

**EFFECTO DE LA INCORPORACION DE BORO EN LOS CATALIZADORES
Ru-Sn EN LA HIDROGENACIÓN DE ÉSTERES METILICOS
PROVENIENTES DEL ACEITE DE PALMA PARA LA OBTENCIÓN DE
ALCOHOLES GRASOS INSATURADOS**

**ANDREA GOMEZ BRAVO
SANDRA YENISEI GRIMALDOS SALAZAR**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
CENTRO DE INVESTIGACIÓN EN CATÁLISIS
BUCARAMANGA, 2005**

**EFFECTO DE LA INCORPORACION DE BORO EN LOS CATALIZADORES
Ru-Sn EN LA HIDROGENACIÓN DE ÉSTERES METILICOS PROVENIENTES
DEL ACEITE DE PALMA PARA LA OBTENCIÓN DE ALCOHOLES GRASOS
INSATURADOS**

**ANDREA GOMEZ BRAVO
SANDRA YENISEI GRIMALDOS**

Trabajo de grado para optar al título de Ingeniero (a) Químico (a)

Director: Prof. ARISTÓBULO CENTENO
Ingeniero Químico M. Sc. PhD.

Codirectora: Prof. SONIA AZUCENA GIRALDO
Ingeniera Química M. Sc. PhD.

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
CENTRO DE INVESTIGACIÓN EN CATÁLISIS
BUCARAMANGA, 2005**

AGRADECIMIENTOS

Al personal del Centro de Investigación en Catálisis (CICAT) de la Universidad Industrial de Santander.

A todos las personas que colaboraron para alcanzar el éxito de este trabajo.

TABLA DE CONTENIDO

	Pág
INTRODUCCIÓN	13
2. MARCO TEORICO	15
2.1. GENERALIDADES	15
3. DESARROLLO EXPERIMENTAL	25
3.1. MODIFICACIÓN DEL SOPORTE	27
3.2. IMPREGNACIÓN DE LA FASE ACTIVA	27
3.3. CARGA MODELO	28
3.3.1. Preparación de los ésteres	29
3.4. ANÁLISIS DE LOS PRODUCTOS DE REACCION	29
3.5. ENSAYOS PRELIMINARES	30
3.5.1. Activación del catalizador	31
3.5.2. Análisis de los productos de las reacciones preliminares	32
3.6. EVALUACIÓN CATALITICA	32
3.6.1. Equipo para evaluación de catalizadores	33
3.7. CARACTERIZACIÓN DE LOS CATALIZADORES	33
4. RESULTADOS	34
4.1. INFLUENCIA DE LA CANTIDAD DE BORO	34
4.2. INFLUENCIA DE LA COMPOSICIÓN NOMINAL DE METALES	40
4.3. ACTIVIDAD CATALITICA	43
4.4. SELECTIVIDAD DE LOS CATALIZADORES	44
4.5. CARACTERIZACION DE LOS CATALIZADORES	46
4.6. EXPRESIÓN DE RESULTADOS	46
5. DISCUSION DE RESULTADOS	49
5.1. INFLUENCIA DE LA INCORPORACIÓN DEL BORO	49
5.2. INFLUENCIA DE LA COMPOSICIÓN NOMINAL DE METALES	51
6. CONCLUSIONES	55
7. BIBLIOGRAFÍA	56

LISTADO DE FIGURAS

	Pág
Figura 1. Distribución de la producción de aceite de palma a nivel mundial, 2002	15
Figura 2. Estructura de la superficie de la alúmina: a) sin boro, b) con boro	20
Figura 3. Formación del alcohol graso vía hemiacetal	20
Figura 4. Mecanismo de la hidrogenación de un metil éster vía la formación de un aldehído propuesto por Kim et al.	22
Figura 5. Esquema de la reacción de hidrogenación de metil oleato en presencia del catalizador Ru-Sn / Al ₂ O ₃ propuesta por Barrault.	24
Figura 6. Metodología de Trabajo	26
Figura 7. Concentración del metil estearato para las reacciones a 250°C y 900 psi, en las que se usaron catalizadores Ru-Sn-B con 2% Ru.	35
Figura 8. Concentración del metil oleato para las reacciones a 250°C y 900 psi, en las que se usaron catalizadores Ru-Sn-B con 2% Ru.	35
Figura 9. Concentración del metil linoleato en función del tiempo para las reacciones a 250°C y 900 psi, en las que se usaron catalizadores Ru-Sn-B con 2 %Ru.	36
Figura 10. Concentración del alcohol linoleico en reacciones a 250°C y 900 psi, en las que se usaron catalizadores Ru-Sn-B con 2% Ru.	37
Figura 11. Concentración del metil estearato para las reacciones a 250°C y 900 psi, en las que se usaron catalizadores Ru-Sn-B con 1% Ru.	38

Figura 12. Concentración del metil oleato para las reacciones a 250°C y 900 psi, en las que se usaron catalizadores Ru-Sn-B con 1% Ru.	38
Figura 13. Concentración del metil linoleato para las reacciones a 250°C y 900 psi en la que se usaron catalizadores Ru-Sn-B con 1% Ru.	39
Figura 14. Concentración del alcohol linoleico en reacciones a 250°C y 900 psi, en las que se usaron catalizadores Ru-Sn-B con 1 %Ru	40
Figura 15. Concentración del metil estearato para las reacciones a 250°C y 900 psi en las que se usaron catalizadores Ru-Sn-B con 6% B	41
Figura 16. Concentración del metil oleato para las reacciones a 250°C y 900 psi, en las que se usaron catalizadores Ru-Sn-B con un contenido de 6% B	41
Figura 17. Concentración del metil linoleato para las reacciones a 250°C y 900 psi en las cuales se usaron catalizadores Ru-Sn-B con un contenido de 6% B	42
Figura 18. Concentración del alcohol linoleico en reacciones a 250°C y 900 psi usando catalizadores Ru-Sn-B con un contenido de 6% B	43
Figura 19. Esquema sugerido de la hidrogenación de la mezcla de ésteres derivados del aceite de palma en presencia de RuSnB/Al ₂ O ₃ .	54

LISTADO DE TABLAS

	Pág
Tabla 1. Especificaciones de la gamma Alúmina utilizada como soporte de los catalizadores.	25
Tabla 2. Nomenclatura de los catalizadores preparados y composición nominal de Ru, Sn y B.	28
Tabla 3. Condiciones de reacción escogidas.	32
Tabla 4. Composición de la carga modelo.	33
Tabla 5. Actividad catalítica de los sistemas analizados, para las reacciones llevadas a cabo a 250°C y 900 psi.	44
Tabla 6. Selectividad de los sistemas catalíticos analizados, en las reacciones de hidrogenación llevadas a cabo a 250° y 900 psi.	45
Tabla 7. Porcentaje de pérdida de masa para los diferentes catalizadores.	45
Tabla 8. Contenido de metales (%peso) en los catalizadores medidos por Absorción atómica.	46

LISTADO DE ANEXOS

Anexo A. Espectro de cromatografía de gases para el patrón de esteres y para la carga inicial	Pág 59
Anexo B. Reporte de espectrofotometría de masas para los productos líquidos de reacción	61
Anexo C. Descripción del equipo para evaluación de catalizadores	62

TITULO. EFECTO DE LA INCORPORACIÓN DE BORO SOBRE LOS CATALIZADORES Ru-Sn EN LA HIDROGENACIÓN DE ÉSTERES METÍLICOS PROVENIENTES DEL ACEITE DE PALMA PARA LA OBTENCIÓN DE ALCOHOLES GRASOS INSATURADOS *

AUTORES: ANDREA GÓMEZ BRAVO.
SANDRA YENISEI GRIMALDOS SALAZAR.**

PALABRAS CLAVES: Hidrogenación catalítica, ésteres metílicos, alcoholes grasos, boro.

RESUMEN

La hidrogenación catalítica de ésteres metílicos derivados del aceite de palma permite la obtención de alcoholes grasos. Estos alcoholes son importantes ya que se utilizan para la producción de surfactantes, productos de limpieza, tocador y cuidado personal, dando así un mayor valor agregado a los productos derivados del aceite de palma.

Esta investigación determinó el efecto que sobre la actividad y la selectividad para la obtención de alcoholes grasos insaturados tiene la adición de boro a los catalizadores Ru-Sn soportados en γ -alumina, para éste propósito se prepararon cuatro series de catalizadores Ru-Sn-B por el método de impregnación seca sucesiva variando las cantidades de cada uno de los componentes. Las pruebas catalíticas se realizaron en un reactor tipo batch de 500 ml de capacidad a una temperatura de 250°C y una presión de 900 psi. La caracterización de los catalizadores se realizó por absorción atómica.

Los resultados mostraron que la adición de boro en los catalizadores incrementó la actividad y selectividad hacia la formación de alcoholes grasos insaturados. Así mismo, se determinó la presencia de ésteres pesados en los productos de reacción debido a la posible trasesterificación de los ésteres metílicos iniciales; además altos contenidos de Ru en los catalizadores aumentaron la tendencia de la reacción hacia la hidrogenación del enlace olefínico que de acuerdo con los resultados obtenidos fue más rápida que la hidrogenación del grupo carbonilo.

* Trabajo de grado

** Facultad de Físicoquímicas, Escuela de Ingeniería Química, Director Proyecto: Prof. Aristóbulo CENTENO

TITLE. EFFECT OF THE INCORPORATION OF BORON OVER Ru-Sn CATALYST IN THE HIDROGENACIÓN DE METHYLIC ÉSTERES FROM THE OIL OF PALM TO OBTAIN OF INSATURATED FATTY ALCOHOLS.*

AUTHORS: ANDREA GÓMEZ BRAVO.
SANDRA YENISEI GRIMALDOS SALAZAR. **

KEY WORDS: Catalytic Hydrogenation, methylic esters, fatty alcohols, boron.

ABSTRACT

The catalytic hydrogenation of methylic esters from the oil palm allows the obtaining of fatty alcohols. This alcohols are important because they are used for the surfactantes production, cleaning products, dressing room and personal care, giving a higher aggregated value to the products that come from the oil palm.

This investigation determined the effect that over the activity and the selectivity to obtain unsaturated fatty alcohols has the addition of boron to the Ru-Sn catalysts supported in γ -alumina, to this purpose four series of Ru-Sn-B catalysts were prepared by the consecutive dry impregnation method varying the amounts of each one of the components. The catalytic tests were made in a batch reactor of 500 ml of capacity at 250°C of temperature and 900 psi of pressure. The characterization of the catalysts was carried out for atomic absorption.

The results showed that the boron addition to the catalysts increased the activity and selectivity to the formation of unsaturated fatty alcohols. Also, it was determined the presence of heavy esters in the reaction products because to the possible transesterification of the initial methylic esters; besides high contents of Ru in the catalysts increased the tendency of the reaction to the hydrogenation of the olefinic bond that according to the obtained results was faster than the hydrogenation of the carbonyl group.

* Trabajo de grado

** Facultad de Físicoquímicas, Escuela de Ingeniería Química, Director Proyecto: Prof. Aristóbulo CENTENO

INTRODUCCIÓN

En Colombia, la industria de palma de aceite ha tenido su mayor interés en el cultivo, el beneficio del fruto y la refinación del aceite para uso alimenticio, quedando de esta forma su aprovechamiento limitado solamente a estos compuestos primarios y permaneciendo por fuera del mercado de otros tipos de productos de mayor valor agregado, como se hace en otros países .

La falta de estudio en el país para la producción de derivados del aceite de palma y el desarrollo de la oleoquímica, es preocupante si se tiene en cuenta la elevada potencialidad con que cuenta para el desarrollo de esta industria[1]. Una alternativa de desarrollo que debe explorarse en este sentido, debe partir de los grupos de investigación nacionales[2], teniendo como meta el aporte de nuevas tecnologías y procesos a la industria de la palma de aceite en los que se da mayor valor a los productos derivados.

Algunos oleoquímicos básicos que se derivan de los aceites y grasas naturales son los ácidos grasos, los ésteres grasos , los alcoholes grasos, los compuestos de nitrógeno graso y el glicerol. Dentro de estos productos, los alcoholes grasos son uno de los pilares de la industria oleoquímica, porque son empleados para la producción de otros compuestos como, sulfatos, sulfatos de éter y los etoxilatos que se emplean como surfactantes y en productos de tocador y cuidado personal, los cuales son importados en Colombia[1].

Teniendo en cuenta que los procesos de producción de los alcoholes grasos, son a través de la hidrogenación selectiva, los sistemas catalíticos juegan un papel fundamental y es aquí donde se centra este trabajo de grado. Se proponen

desarrollar y estudiar sistemas catalíticos que sean más activos para la hidrogenación selectiva de ácidos grasos insaturados y/o ésteres metílicos, con un énfasis especial en la preservación del doble enlace $C=C$ de la molécula original del ácido/éster para producir los alcoholes grasos insaturados.

La hidrogenación catalítica selectiva del grupo carbonilo en presencia del doble enlace $C=C$ generalmente es llevada a cabo en catalizadores metálicos del grupo VIII (Pt, Rh, Ru, etc); el desempeño de estos metales se ve beneficiado con la presencia de promotores (Sn, Ge, Fe etc) y del uso de soportes tales como TiO_2 , Al_2O_3 , MoO_3 , etc., [3].

Se estudiará el sistema catalítico Ru-Sn-B soportado en alúmina variando las cantidades de cada uno de los elementos para examinar el efecto que ejerce sobre la actividad y selectividad hacia la formación de alcoholes grasos mediante hidrogenación catalítica. La utilización de Ru como metal favorecerá la hidrogenación, la adición del Sn influye sobre la selectividad ya que se ha encontrado que promueve sitios de adición preferenciales para las moléculas de los otros metales de tal manera que se evita la hidrogenación de los dobles enlaces. La presencia del Boro en este sistema se justifica teniendo en cuenta la influencia que tiene la acidez que él promueve en el catalizador, sobre la dispersión y el tamaño de partículas de los metales soportados[4].

2. MARCO TEORICO

2.1. Generalidades

Debido al incremento en nuestro país del cultivo de la palma, y que hoy lo ubican en el cuarto renglón de la producción mundial, existe un interés creciente por investigar sus diferentes productos derivados como los son los ésteres, ácidos grasos, glicerol, compuestos nitrogenados y alcoholes grasos [1]. Todo esto teniendo en cuenta que nuestra sociedad industrializada moderna depende de los hidrocarburos.

La oleoquímica es una propuesta bastante interesante, para la producción de estos compuestos, con la ventaja de tener una gran diversidad de posibilidades de exploración y explotación, comparada con la industria petroquímica.

Colombia ocupa el cuarto lugar en producción de palma a nivel mundial (**Figura 1**) con una producción estimada para el año 2003 de 580.000 toneladas de las cuales 145.000 toneladas (25% de la producción total) se destinarán a la exportación y las 435.000 toneladas restantes se destinaran a satisfacer el mercado interno.

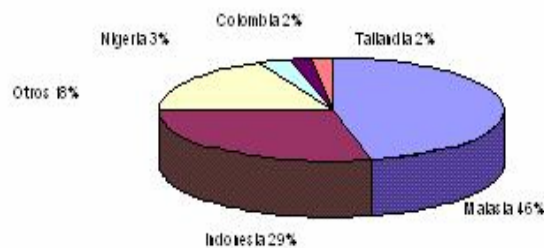


Figura 1. Distribución de la producción de aceite de palma a nivel mundial, 2002 [1].

Los cinco productos básicos que se derivan de los aceites y las grasas naturales son: los ácidos grasos, que se pueden utilizar directamente en la producción de velas, lápices de colores y cosméticos, y en el procesamiento del caucho. Estos ácidos grasos se utilizan como material inicial para la producción de otros oleoquímicos y se conocen como el portal de los oleoquímicos; los ésteres metílicos que se pueden utilizar como sustitutos del diesel, y son la materia prima para la producción de alcoholes grasos y aminos grasos.

El glicerol o la glicerina que se utiliza ampliamente como solvente o como portador de medicamentos, en productos medicinales como las mezclas o jarabes para la tos y los antibióticos. También se usa como humectante para cosméticos, pastas de dientes y tabaco y para la producción de explosivos y polímeros; los compuestos nitrogenados que tienen aplicaciones especializadas como coadyuvantes en el procesamiento de plásticos, agentes antideslizantes y como agentes de flotación e inhibidores de la corrosión. La mayor parte de los compuestos de nitrógenos graso se utiliza para la producción de compuestos ordinarios de amonio y actúan como agentes suavizantes y anti estática para los suavizantes de tela y acondicionadores para el cabello.

Por último, los alcoholes grasos, son productos importantes derivados del aceite de palma que encuentran un gran uso principalmente en la elaboración de surfactantes de todo tipo, cosméticos, productos farmacéuticos; dando mayor valor agregado a los productos derivados del aceite de palma.

Una forma de obtención de estos alcoholes es por medio de la reacción de hidrogenación catalítica de ésteres metílicos derivados del aceite de palma, debido a que es el procedimiento mas útil y sencillo en el cual se obtienen productos de reducción con un alto rendimiento y no se requieren volúmenes grandes de solventes.

El término hidrogenación catalítica hace referencia específicamente a la reacción química de una sustancia con hidrógeno molecular, en presencia de un catalizador. Este proceso incluye las reacciones en las cuales el hidrógeno se

adiciona a una sustancia para eliminar insaturaciones, reacciones en las cuales el hidrógeno genera disociación de las moléculas de la sustancia (hidrogenólisis) y reacciones conocidas como isomerización en las cuales se puede modificar la posición de los enlaces dobles en la molécula o la posición de los grupos alquílicos presentes en ella.

En la producción de alcoholes grasos las posibles reacciones primarias son:

- a) La hidrogenación del enlace $C=C$ de los ácidos o esteres grasos.
- b) La isomerización del enlace $C=C$.
- c) La hidrogenación del grupo carboxílico al alcohol insaturado.

En la reacción de hidrogenación catalítica de los ácidos/ésteres insaturados, para la producción de alcoholes, es más rápida la hidrogenación de los dobles enlaces $C=C$ en relación con los enlaces $C=O$, debido a la conjugación del doble enlace $C=C$ con el grupo carbonilo, este último disminuye la densidad electrónica del doble enlace $C=C$ y lo hace susceptible de ser atacado por nucleófilos, al contrario de lo que sucede con un doble enlace normal y por esto se ha convertido en uno de los mayores inconvenientes para la hidrogenación selectiva del grupo carboxílico en presencia de los dobles enlaces $C=C$ [3].

La hidrogenación se realiza en presencia de catalizadores de metal noble soportado [5,6]. Esta reacción ocurre sobre sitios de metal único y es dependiente del estado del metal, es decir de su grado de reducibilidad y de su dispersión [4].

La reacción de hidrogenación catalítica selectiva del grupo carbonilo en la vecindad de un doble enlace carbono-carbono, para la obtención de alcoholes grasos insaturados, es usualmente llevada a cabo sobre catalizadores de metales pertenecientes al grupo VIII [7,8]. Se ha estudiado la habilidad de estos metales nobles tales como Ru, Pt, Rh para la hidrogenación de $C=O$. También se ha investigado la adición de los llamados promotores para mejorar las cualidades del

catalizador, tales como la dispersión del metal sobre el soporte y el aumento de la selectividad, ya que se ha encontrado que promueven sitios de adición preferenciales para las moléculas de los otros metales [7,8].

Los catalizadores de cobre, paladio, rutenio, rodio, renio y níquel, fueron recientemente estudiados para la hidrogenación selectiva de ésteres a sus correspondientes alcoholes.

El catalizador de Paladio soportado en alúmina fue muy inactivo para esta reacción, pero cuando fue dispersado sobre óxido de Zinc, el metil oleato fue transformado a alcohol oleico con una selectividad del 50% [9]. Los resultados de DRX, revelaron que se pudo formar un compuesto intermetálico "Paladio-Zinc" [10,11], dejando unos sitios nuevos y específicos para la adsorción selectiva e hidrogenación del enlace C=O.

En este trabajo de investigación se utilizó Rutenio como metal principal, estaño como metal promotor y boro como modificador de acidez del soporte.

Narasimhan, validó el uso del Rutenio como metal activo, ya que permite que la hidrogenación se extienda al máximo posible. Su tendencia a saturar los átomos de carbono puede ser lo suficientemente grande como para originar ruptura de enlaces carbono- carbono, sin embargo controlando la presión y la temperatura puede suprimirse esta ruptura [12].

Se justifica la utilización del estaño como metal promotor, debido al análisis de su comportamiento reportado en la literatura[15], donde se afirma, que el estaño polariza el grupo carbonilo del éster, facilitando la transferencia del hidrógeno desde un sitio adyacente Ru-H.

Con la adición de este metal promotor (Sn), se forman dos especies de óxidos de este metal (SO_x , SO_y con $x < y$), cuyo contenido en la superficie, varía con el contenido de Sn. Las especies SO_x en el catalizador, hacen que este se vuelva más selectivo hacia la hidrogenación del enlace C=O, debido a sus propiedades químicas que favorecen la polarización del enlace carbonilo, permitiendo la

reacción por medio del mecanismo de adición nucleofílica, que se presume, es la forma como actúa el catalizador para la obtención de los alcoholes[13].

Además, Mizukami et al [14].demostraron que la actividad del catalizador depende de la naturaleza del soporte, disminuyendo en el siguiente orden: alúmina>zirconia>silica>titanio mientras que la selectividad disminuye en el siguiente orden: alúmina>silica>zirconio=titanio, cuando se estudió el desempeño de diferentes catalizadores Ru-Sn en la hidrogenación selectiva de ácido oleico a alcohol insaturado. La alúmina fue entonces considerada por esos autores el mejor soporte para los catalizadores Ru-Sn en la hidrogenación selectiva de ácido oleico a alcoholes insaturados. Con base en lo anterior, en los catalizadores analizados en este trabajo de grado, se usó como soporte la alúmina.

Para incrementar la acidez de la gama alúmina, se utilizó como modificador el ácido bórico, con base en la literatura [4]. Allí se presenta la hipótesis en la cual se presume que el boro modifica la acidez de la alúmina cargándola positivamente, permitiendo una posible adsorción de aniones, además conduce a la formación de grupos B-OH que presentan mayor fuerza ácida que los Al-OH originales de la alúmina. Esto conduce a que el metal activo se pueda enlazar más fácilmente con el B^{+3} que con el Al^{+3} y mejora la dispersión [15]. Por otra parte, se especula que el boro incrementa la densidad electrónica alrededor del Rutenio, aumentando su habilidad para activar el H_2 [12], conduciendo a un aumento en la actividad, que conlleva a mejores resultados en las reacciones de hidrogenación.

La **Figura 2** representa un esquema de la estructura de la alúmina modificada con boro donde, los hidroxilos iniciales de la alúmina, son completamente cubiertos por el boro. El boro se enlaza, con la alúmina, formando un polímero lineal, con los hidroxilos presentes en los bordes de esta estructura polimérica.

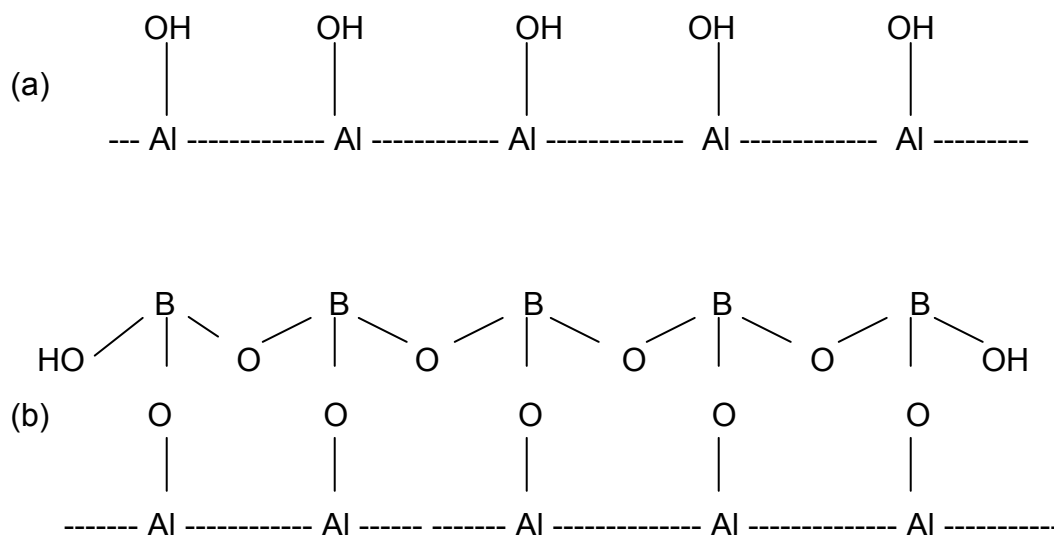


Figura 2. Estructura de superficie de la alúmina: a) sin boro, b) con boro.

Hay dos posibles rutas a través de las cuales se lleva a cabo la reacción de hidrogenación selectiva para la obtención de alcoholes grasos, según lo reportado por Deshpande et al [16]. La reacción puede proceder vía hemiacetal, con las subsiguientes formas del alcohol graso.

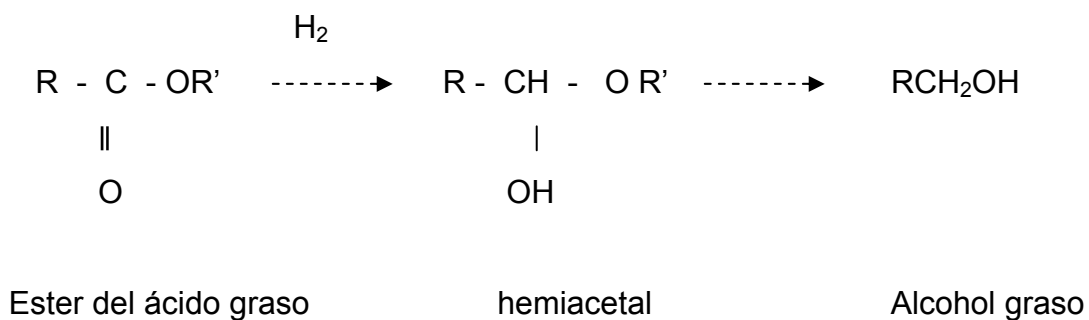


Figura 3. Formación del alcohol graso vía hemiacetal.

El segundo mecanismo, propuesto por Rieke[13]. describe, que el hidrato inicial atacado resulta en la formación de un carbanión altamente inestable, el cual originara un aldehído y luego el alcohol.

En la **Figura 4**, se presenta el mecanismo de hidrogenación vía la formación de un aldehído, estableciendo en este mecanismo que el rutenio metálico activa el hidrógeno, y los óxidos de estaño (SnO_x), en interacción con el Ru, intervienen en la adsorción del oxígeno de la cadena $\text{C}=\text{O}$ del éster. Según este mecanismo, el hidrógeno activado sobre el rutenio ataca el átomo de carbono de los grupos carbonilo para obtener un acetal de estaño. Este acetal de estaño es convertido en un aldehído el cual es rápidamente hidrogenado en un alcohol. [15]

Para el sistema catalítico Ru-Sn-B estudiado por Narasimhan et al [12]. para la hidrogenación de esteres metilicos, proponen un mecanismo similar de operación debido a que:

- a) El Ru^0 esta presente como una especie rica en electrones debido a la presencia del boro.
- b) Que el catalizador Ru-Sn-B contiene principalmente Ru^0 interactuando con Sn^{+2} o Sn^{+4} en los sitios ácidos de Lewis vía el oxígeno . Dichos sitios pueden tener un papel en la activación de la cadena $\text{C}=\text{O}$ de el éster.[16].

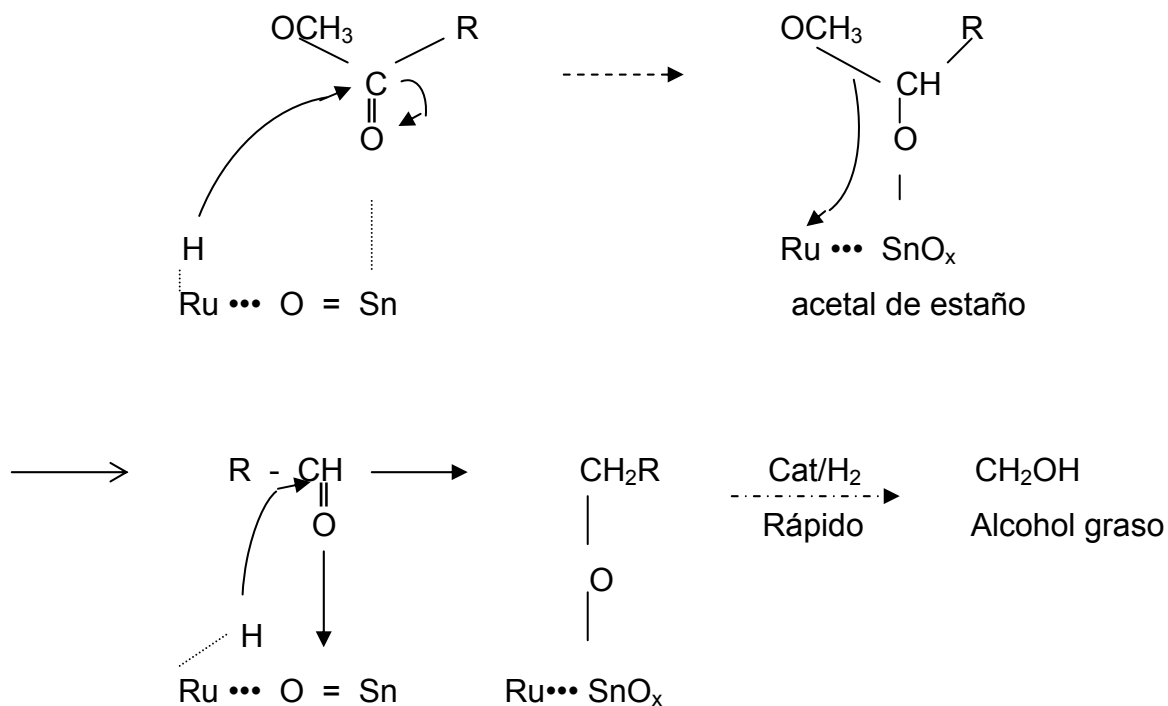


Figura 4. Mecanismo de la hidrogenación de un metil éster vía la formación de un aldehído. propuesto por Kim et al. [17].

Recientemente el trabajo presentado por Narasimhan, mostró que un sistema catalítico consistente en una combinación de Ru-Sn-B pudo hidrogenar selectivamente metil-oleato a alcohol oleil y metil palmitato a alcohol cetil a una presión de 4.4 MPa y una temperatura de 270°C.

Por otro lado, Barrault et al [13]. llevaron a cabo la hidrogenación selectiva de metil oleato para producir alcohol oleil con un catalizador de RuSn/Al₂O₃ a una presión de 8 MPa y 270°C, obteniendo un máximo rendimiento de alcohol insaturado para una relación de metales Sn/Ru = 4. También encontraron que la adición de Sn incrementa la dispersión del Ru sobre la superficie del catalizador.

Sobre la superficie del catalizador fueron encontradas dos especies separadas de óxidos las cuales se diferencian en el estado de oxidación del estaño. La

proporción y la repartición de cada una de las especies fue una función del contenido total de Sn. [13].

En cuanto a la posible forma en que se puede dar la reacción, la **Figura 5**, muestra un esquema de la hidrogenación del metil oleato, que involucra tres pasos:

- a) La hidrogenación de el metil oleato en el alcohol oleil.
- b) La reacción de transesterificación entre el metil oleato y el alcohol oleil con la formación de el éster pesado oleil oleato.
- c) La hidrogenación de éste pesado éster en alcohol oleil.

Cuando se usaron catalizadores (metal noble con promotores) para la hidrogenación de complejos de esteres insaturados, se observó que la selectividad de los alcoholes insaturados pudo ser mejorada, por ejemplo, alcohol Oleil (9-octadecen-1-ol) desde metil oleato (metil-9-octadecenoato). Pero también demostraron que el esquema de la reacción de hidrogenación del metil oleato con catalizadores de Ru-Sn-B/Al₂O₃ es más compleja que la propuesta por Narasimhan et al [13].

Por tanto, con base en las investigaciones realizadas y algunas de ellas expuestas anteriormente, en este trabajo se analiza el efecto de la modificación de la γ -Alúmina con la adición de boro, utilizada como soporte, en los catalizadores Ru-Sn y evaluar su efecto sobre la actividad y selectividad para la obtención de alcoholes grasos.

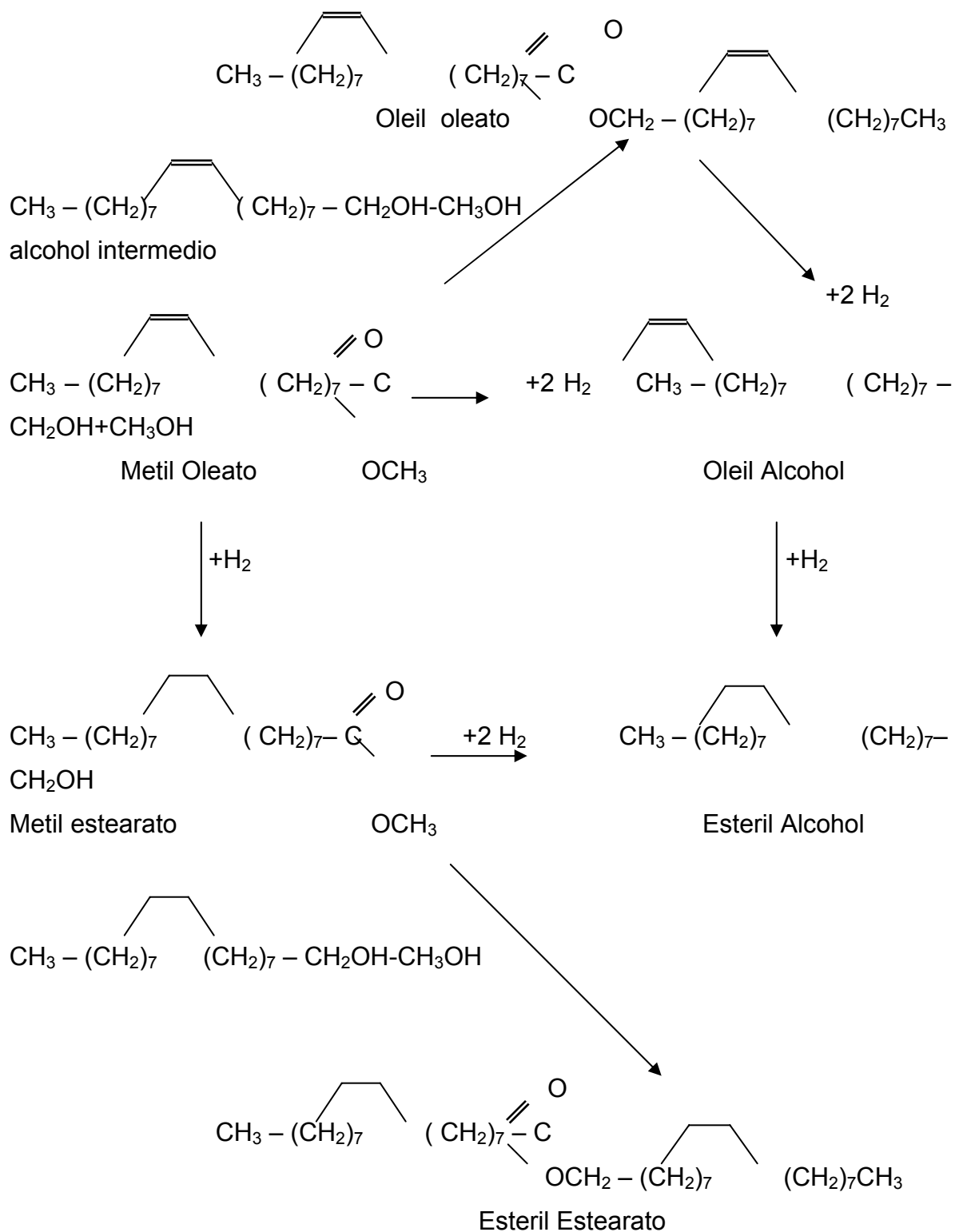


Figura 5. Esquema de la reacción de hidrogenación de metil oleato en presencia del catalizador Ru-Sn/Al₂O₃ propuesta por Barrault et al [13].

3. DESARROLLO EXPERIMENTAL

En este capítulo se describe el procedimiento para la preparación de los catalizadores bimetálicos Ru-Sn soportados en alúmina modificada con boro, así como los procedimientos de caracterización, activación y evaluación de los catalizadores.

En la **Figura 6** se resume la metodología empleada para el desarrollo del trabajo.

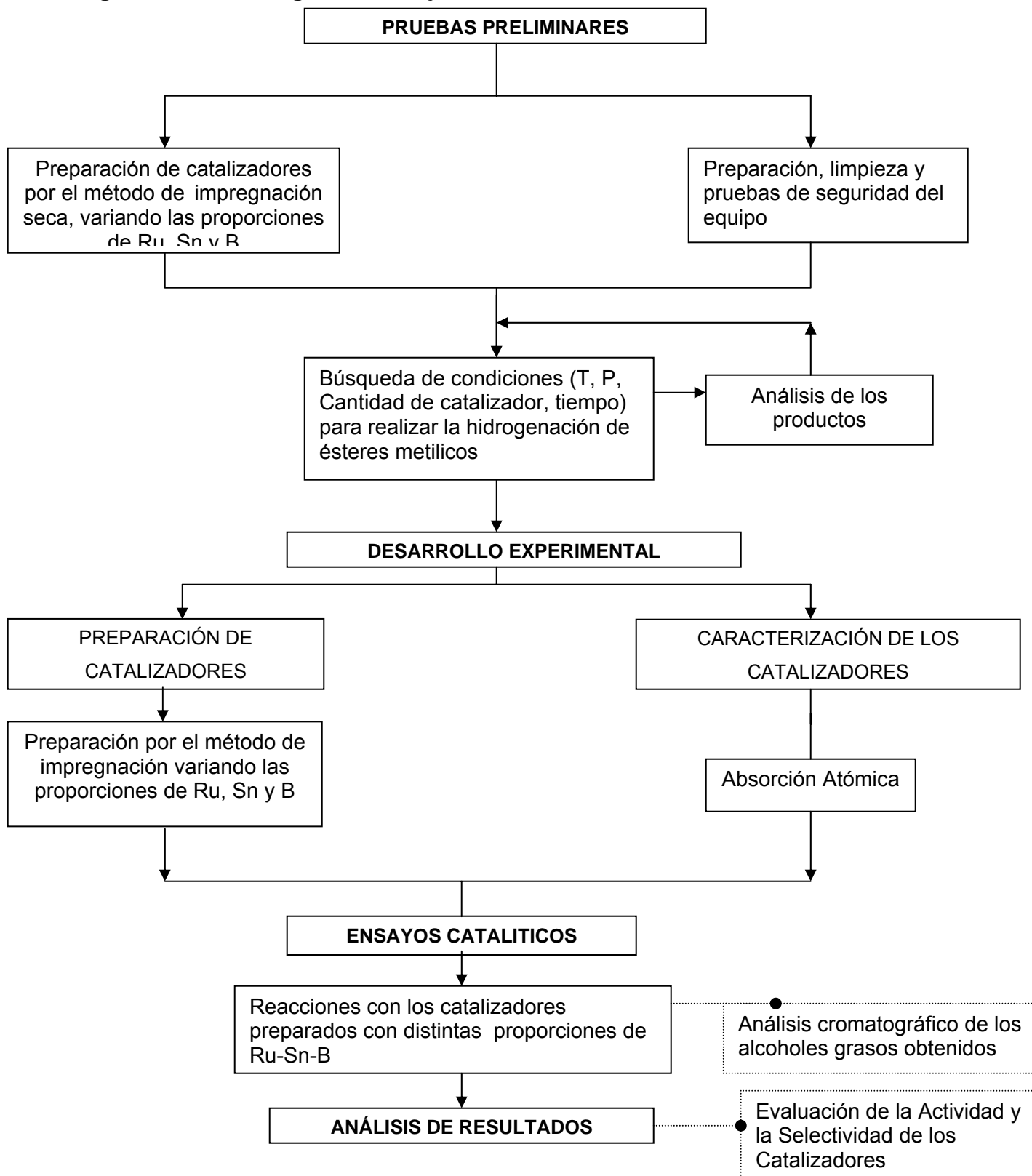
Inicialmente se realizaron una serie de ensayos con el objetivo de determinar las condiciones de reacción para llevar a cabo la hidrogenación de ésteres metílicos, tales como presión, temperatura, concentración, cantidad de catalizador y tiempo de reacción. Los ensayos se basaron en las condiciones reportadas en la literatura.

El soporte utilizado fue alúmina comercial de Procatalyse. Aproximadamente 5 g. de alúmina se molieron y tamizaron a un tamaño de partícula entre 0.3 mm- 0.6 mm y posteriormente se secó en flujo de aire (100 ml/min) a 120°C durante 90 min y luego se calcinó en el mismo flujo incrementando lentamente la temperatura hasta 400°C donde se mantuvo 4 h.

Tabla 1. Especificaciones de la gamma Alúmina utilizada como soporte de los catalizadores.

Área Especifica (BET)	232 m ² /g
Volumen de poro	0.54 cm ³ /g
Diámetro promedio de poro	93 Å

Figura 6. Metodología de Trabajo



3.1. MODIFICACIÓN DEL SOPORTE

Inicialmente los 5 gramos de alúmina tratada se impregnaron con ácido bórico, lo cual se realizó por vía seca. Para este efecto se pesó la cantidad de ácido bórico (H_3BO_3 -Merck) necesaria para obtener una concentración del 2% de boro como óxido (B_2O_3), esta sal se disolvió en un volumen de agua igual a 1.4 veces el volumen de poro de la alúmina. Esta solución se mezcló con la alúmina, manteniendo una agitación continua. Posteriormente se llevó al horno en donde se secó con un flujo de aire (100 ml/min) a una velocidad de calentamiento de $2^\circ\text{C}/\text{min}$ hasta alcanzar 120°C y se mantuvo por un periodo de 12 horas; inmediatamente después, el catalizador se calcinó bajo el mismo flujo de aire a 400°C durante 5 horas, la temperatura se elevó a una velocidad de calentamiento de $8^\circ\text{C}/\text{min}$.

3.2. IMPREGNACIÓN DE LA FASE ACTIVA

Después de obtenida la alúmina boratada se procedió a impregnarle por vía seca la solución acuosa de $\text{RuCl}_3 \cdot \frac{1}{2}\text{H}_2\text{O}$ (sigma) con la concentración adecuada para obtener 1% de Ru como óxido (RuO_2). Esta sal se disolvió en agua siguiendo un procedimiento igual al que se siguió por la impregnación del ácido bórico. El resto del procedimiento de secado y calcinación es el mismo utilizado en la modificación de la alúmina con boro. Posteriormente, se impregnó una solución acuosa de cloruro de estaño ($\text{SnCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ (Riedel -de Haen)) con una concentración adecuada para obtener 1% de Sn como óxido (SnO_2); el secado y calcinación se hicieron de igual forma que la realizada para la modificación de la alúmina con boro.

Para la preparación de los demás catalizadores se siguió el mismo procedimiento anteriormente expuesto, pero cambiando los porcentajes de B, Ru y Sn.

En la **Tabla 2** se presenta la nomenclatura de los catalizadores. Preparados así como su composición nominal.

Tabla 2. Nomenclatura de los catalizadores preparados y composición nominal de Ru, Sn y B

SISTEMA CATALITICO	%Ru	%Sn	%B
Ru(1)Sn(1)B(2)/Al ₂ O ₃	1	1	
Ru(1)Sn(2)B(2)/Al ₂ O ₃	1	2	2
Ru(2)Sn(1)B(2)/Al ₂ O ₃	2	1	
Ru(1)Sn(1)B(4)/Al ₂ O ₃	1	1	
Ru(1)Sn(2)B(4)/Al ₂ O ₃	1	2	4
Ru(2)Sn(1)B(4)/Al ₂ O ₃	2	1	
Ru(1)Sn(1)B(6)/Al ₂ O ₃	1	1	
Ru(1)Sn(2)B(6)/Al ₂ O ₃	1	2	6
Ru(2)Sn(1)B(6)/Al ₂ O ₃	2	1	
Ru(1)Sn(1)B(8)/Al ₂ O ₃	1	1	
Ru(1)Sn(2)B(8)/Al ₂ O ₃	1	2	8
Ru(2)Sn(1)B(8)/Al ₂ O ₃	2	1	

3.3. CARGA MODELO

Se utilizó como carga modelo una mezcla de ésteres provenientes del aceite de palma. Los cuales fueron obtenidos por el procedimiento que se detalla a continuación a través de la reacción de esterificación por vía básica, utilizando metanol (sigma) y KOH (Riedel – de Haen) como catalizador.

3.3.1. Preparación de los ésteres Para la obtención de aproximadamente 120 ml de esteres se midió 100 ml de aceite de palma refinado (suministrados por SACEITES) que previamente había sido calentado a 100°C para eliminar el agua que pudiera contener. Posteriormente se mezclaron 54 ml metanol con 2,6 g de KOH para formar el etóxido de potasio. Cuando se completó la reacción del etóxido de potasio, la cual se caracteriza por una ligera tonalidad blanca, se procedió a mezclar con el aceite y se agitó durante 6 horas mediante un agitador magnético. Se observó una separación en dos capas claramente diferenciadas (éster arriba y glicerina abajo), las cuales fueron separadas después de 8 horas de reposo.

Una vez separados los ésteres, se le agregó aproximadamente un 30% en volumen de agua para retirar el exceso de KOH y alcohol presentes en el éster. El metil éster como es menos denso que el agua se depositó en la parte superior. Después de 3 horas se observó la formación de dos capas, una superior de un color más claro que correspondía a los esteres y una inferior de un color blancuzco que era el KOH y metanol sin reaccionar. Se procedió a su separación. Posteriormente el éster, que había sido separado se calentó a 100°C por aproximadamente 30 minutos con el fin de retirarle cualquier cantidad de agua remanente.

La identificación de los ésteres presentes en esta mezcla, se realizó mediante cromatografía de gases. Los cromatogramas tipo tanto del patrón como de la mezcla reaccionante, se presentan en el **Anexo A**

3.4. ANÁLISIS DE LOS PRODUCTOS DE REACCION

Inicialmente una muestra de los productos líquidos de reacción fue analizada mediante la técnica de espectrofotometría de masas, en el laboratorio de

Cromatografía del Departamento de Química de la Universidad Industrial Santander, con el fin de identificar los compuestos presentes en la mezcla.

(Anexo B)

En general, las muestras líquidas de reacción fueron analizadas por cromatografía de gases, para su cuantificación. Se utilizó un cromatógrafo HP 6890, provisto de un detector de ionización de llama (FID) y una columna DB-WAX Agilent DE 30m x 0.25mm. I.D., 0.25 μ m. El método de cromatografía usado fue el de patrón externo (hexadecano) que consiste en introducir una sustancia inerte a los productos de reacción y en una proporción conocida con la cual se podrá determinar la cantidad y proporción de los demás componentes de la mezcla. El procedimiento de cuantificación por este método fue el siguiente:

En un vial se pesaron aproximadamente 0.0378 g (50 μ L) de hexadecano y se aforó con los productos líquidos de reacción hasta 0.5 ml, agitándolo hasta completa disolución. De allí se tomaron 0.5 μ L los cuales se inyectaron directamente al cromatógrafo. Este procedimiento se le aplicó a todas las muestras tomadas del equipo de reacción.

La identificación de los compuestos presentes en los productos líquidos de reacción se realizó mediante una analogía entre los resultados de los espectros de espectrofotometría de masas y cromatografía de gases. Posteriormente la cuantificación de estos resultados cromatográficos, se llevó a cabo mediante las ecuaciones que se reportan en la **Sección 3.8** de este capítulo

3.5. ENSAYOS PRELIMINARES

Estos ensayos se realizaron para determinar las condiciones a las cuales se iba a hacer la evaluación de los sistemas catalíticos, para esto se realizaron una serie de reacciones con los catalizadores anteriormente descritos, variando la presión, la temperatura, la concentración y la cantidad de catalizador

3.5.1. Activación del catalizador. Los catalizadores fueron previamente activados, de acuerdo al siguiente procedimiento:

Una cantidad conocida de catalizador, fue sometida a secado con un flujo de N_2 a $96\text{ }^\circ\text{C}$ durante 1 hora , y una posterior reducción con H_2 a $366\text{ }^\circ\text{C}$ durante 2 horas, seguidamente se realizó una limpieza de la superficie del catalizador haciendo fluir N_2 durante $\frac{1}{2}$ hora.

Después de la activación, el catalizador se introdujo rápidamente dentro de la mezcla reaccionante, tratando de evitar el contacto con el aire. Posteriormente se cerró el reactor, evitando posible fugas en él. Después se purgó tres veces con Nitrógeno, y una vez con Hidrógeno. El volumen aproximado de la mezcla reaccionante fue de 375ml ($\frac{3}{4}$ del volumen total del reactor). El aire fue evacuado mediante la presurización y posterior despresurización con nitrógeno y luego con hidrógeno. Se llevó la mezcla a la temperatura de trabajo deseada, a una velocidad de calentamiento de aproximadamente $3^\circ\text{C}/\text{min}$ con agitación moderada para mantener una temperatura homogénea en el reactor. Una vez alcanzada dicha temperatura, se inyectó hidrógeno hasta la presión requerida, con agitación constante.

Se hicieron diversos ensayos variando el tiempo de reacción entre 4 y 22 horas tomando muestras cada hora, para su posterior análisis con el fin de fijar las condiciones de trabajo adecuadas. El criterio fue que se logran cambios que permitieran la detección y cuantificación de las muestras de reacción.

3.5.2. Análisis de los productos de las reacciones preliminares: Para determinar las condiciones de trabajo, se uso como criterio la variación en los resultados cromatográficos, de acuerdo con la aparición y desaparición de los picos de los compuestos identificados.

Teniendo en cuenta los resultados preliminares se seleccionaron las condiciones de reacción para realizar la evaluación catalítica, que se presentan en la **Tabla 3**.

Tabla 3. Condiciones de reacción escogidas

Temperatura	250 °C
Presión	900 psi
Cantidad de ésteres	75 ml
Cantidad de solvente	300 ml
Cantidad de catalizador	4 g
Tiempo de reacción	22 h

3.6. EVALUACIÓN CATALITICA

De acuerdo con los resultados obtenidos en las pruebas preliminares, se evaluaron los 4 sistemas catalíticos que presentaron un mejor desempeño. Estos sistemas fueron: Ru(1)Sn(1)B(2) /Al₂O₃, Ru(1)Sn(1)B(6) /Al₂O₃, Ru(2)Sn(1)B(4) /Al₂O₃, Ru(2)Sn(1)B(6) /Al₂O₃

3.6.1 Equipo para evaluación de catalizadores. Los catalizadores fueron evaluados en un reactor tipo batch de 500 ml que trabaja a alta presión y alta

temperatura construido en acero inoxidable 316, provisto de un controlador de temperatura.

Las características del equipo se presentan en el **Anexo C**

Se usó una carga modelo descrita en la **Tabla 4**

Tabla 4. Composición de la carga modelo

COMPONENTE	% v / v
Mezcla de ésteres	8
Solvente (ciclohexano)	92

La activación de los catalizadores y su posterior reacción fue llevada a cabo siguiendo los mismo pasos descritos en la **Sección 3.5** de este capítulo..

El tiempo total de reacción fue de 22 horas, tomando muestras cada 2 horas a partir de las 16 horas.

Para un posterior análisis cromatográfico como el descrito anteriormente.

3.7. CARACTERIZACIÓN DE LOS CATALIZADORES

A los catalizadores se les midió el contenido de metales por Absorción Atómica (A.A), en un espectrofotómetro de absorción atómica marca Perkin Elmer 2380.

4. RESULTADOS

En este capítulo se reportan los resultados obtenidos para las diferentes reacciones realizadas.

Los principales productos obtenidos fueron: Metil estearato, metil oleato, metil linoleato y alcohol linoleico. Los resultados se presentan en gráficas que describen el comportamiento de la concentración de estos productos en función del tiempo de reacción, expresados como porcentaje en peso, para los diferentes sistemas catalíticos, analizando en primer lugar, la influencia de la cantidad del boro, la influencia de la cantidad de metales utilizada, y finalmente se muestra la actividad catalítica y la selectividad que tienen los sistemas catalíticos ensayados.

4.1. INFLUENCIA DE LA CANTIDAD DE BORO

En la **Figuras 7, 8**, se presenta la concentración de los ésteres: metil estearato, metil oleato respectivamente, en las reacciones llevadas a cabo a 250°C y 900 psi, durante 22 horas, para los sistemas catalíticos $\text{Ru}(2)\text{Sn}(1)\text{B}(4)/\text{Al}_2\text{O}_3$, $\text{Ru}(2)\text{Sn}(1)\text{B}(6)/\text{Al}_2\text{O}_3$.

Se observa en la **Figura 7**, que existe un aumento en la concentración del metil estearato para los dos catalizadores a medida que avanza la reacción, con un comportamiento más favorable para el catalizador $\text{Ru}(2)\text{Sn}(1)\text{B}(6)$, en contraste con lo observado en la **Figura 8**, donde, aunque aumenta la concentración del metil oleato en las dos reacciones, la diferencia no es muy significativa entre los dos catalizadores y podría quedar dentro del margen de error.

Figura 7. Concentración del metil estearato para las reacciones a 250°C y 900 psi, en las que se usaron catalizadores Ru-Sn-B con 2% Ru.

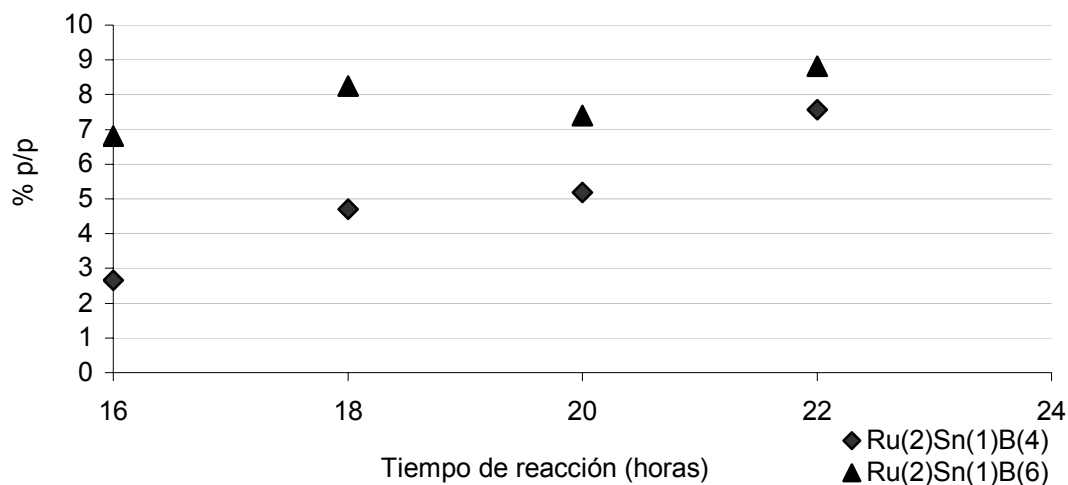
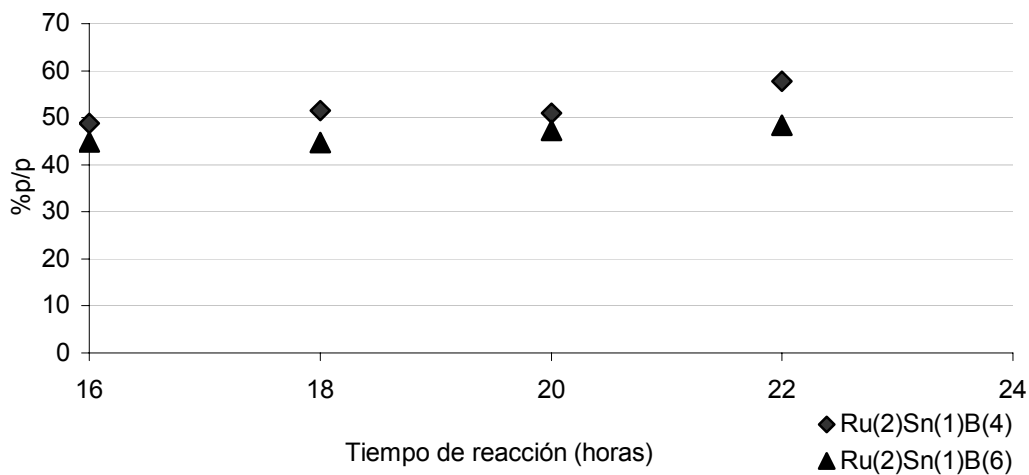


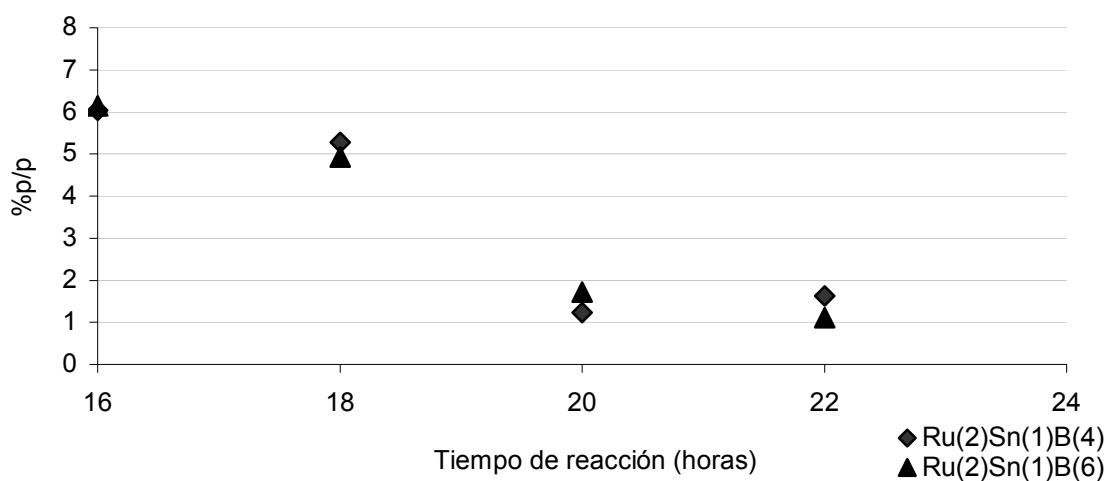
Figura 8. Concentración del metil oleato para las reacciones a 250°C y 900 psi, en las que se usaron catalizadores Ru-Sn-B con 2% Ru.



En la **Figura 9**, se presenta la evolución durante las 22 horas de reacción de la concentración del metil linoleato para las reacciones a 250°C y 900 psi, usando los

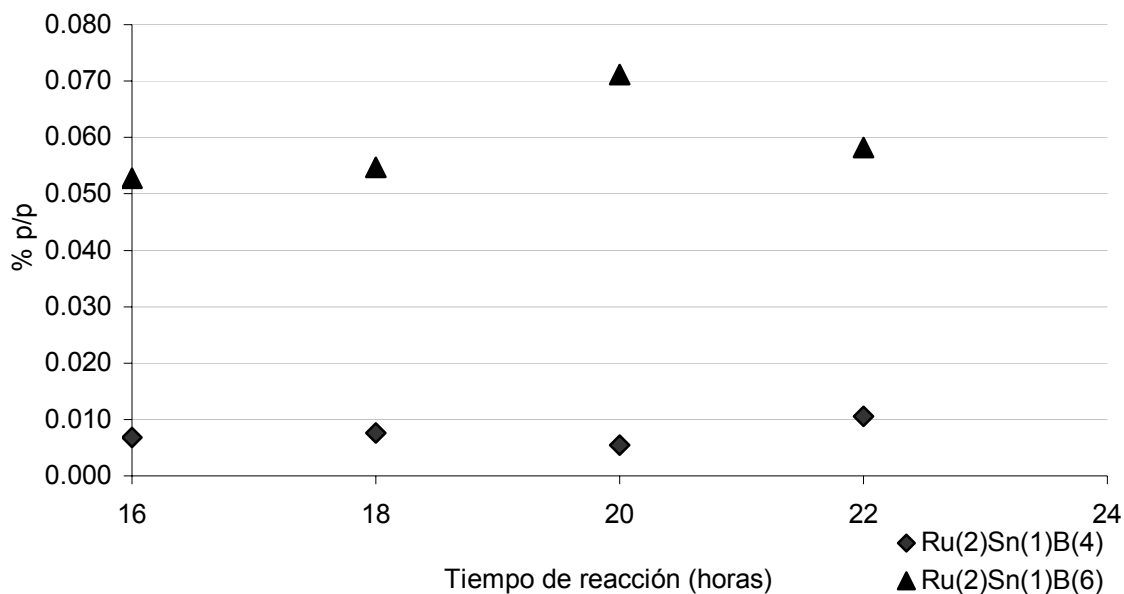
catalizadores Ru(2)Sn(1)B(4)/Al₂O₃, Ru(2)Sn(1)B(6)/Al₂O₃. En ella se aprecia una gran disminución de la concentración del éster en las reacciones catalizadas por estos sistemas. Aunque la diferencia entre los dos catalizadores es el contenido de boro, el desempeño de estos sistemas es similar a lo largo de la reacción.

Figura 9. Concentración del metil linoleato en función del tiempo para las reacciones a 250°C y 900 psi, en las que se usaron catalizadores Ru-Sn-B con 2% Ru.



En la **Figura 10** se presenta la concentración del alcohol linoleico en función del tiempo de reacción. En esta figura se puede observar que para los catalizadores Ru(2)Sn(1)B(4)/Al₂O₃ y Ru(2)Sn(1)B(6)/Al₂O₃, se detectó la presencia de alcohol linoleico y que ésta es significativamente mejor cuando se utilizó el catalizador Ru(2)Sn(1)B(6)/Al₂O₃, comparada con aquella cuando se utilizó el catalizador Ru(2)Sn(1)B(4)/Al₂O₃.

Figura 10. Concentración del alcohol linoleico en reacciones a 250°C y 900 psi, en las que se usaron catalizadores Ru-Sn-B con 2% Ru.



En las **Figura 11 y 12** se presenta el comportamiento del metil estearato y el metil oleato para los catalizadores $\text{Ru}(1)\text{Sn}(1)\text{B}(2)/\text{Al}_2\text{O}_3$ y $\text{Ru}(1)\text{Sn}(1)\text{B}(6)/\text{Al}_2\text{O}_3$. En estas figuras se observa un aumento en la concentración del metil estearato para los dos catalizadores al igual que lo ocurrido para el metil oleato. En la **Figura 11** se aprecia una notable diferencia en el comportamiento de los dos catalizadores, siendo mayor la concentración del metil estearato cuando se utilizó el sistema catalítico $\text{Ru}(1)\text{Sn}(1)\text{B}(6)/\text{Al}_2\text{O}_3$. En contraste, con lo que presenta la **Figura 12**, donde la diferencia entre la magnitud de las concentraciones del metil oleato entre los dos catalizadores no es muy significativa.

Figura 11. Concentración del metil estearato para las reacciones a 250°C y 900 psi, en las que se usaron catalizadores Ru-Sn-B con 1 %Ru

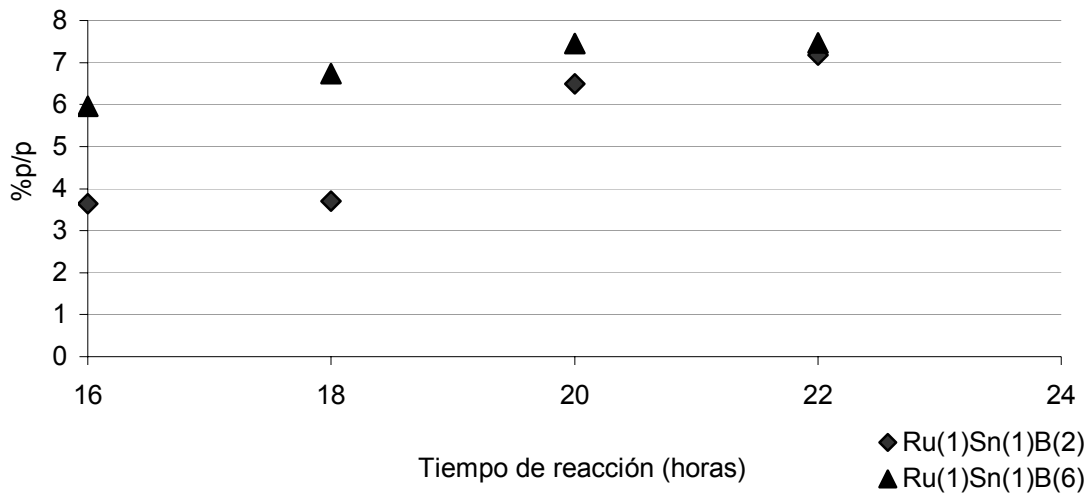
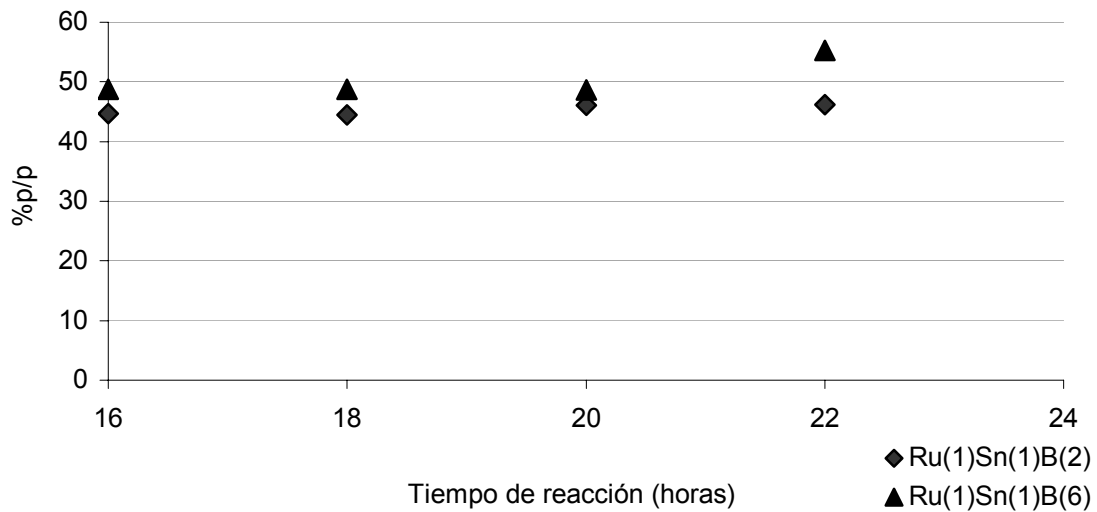


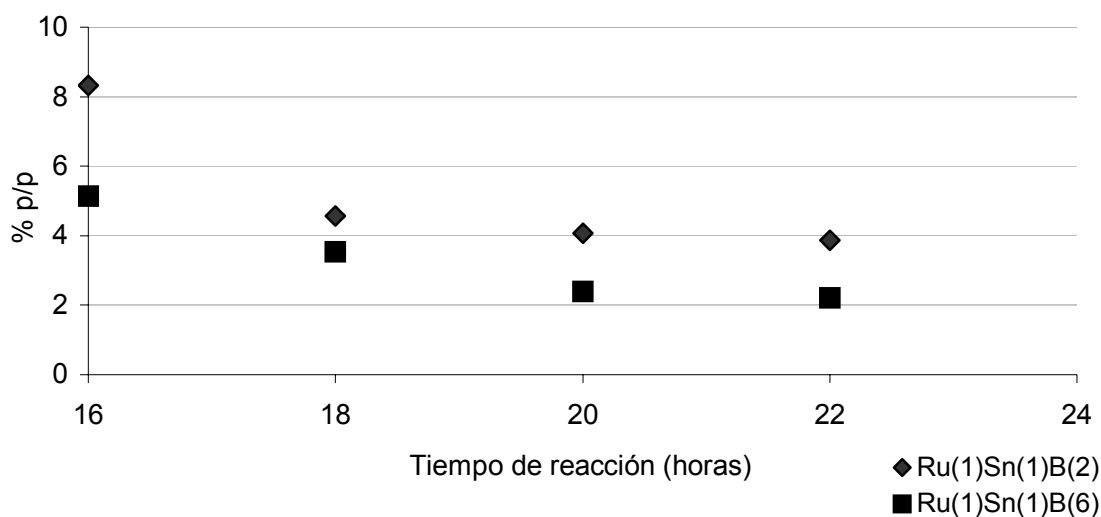
Figura 12. Concentración del metil oleato para las reacciones a 250°C y 900 psi, en las que se usaron catalizadores Ru-Sn-B con 1 %Ru



En la **Figura 13**, se observa la desaparición del metil linoleato para las reacciones llevadas a cabo a 250°C y 900 psi, usando catalizadores Ru(1)Sn(1)B(2)/Al₂O₃,

Ru(1)Sn(1)B(6)/Al₂O₃, en los que se modificó el contenido de boro. En esta figura, se aprecia que la variación de la concentración del metil linoleato para estos sistemas catalíticos, no difiere mucho entre uno y otro sistema.

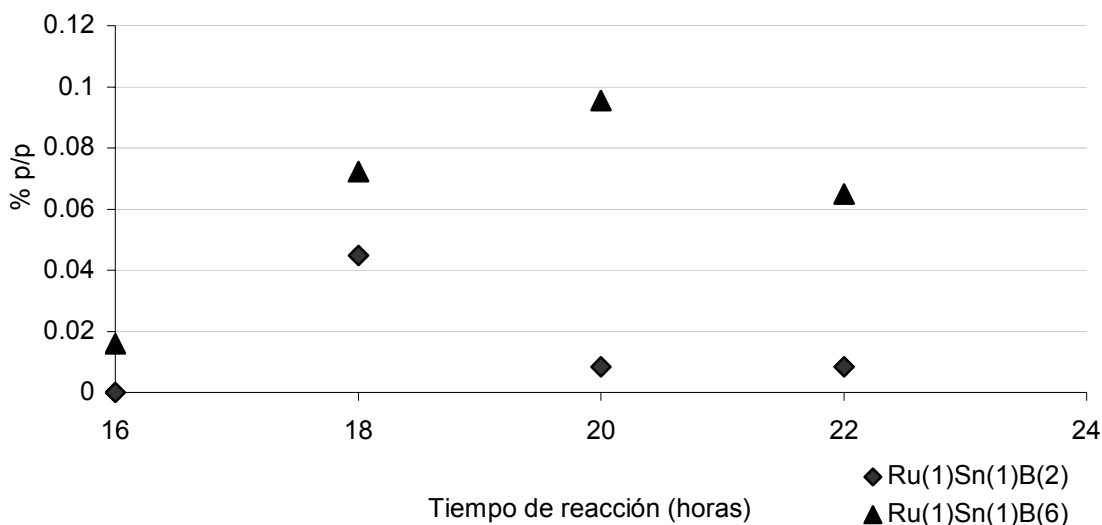
Figura 13. Concentración del metil linoleato para las reacciones a 250°C y 900 psi, en las que se usaron catalizadores Ru-Sn-B con 1 %Ru



En la **Figura 14**, se presenta el comportamiento para la concentración del alcohol linoleico, a las condiciones de reacción, para los catalizadores Ru(1)Sn(1)B(2)/Al₂O₃, y Ru(1)Sn(1)B(6)/Al₂O₃. Aquí se observa, que la concentración del alcohol linoleico es más grande para la reacción en la que se usó el catalizador con un contenido de boro del 6%, en comparación con la reacción llevada a cabo con el catalizador con 2% de boro.

Teniendo en cuenta, la evolución de las reacciones presentadas en las **Figuras 13** y **14**, se puede apreciar, que a medida que disminuye la composición del metil linoleato, aparece el alcohol linoleico.

Figura 14. Concentración del alcohol linoleico en reacciones a 250°C y 900 psi, en las que se usaron catalizadores Ru-Sn-B con 1 %Ru



4.2. INFLUENCIA DE LA COMPOSICIÓN NOMINAL DE METALES

En la **Figura 15** se presenta el comportamiento que tiene el metil estearato en las reacciones de hidrogenación llevadas a cabo a 250°C y 900 psi, usando catalizadores, Ru(1)Sn(1)B(6)/Al₂O₃ y Ru(2)Sn(1)B(6)/Al₂O₃, que contienen 6% boro, pero difieren en la composición nominal de rutenio.

En la **Figura 16** se reportan los resultados para la concentración del metil oleato, a las mismas condiciones de trabajo, que para las reacciones observadas en la **Figura 15**.

Se aprecia una notable diferencia para la concentración del metil estearato (**Figura 15**), en los productos líquidos de reacción, sobre los catalizadores Ru(1)Sn(1)B(6)/Al₂O₃ y Ru(2)Sn(1)B(6)/Al₂O₃, con un mejor desempeño para el catalizador Ru(2)Sn(1)B(6)/Al₂O₃, que tiene un mayor contenido de rutenio, en contraste con lo presentado en la **Figura 16**, donde la diferencia entre los dos catalizadores no es muy significativa.

Figura 15. Concentración del metil estearato para las reacciones a 250°C y 900 psi en las que se usaron catalizadores Ru-Sn-B con 6%B

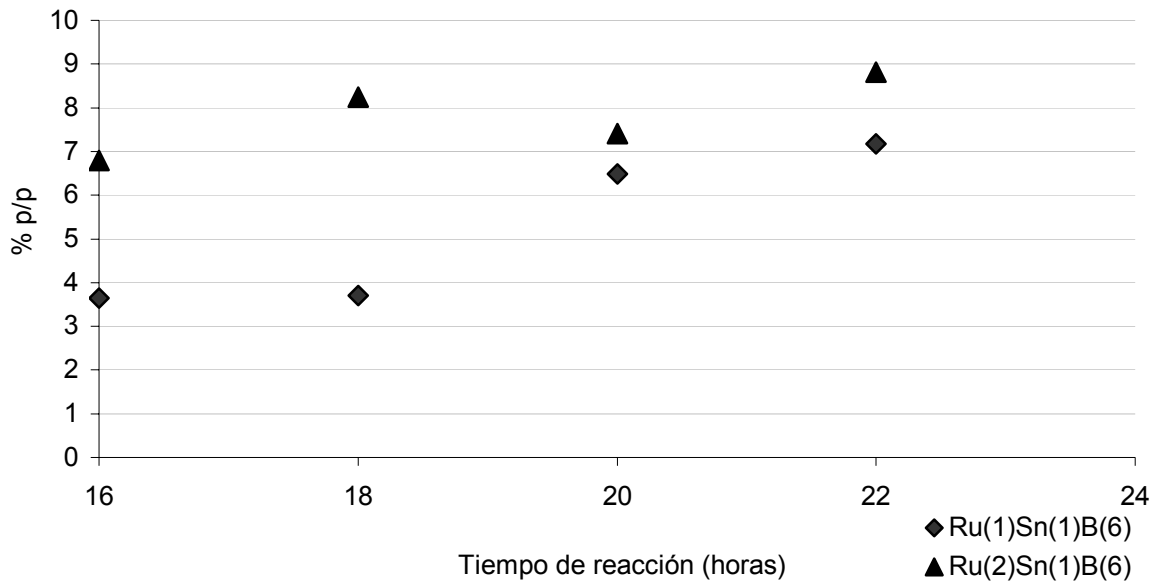
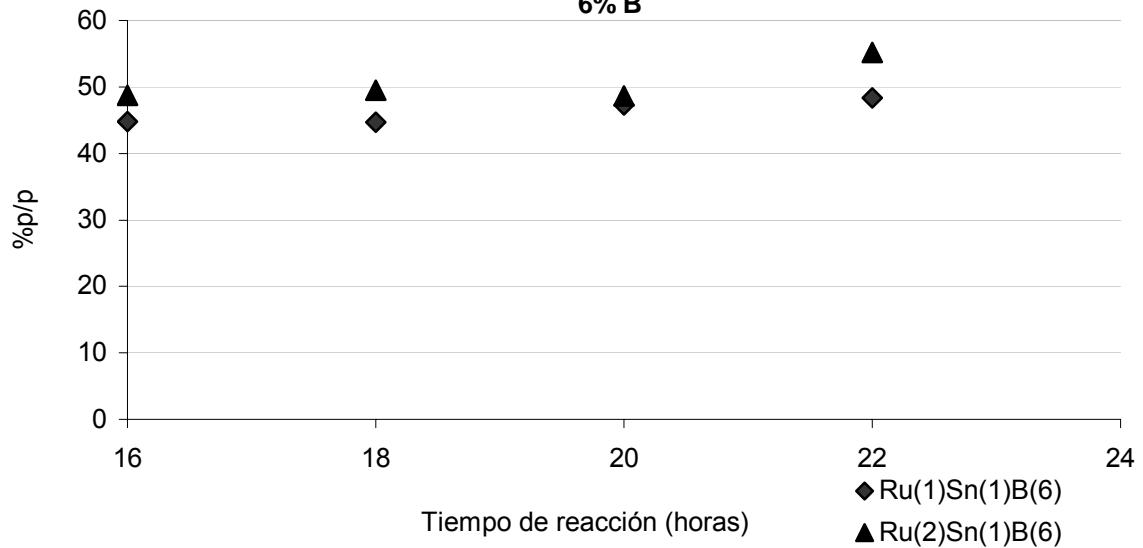
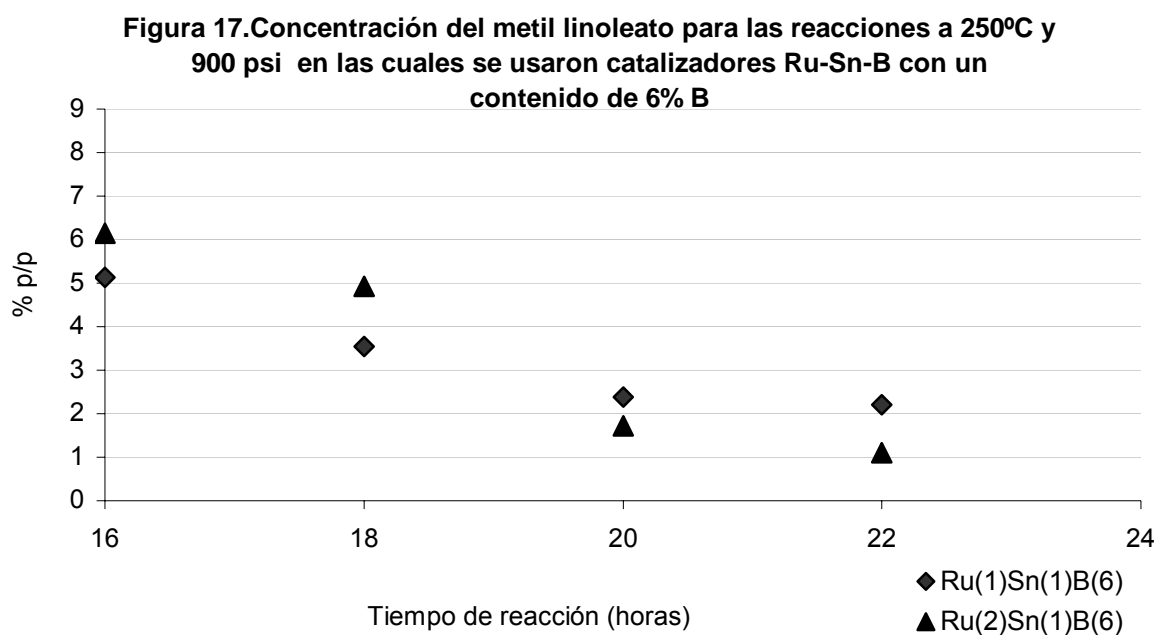


Figura 16. Concentración del metil oleato para las reacciones a 250°C y 900 psi, en las que se usaron catalizadores Ru-Sn-B con un contenido de 6% B



En la **Figura 17** se indica el comportamiento de la concentración del metil linoleato en las reacciones llevadas a cabo con los catalizadores $\text{Ru}(1)\text{Sn}(1)\text{B}(6)/\text{Al}_2\text{O}_3$ y $\text{Ru}(2)\text{Sn}(1)\text{B}(6)/\text{Al}_2\text{O}_3$.

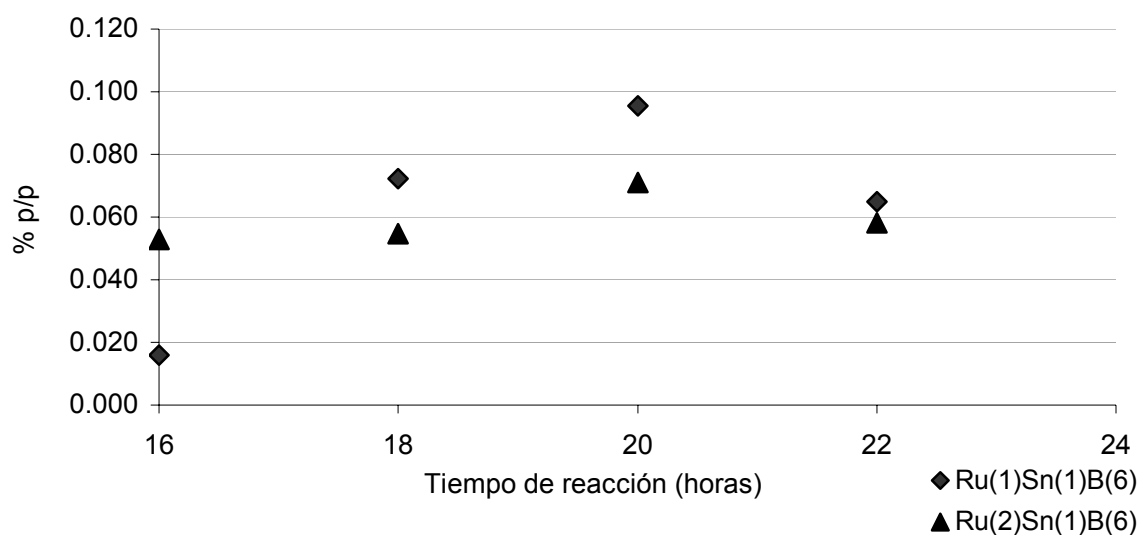
Se observa una disminución en la concentración del metil linoleato para las dos reacciones. La diferencia entre la magnitud de las concentraciones entre los dos ensayos catalíticos no es muy significativa.



En la **Figura 18** se presenta la aparición del alcohol linoleico en los productos líquidos de reacción sobre los catalizadores con un porcentaje de boro del 6%. Aquí se observa un claro aumento en la concentración de éste alcohol en las dos reacciones, existiendo una mayor cantidad en los productos de la reacción

catalizada por el sistema Ru(1)Sn(1)B(6)/Al₂O₃, donde el porcentaje nominal de rutenio y estaño es igual.

Figura 18. Concentración del alcohol linoleico en reacciones a 250°C y 900 psi usando catalizadores Ru-Sn-B con un contenido de 6% B



4.3. ACTIVIDAD CATALITICA

La actividad catalítica para los catalizadores, se reporta en la Tabla 5, expresada como el porcentaje de conversión del metil linoleato (Ecuación 2) después de 22 horas de reacción. Se observa, que para el sistema catalítico Ru(2)Sn(1)B(6)/Al₂O₃, el porcentaje de conversión es el mayor de los cuatro sistemas catalíticos analizados, asimismo, los catalizadores Ru(2)Sn(1)B(4)/Al₂O₃ y Ru(2)Sn(1)B(6)/Al₂O₃, que contienen una mayor cantidad de rutenio, son los que presentan una mayor actividad.

Tabla 5. Actividad catalítica de los sistemas analizados, para las reacciones llevadas a cabo a 250°C y 900psi

SISTEMA CATALITICO	PORCENTAJE DE CONVERSIÓN DEL METIL LINOLEATO
Ru(1)Sn(1)B(2) /Al ₂ O ₃	61
Ru(1)Sn(1)B(6) /Al ₂ O ₃	71.27
Ru(2)Sn(1)B(4) /Al ₂ O ₃	86.07
Ru(2)Sn(1)B(6) /Al ₂ O ₃	86.95

4.4. SELECTIVIDAD DE LOS CATALIZADORES

En la **Tabla 6**, se reportan los resultados de selectividad para los sistemas catalíticos analizados, expresada como la relación entre el porcentaje en peso de alcohol linoleico formado durante el tiempo de reacción y la sumatoria de todos los porcentajes en peso de todos los productos formados durante la reacción. (**Ecuación 3**).

Se observa que la selectividad es mayor, para el sistema Ru(1)Sn(1)B(6) /Al₂O₃, soportado en alúmina modificada con 6% B. Asimismo, las mayores selectividades, se presentan cuando los catalizadores contienen una alta cantidad de boro, es decir, para los sistemas Ru(1)Sn(1)B(6) /Al₂O₃ y Ru(2)Sn(1)B(6)/Al₂O₃

Tabla 6. Selectividad de los sistemas catalíticos analizados, en las reacciones de hidrogenación llevadas a cabo a 250° y 900 psi.

SISTEMA CATALITICO	SELECTIVIDAD (%)
Ru(1)Sn(1)B(2) /Al ₂ O ₃	0.45
Ru(1)Sn(1)B(6) /Al ₂ O ₃	1.58
Ru(2)Sn(1)B(4) /Al ₂ O ₃	1.26
Ru(2)Sn(1)B(6) /Al ₂ O ₃	1.45

La **Tabla 7** presenta el porcentaje de pérdida de masa, calculado mediante la **Ecuación 4**, expresado como la masa faltante, en los balances de masa. Para los sistemas Ru(2)Sn(1)B(4)/Al₂O₃ y Ru(2)Sn(1)B(6)/Al₂O₃, en donde el contenido de rutenio es del 2%, se dan los mayores porcentajes de pérdida de masa.

Tabla 7. Porcentaje de pérdida de masa para los diferentes catalizadores.

CATALIZADOR (Ru-Sn-B)	PORCENTAJE DE PÉRDIDA
Ru(1)Sn(1)B(2) /Al ₂ O ₃	7.69
Ru(1)Sn(1)B(6) /Al ₂ O ₃	6.77
Ru(2)Sn(1)B(4) /Al ₂ O ₃	46.2
Ru(2)Sn(1)B(6) /Al ₂ O ₃	38.86

4.5. CARACTERIZACION DE LOS CATALIZADORES

En la **Tabla 8**, se presentan los resultados de las pruebas de Absorción Atómica para medir el contenido de metales.

Los resultados mostrados en la **Tabla 8** son parecidos a la composición nominal utilizada para la preparación de los catalizadores, y la diferencia encontrada, está dentro de los límites de error experimental aceptados.

Tabla 8. Contenido de metales (%peso) en los catalizadores medidos por Absorción atómica.

SISTEMA CATALITICO (COMPOSICIÓN NOMINAL)	%Ru	%Sn
Ru(1)Sn(1)B(2) /Al ₂ O ₃	0.85	0.75
Ru(1)Sn(1)B(6) /Al ₂ O ₃	0.73	0.89
Ru(2)Sn(1)B(4) /Al ₂ O ₃	1.57	0.68
Ru(2)Sn(1)B(6) /Al ₂ O ₃	1.24	0.80

4.6. EXPRESION DE RESULTADOS

Aquí se presenta el tratamiento dado a los datos obtenidos de manera experimental para una mejor apreciación de los resultados.

La concentración de los productos finales de reacción se expresó como porcentaje en peso.

La cuantificación de los resultados obtenidos por cromatografía de gases, se realizó por medio de la técnica de estándar externo, utilizando las siguientes ecuaciones:

$$A_{est} \times C_{est} = A_x \times C_x \quad \text{Ecuación 1}$$

Donde, A_{est} es el área (pA) del estándar externo (hexadecano), C_{est} es la concentración del estándar externo expresada en términos de porcentaje en peso, A_x es el área (pA) del producto de reacción para el cual se quiere encontrar su concentración (C_x en términos de porcentaje en peso) dentro de la mezcla final de productos líquidos.

La actividad catalítica se calculó mediante la relación que se presenta en la **Ecuación 2**, expresada como el porcentaje de conversión del metil linoleato.

$$\left(\frac{\%X^{t^0}_{C18:2} - \%X^t_{C18:2}}{\%X^{t^0}_{C18:2}} \right) \times 100 \quad \text{Ecuación 2}$$

Donde $\%X^{t^0}_{C18:2}$ es el porcentaje en peso para el metil linoleato en el tiempo inicial, y $\%X^t_{C18:2}$ es el porcentaje en peso para el metil linoleato después de 22 horas de reacción.

La selectividad, se expresó como la relación entre el porcentaje en peso de alcohol linoleico formado durante el tiempo de reacción y la sumatoria de todos los porcentajes en peso de todos los productos formados durante la reacción.

$$S_A(\%) = \frac{(\%Y^t - \%Y^{t^0})}{\sum(\%I^t - \%I^{t^0})} \times 100 \quad \text{Ecuación 3}$$

Donde $\%Y^t - \%Y^{t^0}$ es el porcentaje en peso de alcohol linoleico formado durante las 22 horas de reacción, y $\sum(\%I^t - \%I^{t^0})$, es el porcentaje en peso de todos los productos detectados que se formaron durante la reacción.

El porcentaje de pérdida de masa para cada una de las reacciones, se expresó en términos de:

$$\left(\frac{\sum \%X^{t^0} - \sum \%X^t}{\sum \%X^{t^0}} \right) \times 100 \quad \text{Ecuación 4}$$

Donde $\sum \%X^{t^0}$ es la sumatoria de los porcentajes en peso de todos los productos formados en el tiempo inicial, y $\sum \%X^t$ es la sumatoria de los porcentajes en peso para los productos líquidos formados después de 22 horas de reacción.

5. DISCUSION DE RESULTADOS

La discusión se orientará hacia dos aspectos: el efecto que tiene la adición de boro sobre los catalizadores para llevar a cabo la hidrogenación selectiva de esteres metílicos, y la influencia de la cantidad de metales y como afectan estos la actividad y selectividad hacia la formación de alcoholes grasos.

5.1 INFLUENCIA DE LA INCORPORACIÓN DEL BORO

Los resultados mostrados en las **Figuras 9 y 13** indican una disminución en la concentración del metil linoleato ($\text{CH}_3(\text{CH}_2)_4\text{CH} = \text{CHCH}_2\text{CH} = \text{CH}(\text{CH}_2)_7\text{COOCH}_3$) en los productos líquidos de reacción, lo que sugiere un aumento en la concentración del metil oleato ($\text{CH}_3(\text{CH}_2)_7\text{CH} = \text{CH}(\text{CH}_2)_7\text{COOCH}_3$), que se confirma con lo observado en las **Figuras 8 y 12**. Asimismo, la desaparición del metil linoleato, puede conllevar a un aumento en la concentración del metil estearato ($\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{14}\text{COOCH}_3$), mostrado en las **Figuras 7 y 11**. La presencia de metil oleato y metil estearato en los productos, se da como resultado de la hidrogenación de los enlaces C=C presentes en el metil linoleato, contenido en la carga inicial, tal como ha sido establecido en el esquema de reacción propuesto por Barrault (**Figura 5**).

Según lo reportado en los resultados, cuando se emplearon catalizadores con un contenido de boro del 6%, se presentó un incremento en la concentración final de dichos ésteres a lo largo de la reacción, comparado con el observado cuando la cantidad de boro presente en los catalizadores es menor, lo que indica que la presencia de boro es significativa en la producción del metil éster correspondiente.

También se detecta la presencia del alcohol linoleico ($\text{CH}_3(\text{CH}_2)_7\text{CH}=\text{CHCH}_2\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_4\text{COH}$) en los productos de reacción, como se observa en las **Figuras 10** y **14**.

Estas figuras muestran que, al igual que la producción de ésteres saturados, existe un incremento en la concentración del alcohol linoleico, cuando el contenido de boro es de 6%, comparado con catalizadores con menores cantidades de boro. Este comportamiento coincide con las hipótesis planteadas en investigaciones similares [3,12,15], en las cuales se plantea que la adición de boro conduce a una mejor dispersión del metal activo sobre el soporte, lo que da como resultado un aumento en la habilidad que tiene el rutenio para activar el hidrógeno, favoreciendo la reacción. Sin embargo, es posible que debido a la conjugación existente entre el doble enlace C=C con el grupo carbonilo (ambos enlaces, presentes en el metil linoleato), el grupo carbonilo, disminuye la densidad electrónica del doble enlace C=C, haciendo que la hidrogenación de los dobles enlaces C=C sea más rápida en relación con los enlaces C=O. Esto explica la alta tendencia que tienen las reacciones hacia la formación de ésteres saturados. [20]

La alta actividad de los catalizadores soportados en alúmina modificada con altos contenidos de boro, (**Tabla 5**), puede ser atribuida a una mejor dispersión del rutenio causada por la presencia de una buena dispersión del boro sobre la superficie de la alúmina. Según algunos autores, el soporte modificado con boro puede aumentar la dispersión de las especies activas y la fuerza con la cual estas se ligan a la superficie del soporte [18].

5.2 INFLUENCIA DE LA COMPOSICIÓN NOMINAL DE METALES

Se analizará el efecto de la cantidad adicionada de cada uno de los metales en los catalizadores utilizados, manteniendo constante la cantidad de boro en un 6%.

Los resultados presentados en este trabajo, sirven para reafirmar la hipótesis en la que se indica que la cantidad adicionada de rutenio y estaño (metales constituyentes de cada uno de los sistemas catalíticos), es también uno de los factores determinantes en el comportamiento de la reacción.

Lo presentado en las **Figuras 15 y 16**, muestran un aumento en la concentración de los ésteres metil estearato (C:18) y metil oleato (C:18:1), cuando se trabajó con los catalizadores que contenían 2% Ru.

Esto puede ser atribuido a las propiedades hidrogenantes del Rutenio, que hacen que cuando se tiene un catalizador con un mayor contenido de este metal, la reacción tiende a desarrollarse hacia la hidrogenación del enlace C=C.[8]

En contraste, lo observado en la **Figura 18**, en la cual se observa que la producción de alcohol linoleico se encuentra favorecida cuando el catalizador tiene porcentajes nominales iguales (1%) de rutenio y estaño. Este comportamiento se asemeja a lo reportado en trabajos de otros autores [12,15], donde se afirma, que la adición de estaño conduce a una modificación de las propiedades de hidrogenación del rutenio, pero el incremento del contenido de estaño, no cambia significativamente la actividad del catalizador[15]. En efecto, los resultados presentados en la **Tabla 5** verifican que la actividad del catalizador no se ve afectada significativamente, por la adición de estaño, sin embargo, la cantidad de Sn si modifica la selectividad del mismo. Esto se puede ver claro al analizar los resultados presentados en la **Tabla 6**, donde los catalizadores que mantienen igual proporción de metales, son mas selectivos hacia la formación del alcohol linoleico. De acuerdo con la literatura[12], el estaño polariza el grupo carbonilo del éster (dicho grupo contiene un doble enlace carbono-oxígeno; en el cual el

carbono carbonílico es deficiente en electrones, mientras que el oxígeno es rico en ellos), facilitando la entrega del hidrógeno desde un sitio adyacente Ru-H.

Con la adición de este metal promotor (Sn), se forman dos especies de óxidos de este metal (SO_x , SO_y con $x < y$), cuyo contenido en la superficie, varía con el contenido de Sn. Las especies SO_x en el catalizador, hacen que este se vuelva más selectivo hacia la hidrogenación del enlace C=O, debido a sus propiedades químicas que favorecen la polarización del enlace carbonilo, permitiendo la reacción por medio del mecanismo de adición nucleofílica, que se presume, es la forma como actúa el catalizador para la obtención de los alcoholes[13].

Para el caso de los catalizadores estudiados en este trabajo, los resultados indican una gran tendencia de la reacción hacia la hidrogenación del enlace C=C, en contraste con la poca hidrogenación del grupo carbonilo. Este comportamiento se puede explicar teniendo en cuenta el bajo contenido de estaño manejado en los sistemas catalíticos analizados, que según lo reportado por Pouilloux y Barrault, induce a una mayor presencia de óxidos de estaño como SnO_y , limitando el desempeño del catalizador en la hidrogenación del grupo carbonilo..

Asimismo, al realizar el balance de masa para cada una de las reacciones, se observa una pérdida de masa, tal como se reporta en la **Tabla 7**. Se presume que éste desbalance se compensa con la posible formación de ésteres pesados que no son detectados por las técnicas empleadas para el análisis de los productos de reacción (cromatografía de gases y espectrofotometría de masas). Esto se sustenta con el trabajo realizado por Pouilloux y Barrault [13], donde muestran mediante técnicas adecuadas de análisis de productos, la obtención de ésteres pesados a condiciones similares de trabajo (**Figura 5**).

En la **Figura 19**, se plantea un posible mecanismo de reacción para lo ocurrido en la hidrogenación de ésteres con base en lo resultados obtenidos , que permite justificar lo que ocurrió durante las reacciones efectuadas en este trabajo y que

lógicamente deberá ser demostrado experimentalmente para tener certeza sobre una secuencia, hasta el momento no deja de ser mas que una posibilidad.

De acuerdo con el esquema expuesto anteriormente y con los resultados obtenidos, se plantea la hipótesis que la hidrogenación del enlace C=C (k_4 , k_5 , k_6), es más rápida que la hidrogenación del enlace C=O (k_1 , k_2 , k_3), y que la transesterificación a ésteres pesados (k'_1 , k'_2 , k'_3), puede ser el paso limitante para la formación de los alcoholes grasos, y que posiblemente fue la cinética que gobernó sobre estas reacciones de hidrogenación.

Sin embargo, los resultados de las pruebas efectuadas, no son suficientes para dar una explicación concluyente a este fenómeno, debido a la falta de una caracterización más profunda de los productos de reacción y de los catalizadores.

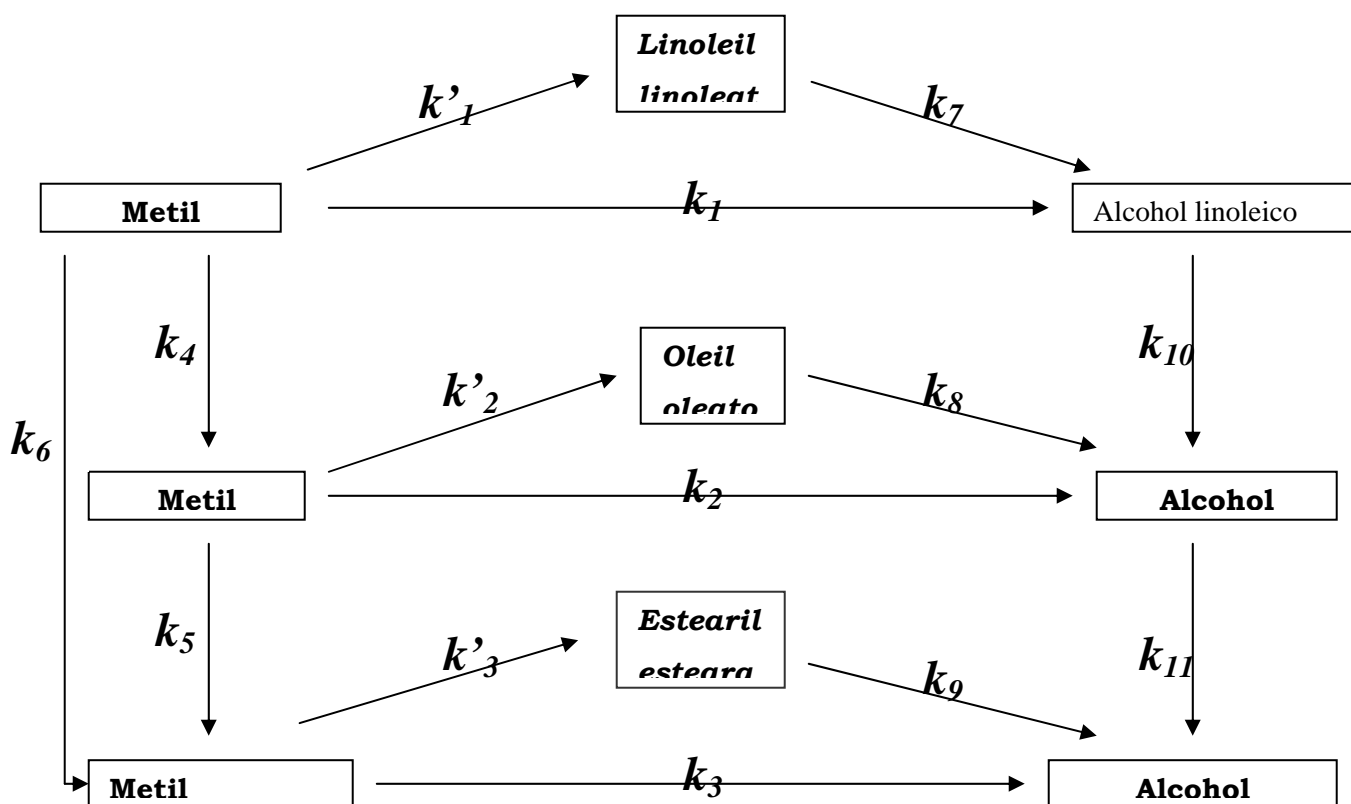


Figura 19. Esquema sugerido para la hidrogenación de la mezcla de ésteres derivados del aceite de palma en presencia de catalizadores RuSnB/Al₂O₃.

6. CONCLUSIONES

- La reacción de hidrogenación sobre catalizadores soportados en alúmina con mayor contenido de boro, es más selectiva hacia la formación de alcohol linoleico.

- La incorporación del boro a la alúmina, utilizada como soporte de catalizadores bimetálicos Ru-Sn para hidrogenación, posiblemente mejora la dispersión del rutenio, aumentando la actividad de la reacción.

- Las reacciones de hidrogenación sobre los catalizadores analizados en este trabajo, presentaron una gran tendencia hacia la hidrogenación del enlace C=C, comparada con la poca hidrogenación del enlace carbonilo. Esto pudo ocurrir debido a los bajos contenidos de estaño manejados en los sistemas catalíticos.

8. BIBLIOGRAFÍA

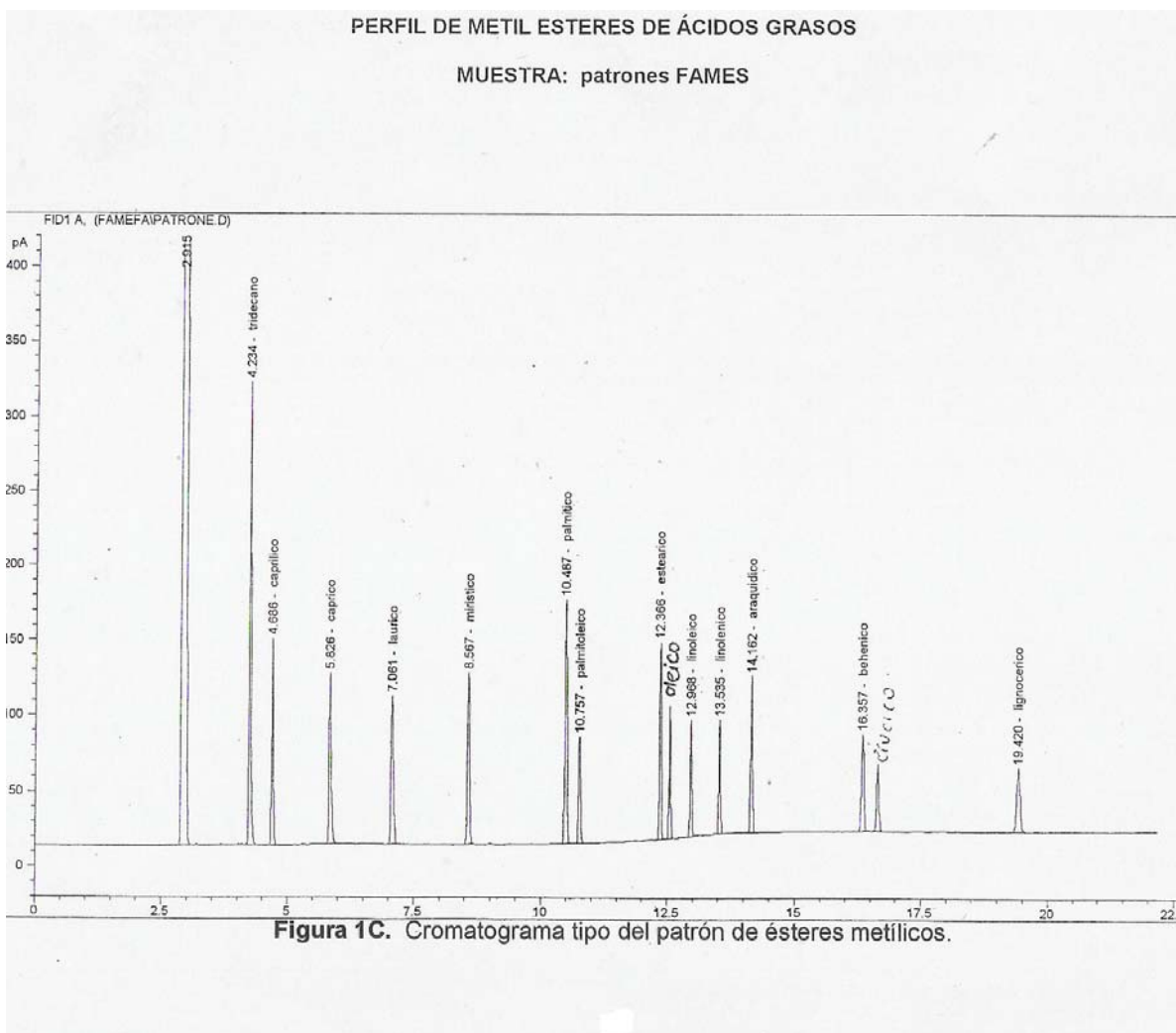
1. TORRE, J.A, Oleoquímica, Coyuntura de Investigación y desarrollo en el área de aceites vegetales, XXII Congreso Colombiano de Ingeniería Química, 2003, 58p.
2. ROMERO C, JAIMES D, NARVÁEZ P, Prospectiva de la producción en Colombia de oleoquímicos derivados del aceite de palma y palmiste. Universidad Nacional de Colombia, Bogotá, 2001
3. MENDES M.J, SANTOS O.A.A., Hydrogenation of oleic acid over ruthenium catalysts . Appl. Catal. A., 217, 2001,253-262p.
4. FLEGO C., O'NEIL PARKER W, Characterization of γ -alumina and borated alumina catalysts, Appl. Catal., 185, 1999, 137p.
5. HASTERTR. C. Hydrogenation of fatty acids. JAOCS,1979, Vol 56, 732–793p.
6. HASTERTR. C. Hydrogenation of fatty acids. JAOCS,1979, Vol 56, 732–793p.^a
7. PORIM & The Malaysuan Palm Oil Industy, Advance Oleochemicals Techonology Centre, 2000. 13-25p.
8. SILVA A.,SANTOS O,MENDES M, Hydrogenation of citral over ruthenium-tin catalysts, Appl. Cat. A. ,241,2003,155-165p.

9. SAUER J., ADKINS H, J. Amer. Chem. Soc., 59, 1937, 1-7p.
10. BOERMA H., DELMON B., Preparation Catalysts, Elsevier, Amsterdam, 1976, 105-115p.
11. WEHNER P.S., GUSTAFSON B.L., TUSTIN G.C., Journal of Catalysts. , 88, 1984, 246-248p.
12. NARASIMHAN, C S., Mixed Ruthenium- Tin Boride catalysts for selective hydrogenation of fatty acids esters to fatty alcohols, Ind. Eng. Chem, 1989, 110p.
13. POUILLOUX. Y, AUSTIN. A , GUIMONT. C, BARRAULT, J. Hydrogenation of Fatty Esters over Ruthenium-Tin Catalysts; Characterization and Identification of Active Centers. Journal of Catalysts, 1998, vol 176, 215-224p.
14. TANG TS., CHEAH KY, Hydrogenation of oleic acid to 9-octadecen-1-ol with rhenium-tin catalyst, Amer. Oil. Chem. Soc, 1993, 601p.
15. SIBEIJN M., On the Nature and Formation of the Active Sites in Re_2O_7 Metathesis Catalysts Supported on Borated Alumina, Journal of Catalysts, 145, 1994, 416-428p.
16. DESHPANDE. V.M., RAMNARAYAN. K. , NARASIMHAN C. S. Studies on Ruthenium-Tin Boride Catalysts. Journal Of Catalysts. 1990, Vol 121, pag 174-182.
17. KIM, K, J Catal. 35, 66, 1974.

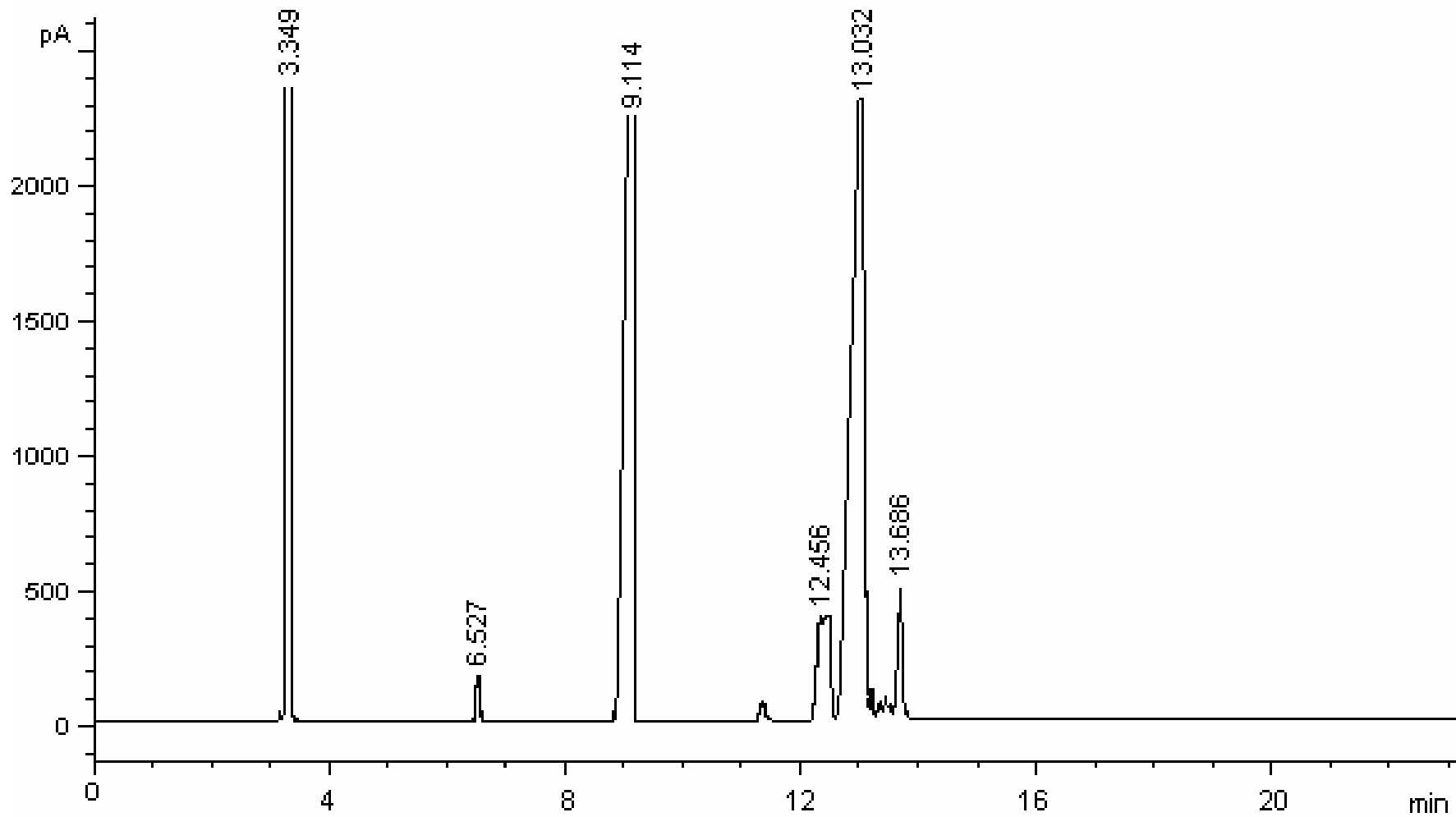
18. FAJARDO F., ORTIZ G., Reacciones de isomerización y rompimiento catalítico en condiciones de Hidrotratamiento con catalizadores CoMo, NiMo soportados en γ -alúmina modificada con óxido de boro, Trabajo de Pregrado, Ingeniería Química UIS, 2001.
19. BALLESTEROS RUEDA L.M, Influencia de la incorporación del Boro y de la relación entre los componentes activos de catalizadores PTMo, RHMo y COMo sobre su comportamiento en reacciones de hidrotratamiento, Trabajo de Pregrado, Ingeniería Química, UIS, Bucaramanga, Colombia, 2002.
20. MORRISON R., BOYD, Química Orgánica, Addison Wesley Longman, Quinta Edición, México, 1998, 361-364p.
21. CASTRO M. Hidrogenación de aceites en sistemas cerrados-efecto de las variables de operación. Grasas y Aceites, vol 36, 1985, 126-129p.
22. EL-SHATTORY Y. Evaluation of Hydrogenation catalysts activity. JAOCS. 1980, 402-404p.
23. GRAY J.I., RUSSELL L.F. Hydrogenation catalysts-their effect on selectivity. JOACS. Vol56, jan, 1979, 36-43p.
24. HSU N., DIOSADY L.L. and RUBEY L.J. Catalytic Behavior of Palladium in the hydrogenation of edibles oils. JAOCS Vol 65, march 1988, 349-354p.
25. JAIMES D, ROMERO C, NARVAEZ P, Prospectiva de la producción de oleoquímicos derivados del Aceite de Palma y Palmiste, XXII Congreso Colombiano de Ingeniería Química, 2003, 75p.

ANEXO A

ESPECTRO DE CROMATOGRAFÍA DE GASES PARA EL PATRON DE ESTERES Y PARA LA CARGA INICIAL



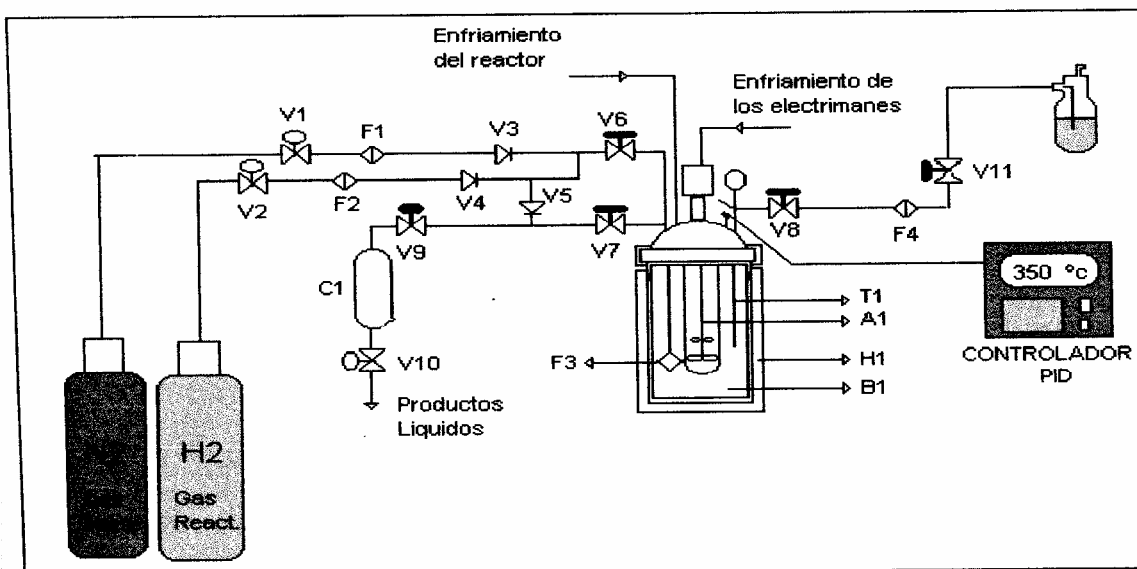
FID1 A, (CRIS-LAUMC-MTOH.D)



ANEXO B. REPORTE DE ESPECTROFOTOMETRIA DE MASAS PARA LOS PRODUCTOS LIQUIDOS DE REACCION

Area Percent Report										
Data File : D:\DATOSGC\261104\MT1.D						Vial: 7				
Acq On : 26 Nov 2004 23:36						Operator: Elena E. Stasher				
Sample : mtl						Inst : GC/MS Ins				
Misc :						Multiplr: 1.00				
						Sample Amount: 0.00				
MS Integration Params: autoint1.e										
Method : C:\HPCHEM\1\METHODS\FORMAL60.M (Chemstation Integrator)										
Title :										
Signal : TIC										
peak #	R.T. min	first scan	max scan	last scan	PK TY	peak height	corr. area	corr. % max.	% of total	
1	22.833	2238	2248	2285	BB 2	22018	503085	0.07%	0.023%	
2	27.234	2795	2804	2832	BB	18664	574861	0.08%	0.026%	
3	32.529	3442	3473	3497	BB	33683	913218	0.13%	0.041%	
4	32.988	3519	3531	3596	BB 3	25492	2640495	0.37%	0.119%	
5	37.444	4073	4094	4114	BB	197530	5549360	0.77%	0.249%	
6	37.895	4141	4151	4216	BB	711953	25693054	3.56%	1.154%	
7	40.230	4416	4446	4484	BB 4	32121	3245319	0.45%	0.146%	
8	42.050	4630	4676	4706	PV 7	92693	14529769	2.01%	0.653%	
9	42.525	4706	4736	4891	VV	7577918	721505867	100.00%	32.408%	
10	43.807	4891	4898	4913	VV 5	34283	1828128	0.25%	0.082%	
11	44.132	4913	4939	4965	VV 5	29651	3982749	0.55%	0.179%	
12	44.480	4965	4983	5005	VV	137265	5138405	0.71%	0.231%	
13	45.548	5082	5118	5126	PV 5	28362	1736336	0.24%	0.078%	
14	46.079	5126	5185	5193	VV	6236051	482835685	66.92%	21.688%	
15	46.229	5193	5204	5229	VV 3	6901062	590333979	81.82%	26.516%	
16	46.538	5229	5243	5277	VV 2	5302649	269610663	37.37%	12.110%	
17	46.878	5277	5286	5380	VV 2	205290	35031892	4.86%	1.574%	
18	47.677	5380	5387	5485	VB 7	74094	8035074	1.11%	0.361%	
19	49.181	5505	5577	5595	BV 3	142661	11132157	1.54%	0.500%	
20	49.387	5595	5603	5611	VV 5	42878	1754122	0.24%	0.079%	
21	49.521	5611	5620	5632	VV 2	81472	2620466	0.36%	0.118%	
22	49.878	5632	5665	5689	VV 6	75495	7110354	0.99%	0.319%	
23	50.234	5689	5710	5757	VV 2	600825	18780592	2.60%	0.844%	
24	50.835	5757	5786	5835	PB 10	44277	3729478	0.52%	0.168%	
25	54.587	6227	6260	6316	BB 2	63950	3080892	0.43%	0.138%	
26	58.877	6734	6802	6854	BB 2	21025	1505631	0.21%	0.068%	
27	60.626	6978	7023	7061	BB 2	46905	2909228	0.40%	0.131%	
Sum of corrected areas:							2226310860			
MT1.D FORMAL60.M			Sat: Nov 27 11:13:36 2004							

ANEXO C. DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO PARA EVALUACIÓN DE CATALIZADORES.



El equipo está constituido por tres sistemas de líneas distribuidas así: Sistema de alimentación que permite la entrada de gases reactivos, sistema de salida de productos que se divide en: Salida de productos líquidos y evacuación de productos gaseosos.

En la **Figura 9** se muestra el diagrama de flujo del equipo para la evaluación de catalizadores.

Sistema de Alimentación: Consta de dos líneas que van conectadas en un extremo a los cilindros de gases (Nitrógeno e Hidrógeno), cada una de ellas está constituida por una válvula on-off (V₁, V₂), un filtro (F₁, F₂), y una válvula de chequeo (V₃, V₄); en su otro extremo se une mediante una te al reactor (V₆). Además tiene

un sistema de purga que va en la línea de salida de productos, con su respectiva válvula de cheque (V₅).

Sistema de Salida de los productos: Se divide en dos partes: Toma de productos líquidos y evacuación de productos gaseosos.

Salida de productos en fase líquida: Esta constituida por una válvula de aguja (V₉), que va después de la válvula de salida del reactor (V₇), un enfriador (C₁) y una válvula on-off (V₁₀).

Evacuación de gases: Contiene la válvula de aguja (V₁₁) además de la del reactor (V₈) que sirve para regular flujo y disminuir la presión, un filtro (F₄) para retener impurezas y un frasco lavador de gases.

En las tablas A y B se especifican cada uno de los accesorios del equipo empleado para la evaluación de los catalizadores.

Todas las líneas fueron construidas con tubing de ¼ de pulgada en acero inoxidable 316, así como también los accesorios (racores, Uniones, Te, Codos, etc.).

Tabla A. Partes del reactor “batch” 4575 Parr Instrument.

ELEMENTO	NOMENCLATURA	CARACTERÍSTICAS
Válvulas	$V_6 - V_7 - V_8$	Presión Máxima 1.000 Psi
Recipiente	B_1	Capacidad: 500 ml
Termocupla	T_1	Tipo J
Horno	H_1	Conectado al controlador
Sistema Interno de Enfriamiento	I_1	En forma de U en acero Inoxidable 316
Disco de Ruptura	D_1	Presión 5.000 Psig. Tipo monel
Manómetro	M_1	Tipo burdón. Carátula 41/2”
Agitador	A_1	Magnética
Anillo de Sello	S_1	Ubicado en el recipiente en SS-315
Válvula Solenoide	V_{12}	Presión máxima 180 Psi
Filtro	F_3	Temperatura de operación 482 °C Presión máxima: 6000 Psi
Motor Eléctrico	Ma	17.000 rpm Agitación Magnética

Tabla B. Accesorios del equipo para evaluación de catalizadores.

ELEMENTO	NOMENCLATURA	CARACTERÍSTICAS
Válvula de bola on-off	$V_1 - V_2 - V_{10}$	Temperatura de Operación: 10 °C - 65 °C
Filtro	$F_1 - F_2 - F_4$	Porosidad Media
Válvula de cheque	$V_3 - V_4 - V_5$	Presión Máxima: 3.000 Psig
Válvula de aguja	$V_9 - V_{11}$	Presión Máxima: 5.000 Psig
Sistema de enfriamiento de muestras	C_1	Carcaza: 2” Serpentín: 1/8”

