

Establecimiento de un modelo cinético para la producción de biodiesel en un sistema continuo a partir de información de reacción por lotes

Nelson Moreno Safrá^{ID}; Brayan Manuel Castro Castro; Silvia Alejandra Pedraza Rodríguez^{ID}; Marisol Vergara Mendoza^a ^{ID}

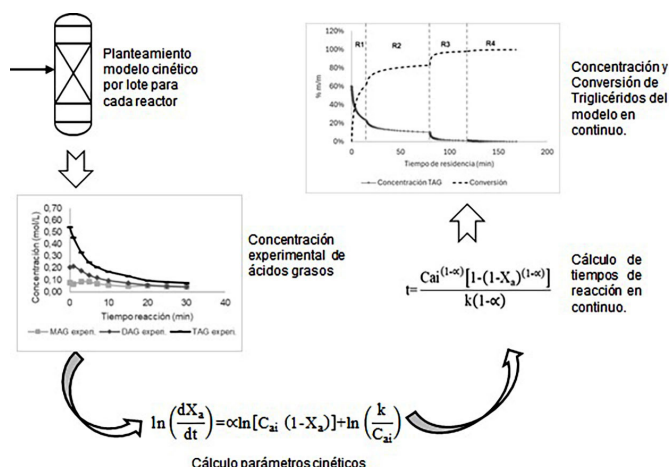
Unidad I+D+i. Ecodiesel Colombia SA, Bucaramanga, Santander, Colombia.

^amvergara@ecodieselcolombiasa.com

Fecha recepción: 29 de noviembre de 2024

Fecha aceptación: 28 de julio de 2025

Resumen gráfico



Puntos clave

1. Se planteó un modelo cinético a nivel laboratorio que representa el proceso a nivel industrial.
2. La información obtenida a nivel laboratorio es útil para evaluar cambios operacionales en planta.
3. Las concentraciones de triglicéridos del modelo son similares a los valores experimentales.

Resumen

Una de las rutas para la producción de biodiesel es la transesterificación alcalina de aceite de palma refinado, blanqueado y desodorizado. En este proceso ocurren reacciones sucesivas en las que se producen monoglicéridos (MAG), diglicéridos (DAG), triglicéridos (TAG) y glicerina. A nivel industrial, la transesterificación alcalina se lleva a cabo en reactores continuos en presencia de un alcohol y catalizador. En este trabajo se planteó un modelo cinético que permitiera evaluar, a nivel laboratorio en reactores discontinuos, las condiciones en las que se lleva a cabo la reacción de transesterificación a nivel industrial en el tren de reactores continuos. En este estudio se utilizó como materia prima aceite de palma refinado, blanqueado y desodorizado (RBD), metanol y metilato de sodio como catalizador. La reacción se llevó a cabo a temperaturas entre 60 – 64 °C en reactores totalmente agitados a 400 rpm. El orden de reacción α y la constante de velocidad de reacción específica k para los triglicéridos en cada una de las etapas de transesterificación fueron calculados por medio de diferencias finitas y regresión de los resultados de la variación de la concentración de los triglicéridos. Los tiempos de residencia obtenidos para los reactores en discontinuo permitieron evaluar el comportamiento de los reactores industriales con gran exactitud. En el escenario base se establecieron tiempos de residencia en minutos de los reactores discontinuos de 15 para el reactor R1, 65 para el reactor R2, 38,7 para el reactor R3 y 49,6 para el reactor R4.

Palabras clave: Biodiesel; Cinética; Transesterificación; Modelamiento; Escala Industrial; Condiciones Reales; Aceite Blanqueado de Palma.

Cita: Moreno Safrá N, Castro Castro BM, Pedraza Rodríguez SA, Vergara Mendoza M. Establecimiento de un modelo cinético para producir biodiesel en un sistema continuo a partir de información de reacción por lote. rev. ion. 2025;38(1):73-88. <https://doi.org/10.18273/revion.v38n1-2025004>

Establishment of a Kinetic Model for Biodiesel Production in a Continuous System from Batch Reaction Information

Abstract

One of the routes to produce biodiesel is the alkaline transesterification of refined, bleached and deodorized palm oil. In this process, successive reactions occur in which monoglycerides (MAG), diglycerides (DAG), triglycerides (TAG) and glycerin are produced. At industrial level, alkaline transesterification is carried out in continuous reactors in the presence of an alcohol and a catalyst. In this work, a kinetic model was proposed that would allow the laboratory evaluation of the conditions under which the transesterification reaction is carried out at industrial level in the continuous reactors. In this study, refined, bleached and deodorized (RBD) palm oil, methanol and sodium methylate as catalyst were used as raw materials. The reaction was carried out at temperatures between 60 - 64 °C in fully stirred reactors at 400 rpm. The reaction order α and the specific reaction rate constant k for triglycerides in each of the transesterification steps were calculated by means of finite differences and regression of the results of the variation in triglyceride concentration. The residence times obtained for the batch reactors allowed the performance of the industrial reactors to be evaluated with great accuracy. In the base scenario, residence times in minutes for the batch reactors were set at 15 for reactor R1, 65 for reactor R2, 38.7 for reactor R3 and 49.6 for reactor R4.

Keywords: Biodiesel; Kinetic; Transesterification; Modelling; Industrial Scale; Real Conditions; Bleached Palm Oil.

Estabelecimento de modelo cinético para produção de biodiesel em sistema contínuo a partir de informações de reações descontínuas

Resumo

Uma das rotas para a produção do biodiesel é a transesterificação alcalina do óleo de palma refinado, branqueado e desodorizado. Nesse processo ocorrem sucessivas reações nas quais são produzidos monoglicerídeos (MAG), diglicerídeos (DAG), triglicerídeos (TAG) e glicerina. A nível industrial, a transesterificação alcalina é realizada em reatores contínuos na presença de um álcool e um catalisador. Neste trabalho foi proposto um modelo cinético que permitiria a avaliação em nível laboratorial em reatores bateladas das condições sob as quais a reação de transesterificação é realizada em nível industrial no trem de reatores contínuo. Neste estudo, óleo de palma refinado, branqueado e desodorizado (RBD), metanol e metilato de sódio como catalisador foram utilizados como matérias-primas. A reação foi realizada em temperaturas entre 60 - 64 °C em reatores totalmente agitados a 400 rpm. A ordem de reação α e a constante de velocidade específica k para os triglicerídeos em cada uma das etapas de transesterificação foram calculadas por meio de diferenças finitas e regressão dos resultados da variação da concentração dos triglicerídeos. Os tempos de residência obtidos para os reatores em batelada permitiram avaliar o desempenho dos reatores industriais com grande precisão. No cenário base, os tempos de residência em minutos para os reatores bateladas foram estabelecidos como 15 para o reator R1, 65 para o reator R2, 38,7 para o reator R3 e 49,6 para o reator R4.

Palavras-chave: Biodiesel; Cinética; Transesterificação; Modelage; Escala Industrial; Condições Reais; Óleo de Palma Branqueado.

Introducción

La principal materia prima para la producción de biodiesel en Colombia es el aceite proveniente de la palma aceitera (*Elaeis guineensis* Jacq.); se estima que el país cuenta con una extensión de cultivo cercana a 600 mil hectáreas, convirtiéndolo en el cuarto productor a nivel mundial y el primero en América Latina. En el año 2024, la producción de aceite de palma fue de 1719809 toneladas, mientras que las ventas de biodiesel alcanzaron 688 toneladas [1], por lo que se espera que la producción de biodiesel en el país continúe incrementando en los próximos años. El biodiesel es un combustible formado por ésteres de ácidos grasos, a nivel industrial el principal proceso para su obtención es la transesterificación. En la reacción de transesterificación, los triglicéridos de los aceites vegetales o grasas animales reaccionan con un alcohol para producir ésteres [2]. Esta reacción se lleva a cabo en tres etapas reversibles y sucesivas, tal como se muestra en la Figura 1. Una molécula de triglicérido reacciona con una de alcohol (metanol) en presencia de un catalizador para producir una molécula de diglicérido y una de éster metílico de ácido graso; luego, el diglicérido reacciona con otra molécula de metanol para producir el monoglicérido y el éster metílico de ácido graso. Finalmente, el monoglicérido reacciona con otra molécula de metanol y se produce el glicerol y el éster metílico de ácido graso. Si la reacción es completa, una molécula de triglicérido reacciona con tres moléculas de metanol y se generan tres de ésteres metílicos de ácidos grasos (FAME, por sus siglas en inglés) y una de glicerol [3]. Al inicio de la reacción, el alcohol y la materia prima tienden a formar dos fases debido a su inmiscibilidad, por lo que la cinética en esta primera etapa es controlada por la transferencia de masa. Con el objetivo de que, en esta primera etapa, la cinética sea controlada por la reacción química y no por la transferencia de masa, es necesario que el sistema sea sometido a una agitación adecuada [4]. El alcohol más utilizado a nivel industrial es el metanol, aunque se pueden emplear otros alcoholes de cadena corta [5,6]. Con relación a los catalizadores, éstos pueden ser ácidos, básicos o enzimáticos, entre los más utilizados se encuentran el hidróxido de potasio [7], hidróxido de sodio [8] y ácido sulfúrico [9], principalmente por su disponibilidad y bajo costo. En la reacción de transesterificación las variables de mayor incidencia son la temperatura, la relación molar

de alcohol/aceite, el porcentaje de catalizador y el tiempo de reacción; entre otras [10,11,12]. El aumento de la temperatura incrementa la transferencia de masa al facilitar el contacto entre el aceite y el alcohol, pero ésta no debe superar el punto de ebullición del alcohol utilizado [13]. Algunos autores han evaluado la producción de biodiesel en intervalos de temperatura de 30 a 80 °C, siendo 65 °C la más utilizada [14,15]. En la transesterificación alcalina, la relación molar óptima metanol/aceite es de 6:1, aproximadamente [16]. Se ha observado que las relaciones mayores a 6:1 no aumentan el rendimiento, sino que puede dificultar la separación del glicerol. Con relación al catalizador, éste puede variar de 0,6 a 15 %p/p [13,17,18]. Los primeros estudios cinéticos de la reacción de transesterificación para la obtención del biodiesel se dieron en la década de los 80's. En forma general los métodos de estudio de esta cinética se centran en dos enfoques; el empírico, en el cual se parte de datos experimentales para establecer un orden de reacción; y el teórico, en el que se proponen mecanismos de reacción a partir de los cuales se deriva una expresión cinética [19,20]. Dada la cantidad de metanol consumido en la reacción de transesterificación, la velocidad de reacción puede ser pseudoorden cero, pseudoorden de primer orden o pseudoorden de segundo orden [21,22]. En un estudio realizado por Cheng *et al.* [23] investigaron la cinética en la reacción de transesterificación del aceite de palma con catalizadores básicos. Los resultados mostraron constantes cinéticas elevadas con conversiones de ésteres metílicos superiores al 99%, con una constante de velocidad de 0,163 litros.mol.min⁻¹ bajo parámetros de reacción de relación molar de aceite/metanol 1:10, concentración del catalizador 0,125 mol.kg⁻¹ de aceite y temperatura 60,5 °C. Leevijit *et al.* [24] evaluaron un mecanismo cinético de segundo orden y determinaron las constantes de velocidad de reacción para la transesterificación alcalina de aceite de palma en un reactor en batch. La relación molar alcohol a aceite fue de 6:1, 60 °C de temperatura y concentración del catalizador del 1%p/p. Los resultados experimentales y de la simulación para el avance de la reacción mostraron que las concentraciones se mantuvieron constantes después de los 10 min de reacción. Posteriormente, estos resultados fueron utilizados para predecir eficientemente el rendimiento de conversión de la transesterificación de aceite de palma en reactores continuos. Con base en los

resultados del reactor en batch, se estableció que, para producir biodiesel comercializable, eran necesarios 6 reactores totalmente agitados (CSTR) en serie. Los tiempos de residencia de estos seis reactores CSTR en serie para producir ésteres metílicos de palma con purezas del 96,5, 97,0, 97,5, 98,0 y 98,5 %p/p fueron de 2,85, 3,15, 3,61, 4,32 y 6,24 min, respectivamente [25]. Darnoko *et al.* [26] en sus resultados obtuvieron que la concentración de triglicéridos disminuyó a medida que avanzó la reacción, después de 60 min esta concentración fue de solo el 0,54 %p/p. Las concentraciones más altas de diglicéridos y monoglicéridos se observaron en el primer minuto, disminuyeron posteriormente y alcanzaron el equilibrio después de 60 min. La reacción se llevó a cabo a 50 °C, 1 %p/p de hidróxido de potasio como catalizador y relación molar metanol/aceite de 6:1.

La información cinética obtenida en un reactor batch (por lotes) puede ser utilizada para operar un reactor en continuo. En la determinación de la cinética se realizan experimentos en el reactor batch donde se controla la temperatura, la concentración de reactivos y se mide la conversión o la velocidad de reacción a diferentes tiempos. Posteriormente se ajustan los datos experimentales a un modelo cinético que describa la velocidad de reacción en función de la concentración y la temperatura. Luego, se utilizan los datos cinéticos del reactor batch para calcular ya sea el volumen o la longitud del reactor continuo para obtener la conversión deseada. Esta metodología puede ser aplicada en el caso específico en el que sea necesario replicar el funcionamiento de reactores en continuo de un proceso a nivel industrial utilizando reactores batch a nivel laboratorio.

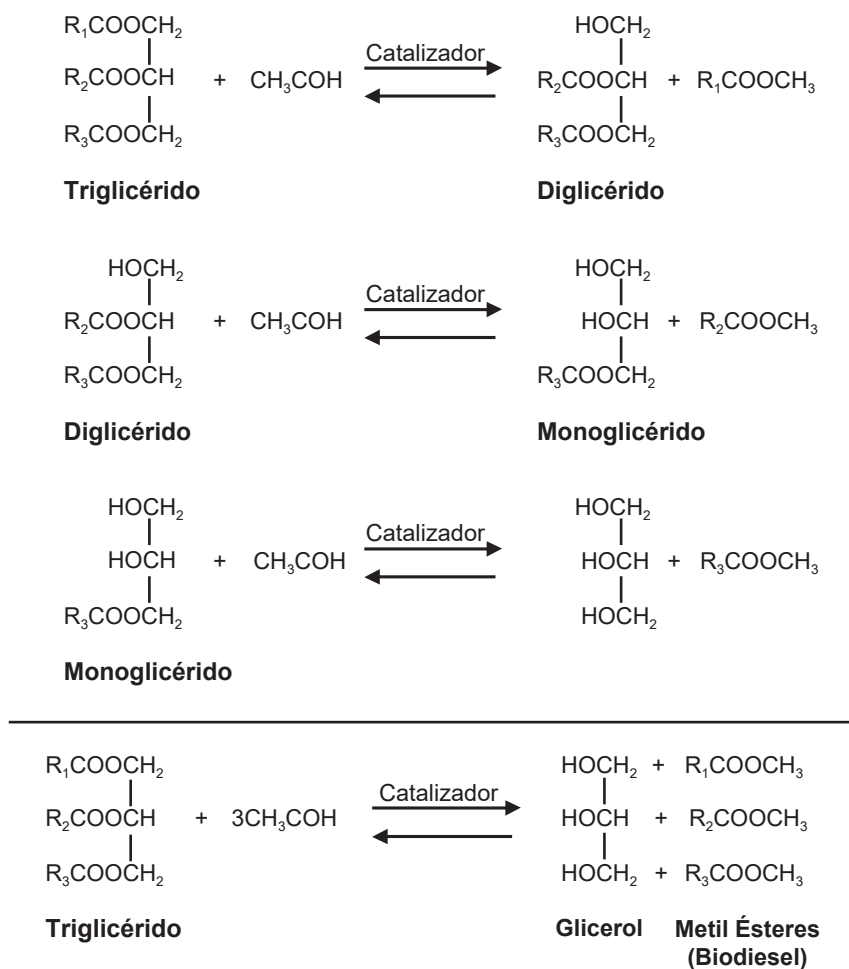


Figura 1. Esquema de transesterificación alcalina. Adaptado por los autores de Lotero *et al.* [27].

El objetivo de este trabajo es generar información técnica a nivel laboratorio en reactores por lotes que llegue a representar el funcionamiento en modo continuo de reactores a nivel industrial. Las condiciones operacionales planteadas a nivel laboratorio deben tener un grado de exactitud que permitan una representación exitosa del funcionamiento a nivel industrial. La experimentación a nivel laboratorio de la reacción de transesterificación se llevó a cabo a condiciones operacionales industriales; temperatura de 60 - 64 °C, relación molar metanol/aceite de 6:1, metilato de sodio al 30 %m/v como catalizador alcalino. La variable respuesta de la experimentación fue el avance en la concentración de los triglicéridos (TAG), ya que la concentración de este compuesto en la reacción es un indicador de la calidad final del biodiesel.

Metodología

En el proceso de producción de biodiesel, en la primera etapa, el aceite crudo de palma es sometido a una refinación física en la cual se retiran inicialmente algunos contaminantes y el producto resultante es posteriormente sometido a una desodorización para obtener aceite blanqueado, refinado y desodorizado de palma (RBD, por sus siglas en inglés) y ácidos grasos. Los ácidos grasos son ingresados a la unidad de esterificación ácida (UEA) para ser convertidos en ésteres (corriente de esterificado). Finalmente, a la unidad de transesterificación alcalina ingresan tanto el esterificado proveniente de la UEA y el RBD de la etapa de refinación para la producción de biodiesel (Figura 2).

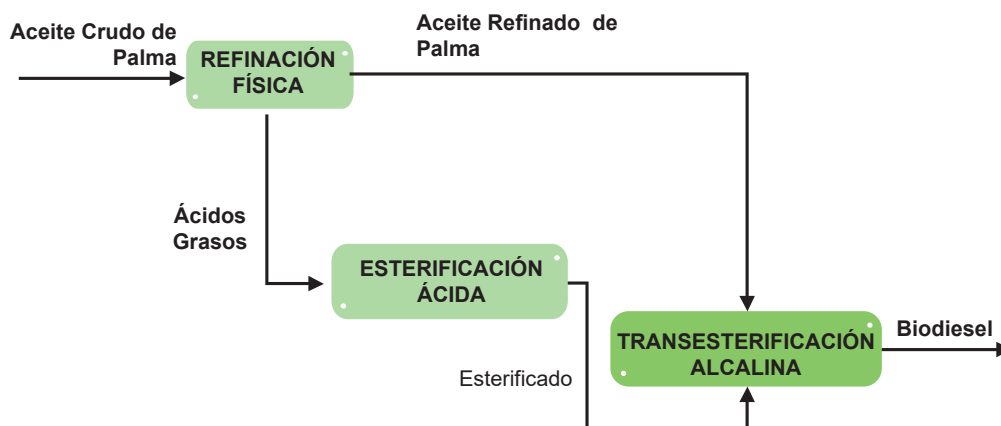


Figura 2. Esquema general de la producción de biodiesel.

Desarrollo cinético

En el desarrollo del modelo cinético del proceso de transesterificación alcalina para la producción de biodiesel bajo condiciones industriales en planta, se realizó inicialmente la simulación de las cuatro etapas del proceso en forma discontinua. Posteriormente, con los datos cinéticos obtenidos en el funcionamiento discontinuo, se estableció el modelo cinético en modo continuo que simula las condiciones operacionales en planta industrial, con el fin de representar a nivel de laboratorio el funcionamiento real de la transesterificación alcalina para la producción de biodiesel. En el planteamiento del modelo cinético se tomaron las ecuaciones cinéticas y de diseño establecidas para reactores por lotes y reactores continuos [20].

Reacción en proceso discontinuo. En la reacción por lotes se asumió un reactor totalmente agitado, sin entradas ni salidas, isotérmico y mezcla homogénea. En la fase experimental se simuló las condiciones operacionales empleadas a nivel industrial para la obtención de biodiesel; temperatura de 60 - 64 °C, relación molar metanol/aceite de 6:1, solución de metilato de sodio al 30 %m/v en metanol (BASF) como catalizador y metanol con pureza del 99,8 % peso de Andino Chemical. Para cada reactor se determinó el perfil de triglicéridos (TAG) en %p/p en el tiempo. La velocidad de reacción de los TAG se describe por medio de la Ecuación 1.

$$-r_a = kC_a^\alpha \quad (1)$$

Donde:

C_a : Concentración de TAG.

k : Constante de reacción.

α : Orden de reacción.

La ecuación de la variación de la concentración en el tiempo en el reactor por lotes se plantea en la Ecuación 2;

$$\frac{dC_a}{dt} = -k C_a^\alpha \quad (2)$$

Tomando la concentración de triglicéridos de acuerdo con su variación en la reacción, Ecuación 3.

$$C_a = C_{ai} (1 - X_a) \quad (3)$$

Donde

C_{ai} : Concentración inicial de TAG.

X_a : Conversión de TAG.

Reemplazando la Ecuación 3 en 2 y asumiendo la concentración inicial de triglicéridos constante se obtiene la Ecuación 4;

$$\frac{dX_a}{dt} = \frac{k}{C_{ai}} [C_{ai} (1 - X_a)]^\alpha \quad (4)$$

La Ecuación 4 es transformada en la Ecuación 5 empleando las propiedades de la función matemática logarítmica. Esta ecuación representa el modelo linealizado del reactor por lotes en el cual la pendiente de la recta corresponde al orden de la reacción y el intercepto a la constante específica de la reacción.

$$\ln \left(\frac{dX_a}{dt} \right) = \alpha \ln [C_{ai} (1 - X_a)] + \ln \left(\frac{k}{C_{ai}} \right) \quad (5)$$

La variación de la concentración en el tiempo se calcula aplicando diferencias finitas. Para los valores centrales se calcularon diferencias finitas centradas, así como para los valores de inicio, diferencias finitas hacia adelante y para los valores finales, diferencias finitas hacia atrás [28]. Para cada muestra tomada en el desarrollo de la experimentación se analizaron las concentraciones de triglicéridos en el tiempo con lo cual se calcularon la variación del factor $[C_{ai} (1 - X_a)]$ y de $\left(\frac{dX_a}{dt} \right)$. Posterior a la obtención de la constante específica de reacción y del orden de la reacción para cada uno de los cuatro reactores (R1, R2, R3, R4), se compararon los valores obtenidos por el modelo

matemático y los resultados experimentales de acuerdo con la concentración de triglicéridos en función del tiempo (Ecuación 6), obtenida de la integración de la Ecuación 2.

$$C_a = \sqrt[1-\alpha]{C_{ai}^{1-\alpha} - kt(1-\alpha)} \quad (6)$$

Reacción en modo continuo. La Ecuación 7 plantea la ecuación de un reactor continuamente agitado (CSTR, por su sigla en inglés), donde se toma $F_{ai} = C_{ai}F$.

$$\frac{V}{F} = \frac{C_{ai}X_a}{-r_a} \quad (7)$$

$$\tau = \frac{V}{F} \quad (8)$$

Donde,

F_{ai} : Flujo molar de entrada de triglicérido.

F : Flujo volumétrico total de entrada.

V : Volumen de reacción.

τ : Tiempo de residencia.

Sustituyendo la Ecuación 1 de velocidad de reacción y la Ecuación 8 en la Ecuación 7 se obtiene la Ecuación 9, la cual relaciona el tiempo de residencia y la conversión para cada una de las etapas de reacción con sus respectivos parámetros cinéticos.

$$\tau = \frac{C_{ai}X_a}{k C_a^\alpha} \quad (9)$$

Unificando las variables que describen la disminución del contenido de triglicéridos en la mezcla de reacción, se reemplaza la Ecuación 3 en la Ecuación 7.

$$\tau = \frac{X_a}{k C_{ai}^{(\alpha-1)} (1 - X_a)^\alpha} \quad (10)$$

La Ecuación 10 modela las etapas de reacción continua que suceden en las unidades de reacción a nivel industrial (R1, R2, R3 y R4).

En el modelo continuo la conversión en cada reactor depende de la concentración inicial de triglicéridos y del flujo en los reactores. Para la determinación del tiempo de reacción en lotes se tuvo en cuenta la conversión lograda del reactor en continuo, integrando la ecuación diferencial del reactor en lotes en función de la conversión del modelo continuo.

Despejando el tiempo en la Ecuación 6,

$$t = \frac{C_{at}^{(1-\alpha)} [1 - (1 - X_a)^{(1-\alpha)}]}{k(1-\alpha)} \quad (11)$$

A partir de la Ecuación 11 se pueden determinar los tiempos a emplear en el reactor por lotes para alcanzar la misma conversión del reactor continuo.

Desarrollo experimental

En este estudio, la evaluación de la reacción de transesterificación se realizó en un set de cuatro reactores encaquetados de un litro de volumen con sistema de agitación Lanphan (Modelo S212 – 1L) con velocidades de agitación entre 0 y 1100 rpm. La temperatura fue controlada en la chaqueta del reactor por un sistema de enfriamiento, Lauda Alpha RA12. La materia prima utilizada fue aceite de palma blanqueado, refinado

y desodorizado obtenido en la planta de refinación de ecodiesel. En el desarrollo de la reacción se utilizó solución de metilato de sodio al 30 %m/v en metanol (BASF) como catalizador y metanol con pureza del 99,85 % peso de Andino Chemical. Los reactores mantuvieron una agitación de 400 rpm y temperaturas entre 60 – 64 °C. En el caso de la reacción en discontinuo se utilizó cada uno de los reactores como representación de cada una de las cuatro etapas que integran el proceso de transesterificación a nivel industrial, con el objetivo de determinar la constante de velocidad y el grado de la reacción.

De igual forma, para la reacción en continuo se utilizaron los cuatro reactores para simular las etapas del proceso industrial. En la Figura 3 se muestra el esquema del proceso de transesterificación a nivel industrial, simulado a nivel de laboratorio.

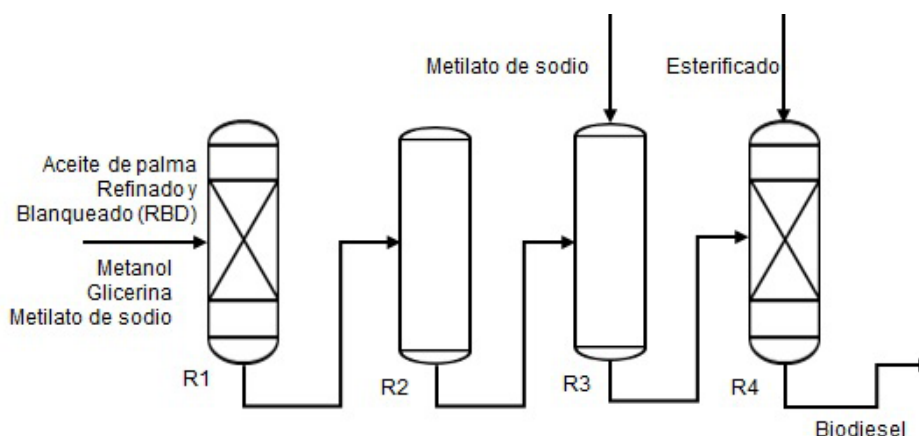


Figura 3. Esquema de reactores en continuo para el proceso de transesterificación a nivel industrial.

En la determinación de los parámetros cinéticos en cada uno de los cuatro reactores discontinuos y el modelado en continuo totalmente agitado se tomó como variable respuesta la conversión de triglicéridos. El orden y la relación de alimentación de los materiales e insumos se mantuvieron de acuerdo con lo establecido a nivel industrial. Es así como la adición de la solución de metilato de sodio al 30 %m/v en metanol marca BASF como catalizador se realizó en proporción volumétrica 36:64 en los reactores R1/R3, respectivamente y el esterificado proveniente de la UEA en el R4 (Figura 3).

Los parámetros cinéticos, orden de reacción α y la constante de velocidad de reacción específica k para los triglicéridos en cada una de las etapas de la reacción de transesterificación fueron calculados

por medio de diferencias finitas y regresión de los resultados de la variación en el tiempo de la concentración de los triglicéridos utilizando hoja de datos de MS Excel. Posteriormente estos parámetros cinéticos fueron empleados en las simulaciones de las etapas de reacción en condiciones de flujo continuo. En los ensayos experimentales cada uno de los cuatro reactores fueron alimentados con las materias primas y reactivos necesarios.

Para los cuatro reactores, en el transcurso de la reacción se tomaron muestras de 20 mL en recipientes plásticos de 125 mL, a los cuales previamente se les adicionaron 3 mL de ácido cítrico al 3 %m/v (Ensign), para neutralizar de manera inmediata y detener la reacción. Una vez separadas las muestras que fueron tomadas

durante la reacción, se realizaron dos lavados con agua destilada (mezclado y centrifugación 2000 rpm durante 5 minutos a 64 °C), y por último se dejó secar la muestra en plancha de calentamiento hasta alcanzar una temperatura de 120 °C. Las muestras se analizaron para determinar el contenido de triglicéridos utilizando un cromatógrafo Agilent 7890B para MS con inyector SSL. Detector FID, automuestreador 7683B G2913. Columna tubular combinada abierta con un 5 % de fenil-poli-dimetil-siloxano y cubierta con una fase interna entrecruzada: DB – 11ASTMD6584 (15 m x 0,32 mm x 0,1 µm), con temperatura máxima de operación de 400 °C.

Una pre-columna de 2 a 5 m de longitud y 0,53 mm de diámetro. Se utilizó 1 µL de muestra. La programación de la rampa de temperatura de la columna inició a una temperatura de 50 °C durante 1 minuto, seguida de una rampa de 15 °C/min hasta llegar a 180 °C, luego 7 °C/min hasta 230 °C y una rampa de 30 °C/min hasta alcanzar una temperatura de 380 °C.

La [Tabla 1](#) presenta la corriente de alimentación para cada uno de los reactores, la temperatura de operación, condición de agitación, tiempo de reacción, tiempo de decantación y los tiempos de toma de muestras.

Tabla 1. Descripción de la corriente de alimentación y condiciones de operación para cada uno de los cuatro reactores.

Reactor	Corriente entrada	Temperatura (°C)	Agitación (rpm)	Tiempo reacción (min)	Tiempo decantación (min)	Tiempo muestreo (min)
R1 Primer reactor de reacción	600 g de RBD 161,8 g de glicerina 106,2 g de metanol 4,04 g metilato de sodio al 30 %p/v	60 - 64	400	2	—	1, 3, 5, 7, 10, 15, 20 y 30
R2 Segundo reactor-decantador	Masa de R1	—	—	—	10	2 (tiempo cero para simulación de R1), 1, 3, 5, 7, 10, 15, 20, 30 y 40.
R3 Tercer reactor de reacción	Masa del R1 Masa del R2 7,17 g de metilato de sodio al 30 %p/v 30 g de metanol	60 - 64	400	2	13	2 para R1, 10 para R2 (tiempo cero para simulación de R3), 3, 5, 7, 10, 15, 20 y 30.
R4 Cuarto reactor de reacción	Masa del R1 Masa del R2 Masa del R3 42 g de esterificado	60 - 64	300	2	—	2 para el R1, 10 para R2, 15 para R3 (tiempo cero para simulación R4), 1, 3, 5, 7, 10, 15, 20, 30 y 40.

Resultados y discusión

El modelo desarrollado para simular a nivel laboratorio el tren de reacción de transesterificación establecido a nivel industrial se basó en la disminución de la concentración de los triglicéridos como variable de respuesta del avance de la reacción, sin tener en cuenta los fenómenos de transferencia de masa debido a que los sistemas están completamente mezclados y uniformes en

todo el volumen de reacción. Para cada uno de los cuatro reactores en discontinuo se obtuvieron los valores del orden de reacción y la constante de velocidad con base en la linealización de los valores de acuerdo con la [Ecuación 5](#).

Reacción en discontinuo

Reactor 1. En la [Tabla 2](#) se presentan los valores utilizados para el cálculo de los parámetros cinéticos k y α . Estos parámetros cinéticos se

obtuvieron al realizar la linealización según la Ecuación 5, obteniendo una línea recta con un factor de correlación de 0,98 y valores de 0,6 para k y 2,2 para α .

Tabla 2. Datos utilizados en el cálculo de parámetros cinéticos para el reactor 1.

Tiempo (min)	C_{ai} (mol/L)	X_a (mol/L)	DX / DT (X/min)	$\ln(DX/DT)$	$\ln(C_{ai}(1-X_a))$
0	0,6333	0,0000	0,2562	-1,3619	-0,4568
1	0,4710	0,2562	0,1707	-1,7678	-0,7528
3	0,3090	0,5121	0,0934	-2,3705	-1,1745
5	0,2344	0,6299	0,0489	-3,0171	-1,4509
7	0,1850	0,7079	0,0242	-3,7228	-1,6874
10	0,1578	0,7507	0,0119	-4,4290	-1,8461
15	0,1246	0,8033	0,0098	-4,6263	-2,0829
20	0,0958	0,8487	0,0067	-5,0049	-2,3451
25	0,0821	0,8703	0,0034	-5,6751	-2,4997
30	0,0741	0,8830	0,0025	-5,9818	-2,6021

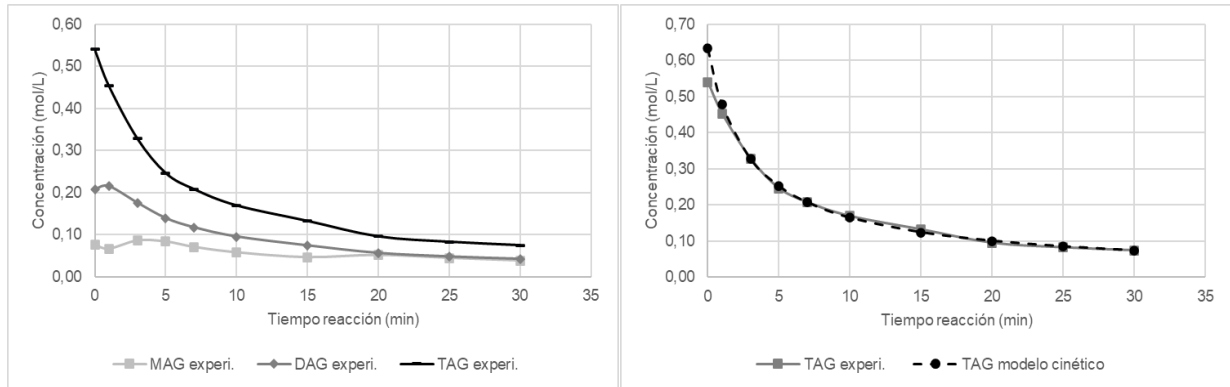


Figura 4. Concentraciones de MAG, DAG y TAG experimentales y comparación de la concentración de TAG experimental y la obtenida por el modelo matemático para el reactor R1.

En la Figura 4 se observan los resultados de la reacción de transesterificación del RBD en monoglicéridos (MAG), diglicéridos (DAG) y triglicéridos (TAG) en los primeros 30 minutos de reacción, así como los resultados del modelamiento matemático para el R1. La línea continua representa la disminución de la concentración de los triglicéridos (mol/L) en el tiempo obtenida experimentalmente, mientras que la línea discontinua, representa los valores obtenidos con base al modelo establecido, empleando los parámetros cinéticos: $k = 0,6$ y $\alpha = 2,2$ y reemplazando en la Ecuación 6. La concentración de triglicéridos disminuyó con el avance la reacción; después de 30 minutos, la concentración de TAG fue de 0,09 mol/L. La curva de concentración de triglicéridos obtenida de acuerdo con el modelo matemático concuerda con la curva de datos experimentales.

Las tendencias de concentraciones de los TAG, DAG y MAG en el transcurso de la reacción son típicas. Los TAG disminuyeron rápidamente a lo largo de la reacción. Los DAG aumentaron y luego disminuyeron. Los MAG no mostraron mayores fluctuaciones. Esto indica que la conversión de los TAG en intermedios (DAG y MAG) y biodiesel se produjo simultáneamente, mientras que los intermedios, como los DAG y los MAG, se convirtieron en MAG y posteriormente en biodiesel. Estas tendencias de concentración fueron observadas por Stanescu *et al.* [29] en la transesterificación de aceite de soja con catalizador homogéneo, temperatura de reacción de 60 °C y relación molar metanol/aceite de 6:1. Los autores encontraron que, al incrementar la temperatura de reacción, la producción de metil ésteres disminuyó.

Leevijit *et al.* [24,25] obtuvieron coincidencia en las concentraciones de TAG, DAG y MAG simuladas con las concentraciones experimentales en reactores continuos al tomar como base los resultados cinéticos de la transesterificación de aceite de palma de un reactor en modo batch operado a 60 °C de temperatura, relación molar alcohol: aceite de 6:1 y concentración de catalizador 1 %p/p. Con este comportamiento los autores comprobaron un mecanismo cinético de segundo orden, junto con las constantes de velocidad de reacción obtenidas, proporcionaron un mecanismo satisfactorio para la transesterificación del aceite

de palma. Los autores determinaron la necesidad de 6 reactores continuos para obtener biodiesel, un número mayor de reactores comparado con los 4 reactores que se utilizan a nivel industrial en este estudio. Estos autores demostraron la utilidad de los datos experimentales obtenidos en reactor batch para luego establecer el proceso en reactores continuos que generen un producto bajo condiciones de calidad.

Reactor 2. En la [Tabla 3](#) se presentan los datos utilizados en el cálculo de los parámetros cinéticos de k con un valor de 106,6 y 5,2 para α .

Tabla 3. Datos utilizados en el cálculo de parámetros cinéticos para el reactor 2.

Tiempo (min)	C_{ai} (mol/L)	X_a (mol/L)	DX/DT (X/min)	$\ln(DX/DT)$	$\ln(C_{ai}(1-X_a))$
0	0,2418	0,0000	0,1601	-1,8318	-1,4198
1	0,2031	0,1601	0,1008	-2,2944	-1,5943
3	0,1686	0,3025	0,0617	-2,7849	-1,7800
4	0,1583	0,3453	0,0441	-3,1218	-1,8434
5	0,1473	0,3906	0,0229	-3,7760	-1,9151
7	0,1417	0,4141	0,0155	-4,1651	-1,9543
10	0,1286	0,4683	0,0128	-4,3553	-2,0514
15	0,1168	0,5168	0,0090	-4,7139	-2,1470
21	0,1047	0,5669	0,0042	-5,4618	-2,2566
31	0,1004	0,5847	0,0016	-6,4145	-2,2985
41	0,0968	0,5997	0,0015	-6,5049	-2,3352

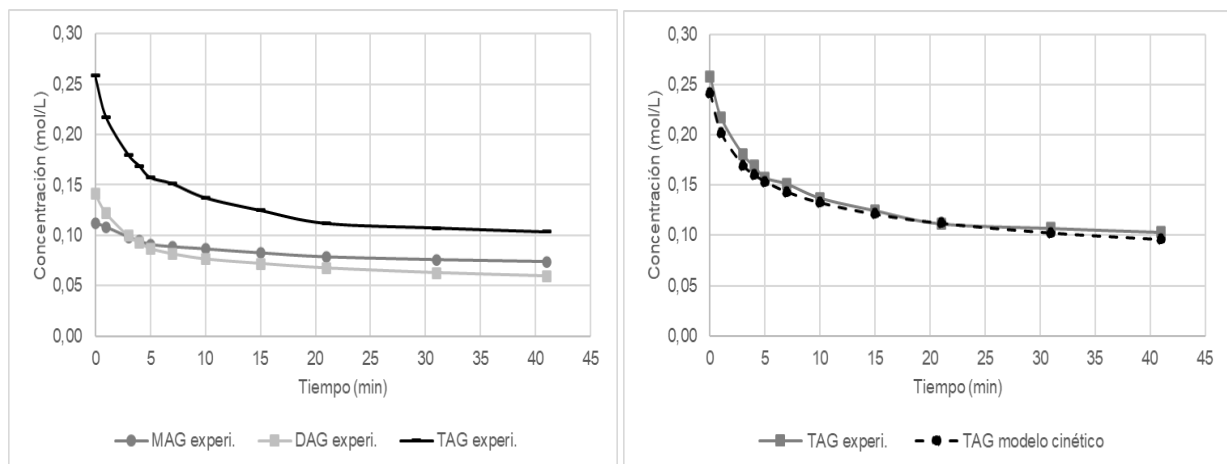


Figura 5. Concentraciones de MAG, DAG y TAG experimentales y comparación de la concentración de TAG experimental y la obtenida por el modelo matemático para el reactor R2.

En la [Figura 5](#) se presenta el modelamiento matemático de los resultados experimentales obtenidos para el reactor 2. Los datos empleados

en el modelo se obtuvieron a partir de dos ensayos y se promediaron los valores de concentraciones de triglicéridos. La línea continua representa la

disminución de la concentración de los triglicéridos (mol/L) en el tiempo obtenido experimentalmente, la línea discontinua, representa el modelo obtenido, empleando los parámetros cinéticos: $k = 106,6$ y $\alpha = 5,2$, reemplazando en la Ecuación 6. Las curvas de concentración de triglicéridos

experimental y del modelo matemático muestran una ligera diferencia en la fase inicial de la reacción.

Reactor 3. En la Tabla 4 se presentan los datos utilizados en el cálculo de los parámetros cinéticos de k con un valor de 6,11 y 1,8 para α .

Tabla 4. Datos utilizados en el cálculo de parámetros cinéticos para el reactor 3.

Tiempo (min)	C_{ai} (mol/L)	X_a (mol/L)	DX / DT (X/min)	$\ln(DX/DT)$	$\ln(C_{ai}(1-X_a))$
R1	0,2343	-	-	-	-
R2	0,1239	-	-	-	-
0	0,1211	0,0000	0,6768	-0,3904	-2,1112
1	0,0391	0,6768	0,3706	-0,9927	-3,2407
2	0,0313	0,7412	0,0753	-2,5862	-3,4628
3	0,0209	0,8274	0,0521	-2,9549	-3,8681
5	0,0124	0,8974	0,0156	-4,1628	-4,3883
10	0,0077	0,9364	0,0049	-5,3086	-4,8658
20	0,0034	0,9716	0,0016	-6,4403	-5,6743
40	0,0019	0,9842	0,0006	-7,3704	-6,2615

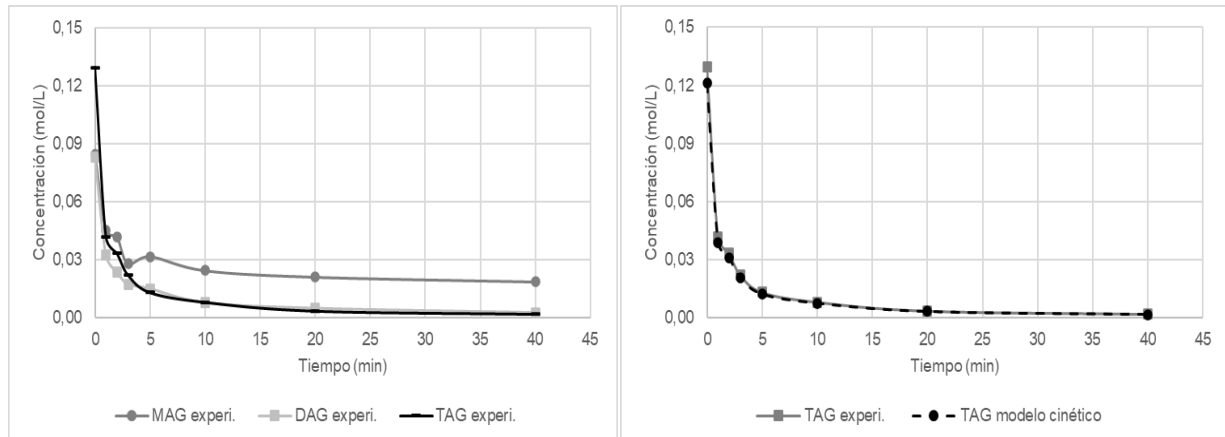


Figura 6. Concentraciones de MAG, DAG y TAG experimentales y comparación de la concentración de TAG experimental y la obtenida por el modelo matemático para el reactor R3.

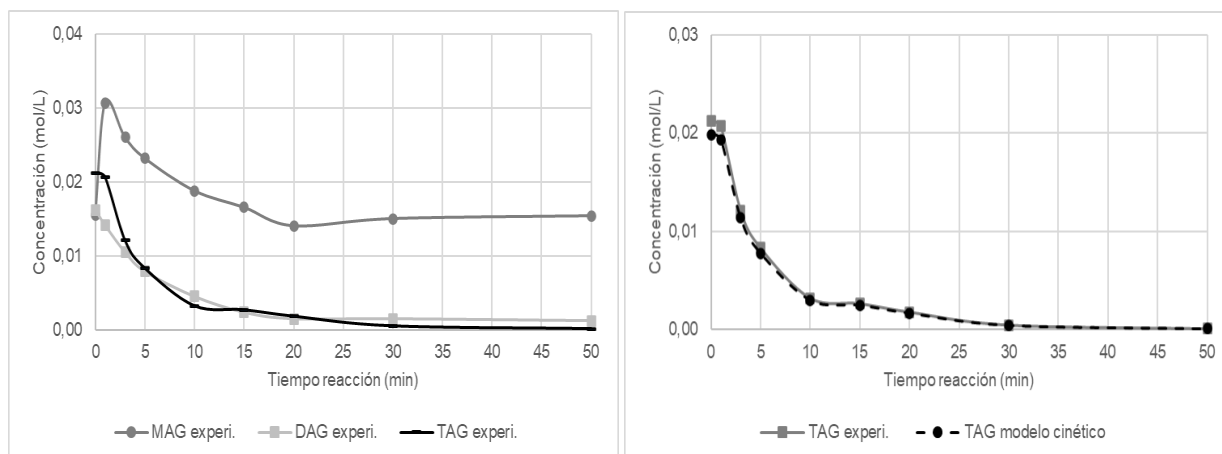
En la Figura 6 se presenta el modelamiento matemático de los resultados experimentales obtenidos para el reactor 3. La línea continua representa la disminución de la concentración de los triglicéridos (mol/L) en el tiempo obtenidos experimentalmente. La línea discontinua representa el modelo obtenido, empleando los parámetros cinéticos: $k = 1,8$ y $\alpha = 6,1$ y

reemplazando en la Ecuación 6. Las dos curvas de disminución de triglicéridos en reacción, del modelo matemático y experimental mostraron una elevada concordancia.

Reactor 4. En la Tabla 5 se presentan los datos utilizados en el cálculo de los parámetros cinéticos de k con un valor de 0,17 y 1,04 para α .

Tabla 5. Datos utilizados en el cálculo de parámetros cinéticos para el reactor 4.

Tiempo (min)	C_{ai} (mol/L)	X_a (mol/L)	DX/DT (X/min)	$\ln(DX/DT)$	$\ln(C_{ai}(1-X_a))$
R1	0,2863	-	-	-	-
R2	0,0965	-	-	-	-
R3	0,0199	-	-	-	-
0	0,0199	0,0000	0,0255	-3,6705	-3,9191
1	0,0194	0,0255	0,1428	-1,9466	-3,9449
3	0,0114	0,4283	0,1455	-1,9277	-4,4782
5	0,0078	0,6074	0,0600	-2,8134	-4,8541
10	0,0030	0,8483	0,0267	-3,6244	-5,8049
15	0,0025	0,8740	0,0066	-5,0150	-5,9909
20	0,0017	0,9147	0,0069	-4,9828	-6,3803
30	0,0005	0,9769	0,0027	-5,9230	-7,6854
50	0,0001	0,9950	0,0009	-7,0067	-9,2131

**Figura 7.** Concentraciones de MAG, DAG y TAG experimentales y comparación de la concentración de TAG experimental y la obtenida por el modelo matemático para el reactor R4.

En la [Figura 7](#) se muestra el resultado del modelamiento matemático de los resultados experimentales obtenidos para el reactor 4. La línea continua representa la disminución en la concentración de los triglicéridos (mol/L) en el tiempo obtenido experimentalmente. La línea discontinua, representa los valores de triglicéridos a partir del modelo obtenido, con los parámetros cinéticos: $k = 0,17$ y $\alpha = 1,04$ y reemplazando en la [Ecuación 6](#). En esta figura se observa concordancia entre los datos del modelo y los experimentales comparado con los tres primeros reactores. Darnoko *et al.* [26] obtuvieron diferentes constantes de velocidad de reacción en la transesterificación de aceite blanqueado y refinado de palma a varias temperaturas. La conversión de TAG, DAG y MAG mostró ser de segundo orden hasta los 30 minutos

de reacción, lo cual concuerda con el orden de reacción de los TAG de este trabajo para los datos obtenidos en los R1, R2 y R3. Las constantes de velocidad de reacción para las reacciones de hidrólisis de TAG, DAG y MAG fueron de $0,018 - 0,191 \text{ \%p.min}^{-1}$.

Simulación de resultados en continuo

Una vez obtenidos todos los parámetros cinéticos, se llevó a cabo la simulación para un reactor CSTR empleando la [Ecuación 10](#) para obtener los tiempos de residencia de cada reactor. Los tiempos de residencia obtenidos para cada uno de los reactores fueron de 15 minutos para el reactor 1, 65 minutos para el reactor 2, 38,7 minutos para el reactor 3 y 49,6 minutos para el reactor 4 ([Tabla 6](#)).

Tabla 6. Datos para simulación de un reactor CSTR.

CASO BASE				
Parámetros	R1	R2	R3	R4
Flujo másico (kg/h)	21180	21180	19697	15797
TAG entrada (%p/p)	60,70	23,22	10,36	1,28
TAG salida (%p/p)	23,23	10,36	1,28	0,17
Constante de reacción, k	0,58	106,61	6,1	0,17
Orden de reacción, α	2,19	5,20	1,8	1,04
Volumen reactor (m^3)	6,85	15,27	15,27	15,71
Tiempo residencia (min)	15,0	65	38,7	49,6

Al calcular estos tiempos, el modelo también estimó la concentración en equilibrio de triglicéridos en el reactor CSTR. Estas concentraciones fueron de 22,23 %p/p al terminar el reactor 1, 10,36 %p/p al finalizar reactor 2, 1,28 %p/p al finalizar el reactor 3 y 0,17 %p/p al finalizar el reactor 4.

En este punto en el cual se conoce la concentración final que se desea alcanzar en cada reactor, se calculó el tiempo de reacción en lote requerido, según la [Ecuación 11](#).

En la [Tabla 7](#) se muestran los valores de los tiempos de reacción que se emplearon en cada uno de los

cuatro reactores batch a nivel laboratorio para simular la reacción en forma continua, como se realiza a nivel planta industrial.

Estos valores de tiempo de residencia permitieron que a nivel laboratorio en reactores por lotes se evaluarán los reactores del tren de transesterificación de la planta industrial lo que permite la evaluación de diferentes variables tendientes a optimizar el funcionamiento de este tren de reacción industrial. Asimismo, es una herramienta valiosa para dar respuesta a cambios en las variables operacionales sin necesidad de intervenir el tren de reactores industriales.

Tabla 7. Parámetros utilizados en la simulación en forma continua con los tiempos de reacción en batch de cada uno de los cuatro reactores.

CASO BASE				
Parámetros	R1	R2	R3	R4
Flujo másico (kg/h)	21 180	21 180	19 697	15 797
TAG entrada (%p/p)	60,70	23,22	10,36	1,28
TAG salida (%p/p)	23,23	10,36	1,28	0,17
Constante de reacción, k	0,58	106,61	6,1	0,17
Orden de reacción, α	2,19	5,20	1,8	1,04
Tiempo reacción batch (min)	5,32	17,46	5,54	14,73

En la [Figura 8](#) se muestra el avance de la conversión y de la concentración de triglicéridos en cada uno de los cuatro reactores que forman parte del tren de transesterificación de la planta industrial con los datos de la [Tabla 7](#). En esta Figura se observa que en el primer reactor se

presenta un rápido incremento en la conversión de los TAG, en los siguientes dos reactores el aumento en la conversión es menor hasta llegar al reactor 3 donde la conversión es muy baja, dada a la baja concentración de TAG en este punto de la reacción.

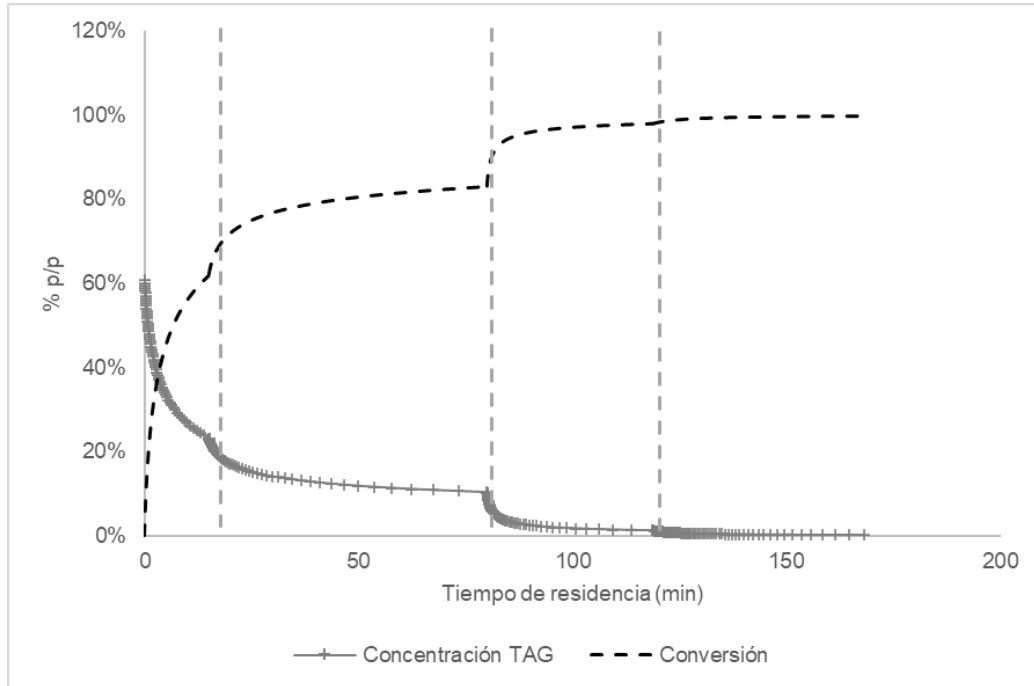


Figura 8. Simulación de conversión y concentración de triglicéridos en cada uno de los reactores de transesterificación para el caso base.

Con base en la información obtenida del modelo cinético, se planteó evaluar el comportamiento de los reactores del tren de transesterificación con variación en el flujo másico. Es así como se revisó el avance en la conversión y en la concentración de triglicéridos al disminuir el flujo másico en un 20 % y con un incremento del 20 y 50 %. En la [Tabla 8](#) se presentan los datos

básicos utilizados y en la [Figura 9](#) se observan los resultados obtenidos.

En la [Figura 9](#) se observa que la variación en los flujos de entrada en el set de cuatro reactores mostró un desplazamiento en los tiempos de residencia tanto en la conversión, como en el avance de la concentración de TAG comparado con el caso base.

Tabla 8. Datos para simulación de un reactor CSTR con variación en el flujo.

Variación en flujo (%)	-20				+20				+50			
Parámetros	R1	R2	R3	R4	R1	R2	R3	R4	R1	R2	R3	R4
TAG entrada (%p/p)	73,4	23,7	13,2	1,4	73,4	27,5	14,8	1,85	73,4	32,3	16,9	2,53
TAG salida (%p/p)	23,7	13,2	1,4	0,17	27,5	14,8	1,85	0,31	32,3	16,9	2,53	0,62
Constante de reacción, k	0,58	107	6,1	0,17	0,58	107	6,1	0,17	0,58	107	6,1	0,17
Orden de reacción, α	2,19	5,2	1,8	1,04	2,19	5,2	1,8	1,04	2,19	5,2	1,8	1,04
Volumen reactor (m^3)	6,85	15,3	15,3	15,7	6,85	15,3	15,3	15,7	6,85	15,3	15,3	15,7
Tiempo residencia (min)	19,1	39,9	42,9	55	12,8	26,6	28,6	36,7	8	16,6	17,9	22,9
Tiempo reacción batch (min)	5,7	11	5,3	15,4	4,42	6,17	4,13	12,7	3,29	4,48	3,08	9,88

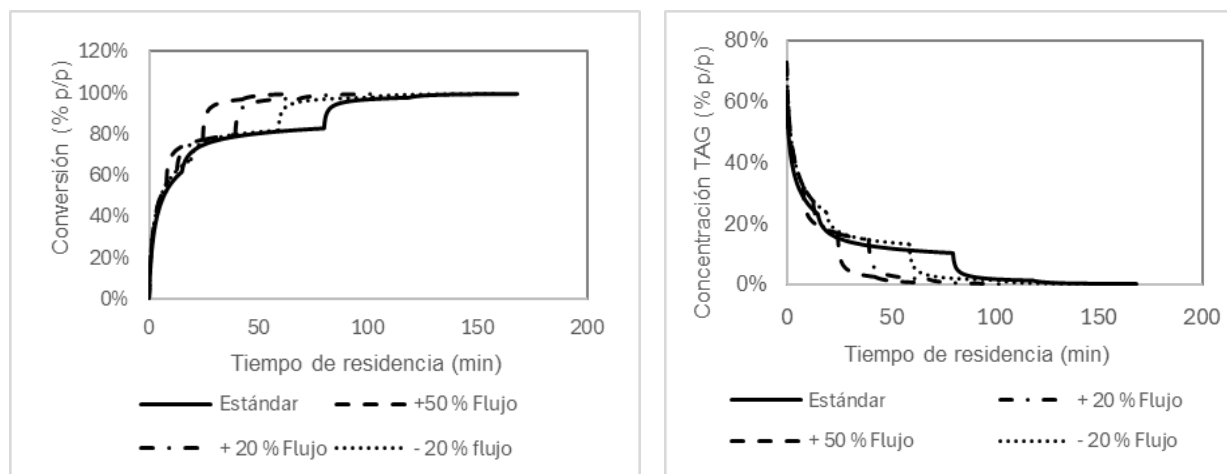


Figura 9. Resultados de la simulación de la conversión y concentración de triglicéridos para cada uno de los cuatro reactores con variación en el flujo.

Conclusiones

Los valores cinéticos obtenidos en el reactor batch para las constantes de reacción de los diferentes reactores fueron de 0,58 para R1, 1,07 para R2, 6,1 para R3 y 0,17 para R4. Los órdenes de reacción fueron de 2,19 para R1, 5,2 para R2, 1,8 para R3 y 1,04 para R4. Estos parámetros cinéticos junto con los valores de salida de TAG de cada reactor permitieron calcular los tiempos de reacción para operar por lotes que permiten simular el funcionamiento del tren de los cuatro reactores de transesterificación a nivel industrial.

Los valores de estos tiempos de reacción fueron de 5,32 min para R1, 17,46 min para R2, 5,54 min para R3 y 14,73 min para R4. Asimismo, se observó que, al variar el flujo de entrada, tanto la conversión como la variación en la concentración de TAG presentaron un desplazamiento en el tiempo de residencia de los diferentes reactores. La información que suministra la evaluación a nivel laboratorio del proceso de transesterificación industrial es útil para evaluar cambios operacionales antes de ser implementados en planta industrial.

Referencias

- [1] Fedebiocombustibles. Informe de gestión anual 2024. Bogotá, Colombia; 2025.
- [2] Olutoye M, Hameed B. Production of biodiesel fuel by transesterification of different vegetable oils with methanol using Al_2O_3 modified $MgZnO$ catalyst. *Bioresour. Technol.* 2013;132:103-108. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2012.12.171>
- [3] Freedman B, Butterfield RO, Pryde EH. Transesterification kinetics of soybean oil. *J. Am. Oil Chem Soc.* 1986;63:1375-1380. <https://doi.org/10.1007/BF02679606>
- [4] Okullo AA, Temu AK. Modelling the Kinetics of Jatropha Oil Transesterification. *Energy Pow. Eng.* 2015;7:135-143. <http://doi.org/10.4236/epe.2015.74013>
- [5] Rahman MM, Hassan T, Rabbi F, Shakil F, Khan A. Transesterification of vegetable oil with ethanol using different catalysts. *AIP Conf. Proc.* 2021;2324(1):050003. <https://doi.org/10.1063/5.0037587>
- [6] Farobiea O, Leow ZYM, Samanmulya T, Matsumura Y. New insights in biodiesel production using supercritical 1-propanol. *Energy Convers. Manag.* 2016;124:212-218. <http://doi.org/10.1016/j.enconman.2016.07.021>
- [7] Mandal S, Kundu K. Synthesis of biodiesel by KOH-catalyzed methanolysis of flaxseed oil and determination of fuel properties. *Biofuels.* 2019;12(8):999-1005. <https://doi.org/10.1080/17597269.2019.1573603>
- [8] Ortiz Tapia MC, García Alamilla P, Lagunes Gálvez LM, Arregoitia Quezada MI, García Alamilla R, León Chávez MA. Obtención de biodiesel a partir de aceite crudo de palma (*Elaeis guineensis* Jacq.). Aplicación del método de ruta ascendente. *Acta Univ.* 2016;26(5):3-10. <https://doi.org/10.15174/au.2016.910>

- [9] Carlucci C, Andresini M, Degennaro L, Luisi R. Benchmarking acidic and basic catalysis for a robust production of biofuel from waste cooking oil. *Catalysts*. 2019;9(12):1050. <https://doi.org/10.3390/catal9121050>
- [10] Hazrat MA, Rasul MG, Khan MMK, Ashwath N, Silitonga AS, Fattah IMR, *et al*. Kinetic Modelling of Esterification and Transesterification Processes for Biodiesel Production Utilising Waste-Based Resource. *Catalysts*. 2022;12(11):1472. <https://doi.org/10.3390/catal12111472>
- [11] Haryanto A, Gita AC, Saputra TW and Telaumbanua M. Kinetics of biodiesel synthesis using used frying Oil through transesterification reaction. *Aceh Int. J. Sci. Tech*. 2020;9(1):1-11. <https://doi.org/10.13170/AIJST.9.1.13297>
- [12] Ramón-Valencia JA, Saavedra-Rincón S, Porras O, Bermúdez SC, Palacios-González J.R. Obtención de Biodiésel a partir de aceite y semillas de *Jatropha curcas*, utilizando catalizadores inmovilizados y transesterificación in situ asistida por ultrasonido. *Revista Espacios*. 2018;39(16):24.
- [13] Mani Y, Devaraj T, Devaraj K, Abdur Rawoof SA, Subramanian S. Experimental investigation of biodiesel production from *Madhuca longifolia* seed through in situ transesterification and its kinetics and thermodynamic studies. *Environ. Sci. Pollut. Res.* 2020;27(29):36450-36462. <https://doi.org/10.1007/s11356-020-09626-y>
- [14] Guerrero Fajardo CA, Osorio León ID, Sierra Vargas FE. Evaluación del efecto de la temperatura en la producción de biodiesel con aceite de higuera. *Ing. Investig.* 2010;30(2):52-61.
- [15] Lugo ML, Kaiser Rodríguez DB. Producción de Biodiesel a partir de la Transesterificación de Aceites Vegetales Residuales con KOH como catalizador. *Ciencia*. 2014;22(2):121-128.
- [16] Barnwal BK, Sharma MP. Prospects of biodiesel production from vegetable oils in India. *Renewable Sustainable Energy Rev.* 2005;9(4):363-378. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2004.05.007>
- [17] Onukwuli DO, Emembolu LN, Ude CN, Aliozo SO, Menkiti MC. Optimizarion of biodiesel production from refined cotton seed oil and its characterization. *Egypt. J. Pet.* 2017;26(1):103-110. <http://doi.org/10.1016/j.ejpe.2016.02.001>
- [18] Ortiz Tapia MC, García Alamilla P, Lagunes Gálvez LM, Arregoitia Quezada MI, García Alamilla R, León Chávez MA. Biodiesel production from crude palm oil (*Elaeis guineensis* Jacq). Ascending path method application. *Acta Universitaria*. 2016;26(5):3-10. <https://doi.org/10.15174/au.2016.910>
- [19] Veljkovic VB, Stamenkovic OS, Todorovic ZB, Lazic ML, Skala DU. Kinetics of sunflower oil methanolysis catalyzed by calcium oxide. *Fuel*. 2009;88(9):1554-1562. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2009.02.013>
- [20] Fogler HS. Elementos de ingeniería de las reacciones químicas. 3a ed. México: Prentice Hall; 2001.
- [21] Andreo-Martínez P, García-Martínez N, Durán-del-Amor MM, Quesada-Medina J. Advances on kinetics and thermodynamics of non-catalytic supercritical methanol transesterification of some vegetable oils to biodiesel. *Energy Convers. Manag.* 2018;173:187–196. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2018.07.069>
- [22] Encinar JM, González JF, Martínez G, Nogales-Delgado S. Transesterification of soybean oil through different homogeneous catalysts: Kinetic study. *Catalysts*. 2022;12(2):146. <https://doi.org/10.3390/catal12020146>
- [23] Cheng SF, Choo YM, Ma AN, Chuah CH. Kinetics study on transesterification of palm oil. *J. Oil Palm Res.* 2004;16(2):19-29.
- [24] Leevijit T, Wisutmethangoon W, Prateepchaikul G, Tongurai C, Allen M. A second order kinetics of palm oil transesterification. The Joint International Conference on Sustainable Energy and Environment, Hua Hin, Thailand. 2004a;1:277-281.
- [25] Leevijit T, Wisutmethangoon W, Prateepchaikul G, Tongurai C, Allen M. Transesterification of Palm Oil in Series of Continuous Stirred Tank Reactors. The Joint International Conference on Sustainable Energy and Environment, Hua Hin, Thailand. 2004b;1:272-276.
- [26] Darnoko D, Cheryan M. Kinetics of Palm Oil Transesterification in a Batch Reactor. *J. Am. Oil Chem. Soc.* 2000;77(12):1263-1267.
- [27] Lotero E, Liu Y, López D, Suwannakam K, Bruce D and Goodwin JG. Synthesis of Biodiesel via Acid Catalysis. *Ind. & Eng. Chem. Res.* 2005;44(14):5353-5363. <https://doi.org/10.1021/IE049157G>
- [28] Burden RL, Faires D, Burden AM. Numerical analysis. 10 ed. Cengage Learning; 2016.
- [29] Stanescu RC, Leahu CI, Soica A. Aspects Regarding the Modelling and Optimization of the Transesterification Process through Temperature Control of the Chemical Reactor. *Energies*. 2023;16(6):2883. <https://doi.org/10.3390/en16062883>