

Tabla 21: Resumen operación del proceso de refinamiento de aceite de canola en Planta Avensur.

	Equipo	T. Operación	P. Operación	Agitación	Reactivo a agregar	Conversión o Eficiencia	Tiempo de operación
Tratamiento ácido	Reactor 1	60[°C] [20]	Ambiental	200[rpm] [20] (Agitación máxima [7])	2.31[kg] sol H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> al 85%	94%	45[min]
Tratamiento alcalino	Reactor 1	40[°C] [7]	Ambiental	35[rpm] [9] (Agitación baja [7])	102.6[kg] sol NaOH al 2.5M	99%	33[min]
Lavado	Reactor 1	85[°C] [8][7]	Ambiental	~100[rpm] (Agitación media [7])	500[kg] H <sub>2</sub> O a 90[°C]	96%	30[min]
Decantado	Reactor 1	< 85[°C]	Ambiental	-	-	95%	13.5[h]
Blanqueamiento	Blanqueador	100[°C] [29][7]	35 a 50[mmHg] [7]	≥ 120[rpm] (Agitación rápida [7])	141.7[kg] Tierra activa	99%	20[min]
Filtrado	Filtro Niagara	< 150[°C] [32]	~300[kPa] [32]	-	-	95%	19[min] · 5 + 6[min] = 1.7[h]
Desodorización	Desodorizador	210[°C] [13]	5[mmHg] [13]	-	141.86 $\left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$ de vapor.	94%	6[h]

### 3.9.4 Conclusiones y Discusiones Balance de Masa

Según [8] y [7], y en base a las especies estudiadas, un aceite refinado de canola (tratado con ácido fosfórico e hidróxido de sodio, lavado, decantado, blanqueado, filtrado y desodorizado) debe poseer los estándares expresados en la Tabla 22.

Tabla 22: Estándar del aceite de canola comestible con respecto a las especies estudiadas.

<i>Especie</i>	<i>Máximo Valor</i>	<i>Valor Obtenido (Modelo y Balance de masa)</i>
<i>Fósforo</i>	5 [ppm] [8]	1.85[ppm]
<i>Ácidos grasos</i>	0.05% ( $\frac{m}{m}$ ) [7]	0.0001%
<i>Jabón</i>	50 [ppm] [8]	31.14[ppm]
<i>Humedad</i>	0.5% ( $\frac{m}{m}$ ) [7]	~0%

En base al diseño de proceso y el balance de masa, y considerando los fosfolípidos, la goma y las trazas de ácidos fosfórico presentes en el producto final del proceso propuesto, se obtiene una concentración final de fósforo igual a 1.85[ppm], cumpliéndose la norma indicada. De esta misma manera, se obtuvo una concentración final de 0.0001% de ácidos grasos, 31.14[ppm] de jabón y ~0% de humedad, cumpliéndose en todos los casos el estándar especificado.

Por otra parte, existen otros componentes no estudiados en esta memoria, que caracterizan al aceite comestibles, los cuales, deben cumplir los estándares especificados en la Tabla 23.

Tabla 23: Estándar del aceite de canola comestible con respecto a las especies no estudiadas

<i>Especie</i>	<i>Máximo Valor</i>
<i>Peróxidos</i>	0.5 $\left[\frac{mEq}{kg}\right]$ [7]
<i>p-Anisidina</i>	6[AVU] [7]
<i>Dienos conjugados</i>	0.5% $\left(\frac{m}{m}\right)$ [7]
<i>Fierro</i>	0.5[ppm][7]
<i>Calcio</i>	0.5[ppm][7]
<i>Magnesio</i>	0.5[ppm][7]
<i>Monoglicéridos</i>	Traza [7]
<i>Diglicéridos</i>	0.5% $\left(\frac{m}{m}\right)$ [7]
<i>Clorofila</i>	30[ppm] [8]

Según se indica en [7]:

- Mantener una buena condición de vacío y temperatura en el proceso de desodorizado permite mantener los niveles de peróxidos, p-anisidina y dienos conjugados, dentro del margen indicado.
- Mantener buenas condiciones en el proceso de blanqueo y tratamiento ácido, en específico, no restringiendo los tiempos de reacción, permiten mantener los niveles de fierro dentro del margen indicado.
- Proveerse de semillas de canola en buen estado y realizar un correcto tratamiento alcalino, permiten mantener los niveles de calcio y magnesio dentro del margen indicado.
- No utilizar hidróxido de sodio en elevados excesos, permite mantener los niveles de mono y diglicéridos dentro del margen indicado.

Por otra parte, según [8], mantener buenas condiciones en las operaciones de blanqueo y filtrado, junto con utilizar altas concentraciones de tierra activa, permiten mantener los niveles de clorofila dentro del margen indicado.

Debido a que las condiciones de operación determinadas o escogidas en el presente trabajo, se respaldan en modelos matemáticos, análisis de laboratorio y/o bibliografía, se espera que el proceso propuesto permita obtener un aceite que cumpla con todos los estándares anteriormente indicados. Sin embargo, al momento de llevar a cabo el proceso industrial, la empresa debe contar con datos no especulativos de cada especie en cuestión. Es decir, se deben llevar a cabo, interna o externamente, análisis de laboratorios que permitan conocer dichas concentraciones en etapas primarias, intermedias y finales del proceso.

Finalmente, bajo las condiciones operacionales indicadas, se concluye que:

- Al ingresar 5000[kg] de materia prima, se obtienen:
  - 4644[kg] de producto final (aceite comestible que cumple con los estándares impuestos) compuesto de:
    - 4636[kg] de aceite completamente refinado.
    - 0.001[kg] de ácido fosfórico.
    - 0.22[kg] de fosfolípidos no hidratados.
    - 0.01[kg] de goma.
      - Estos tres últimos componentes representan un total de 1.85[ppm] de fósforo.
    - 0.066[kg] de sodio.
    - 0.005[kg] de ácidos grasos.
      - Representa un total de 0.0001%.
    - 0.16[kg] de jabón.
      - Representa un total de 31.14[ppm].
    - 8[kg] de tierra activa.
    - 0.002[kg] de pigmentos.
    - 0.5[kg] de odoríficos.
  - 1816[kg] de subproducto líquido, compuesto de:
    - 253[kg] de aceite completamente refinado (pérdida).
    - 1.7[kg] de ácido fosfórico.
    - 0.012[kg] de fosfolípidos no hidratados.
    - 3.6[kg] de goma (fosfolípidos hidratados).
    - 1448[kg] de agua.
    - 1.21[kg] de sodio.
    - 0.58[kg] de hidroxilo.
    - 0.5[kg] de ácidos grasos.
    - 50.9[kg] de jabón.
    - 0.01[kg] de pigmentos.
    - 56[kg] de odoríficos.

- 138[*kg*] de subproducto sólido, compuesto de:
  - 0.18[*kg*] de goma.
  - 3[*kg*] de jabón.
  - 135[*kg*] de tierra activa.

## 4 Conclusiones Generales

Se logra diseñar un proceso de refinamiento de aceite de canola aplicable en la Planta Avensur, detallando las operaciones unitarias involucradas, junto con sus parámetros operacionales y condiciones iniciales y finales. En específico:

- Se determinan que las operaciones unitarias secuenciales involucradas en el proceso son:
  - Tratamiento ácido.
  - Tratamiento alcalino.
  - Lavado de jabones.
  - Separación de fases mediante decantado.
  - Blanqueamiento mediante tierra activa.
  - Filtrado de tierra activa agotada.
  - Desodorización.

Las cuales deben ser complementadas con las siguientes operaciones auxiliares:

- Transporte de aceite, mediante bombas centrífugas y cañerías.
  - Generación de vacío, mediante bombas de vacío o compresores.
  - Calentamiento de agua de lavado, mediante intercambiador de calor.
  - Precipitación de vapores, mediante condensador de vapor.
  - Calefacción de reactores, mediante caldera a biomasa generadora de vapor.
  - Preparación de reactivos en tanques auxiliares.
  - Almacenamiento de subproductos, productos intermedios y producto final.
- Se modela y simula matemáticamente cada operación unitaria involucrada en la línea principal de proceso. En específico:
    - El tratamiento ácido es modelado a través de ecuaciones cinéticas y análisis experimentales. En este caso, las mediciones de fosfolípidos se llevaron a cabo en el laboratorio externo de Analab. Mediante ajuste de parámetros, se logra identificar la constante y los órdenes de reacción a  $60^{\circ}\text{C}$  y agitación de  $200[\text{rpm}]$ . Se simulan diversos casos, según distintas condiciones iniciales.
    - El tratamiento alcalino es modelado a través de ecuaciones cinéticas y análisis experimentales. En este caso, las mediciones de acidez se llevaron a cabo en el laboratorio de Avensur. Mediante ajuste de

parámetros, se logra identificar la constante y los órdenes de reacción a  $40^{\circ}C$  y agitación de  $35[rpm]$ . Se simulan diversos casos, según distintas condiciones iniciales.

- El lavado es modelado a través de ecuaciones cinéticas y análisis experimentales. En este caso, las mediciones de jabones se llevaron a cabo en el laboratorio de Avensur. Mediante ajuste de parámetros, se logra identificar la constante y los órdenes de reacción a  $85^{\circ}C$  y agitación de  $100[rpm]$ . Se simulan diversos casos, según distintas condiciones iniciales.
- El decantado es modelado a través de balances de calor, análisis experimentales de enfriamiento y velocidad de decantado, llevados a cabo en el laboratorio de la planta. Mediante ajuste de parámetros, se logra identificar el coeficiente convectivo del aceite entre  $85$  y  $35^{\circ}C$ . Escalando los procesos experimentales, se logra identificar el tiempo de decantado en el proceso industrializado.
- El blanqueamiento es modelado a través de ecuaciones cinéticas y datos experimentales y/o teóricos encontrados en bibliografía. En base a esto, se determina que el proceso se debe llevar a cabo a una temperatura de  $100^{\circ}C$ , con vacío de entre  $35$  y  $50[mmHg]$ , a una agitación de  $120[rpm]$ . Se simulan diversos casos, según distintas condiciones iniciales.
- El filtrado se modela según ecuaciones de interacción sólido-fluido, datos empíricos encontrados en bibliografía y dimensiones del filtro Niagara presente en la planta. Debido a la capacidad de este equipo, es la única operación que se debe llevar a cabo en más de un lote.
- La desodorización es modelada a través de ecuaciones cinéticas y datos experimentales y/o teóricos encontrados en bibliografía. En base a esto, se determina que el proceso se lleva a cabo a una temperatura de  $210^{\circ}C$ , con vacío de  $5[mmHg]$  e inyección de vapor de  $0.03[kg_{vapor}kg_{aceite}^{-1}h^{-1}]$ .
- En base al balance de masa y según los supuestos y condiciones operacionales resumidos en las Tablas Tabla 20 y Tabla 21, por cada  $5000[kg]$  de materia prima (aceite crudo y desgomado), se obtienen  $4644[kg]$  de producto final (aceite refinado comestible). Esta producción se puede llevar a cabo cada 3 o 4 turnos de 8 horas, dependiendo de los tiempos muertos. Según el modelamiento de cada operación, el producto final cumple con los estándares de fósforo, ácidos grasos, jabones y agua necesarios para ser catalogado como aceite comestible. Debido a que tanto el color como el olor son propiedades organolépticas, no existen estándares

específicos para estas especies, sin embargo, se espera que las concentraciones obtenidas representen las propiedades deseadas por la empresa. Por otra parte y fundado en la buena operabilidad de cada proceso, se espera que las concentraciones de las especies no estudiadas en este trabajo, especificadas en la Tabla 23, cumplan los estándares.

Finalmente, para llevar a cabo el proceso propuesto, el presente trabajo debe ser complementado con los siguientes elementos:

- Estudio de consumo energético, basado en balances de energía y calor de las operaciones principales y auxiliares.
- Estudio de factibilidad económica, que permita la evaluación técnico-económica del proyecto.
- Incorporación de protocolos de control de proceso y análisis de laboratorio, que permitan certificar el producto obtenido.
- Incorporación de equipamiento de embotellado y etiquetado.

## Bibliografía

- [1] “Perfil de egreso - Departamento de Ingeniería Química, Biotecnología y Materiales - FCFM - Universidad de Chile.” [Online]. Available: <http://diqbm.uchile.cl/pregrado/ingenieria-civil-quimica/perfil-de-egreso>. [Accessed: 01-Jul-2020].
- [2] S. M. Ghazani and A. G. Marangoni, *Healthy Fats and Oils*, 2nd ed., vol. 2–4. Elsevier Ltd., 2015.
- [3] V. J. Barthet, *Canola: Overview*, 2nd ed., vol. 1–4. Elsevier Ltd., 2015.
- [4] “Current Canola Oil, Meal, and Seed Prices - Canola Council of Canada.” [Online]. Available: <https://www.canolacouncil.org/markets-stats/statistics/current-canola-oil,-meal,-and-seed-prices>. [Accessed: 01-Jul-2020].
- [5] “Vegetable Oils | Walmart Canada.” [Online]. Available: <https://www.walmart.ca/en/pantry-households-pets/oils-vinegars/vegetable-oils/N-3037>. [Accessed: 01-Jul-2020].
- [6] “Aceite Canola Botella Mazola | Lider.cl.” [Online]. Available: <https://www.lider.cl/supermercado/product/Mazola-Aceite-Canola-Botella/292093>. [Accessed: 02-Jul-2020].
- [7] M.K. Gupta, *Practical Guide to Vegetable Oil Processing, 1st ed.*, AOCS Press, Illinois. 2010.
- [8] F. Shahidi, *CANOLA AND RAPESEED Production, Chemistry, Nutrition and Processing Technology*. 1990.
- [9] A. K. Mukherjee, *Edible Fats and Oils: Theory and Practice*, Second Edi. American Oil Chemists’ Society., 2019.
- [10] “Introduction to Degumming.” [Online]. Available: <https://lipidlibrary.aocs.org/edible-oil-processing/introduction-to-degumming>. [Accessed: 02-Jul-2020].
- [11] K. Boki, H. Mori, and N. Kawasaki, “Bleaching rapeseed and soybean oils with synthetic adsorbents and attapulgites,” *J. Am. Oil Chem. Soc.*, vol. 71, no. 6, pp. 595–601, 1994.
- [12] A. E. Bailey, “Steam Deodorization of Edible Fats and Oils,” *Ind. Eng. Chem.*, vol. 33, no. 3, pp. 404–408, 1941.
- [13] D. S. Laoretani and O. A. Iribarren, “Enhancing the productivity of batch deodorizers for edible oils,” *J. Food Eng.*, vol. 192, pp. 72–78, 2017.
- [14] B. F. Szuhaj, “Lecithin production and utilization,” *J. Am. Oil Chem. Soc.*, vol. 60, no. 2, pp. 306–309, 1983.
- [15] Y. ALHAMED and A. AL-ZAHRANI, “Techno-economical Evaluation of Oil Recovery and Regeneration of Spent Bleaching Clay,” *J. King Abdulaziz Univ. Sci.*, vol. 11, no. 2, pp. 115–126, 1999.

- [16] “Chemical Degumming.” [Online]. Available: <https://lipidlibrary.aocs.org/edible-oil-processing/chemical-degumming>. [Accessed: 24-Jun-2020].
- [17] J. K. Daun, L. D. Davidson, J. A. Blake, and W. O. Yuen, “Comparison of methods for the analysis of phosphorus in canola oils,” *J. Am. Oil Chem. Soc.*, vol. 58, no. 10, pp. 914–916, 1981.
- [18] “Minerales - ANALAB CHILE S.A.” [Online]. Available: <https://www.analab.cl/servicios/minerales>. [Accessed: 24-Jun-2020].
- [19] A. S. and C. R. Oliveira S., “Study of degumming and neutralization units,” pp. 1–9, 2005.
- [20] L. L. Diosady, P. Sleggs, and T. Kaji, “Chemical degumming of canola oils,” *J. Am. Oil Chem. Soc.*, vol. 59, no. 7, pp. 313–316, 1982.
- [21] NMX-F-101-1987, “Nmx-F-101-1987. Alimentos. Aceites Y Grasas Vegetales O Animales. Determinación Del Índice De Acidez. Foods. Vegetables or Animals Oils and Fats. Acidity Index Determination. Normas Mexicanas. Dirección General De Normas,” *Society*, pp. 1–4, 1987.
- [22] “Animal and vegetable fats and oils - Determination of soap content ISO 10539:2002(E),” vol. 318, p. 16, 2002.
- [23] Cambridge Glass Blowing, “Glass Properties: Borosilicate Glass,” no. Din 12116, pp. 16–17, 2012.
- [24] “Xiv.-Transmisión De Calor Por Convección Correlaciones Para La Convección Natural,” pp. 213–214, 2015.
- [25] O. O. Fasina and Z. Colley, “Viscosity and specific heat of vegetable oils as a function of temperature: 35°C to 180°C,” *Int. J. Food Prop.*, vol. 11, no. 4, pp. 738–746, 2008.
- [26] N. I. Kobasko, E. C. De Souza, L. De Compos Franceschini Canale, and G. E. Totten, “Vegetable oil quenchant: Calculation and comparison of the cooling properties of a series of vegetable oils,” *Stroj. Vestnik/Journal Mech. Eng.*, vol. 56, no. 2, pp. 131–142, 2010.
- [27] “Q235 Steel Q235A Q235B Q235C Q235D Equivalent, Properties, Specification, Composition - The World Material.” [Online]. Available: <https://www.theworldmaterial.com/q235-steel/>. [Accessed: 25-Jun-2020].
- [28] J. Blin *et al.*, “Characteristics of vegetable oils for use as fuel in stationary diesel engines - Towards specifications for a standard in West Africa,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 22, pp. 580–597, 2013.
- [29] C. G. De Oliveira and L. M. Porto, “A kinetic model for bleaching vegetable oils,” *JAOCs, J. Am. Oil Chem. Soc.*, vol. 82, no. 7, pp. 537–542, 2005.
- [30] S. Franke, K. Fröhlich, S. Werner, V. Böhm, and F. Schöne, “Analysis of carotenoids and vitamin E in selected oilseeds, press cakes and oils,” *Eur. J. Lipid Sci. Technol.*, vol. 112, no. 10, pp. 1122–1129, 2010.

- [31] E. Iritani, N. Katagiri, and S. Kanetake, "Determination of cake filtration characteristics of dilute suspension of bentonite from various filtration tests," *Sep. Purif. Technol.*, vol. 92, pp. 143–151, 2012.
- [32] "Nyb-12 China Supplier Vertical Leaf Sunflower Oil Filter For Bleaching Oil Filter - Buy Sunflower Oil Filter,Leaf Filter,Pressure Filter Product on Alibaba.com." [Online]. Available: [https://www.alibaba.com/product-detail/NYB-12-China-Supplier-Vertical-Leaf\\_60842154236.html?spm=a2700.galleryofferlist.0.0.13076feduSG5lc](https://www.alibaba.com/product-detail/NYB-12-China-Supplier-Vertical-Leaf_60842154236.html?spm=a2700.galleryofferlist.0.0.13076feduSG5lc). [Accessed: 25-Jun-2020].
- [33] C. A. J. Appelo, "A review of porosity and diffusion in bentonite - Posiva Workreport 2013-29," no. October, p. 33, 2013.
- [34] L. Kiviranta, S. Kumpulainen, X. Pintado, P. Karttunen, and T. Schatz, "Characterization of Bentonite and Clay Materials 2012-2015," vol. 31, no. March, 2018.
- [35] Q. Zhou, H. Tang, X. Jia, C. Zheng, F. Huang, and M. Zhang, "Distribution of glucosinolate and pungent odors in rapeseed oils from raw and microwaved seeds," *Int. J. Food Prop.*, vol. 21, no. 1, pp. 2296–2308, 2018.

# Anexo A. Informes de resultados Analab



## Analab - Informe Resultados N°646382/2

Este Informe consta de 1 muestra(s)  
RUT del Cliente : 77328710-4  
Este Informe fue emitido el 14 de abr. de 2020 a las 5:01:55 pm

1 de 1  
Lab.: MINERALES

Original: Cliente

### Identificación del Cliente

Nombre : INMOBILIARIA BRETAÑA LTDA  
Atención : FRANCO CORSINI  
Dirección : PEDRO AGUIRRE CERDA 691  
Ciudad : Comuna :  
Teléfono : 997793583 Fax :

### Datos de la Solicitud

Condición de Pago : CONTRA FACTURA  
Plazo de Entrega : 28-02-2020

### Muestra : 1018728

Clave : MUESTRA #0 ELABORADO EL 18/02/2020 VENCIMIENTO: 18/02/2021 LOTE #0  
ACEITE DE CANOLA, MUESTRA CORRESPONDIENTE AL MINUTO 0 DE LA  
REACCION DE DESGOMADO ACIDO

Tipo : ACEITE  
Subtipo : CANOLA  
Muestreado por : EL CLIENTE

Fecha de Muestreo : NO INDICA

**ANALISIS SOLICITADOS:**  
FOSFORO

**RESULTADOS**  
25,65 mg/kg

ESTE INFORME REEMPLAZA AL ORIGINAL DE N° 646382/1 EMITIDO CON FECHA 25-03-2020, se realiza cambio de clave.

### Observaciones :

FECHA DE RECEPCION DE MUESTRA: 20-02-2020 HORA: 10:10  
FECHA DE INICIO DE ANALISIS: 27-02-2020 HORA: 16:00  
FECHA DE TERMINO DE ANALISIS: 28-02-2020 HORA: 17:00

### REFERENCIA:

MIN-081/FOSF: AOAC 986.24 20th edition 2016.

La muestra fue entregada al laboratorio por el cliente. Los resultados emitidos en el presente informe son válidos sólo para la muestra analizada, tal como se recibió.

Todos los ensayos, a menos que se indique lo contrario, fueron realizados en la dirección indicada en el pie de página.  
Este informe puede ser reproducido solo de forma integral. Su reproducción parcial debe ser autorizada por Analab Chile S.A.

SEBASTIAN I. JARA PEREZ  
LICENCIADO EN QUÍMICA  
SUBGERENTE DE LABORATORIOS

JORGE ESPINOZA MUNITA  
LICENCIADO EN QUÍMICA  
GERENTE GENERAL

COMERCIAL ANALAB CHILE S.A. es Laboratorio Oficial del Servicio Agrícola y Ganadero en: Vinos y Alcoholes, Productos Pecuarios, Plaguicidas y Fertilizantes desde 1988 y se encuentra registrado como Laboratorio Oficial de Conformidad de la Calidad de Productos de Exportación autorizado por el INN, Registrado con el N°32 según resolución 967 del Ministerio de Economía, Fomento y Reconstrucción de Chile.

Exequiel Fernández 3592 - Macul - Fono (56-2) 2713 1500 - www.analab.cl - analab@analab.cl - Casilla 519 - Correo 11 - Santiago



## Analab - Informe Resultados N°646381/1

Este Informe consta de 1 muestra(s)  
RUT del Cliente : 77328710-4  
Este Informe fue emitido el 14 de abr. de 2020 a las 5:01:53 pm

1 de 1  
Lab.: MINERALES

Original: Cliente

### Identificación del Cliente

Nombre : INMOBILIARIA BRETANA LTDA  
Atención : FRANCO CORSINI  
Dirección : PEDRO AGUIRRE CERDA 691  
Ciudad : Comuna :  
Teléfono : 997793583 Fax :

### Datos de la Solicitud

Condición de Pago : CONTRA FACTURA  
Plazo de Entrega : 28-02-2020

### Muestra : 1018727

Clave : MUESTRA #1 ELABORADO EL 18/02/2020 VENCIMIENTO: 18/02/2021 LOTE #1  
ACEITE DE CANOLA, MUESTRA CORRESPONDIENTE AL MINUTO 5 DE LA  
REACCION DE DESGOMADO ACIDO

Tipo : ACEITE  
Subtipo : CANOLA  
Muestreado por : EL CLIENTE

Fecha de Muestreo : NO INDICA

**ANALISIS SOLICITADOS:**  
FOSFORO

**RESULTADOS**  
23,8 mg/kg

ESTE INFORME REEMPLAZA AL ORIGINAL DE N° 646381 EMITIDO CON FECHA 28-02-2020, se realiza cambio de clave.

### Observaciones :

FECHA DE RECEPCION DE MUESTRA: 20-02-2020 HORA: 10:10  
FECHA DE INICIO DE ANALISIS: 27-02-2020 HORA: 16:00  
FECHA DE TERMINO DE ANALISIS: 28-02-2020 HORA: 17:00

### REFERENCIA:

MIN-081/FOSF: AOAC 986,24 20th edition 2016.

La muestra fue entregada al laboratorio por el cliente. Los resultados emitidos en el presente informe son válidos sólo para la muestra analizada, tal como se recibió.

Todos los ensayos, a menos que se indique lo contrario, fueron realizados en la dirección indicada en el pie de página.  
Este informe puede ser reproducido solo de forma integral. Su reproducción parcial debe ser autorizada por Analab Chile S.A.

SEBASTIAN I. JARA PEREZ  
LICENCIADO EN QUÍMICA  
SUBGERENTE DE LABORATORIOS

JORGE ESPINOZA MUNITA  
LICENCIADO EN QUÍMICA  
GERENTE GENERAL

COMERCIAL ANALAB CHILE S.A. es Laboratorio Oficial del Servicio Agrícola y Ganadero en: Vinos y Alcoholes, Productos Pecuarios, Plaguicidas y Fertilizantes desde 1988 y se encuentra registrado como Laboratorio Oficial de Conformidad de la Calidad de Productos de Exportación autorizado por el INN, Registrado con el N°32 según resolución 967 del Ministerio de Economía, Fomento y Reconstrucción de Chile.

Exequiel Fernández 3592 - Macul - Fono (56-2) 2713 1500 - www.analab.cl - analab@analab.cl - Casilla 519 - Correo 11 - Santiago



## Analab - Informe Resultados N°646380/1

Este Informe consta de 1 muestra(s)  
RUT del Cliente : 77328710-4  
Este Informe fue emitido el 14 de abr. de 2020 a las 5:01:51 pm

1 de 1  
Lab.: MINERALES

Original: Cliente

### Identificación del Cliente

Nombre : INMOBILIARIA BRETANA LTDA  
Atención : FRANCO CORSINI  
Dirección : PEDRO AGUIRRE CERDA 691  
Ciudad : Comuna :  
Teléfono : 997793583 Fax :

### Datos de la Solicitud

Condición de Pago : CONTRA FACTURA  
Plazo de Entrega : 28-02-2020

### Muestra : 1018726

Clave : MUESTRA #2 ELABORADO EL 18/02/2020 VENCIMIENTO: 18/02/2021 LOTE #2  
ACEITE DE CANOLA, MUESTRA CORRESPONDIENTE AL MINUTO 10 DE LA  
REACCION DE DESGOMADO ACIDO

Tipo : ACEITE  
Subtipo : CANOLA  
Muestreado por : EL CLIENTE

Fecha de Muestreo : NO INDICA

**ANALISIS SOLICITADOS:**  
FOSFORO

**RESULTADOS**  
23,65 mg/kg

ESTE INFORME REEMPLAZA AL ORIGINAL DE N° 646380 EMITIDO CON FECHA 28-02-2020, se realiza cambio de clave.

### Observaciones :

FECHA DE RECEPCION DE MUESTRA: 20-02-2020 HORA: 10:10  
FECHA DE INICIO DE ANALISIS: 27-02-2020 HORA: 16:00  
FECHA DE TERMINO DE ANALISIS: 28-02-2020 HORA: 17:00

### REFERENCIA:

MIN-081/FOSF: AOAC 986,24 20th edition 2016.

La muestra fue entregada al laboratorio por el cliente. Los resultados emitidos en el presente informe son válidos sólo para la muestra analizada, tal como se recibió.

Todos los ensayos, a menos que se indique lo contrario, fueron realizados en la dirección indicada en el pie de página.  
Este informe puede ser reproducido solo de forma integral. Su reproducción parcial debe ser autorizada por Analab Chile S.A.

SEBASTIAN I. JARA PEREZ  
LICENCIADO EN QUÍMICA  
SUBGERENTE DE LABORATORIOS

JORGE ESPINOZA MUNITA  
LICENCIADO EN QUÍMICA  
GERENTE GENERAL

COMERCIAL ANALAB CHILE S.A. es Laboratorio Oficial del Servicio Agrícola y Ganadero en: Vinos y Alcoholes, Productos Pecuarios, Plaguicidas y Fertilizantes desde 1988 y se encuentra registrado como Laboratorio Oficial de Conformidad de la Calidad de Productos de Exportación autorizado por el INN, Registrado con el N°32 según resolución 967 del Ministerio de Economía, Fomento y Reconstrucción de Chile.

Exequiel Fernández 3592 - Macul - Fono (56-2) 2713 1500 - www.analab.cl - analab@analab.cl - Casilla 519 - Correo 11 - Santiago



## Analab - Informe Resultados N°646379/1

Este Informe consta de 1 muestra(s)  
RUT del Cliente : 77328710-4  
Este Informe fue emitido el 14 de abr. de 2020 a las 5:01:50 pm

1 de 1  
Lab.: MINERALES

Original: Cliente

### Identificación del Cliente

Nombre : INMOBILIARIA BRETANA LTDA  
Atención : FRANCO CORSINI  
Dirección : PEDRO AGUIRRE CERDA 691  
Ciudad : Comuna :  
Teléfono : 997793583 Fax :

### Datos de la Solicitud

Condición de Pago : CONTRA FACTURA  
Plazo de Entrega : 28-02-2020

### Muestra : 1018725

Clave : MUESTRA #3 ELABORADO EL 18/02/2020 VENCIMIENTO: 18/02/2021 LOTE #3  
ACEITE DE CANOLA, MUESTRA CORRESPONDIENTE AL MINUTO 15 DE LA  
REACCION DE DESGOMADO ACIDO

Tipo : ACEITE  
Subtipo : CANOLA  
Muestreado por : EL CLIENTE

Fecha de Muestreo : NO INDICA

**ANALISIS SOLICITADOS:**  
FOSFORO

**RESULTADOS**  
20,9 mg/kg

ESTE INFORME REEMPLAZA AL ORIGINAL DE N° 646379 EMITIDO CON FECHA 28-02-2020, se realiza cambio de clave.

### Observaciones :

FECHA DE RECEPCION DE MUESTRA: 20-02-2020 HORA: 10:10  
FECHA DE INICIO DE ANALISIS: 27-02-2020 HORA: 16:00  
FECHA DE TERMINO DE ANALISIS: 28-02-2020 HORA: 17:00

### REFERENCIA:

MIN-081/FOSF: AOAC 986,24 20th edition 2016.

La muestra fue entregada al laboratorio por el cliente. Los resultados emitidos en el presente informe son válidos sólo para la muestra analizada, tal como se recibió.

Todos los ensayos, a menos que se indique lo contrario, fueron realizados en la dirección indicada en el pie de página.  
Este informe puede ser reproducido solo de forma integral. Su reproducción parcial debe ser autorizada por Analab Chile S.A.

SEBASTIAN I. JARA PEREZ  
LICENCIADO EN QUÍMICA  
SUBGERENTE DE LABORATORIOS

JORGE ESPINOZA MUNITA  
LICENCIADO EN QUÍMICA  
GERENTE GENERAL

COMERCIAL ANALAB CHILE S.A. es Laboratorio Oficial del Servicio Agrícola y Ganadero en: Vinos y Alcoholes, Productos Pecuarios, Plaguicidas y Fertilizantes desde 1988 y se encuentra registrado como Laboratorio Oficial de Conformidad de la Calidad de Productos de Exportación autorizado por el INN, Registrado con el N°32 según resolución 967 del Ministerio de Economía, Fomento y Reconstrucción de Chile.

Exequiel Fernández 3592 - Macul - Fono (56-2) 2713 1500 - www.analab.cl - analab@analab.cl - Casilla 519 - Correo 11 - Santiago



## Analab - Informe Resultados N°646378/1

Este Informe consta de 1 muestra(s)  
RUT del Cliente : 77328710-4  
Este Informe fue emitido el 14 de abr. de 2020 a las 5:01:50 pm

1 de 1  
Lab.: MINERALES

Original: Cliente

### Identificación del Cliente

Nombre : INMOBILIARIA BRETANA LTDA  
Atención : FRANCO CORSINI  
Dirección : PEDRO AGUIRRE CERDA 691  
Ciudad : Comuna :  
Teléfono : 997793583 Fax :

### Datos de la Solicitud

Condición de Pago : CONTRA FACTURA  
Plazo de Entrega : 28-02-2020

### Muestra : 1018724

Clave : MUESTRA #4 ELABORADO EL 18/02/2020 VENCIMIENTO: 18/02/2021 LOTE #4  
ACEITE DE CANOLA, MUESTRA CORRESPONDIENTE AL MINUTO 25 DE LA  
REACCION DE DESGOMADO ACIDO

Tipo : ACEITE  
Subtipo : CANOLA  
Muestreado por : EL CLIENTE

Fecha de Muestreo : NO INDICA

### ANALISIS SOLICITADOS: FOSFORO

**RESULTADOS**  
13,15 mg/kg

ESTE INFORME REEMPLAZA AL ORIGINAL DE N° 646378 EMITIDO CON FECHA 28-02-2020, se realiza cambio de clave.

### Observaciones :

FECHA DE RECEPCION DE MUESTRA: 20-02-2020 HORA: 10:10  
FECHA DE INICIO DE ANALISIS: 27-02-2020 HORA: 16:00  
FECHA DE TERMINO DE ANALISIS: 28-02-2020 HORA: 17:00

### REFERENCIA:

MIN-081/FOSF: AOAC 986,24 20th edition 2016.

La muestra fue entregada al laboratorio por el cliente. Los resultados emitidos en el presente informe son válidos sólo para la muestra analizada, tal como se recibió.

Todos los ensayos, a menos que se indique lo contrario, fueron realizados en la dirección indicada en el pie de página.  
Este informe puede ser reproducido solo de forma integral. Su reproducción parcial debe ser autorizada por Analab Chile S.A.

SEBASTIAN I. JARA PEREZ  
LICENCIADO EN QUÍMICA  
SUBGERENTE DE LABORATORIOS

JORGE ESPINOZA MUNITA  
LICENCIADO EN QUÍMICA  
GERENTE GENERAL

COMERCIAL ANALAB CHILE S.A. es Laboratorio Oficial del Servicio Agrícola y Ganadero en: Vinos y Alcoholes, Productos Pecuarios, Plaguicidas y Fertilizantes desde 1988 y se encuentra registrado como Laboratorio Oficial de Conformidad de la Calidad de Productos de Exportación autorizado por el INN, Registrado con el N°32 según resolución 967 del Ministerio de Economía, Fomento y Reconstrucción de Chile.

Exequiel Fernández 3592 - Macul - Fono (56-2) 2713 1500 - www.analab.cl - analab@analab.cl - Casilla 519 - Correo 11 - Santiago



## Analab - Informe Resultados N°646377/2

Este Informe consta de 1 muestra(s)  
RUT del Cliente : 77328710-4  
Este Informe fue emitido el 14 de abr. de 2020 a las 5:01:32 pm

1 de 1  
Lab.: MINERALES

Original: Cliente

### Identificación del Cliente

Nombre : INMOBILIARIA BRETAÑA LTDA  
Atención : FRANCO CORSINI  
Dirección : PEDRO AGUIRRE CERDA 691  
Ciudad : Comuna :  
Teléfono : 997793583 Fax :

### Datos de la Solicitud

Condición de Pago : CONTRA FACTURA  
Plazo de Entrega : 28-02-2020

### Muestra : 1018723

Clave : MUESTRA #5 ELABORADO EL 18/02/2020 VENCIMIENTO: 18/02/2021 LOTE #5  
ACEITE DE CANOLA, MUESTRA CORRESPONDIENTE AL MINUTO 35 DE LA  
REACCION DE DESGOMADO ACIDO  
Tipo : ACEITE  
Subtipo : CANOLA  
Muestreado por : EL CLIENTE Fecha de Muestreo : NO INDICA  
**ANALISIS SOLICITADOS:** **RESULTADOS**  
FOSFORO 5,35 mg/kg

ESTE INFORME REEMPLAZA AL ORIGINAL DE N° 646377/1 EMITIDO CON FECHA 25-03-2020, se realiza cambio de clave.

### Observaciones :

FECHA DE RECEPCION DE MUESTRA: 20-02-2020 HORA: 10:10  
FECHA DE INICIO DE ANALISIS: 27-02-2020 HORA: 16:00  
FECHA DE TERMINO DE ANALISIS: 28-02-2020 HORA: 17:00

### REFERENCIA:

MIN-081/FOSF: AOAC 986.24 20th edition 2016.

La muestra fue entregada al laboratorio por el cliente. Los resultados emitidos en el presente informe son válidos sólo para la muestra analizada, tal como se recibió.

Todos los ensayos, a menos que se indique lo contrario, fueron realizados en la dirección indicada en el pie de página.

Este informe puede ser reproducido solo de forma integral. Su reproducción parcial debe ser autorizada por Analab Chile S.A.

SEBASTIAN I. JARA PEREZ  
LICENCIADO EN QUÍMICA  
SUBGERENTE DE LABORATORIOS

JORGE ESPINOZA MUNITA  
LICENCIADO EN QUÍMICA  
GERENTE GENERAL

COMERCIAL ANALAB CHILE S.A. es Laboratorio Oficial del Servicio Agrícola y Ganadero en: Vinos y Alcoholes, Productos Pecuarios, Plaguicidas y Fertilizantes desde 1988 y se encuentra registrado como Laboratorio Oficial de Conformidad de la Calidad de Productos de Exportación autorizado por el INN, Registrado con el N°32 según resolución 967 del Ministerio de Economía, Fomento y Reconstrucción de Chile.

Esquelel Fernández 3592 - Macul - Fono (56-2) 27 13 1500 - www.analab.cl - analab@analab.cl - Casilla 519 - Correo 11 - Santiago

## Anexo B. Código Matlab de modelamiento y ajuste de parámetros para tratamiento ácido

### Código principal: main5

Este código corresponde al programa principal. En él, se definen los datos empíricos de concentración, las condiciones iniciales y la adivinanza inicial de parámetros. La función principal de “main5” es llamar a la función predeterminada “fminsearch”, que tiene como objetivo optimizar la función “error5” con tal de encontrar los parámetros cinéticos que disminuyan el error entre los datos empíricos y la concentración modelada. Finalmente, al encontrar los parámetros óptimos, se resuelve la EDO que representa la ley cinética, obteniendo el gráfico resultado.

```
clear all
clc
close all
%% Modelamiento y ajuste de parámetros en reacción de tratamiento ácido de aceite de canola.
global k_param Cf_0 Cf_0AF Cf_exp t_exp ndat npar;

%% Tratamiento de datos

Dat = load('DATOSFOSFORO.txt');           % Cargar datos. Columna 1: Tiempo [s], Columna 2:
Concentración de fósforo[mol/l].
%Datos experimentales
t_exp = Dat(:,1);                         % Tiempo [s].
Cf_exp = Dat(:,2);                       % Concentración de experimental de fósforo total disuelto en aceite
[mol/l].
%Condición inicial
Cf_0= Cf_exp(1);                         % Concentración de fósforo inicial en aceite, proveniente de
fosfolípidos [mol/l].
Cf_0AF=0.004;                            % Concentración de fósforo agregado debido a la adición de ácido
fosfórico [mol/l].

%% Obtención de parámetros no conocidos de la reacción, es decir, constantes cinéticas y ordenes de
reacción.

k=zeros(6);                             % Seis parámetros.
k_0 = [0.0001,0.0001,3,2,3,2];          % Adivinanza inicial. k(1)=k1, k(2)=k2, k(3)=n1a, k(4)=n1b, k(5)=n2a,
k(6)=n2b.
ndat = length(Dat(:,1));                % Número de datos.
npar = 6;                               % Número de parámetros.
k_opt = fminsearch('error5',k_0);       % Obtención de parámetros mediante optimización. Se busca
minimizar la diferencia entre la %concentración experimental y la concentración modelada, al ir variando
%los valores de los parámetros.

%% Gráfico
%Resolver EDOs
tol_rel=10^-4;
```

```

tol_abs=10^-4;
options = odeset('RelTol',tol_rel,'AbsTol',tol_abs);

% Parámetros encontrados según optimización, al minimizar el error entre el
% modelo y los datos empíricos.

k1=k_opt(1)           % Constante cinética de reacción directa.
k2=k_opt(2)           % Constante cinética de reacción inversa.
n1a=k_opt(3)          % Orden de reacción directa según fósforo proveniente de
fosfolípidos disueltos.
n1b=k_opt(4)          % Orden de reacción directa según fósforo proveniente de ácido
fosfórico.
n2a=k_opt(5)          % Orden de reacción inversa según fósforo precipitado proveniente
de fosfolípido.
n2b=k_opt(6)          % Orden de reacción inversa según fósforo precipitado proveniente
de ácido fosfórico.

t=[0:1:2390];         % Vector de tiempo para simulación.

% Se resuelve la EDO con los parámetros óptimos.
[t_mod,C_mod] = ode45('cinetica5',t,Cf_0,options);

%Graficar
plot(t_exp,Cf_exp,'or',t,C_mod,'b')
title('Modelo de reacción de tratamiento ácido');
legend('Datos exp','Modelo')
xlabel('Tiempo [s]');ylabel('Concentración de fósforo [mol/l]');

```

## Función objetivo: error5

Esta función tiene como objetivo plantear el error entre la concentración modelada y los datos empíricos. Al ser llamada a través de “fminsearch” se comienza la búsqueda de los parámetros cinéticos óptimos, para esto, “error5” llama a “cinética5” a través de la función predeterminada “ode45”. “ode45” resuelve la EDO planteada en la función “cinética5”, donde se define la ley cinética de la reacción representativa del proceso de tratamiento ácido.

```

% Función a optimizar. Reducir el error entre la concentración modelada y
% lo datos empíricos.
function err = error5(k)
global k_param Cf_exp Cf_0 t_exp;
k_param=k;

% Definición de condiciones para resolver EDO de ley cinética.
tol_rel=1e-4;
tol_abs=1e-4;
options = odeset('RelTol',tol_rel,'AbsTol',tol_abs);

% Se resuelve EDO.
[t_mod,C_mod] = ode45('cinetica5',t_exp,Cf_0,options);

```

% Se define la función objetivo. El error entre la concentración modelada y  
 % la concentración experimental.

```
err = sum((C_mod-Cf_exp).^2);
end
```

## **Función EDO: cinetica5**

En esta función se define la ecuación diferencial ordinaria que describe la ley cinética del proceso.

% Función que define la EDO correspondiente a la ley cinética de la  
 % reacción.

```
function dC = cinetica5(t,C)
global k_param Cf_0 Cf_0AF;
```

```
k1=k_param(1);           % Constante cinética de reacción directa.
k2=k_param(2);           % Constante cinética de reacción inversa.
n1a=k_param(3);          % Orden de reacción directa según fósforo proveniente de fosfolípidos
disueltos.
n1b=k_param(4);          % Orden de reacción directa según fósforo proveniente de ácido fosfórico.
n2a=k_param(5);          % Orden de reacción inversa según fósforo precipitado proveniente de
fosfolípido.
n2b=k_param(6);          % Orden de reacción inversa según fósforo precipitado proveniente de
ácido fosfórico.
```

```
A=C;                     % Concentración de fósforo disuelto en aceite proveniente de
fosfolípidos.
X=(Cf_0-A)/Cf_0;         % Conversión.
f=Cf_0AF-(2/3)*X*Cf_0;   % Concentración de fósforo disuelto en aceite proveniente
de ácido fosfórico.
Ap=Cf_0*X;               % Concentración de fósforo precipitado proveniente de
fosfolípidos.
fp=(2/3)*Cf_0*X;        % Concentración de fósforo precipitado proveniente de ácido
fosfórico.
```

```
dC=-3*(k1*(A^n1a)*(f^n1b)-k2*(Ap^n2a)*(fp^n2b)); % Ley cinética.
end
```

## Anexo C. Código Matlab de modelamiento y ajuste de parámetros para tratamiento alcalino.

### Código principal: main6

```
clear all
clc
close all
%% Modelamiento y ajuste de parámetros en reacción de tratamiento alcalino de aceite de canola.
global k_param CAG_0 ex CHS_0 CAG_exp t_exp ndat npar;

%% Tratamiento de datos
Dat = load('DATOSACIDEZ.txt');           % Cargar datos. Columna 1: Tiempo [s], Columna 2:
Concentración de ácidos grasos.
%Datos experimentales
t_exp = Dat(:,1);                       % Tiempo [s].
CAG_exp = Dat(:,2);                     % Concentración de experimental de ácidoz grasos (acidez)
[mol/l].
%Condición inicial
CAG_0= CAG_exp(1);                      % Concentración de ácidos grasos inicial en aceite [mol/l]
ex=1.2;                                  % Exceso de reactante utilizado.
CHS_0=ex*CAG_0;                          % Concentración de hidróxido de sodio agregado.

%% Obtención de parámetros no conocidos de la reacción, es decir, constante cinética y ordenes de
reacción.

k=zeros(3);                             % Tres parámetros.
k_0 = [1,1,1];                           % Adivinanza inicial. k(1)=k, k(2)=m, k(3)=m.
ndat = length(Dat(:,1));                 % Número de datos.
npar = 3;                                 % Número de parámetros.
k_opt = fminsearch('error6',k_0);         % Obtención de parámetros mediante optimización. Se busca
minimizar la diferencia entre la %concentración experimental y la concentración modelada, al ir variando
%los valores de los parámetros.

%% Grafico
%Resolver EDOs
tol_rel=10^-4;
tol_abs=10^-4;
options = odeset('RelTol',tol_rel,'AbsTol',tol_abs);

% Parámetros encontrados según optimización, al minimizar el error entre el
% modelo y los datos empíricos.

k1=k_opt(1)                              % Constante cinética.
m=k_opt(2)                                % Orden de la reacción con respecto a la concentración de ácidos
grasos.
n=k_opt(3)                                % Orden de reacción con respecto a la concentración de hidróxido de
sodio

t=[0:1:2300];                             % Vector de tiempo para simulación.
```

```

% Se resuelve la EDO con lo parámetros óptimos.
[t_mod,C_mod] = ode45('cinetica6',t,CAG_0,options);

%Graficar
plot(t_exp,CAG_exp,'or',t,C_mod,'b')
title('Modelo de reacción de tratamiento alcalino');
legend('Datos exp','Modelo')
xlabel('Tiempo [s]');ylabel('Concentración de ácidos grasos [mol/l]');

```

## Función objetivo: error6

```

% Función a optimizar. Reducir el error entre la concentración modelada y
% lo datos empíricos.
function err = error6(k)
global k_param CAG_0 CHS_0 CAG_exp t_exp;
k_param=k;

% Definición de condiciones para resolver EDO de ley cinética.
tol_rel=1e-4;
tol_abs=1e-4;
options = odeset('RelTol',tol_rel,'AbsTol',tol_abs);

% Se resuelve EDO.
[t_mod,C_mod] = ode45('cinetica6',t_exp,CAG_0,options);

% Se define la función objetivo. El error entre la concentración modelada y
% la concentración experimental.

err = sum((C_mod-CAG_exp).^2);
end

```

## Función EDO: cinetica6

```

% Función que define la EDO correspondiente a la ley cinética de la
% reacción.
function dC = cinetica6(t,C)
global k_param CAG_0 ex CHS_0 CAG_exp t_exp;

k=k_param(1);           % Constante cinética de reacción.
m=k_param(2);           % Orden de la reacción con respecto a la concentración de ácidos grasos.
n=k_param(3);           % Orden de reacción con respecto a la concentración de hidróxido de sodio.

CAG=C;                  % Concentración experimental de ácidos grasos.
X=(CAG_0-CAG)/CAG_0;   % Conversión de ácidos grasos.
CHS=CAG_0*(ex-X);      % Concentración de hidróxido de sodio.
dC=-k*((CAG)^m)*(CHS^n); % Ley cinética.
End

```

## Anexo D. Código Matlab de modelamiento y ajuste de parámetros para operación de lavado

### Código principal: main7

```
clear all
clc
close all
%% Modelamiento y ajuste de parámetros en lavado de jabones en aceite de canola.
global k_param t_exp CJ_0 CJ_exp CA_0 ndat npar;
%% Tratamiento de datos
Dat = load('DATOSLAVADO.txt');           % Cargar datos. Columna 1: Tiempo [s], Columna 2:
Concentración de jabón [mol/l].
%Datos experimentales
t_exp = Dat(:,1);                       % Tiempo [s].
CJ_exp = Dat(:,2);                       % Concentración experimental de jabón.
%Condición inicial
CJ_0= CJ_exp(1);                         % Concentración de jabón inicial en aceite [mol/l].
Mac=1500;                                % Masa de aceite inicial, 1500[g].
Raa=0.05;                                % Porcentaje de agua de lavado añadida, 5%.
Pma=18;                                  % Peso atómico del agua, 18[g/mol].
Maa=Raa*Mac;                             % Masa de agua añadida.
maa=Maa/Pma;                             % Moles de agua añadida.
Vtot=(Mac/1000)+((Maa/1000)/0.915);      % Volumen total del proceso [l]. Vtot = Volumen de
aceite+Volumen de agua.
CA_0=maa/Vtot;                           % Concentración inicial de agua añadida, [mol/l].
%% Obtención de parámetros no conocidos de la disolución, es decir, constante cinética y órdenes de
reacción.

k=zeros(3);                              % Tres parámetros.
k_0 = [0.5,0.5,2];                       % Adivinanza inicial. k(1)=k, k(2)=n.
ndat = length(Dat(:,1));                 % Número de datos.
npar = 3;                                 % Número de parámetros.
k_opt = fminsearch('error7',k_0);        % Obtención de parámetros mediante optimización. Se busca
minimizar la diferencia entre la
% concentración experimental y la concentración modelada, al ir variando
los valores de los parámetros.
%% Grafico
%Resolver EDOs
tol_rel=10^-4;
tol_abs=10^-4;
options = odeset('RelTol',tol_rel,'AbsTol',tol_abs);

% Parámetros encontrados según optimización, al minimizar el error entre el
% modelo y los datos empíricos.

k1=k_opt(1)                              % Constante cinética de disolución.
m=k_opt(2)                                % Orden de la reacción con respecto a la concentración de jabones.
n=k_opt(3)
t=[0:1:4000];                             % Vector de tiempo para simulación.

% Se resuelve la EDO con los parámetros óptimos.
[t_mod,C_mod] = ode45('cinetica7',t,CJ_0,options);
```

```

%Graficar
plot(t_exp,CJ_exp,'or',t,C_mod,'b')
title('Modelo de disolución parcial de jabón');
legend('Datos exp','Modelo')
xlabel('Tiempo [s]);ylabel('Concentración de jabón [mol/l]');

```

## Función objetivo: error7

```

% Función a optimizar. Reducir el error entre la concentración modelada y
% lo datos empíricos.
function err = error7(k)
global k_param t_exp CJ_0 CJ_exp ndat npar ;
k_param=k;

% Definición de condiciones para resolver EDO de ley cinética.
tol_rel=1e-4;
tol_abs=1e-4;
options = odeset('RelTol',tol_rel,'AbsTol',tol_abs);
% Se resuelve EDO.
[t_mod,C_mod] = ode45('cinetica7',t_exp,CJ_0,options);

% Se define la función objetivo. El error entre la concentración modelada y
% la concentración experimental.

err = sum((C_mod-CJ_exp).^2);
end

```

## Función EDO: cinetica7

```

% Función que define la EDO correspondiente a la ley cinética de la
% disolución.
function dC = cinetica7(t,C)
global k_param t_exp CJ_0 CJ_exp CA_0 ndat npar;

k1=k_param(1);           % Constante cinética de disolución.
m=k_param(2);           % Orden de la reacción con respecto a la concentración de jabón.
n=k_param(3);           % Orden de la reacción con respecto al agua de lavado.

CJ=C;                   % Concentración experimental de jabones.
X=(CJ_0-CJ)/CJ_0;       % Conversión de jabones.
CA=CA_0-X*CJ_0;         % Concentración de agua disponible para disolver jabones.
dC=-k1*((CJ)^n)*(CA^m); % Ley cinética.

End

```

## Anexo E. Código Matlab de ajuste de parámetros para el enfriamiento del aceite de canola

### Código principal: main8

```
clear all
clc
close all
%% Modelamiento y ajuste de parámetros en enfriamiento de aceite de canola.
Global k_param t_exp T_0 T_exp T_amb ndat npar r1 x r2 Cp d L k_vid m;
%% Tratamiento de datos
Dat = load('DATOSENFRIAMIENTO.txt'); % Cargar datos. Columna 1: Tiempo [s], Columna 2:
Temperatura Aceite [°C], Columna 3: Temperatura Aceite [K];
%Datos experimentales
t_exp = Dat(:,1); % Tiempo [s].
T_exp = Dat(:,3); % Temperatura experimental del aceite [K].
%Condición inicial
T_0=T_exp(1);
%% Características del sistema.
T_amb=296; % Temperatura ambiental [K].
r1=0.1037/2; % Radio interno del vaso precipitado [m].
x=0.0013; % Espesor del vaso precipitado [m].
r2=x+r1; % Radio externo del vaso precipitado [m].
d=r1*2; % Diametro interno del vaso precipitado [m].
L=0.118; % Altura del vaso precipitado [m].
k_vid=1.2; % Conductividad 143érmica del vaso precipitado (vidrio borosilicato)
[W/mK].
Cp=2200; % Calor específico aceite de canola [J/kgK].
M=0.915; % Masa de aceite [kg].
%% Obtención de parámetro no conocido: Coeficiente convectivo de transferencia de calor del aceite de
canola (h_aceite).
K=zeros(1); % Un parámetro (h_aceite).
K_0 = 100; % Adivinanza inicial.
Ndat = length(Dat(:,1)); % Número de datos.
Npar = 1; % Número de parámetros.
Options1 = optimset('MaxFunEvals',100000);
k_opt = fminsearch('error8',k_0,options1); % Obtención de parámetro mediante optimización. Se
busca minimizar la diferencia entre la
% temperatura experimental y la temperatura modelada, al ir variando el
valor de h_aceite.
%% Grafico
%Resolver EDOs
tol_rel=10^-4;
tol_abs=10^-4;
options = odeset('RelTol',tol_rel,'AbsTol',tol_abs);

h_aceite=k_opt % Coeficiente convectivo de transferencia de calor en aceite.

T=[0:1:9000]; % Vector de tiempo para simulación.

% Se resuelve la EDO con el parámetro óptimo.
[t_mod,T_mod] = ode45('EDO8',t,T_0,options);
```

```

%Graficar
plot(t_exp,T_exp,'or')
title('Resultado velocidad de enfriamiento');
legend('Datos exp')
xlabel('Tiempo [s]');ylabel('Temperatura [K]');

```

### Función objetivo: error8

```

% Función a optimizar. Reducir el error entre la temperatura modelada y
% lo datos empíricos.
function err = error8(k)
global k_param t_exp T_0 T_exp T_amb ndat npar r1 x r2 Cp d L k_vid m;
k_param=k;

% Definición de condiciones para resolver EDO de ley cinética.
tol_rel=1e-4;
tol_abs=1e-4;
options = odeset('RelTol',tol_rel,'AbsTol',tol_abs);
% Se resuelve EDO.
[t_mod,T_mod] = ode45('EDO8',t_exp,T_0,options);

% Se define la función objetivo. El error entre la temperatura modelada y
% la temperatura experimental.

err = sum((T_mod-T_exp).^2)/2;
end

```

### Función EDO (Ley de enfriamiento): EDO8

```

% Función que define la EDO correspondiente a la ley de enfriamiento de
% Newton para el aceite de canola.
function dT = EDO8(t,T)
global k_param t_exp T_0 T_exp T_amb ndat npar r1 x r2 Cp d L k_vid m;
%% Parámetro
k1=k_param(1);
%% Temperaturas.
Ta=T;
dTml=(Ta-T_amb);
%% Aproximación coeficiente convectivo de transferencia de calor en aire.
h_aire1=1.07*((Ta-T_amb)/d)^(1/4);
h_aire2=1.18*((Ta-T_amb)/d)^(1/4);
%% Resistencias térmicas.
R1=((1/(pi*(r1^2)*k1))+(1/(pi*(r1^2)*h_aire1)));
R2=((1/(2*pi*r1*L*k1))+(log(r1/r2)/(2*pi*L*k_vid))+(1/(2*pi*r2*L*h_aire2)));
R3=((1/(pi*(r1^2)*k1))+(x/(pi*(r1^2)*k_vid))+(1/(pi*(r1^2)*h_aire1)));
%% Ecuación de calor
Q=dTml/(R1+R2+R3);
%% Ley de enfriamiento
dT=-Q/(Cp*m)*dTml;
end

```

## Anexo F. Código Matlab resolución EDO expresión cinética de adsorción (blanqueamiento)

### Código principal: main13

```
clear all
clc
close all
%% Modelamiento para proceso de blanqueamiento.
global WdivV1 WdivV2 WdivV3 k1 k2 k3 psi0;
%% Características del sistema.
P_ads1=0.8/100;           % Proporción másica de tierra activa utilizada, caso 1.
P_ads2=1.5/100;          % Proporción másica de tierra activa utilizada, caso 2.
P_ads3=3/100;            % Proporción másica de tierra activa utilizada, caso 3.
d_aceite=915;            % Densidad del aceite de canola [kg/m^3].
WdivV1=d_aceite*P_ads1;  % Relación W[kg tierra]/V[m^3 aceite], caso 1.
WdivV2=d_aceite*P_ads2;  % Relación W[kg tierra]/V[m^3 aceite], caso 2.
WdivV3=d_aceite*P_ads3;  % Relación W[kg tierra]/V[m^3 aceite], caso 3.
k1=0.09;                 % Constante cinética [m^3 aceite/(kg tierra*min)], caso 1.
k2=0.22;                 % Constante cinética [m^3 aceite/(kg tierra*min)], caso 2.
k3=0.36;                 % Constante cinética [m^3 aceite/(kg tierra*min)], caso 3.
psi0=1;                  % Condición inicial C(0)/C_0 = 1.
%% Resolver EDOs
tol_rel=10^-4;
tol_abs=10^-4;
options = odeset('RelTol',tol_rel,'AbsTol',tol_abs);

t=[0:1:120];             % Vector de tiempo para simulación.

% Se resuelve la EDOs.
[t1,psi1] = ode45('EDO1',t,psi0,options);
[t2,psi2] = ode45('EDO2',t,psi0,options);
[t3,psi3] = ode45('EDO3',t,psi0,options);

% Graficar
plot(t,psi1,'b',t,psi2,'r',t,psi3,'g')
title('Cinética decoloración del aceite de canola');
legend('Tierra=0.8%','Tierra=1.5%','Tierra=3.0%')
xlabel('Tiempo [min]');ylabel('Relación C/C_0 (psi)');
```

### Expresión para cinética: EDO1, EDO2 y EDO3

```
% Función que define la EDO que define cinética de adsorción, en caso 1.
function dps1 = EDO1(t,psi1)
global WdivV1 k1;
dpsi1=-k1*WdivV1*psi1^2;
end
```

```
% Función que define la EDO que define cinética de adsorción, en caso 2.
```

```
function dpsi2 = EDO2(t,psi2)
global WdivV2 k2;
dpsi2=-k2*WdivV2*psi2^2;
end
```

% Función que define la EDO que define cinética de adsorción, en caso 3.

```
function dpsi3 = EDO3(t,psi3)
global WdivV3 k3;
dpsi3=-k3*WdivV3*psi3^2;
end
```

## Anexo G. Código Matlab resolución EDO expresión cinética de destilación (desodorización)

### Código principal: main14

```
clear all
clc
close all
%% Modelamiento para proceso de desodorización.
global mu GdivB mp;
%% Características del sistema.
mu=0.5; % Coeficiente de eficiencia del proceso.
GdivB=3/100; % Razon flujo de vapor mas de aceite [kg_vapor/(kg_aceite*h)]
cd=1.03; % Constante de distribución.
MWAc=885; % Peso molecular del aceite [g/mol] (se considera que es
principalmente triglicéridos).
MWAg=18; % Peso molecular del vapor [g/mol] (agua).
mp=(MWAc/MWAg)*cd; % Constante de particion en equilibrio.
CM0_gluco=0.029; % Concentración molar inicial de glucosinolatos (equivalente a
partículas odoríficas) [mol/kg].
MWGI=389.4; % Peso molecular glucosinato [g/mol].
X0=(CM0_gluco*MWGI)/1000; % Fracción másica inicial de glucosinolatos (equivalente a
partículas odoríficas) [kg/kg].
%% Resolver EDOs
tol_rel=10^-4;
tol_abs=10^-4;
options = odeset('RelTol',tol_rel,'AbsTol',tol_abs);

t=[0:0.1:6]; % Vector de tiempo para simulación.

% Se resuelve la EDOs.
[t1,X] = ode45('EDO4',t,X0,options);

% Graficar
plot(t,X,'r')
title('Cinética de desodorización del aceite de canola');
legend('Modelo')
xlabel('Tiempo [h]');ylabel('X, Fracción másica de partículas odoríficas');
```

### Expresión para cinética: EDO4

```
% Función que define la EDO que define cinética del proceso de desodorización.
function dX = EDO4(t,X)
global mu GdivB mp;
dX=-mu*GdivB*mp*X;
end
```