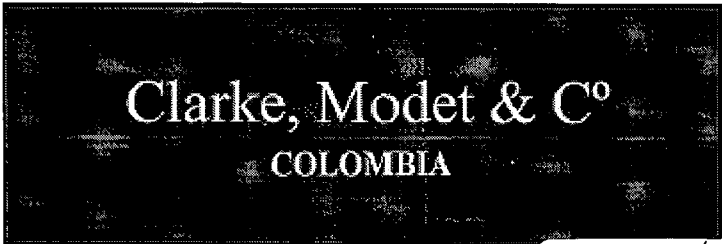


106



SEÑORES
DIVISIÓN DE NUEVAS CREACIONES
SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO
E. S. D.

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 03-000678-00009-0000

Fecha: 2008-01-30 15:25:05 Dep. 2020 NUECREACIONE
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 379 FASENACIONALII
Act. 444 RESPUESTAREQUE Folios: 27

COD: 008

RE.: SOLICITUD DE PATENTE EN COLOMBIA
EXPEDIENTE Nº 03000678
TITULO: PROCESO PARA LA PRODUCCIÓN DE OLEFINAS
SOLICITANTE: INEOS EUROPE LIMITED
FECHA SOLICITUD: 8 DE ENERO DE 2003

ASUNTO: CONTESTACIÓN A REQUERIMIENTO OFICIAL

DILIA RODRIGUEZ D’ALEMAN, en mi condición de apoderada de la sociedad solicitante, por el presente escrito doy respuesta a su auto notificado por estado de 02 de noviembre de 2007 y vence 30 de enero de 2008 y me permito presentar las siguientes aclaraciones:

En primer lugar, para superar los cuestionamientos sobre claridad, establecidas en el concepto técnico 2048 del Oficio 13836, el solicitante presenta un nuevo capítulo reivindicatorio en el cual se han incluido los datos solicitados, relativos a la temperatura y la presión. Aprovechamos la ocasión para convertir algunas unidades que no estaban en el Sistema Internacional, por lo que presentamos nuevas páginas 3, 16, 32 y 33 del capítulo descriptivo.

El nuevo capítulo reivindicatorio se modifica en virtud del artículo 34 toda vez que constituye una delimitación de la invención que no implica una ampliación del objeto divulgado inicialmente.

Clarke, Modet & C^o

COLOMBIA

1. Claridad

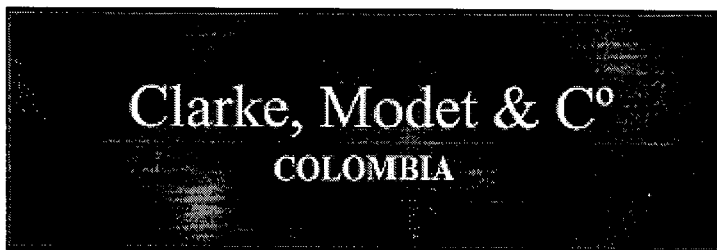
Para superar las objeciones de claridad el solicitante ha establecido que el término "temperatura estándar" es comúnmente empleado pero lo ha reemplazado por "temperatura normal" como lo sugirió ese despacho y ha incluido el valor en grados centígrados de dicha temperatura, que es de 0°C, como se describe en el último párrafo de la página 3.

Al respecto el solicitante hace énfasis en el hecho que en el contexto, la expresión a "temperatura estándar y presión operativa" definen las condiciones bajo las cuales es medida la velocidad de alimentación superficial es medida.

En relación con la "presión operativa", nos permitimos indicar que es la misma presión de la subsiguiente reacción. Por lo tanto, ha precisado que la presión a la cual se lleva acabo el proceso es de 0,13 a 5,0 MPa, esta modificación se encuentra soportada en la página 23 y la tabla 2.

En cuanto al cuestionamiento relativo a la "*velocidad espacial de gas*" nos permitimos aclarar que la expresión "velocidad espacial horaria de los gases" corresponde a la traducción de "Gas hourly space velocity (GHSV)" que es el volumen de mezcla de gases reactantes que pasada sobre una unidad de peso de catalizador por hora. En procura de ser más precisos en la traducción hemos modificado dicha expresión por "velocidad espacial de los gases por hora".

Hemos buscado en Internet y encontramos que el término "velocidad espacial" es usualmente empleado para traducir "space velocity" y que este término es común en el sector técnico de ingeniería química, al punto que varias Universidades de renombre como son la Universidad de Santiago de Compostela y la Escuela Universitaria Politécnica de Sevilla lo emplean. La primera de ella en su guía docente de la cátedra Ingeniería de la Reacción Química y la segunda en su programa de la asignatura de ingeniería de la Reacción Química.



En Colombia, la expresión en cuestión también ha sido traducida del mismo modo como consta en el escrito "*Deshidratación catalítica de etanol a etileno sobre HMOR y HZSM-5 modificada con hierro y cobre*" y un escrito sobre "*Petróleo*" de la Universidad Nacional de Colombia donde si bien hace referencia a la velocidad espacial de un líquido (LHSV), para los efectos de la traducción no existe diferencia pues cualquier experto en la materia sabe que (LHSV) es la sigla de Liquid hourly space velocity mientras (GHSV) es la sigla de Gas hourly space velocity.

Incluso nos comunicamos con un experto de ECOPETROL y nos indica que la traducción es acertada y que la expresión "velocidad espacial" es la comúnmente empleada en el argot técnico.

Con todo respeto, si a pesar de la aclaración y las pruebas anexadas por el solicitante, el examinador considera que la traducción debe ser otra, solicitamos nos sea comunicada cuál es la traducción correcta para que el solicitante pueda efectuar la modificación respectiva.

En vista de los argumentos expuestos, se solicita respetuosamente a la Oficina de Patentes Colombiana retirar todas las objeciones.

Agradezco continuar con el presente trámite.

Señor Jefe,

A large, stylized handwritten signature in dark ink, appearing to read "Dilia Rodriguez D'Aleman".

DILIA RODRIGUEZ D'ALEMAN

MRO/srch

Handwritten initials "MRO" in dark ink.

[La Web](#) [Imágenes](#) [Noticias](#) [Grupos](#) [Libros](#) [Gmail](#) [Más ▼](#)[Acceder](#)

Google

ecopetrol "velocidad espacial"

Buscar

[Búsqueda avanzada](#)
[Preferencias](#)Buscar en: ☒ la Web ☐ páginas en español ☐ páginas de Colombia**La Web**Resultados 1 - 2 de 2 de **ecopetrol "velocidad espacial"** . (0,16 segundos)**Principal**

COMPLEJO DE **ECOPETROL** en B/meja: Unidad FCC. Visbreaker. ... Reduciendo la **velocidad espacial** mientras se mantiene la presión parcial de hidrogeno elevada. ...

www.virtual.unal.edu.co/cursos/sedes/manizales/4090015/docs_curso/pages/cap2/contenido2_12.html - 18k -[En caché](#) - [Páginas similares](#)**[PDF] 2. PETROLEO A. GENERALIDADES 2.1. TEORIAS DE SU FORMACION I ...**Formato de archivo: PDF/Adobe Acrobat - [Versión en HTML](#)**Velocidad espacial** es el volumen / hora de líquido a 60 COMPLEJO DE **ECOPETROL**

en B/meja: - Unidad FCC. - Visbreaker. - SRU (sulphur recovery unit) ...

aplicaciones.virtual.unal.edu.co/drupal/files/petroleo.pdf - [Páginas similares](#)

ecopetrol "velocidad espacial"

Buscar

[Restringir la búsqueda a los resultados](#) | [Herramientas del idioma](#) | [Sugerencias de búsqueda](#) |
[Probar Google Experimental](#)[Página principal de Google](#) - [Programas de Publicidad](#) - [Todo acerca de Google](#)

©2008 Google

- (1). Gasóleo fresco: $22 \frac{KB}{DO}$.
- (2). Aceite pesado de ciclo: $3.6 \frac{KB}{DO}$.
- (3). Catalizador: Flujo = 32 toneladas por minuto.

- Rendimiento: (% de conversión) = 100 - cantidad destilados catalíticos.

- a- Los productos son: NAFTA LIVIANA, ALC, residuos pesados de polimerización.
- b- % conversión: (tipo de carga, tiempo de reacción catalizador-carga, velocidad espacial, actividad del catalizador).
- c- Factor de severidad :

$$\frac{\text{Relación catalizador - carga} * \left(\frac{lb}{lb}\right)}{\text{Velocidad espacial} \left(\frac{lb \text{ de carga/h}}{lb \text{ en cat. en lecho}}\right)}$$

- * . Pies cúbicos de catalizador / pie cúbico de carga a 60 °F.
- . Densidad del catalizador: 45 lb. / pie cúbico.
- . Velocidad espacial es el volumen / hora de líquido a 60 °F / Vol?
de lecho de catalizador.

NOTA:

A mayor severidad mayor producción de coque y menor cantidad de compuestos gaseosos (especialmente H₂).

- d- Eficiencia: (% de gasolina/conversión) x 100
Se suele alcanzar hasta un 80 %.

191

GUÍA DOCENTE

Ingeniería de la Reacción Química

(Código: 241201)

Enxeñaría Técnica Industrial

Especialidade en Química Industrial

FACULTADE DE CIENCIAS

UNIVERSIDADE DE SANTIAGO DE
COMPOSTELA

velocidad, equilibrio químico, análisis de errores... y, asimismo, se afianzarán las diferentes técnicas de análisis de datos cinéticos (Tema 3) que permitan obtener las expresiones de las ecuaciones de velocidad a partir de datos experimentales obtenidos, bien en laboratorio, o bien directamente en reactores a escala planta piloto o incluso industrial.

II. REACTORES HOMOGÉNEOS ISOTÉRMICOS

Tema 4. Reactores ideales homogéneos ($2T+2S$)

- 4.1. Aspectos generales en el diseño de reactores químicos.
- 4.2. Reactores ideales: concepto y clasificación.
- 4.3. Ecuaciones de diseño.
 - Reactor discontinuo de tanque agitado (RDTA).
 - Reactor de mezcla completa (RMC o RCTA) en estado estacionario.
 - Reactor de flujo en pistón (RFP) en estado estacionario.
 - Velocidad espacial, tiempo de permanencia y tiempo espacial.
 - Reactor de mezcla completa (RMC o RCTA) en estado no estacionario.

Tema 5. Diseño de reactores ideales isotérmicos ($5T+8S$)

- 5.1. Diseño para reacciones simples: comparación de tamaños en sistemas de un reactor.
 - Reactor discontinuo y reactor de flujo en pistón.
 - Comparación entre el RMC (o RCTA) y el RFP para reacciones de primer y segundo orden.
 - Variación de la relación de reactantes para reacciones de segundo orden.
 - Comparación gráfica general.
 - Cálculo del tamaño óptimo.
- 5.2. Diseño para reacciones simples: sistemas de reactores múltiples.
 - Reactores de flujo en pistón en serie y en paralelo.
 - Reactores de mezcla completa de igual tamaño en serie.
 - Reactores de mezcla completa de diferente tamaño en serie.
 - Reactores de tipos diferentes en serie.
- 5.3. Diseño para reacciones simples: reactores con recirculación.
- 5.4. Diseño para reacciones simples: reacciones autocatalíticas.
 - Comparación entre el RMC (o RCTA) y el RFP sin recirculación.
 - Reactor con recirculación.
 - Sistema de reactores múltiples.
 - Reactor con separación y recirculación del reactante no convertido.
- 5.5. Diseño para reacciones múltiples: reacciones en paralelo.
 - Estudio cualitativo de la distribución de productos.
 - Estudio cuantitativo de la distribución de productos y tamaño del reactor.

ESCUELA UNIVERSITARIA POLITÉCNICA
CURSO 2007/08

DATOS BÁSICOS DE LA ASIGNATURA				
TITULACIÓN:		Ingeniería Técnica Industrial, especialidad Química Industrial		
NOMBRE:		Ingeniería de la Reacción Química		
NOMBRE (INGLÉS):		Chemical Engineering Reaction & Reactor Design		
CÓDIGO:		1150016	AÑO DE PLAN ESTUDIO:	2001
TIPO:		Troncal		
CRÉDITOS:	Totales	Teóricos	Prácticos	
L.R.U.	7.5	4.5	3.0	
E.C.T.S.	6	4	2	
CURSO:	2º	CUATRIMESTRE:	C-II	CICLO: 1º

COORDINADOR DESIGNADO POR EL DEPARTAMENTO:

Julia de la Fuente Feria

DATOS BÁSICOS DE LOS PROFESORES			
NOMBRE:	JULIA DE LA FUENTE FERIA		
CENTRO/DEPARTAMENTO:	Escuela Universitaria Politécnica/Ing. Química		
ÁREA:	Ingeniería Química		
Nº DE DESPACHO:	P-26	TELÉFONO:	954552845
E-MAIL:	jfferia@us.es		
URL WEB:	https://ev.us.es:8443/portalev/ Ingeniería de la Reacción Química		
NOMBRE:	MANUELA RUIZ DOMINGUEZ		
CENTRO/DEPARTAMENTO:	Escuela Universitaria Politécnica/Ing. Química		
ÁREA:	Ingeniería Química		
Nº DE DESPACHO:	P-25	TELÉFONO:	954552846
E-MAIL:	manuela@us.es		
URL WEB:			

DATOS ESPECÍFICOS DE LA ASIGNATURA	
1. Descriptores según BOE	
Cinética Química Aplicada. Catálisis. Reactores Ideales y Reales. Estabilidad. Optimización.	

193

8

194

11. Temario desarrollado

(Con indicación de las competencias que se van a trabajar en cada tema).

TEMA 1: Introducción y Conceptos Generales

La Ingeniería de la Reacción Química: conceptos y definiciones. El reactor químico. Introducción al diseño de reactores. La Termodinámica aplicada a la Ingeniería de la Reacción. Clasificación de las reacciones químicas. Variables que afectan a la velocidad de reacción química. Ejemplos de aplicación industrial. Clasificación de los reactores. Flujo ideal en reactores. Tipos de reactores ideales. Concepto de tiempo espacial, velocidad espacial y tiempo de residencia.

OBJETIVOS

En este primer tema se pretende que el alumno sea capaz de situar y valorar el proceso químico dentro del proceso industrial así como conocer las etapas previas a su implementación. Se repasan conceptos en torno al equilibrio químico y de cómo influyen las condiciones de operación sobre las máximas conversiones alcanzables. Al finalizar el tema el alumno debe conocer la diferencia entre los distintos tipos de flujo ideal en reactores así como deducir las ecuaciones de diseño de reactores ideales.

TEMA 2: Estequiometría y Cinética Aplicada.

Estequiometría en reactores discontinuos y de flujo. Obtención experimental de datos cinéticos. Métodos de análisis de datos. Aplicación del método integral y diferencial. Reactor de volumen variable. Influencia de la temperatura sobre la velocidad de reacción.

OBJETIVOS

En este tema se exponen los distintos modelos matemáticos que se usan para caracterizar la reacción química para sistemas de volumen constante y de volumen variable.

TEMA 3: Sistemas de reacciones múltiples

Reacciones reversibles, en serie y en paralelo: Caracterización matemática y técnicas para la interpretación de datos cinéticos.

OBJETIVOS

Se caracterizan los distintos tipos de reacciones desde el punto de vista matemático y se estudian qué métodos se utilizan en cada caso para determinar los parámetros cinéticos.

TEMA 4: Diseño de Reactores Ideales Isotérmicos

Reactores de mezcla completa discontinuos: Balance de materia y energía. Diseño y Optimización. Reactores de mezcla completa continuos: Balance de materia y energía. Diseño. Batería de reactores de mezcla continuos en serie. Reactores de flujo en pistón: Balance de materia y energía. Reactor de flujo en pistón con recirculación. Optimización.

OBJETIVOS

Partiendo de las ecuaciones de diseño se analiza como influye el tipo de reactor para llevar a cabo una determinada reacción química.

TEMA 5: Estabilidad térmica en reactores.

Sistema en estudio: Reactor mezcla completa continuo con reacción exotérmica. Multiplicidad de estados estacionarios y estabilidad. Comportamiento dinámico.

OBJETIVOS

Determinación de las condiciones de funcionamiento de estabilidad térmica para el caso de reactores en los que se dan reacciones exotérmicas.

TEMA 6: Flujo no ideal y Reactores reales.

Causas de la no idealidad. Funciones de distribución de tiempos de residencia (DTR). Análisis del flujo no ideal por experimentación: señal de entrada en impulso y señal en escalón. Distribución de tiempos de residencia en flujo pistón y en mezcla completa. Aplicación al comportamiento real del reactor.

OBJETIVOS

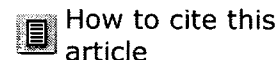
Determinación de las causas de no idealidad en el funcionamiento de reactores químicos homogéneos así como el alejamiento del comportamiento ideal.

TEMA 7: Introducción al diseño de reactores para sistemas heterogéneos.



Ingeniería e Investigación
Print ISSN 0120-5609

Ing. Investig. vol.25 no.3 Bogotá Sep./Dec. 2005



→download article in PDF format

**Deshidratación catalítica de etanol a etileno sobre HMOR y
HZSM-5 modificada con hierro y cobre**

**Catalytic dehydration of ethanol to ethylene over HMOR HZSM-5
modified with copper and iron**

José Luis Agudelo,¹ Consuelo Montes de C.²

¹ Ingeniero químico, Grupo Catálisis Ambiental, Sede de Investigación Universitaria-SIU, Universidad de Antioquia, e- mail: cmontes@udea.edu.co

² Ph D. Departamento de Ingeniería Química, Grupo Catálisis Ambiental, Sede de Investigación Universitaria-SIU, profesora titular, Universidad de Antioquia, email: josel@rocketmail.com

RESUMEN

Se estudió la deshidratación catalítica de etanol a etileno en fase gaseosa sobre HMOR (Si/Al = 6.5), HZSM-5 (Si/Al = 29), Cu-HZSM-5 (Si/Al = 98) y Fe-HZSM-5 (Si/Al = 151); a presión atmosférica y en un intervalo de temperaturas entre 120-300°C. Los catalizadores soportados en HZSM-5 fueron activos a temperaturas por encima de 260°C, obteniéndose conversiones superiores al 60%. El etileno fue el producto predominante en la deshidratación. La presencia de cobre en la zeolita HZSM-5 incrementó levemente la actividad catalítica a alta temperatura, mientras que con la adición de hierro la conversión de etanol disminuyó. La zeolita HMOR fue activa a temperaturas menores de 200°C, pero se desactivó rápidamente a 240°C debido a la formación de coque.

Palabras clave: deshidratación catalítica, etanol, etileno, HMOR, HZSM-5, Cu-ZSM-5, Fe-ZSM-5.

ABSTRACT

Catalytic dehydration of ethanol to ethylene on HMOR (Si/Al = 6.5), HZSM-5 (Si/Al = 29),

196

Cu-HZSM-5 (Si/Al = 98) and Fe-HZSM-5 (Si/Al = 151) was studied at atmospheric pressure and 120°C - 300°C. ZSM-5 supported catalysts were active at temperatures over 260°C, achieving more than 60% conversion. Ethylene was predominantly produced as a dehydration product. Incorporating Cu did not significantly improve catalytic activity compared to HZSM-5. H-MOR was very active at low temperatures but deactivated rapidly at 240°C, most probably due to coke formation.

Keywords: catalytic dehydration, ethanol, ethylene, HMOR, HZSM-5, Cu-ZSM-5, Fe-ZSM-5.

Recibido: mayo 12 de 2005

Aceptado: septiembre 9 de 2005

Introducción

El etileno es una materia prima importante en la industria química ya que se utiliza para la obtención de gran variedad de compuestos esenciales para la vida moderna. El etileno se produce principalmente por la vía petroquímica (Le Van Mao *et al.*, 1989), pero debido a que las reservas de petróleo cada vez son menores, el desarrollo de rutas alternativas para preparar etileno sigue siendo de gran interés (Winter y Eng, 1976; Tsao y Reilly, 1978; Coutinho y Cabral, 1981; Phillips y Datta, 1997). El etileno también se obtiene por deshidratación catalítica de etanol acuoso procedente de la transformación fermentativa de biomasa a partir de recursos naturales renovables (Winter y Eng, 1976; Tsao y Reilly, 1978; Coutinho y Cabral, 1981; Le Van Mao *et al.*, 1987; Le Van Mao *et al.*, 1989; Le Van Mao *et al.*, 1990; Phillips y Datta, 1997). La deshidratación catalítica heterogénea de etanol para producir etileno se ha estudiado con diferentes catalizadores. Algunos trabajos y patentes reportan la alúmina como uno de los materiales de mejor desempeño para esta reacción (Winter y Eng, 1976; Tsao y Reilly, 1978; Tsao y Zasloff, 1979; Winnick, 1980; Shinohara *et al.*, 1997; Bakoyannakis *et al.*, 2001; Doheim y El-Shobaky, 2002; Doheim *et al.*, 2002). Sin embargo, cuando se usa alúmina se suelen requerir altas temperaturas y el material se desactiva por la formación de coque (Pargal y Kanga, 1964; Tsao y Reilly, 1978; Phillips y Datta, 1997). Adicionalmente, varias zeolitas (principalmente la HZSM-5) y/o modificaciones de estas con metales (Cu, Zn, Mn, cationes La/Ce) y agentes superácidos como el ácido trifluorometanosulfónico (Chang y Lang, 1977; Tsao y Reilly, 1978; Valladares *et al.*, 1980; Chen y Reagan, 1981; Coutinho y Cabral, 1981; Oudejans *et al.*, 1982; Pearson, 1983; Jacob *et al.*, 1987; Le Van Mao *et al.*, 1987; Le Van Mao y Dao, 1987; Le Van Mao, 1989; Le Van Mao *et al.*, 1989; Bun *et al.*, 1990; Nguyen y Le Van Mao, 1990; Le Van Mao *et al.*, 1990; Phillips y Datta, 1997; Lin y Ko, 2000) se han utilizado para la deshidratación del etanol a diferentes condiciones de reacción. Incluso, existen reportes de zeolitas naturales que han mostrado relativa actividad para la deshidratación de etanol (Rodríguez *et al.*, 1993). En general, se prefiere el uso de zeolitas, ya que poseen sitios bien caracterizados, pudiéndose controlar la cantidad y la fortaleza ácida (Phillips y Datta, 1997). Algunos óxidos de metales de transición (Shinohara *et al.*, 1997a; Shinohara *et al.*, 1997b; Golay *et al.*, 1998; Golay *et al.*, 1999a; Golay *et al.*, 1999b; El-Katatny *et al.*, 2000; Zaki, 2005) (sencillos y mixtos) y otros materiales, tales como sales de plata o potasio del ácido tungstenofosfórico (Haber *et al.*, 2002), silicatos de niobio (Brandao *et al.*, 2002), aglomerados halúricos de varios metales (Kamiguchi y Chihara, 2003), entre otros, también se han estudiado para esta reacción. En algunos de los reportes mencionados, la deshidratación del etanol se ha usado como reacción prueba para determinar la acidez y establecer las características intrínsecas de los catalizadores (Shinohara *et al.*, 1997a; Shinohara *et al.*, 1997b; Lin y Ko, 2000).

Diferentes factores influyen la conversión y la distribución de productos en la

11

deshidratación catalítica de etanol. Se acepta que los catalizadores de naturaleza ácida son selectivos hacia los productos de deshidratación, es decir, el etileno y el dietil éter; mientras que los de naturaleza básica tienden a ser selectivos hacia la deshidrogenación formando acetaldehído (Shinohara *et al.*, 1997). Para los ácidos, a baja temperatura se suele favorecer la formación de dietil éter, en tanto que a temperaturas altas se produce el etileno como producto principal. Cuando se usan zeolitas, los sitios ácidos Bronsted y Lewis juegan un papel determinante en el mecanismo de reacción. Phillips y colaboradores (Phillips y Datta, 1997) plantearon un mecanismo simultáneo para la síntesis de etileno y dietil éter con HZSM-5. Además, el contenido de agua en la alimentación es también un factor importante, ya que puede mejorar la estabilidad del catalizador al modular la acidez y atenuar reacciones colaterales como las de oligomerización del etileno dentro de los canales de la zeolita. La constante de velocidad de reacción es bastante sensitiva a cambios en la relación Si/Al para HZSM-5 rica en silicio ($\text{Si/Al} > 140$) (Phillips y Datta, 1997). El efecto de pretratamiento y/o modificación previa de los catalizadores se discuten en varios reportes (Pargal y Kanga, 1964; Le Van Mao *et al.*, 1987; Le Van Mao *et al.*, 1989; Le Van Mao *et al.*, 1990; Doheim y El-Shobaky, 2002; Doheim *et al.*, 2002;). El objetivo de este trabajo es comparar la actividad de HMOR ($\text{Si/Al} = 6.5$) y HZSM-5 ($\text{Si/Al} = 29$) en la reacción de deshidratación de etanol y el efecto de la modificación de HZSM-5 con Cu y Fe. Se hace énfasis en el efecto de la temperatura de reacción, con miras a desarrollar un catalizador para la producción de etileno que opere a condiciones moderadas.

Experimentación

Los catalizadores Cu-ZSM-5, Fe-ZSM-5 y HZSM-5 utilizados en este trabajo para la reacción de deshidratación de etanol se encontraban disponibles en el Grupo Catálisis Ambiental, y su preparación y caracterización fue reportada previamente (Villa *et al.*, 2005). El catalizador HMOR se preparó a partir de Na-MOR comercial (Zeolyst) intercambiada con 100 mL de solución 1M de NH_4Cl por gramo de zeolita, bajo agitación y reflujo durante 24 horas a 80°C. El sólido obtenido se filtró y se lavó hasta prueba negativa de cloruros. Luego se secó en estufa a 120°C durante la noche y posteriormente se calcinó en mufla a 500°C durante cuatro horas, obteniéndose la zeolita mordenita ácida (HMOR).

La actividad catalítica para la deshidratación de etanol se realizó a presión atmosférica entre 120-260 °C usando un reactor tubular lecho fijo, construido en vidrio pyrex. Los catalizadores se empastillaron y tamizaron hasta un diámetro de partícula entre $0.18 < d_p < 0.25$ mm. En el caso de HMOR el catalizador se mezcló con carburo de silicio con el fin de obtener una altura de lecho adecuada para asegurar comportamiento de flujo tipo pistón. El etanol líquido (pureza > 96%) se alimentó al reactor mediante una bomba peristáltica, se vaporizó a 95°C y se mezcló con una corriente de nitrógeno seco como gas de arrastre. La mezcla de reacción resultante contenía 3.7% de etanol. La velocidad espacial fue $30000 \cdot \text{h}^{-1}$, calculada asumiendo una densidad del catalizador de $0.5 \cdot \text{g/cm}^3$. Se usaron 180 mL/min de flujo total y 0.18 g de catalizador en todas las corridas. Para el seguimiento de la reacción se utilizó un analizador de gases FTIR marca GASMET, modelo TEMET, con una temperatura de celda de 120°C y una celda de 2L y paso óptico de 240 cm. La conversión se calculó con base en la disminución del etanol y la selectividad con base en la aparición del etileno.

Resultados y discusión

Caracterización de catalizadores

La carga de metal y la relación Si/Al obtenidos por análisis químico, así como el área superficial BET de los catalizadores utilizados se presentan en la Tabla 1. El análisis de difracción de rayos X realizado a los catalizadores utilizados mostró concordancia entre los

198

picos característicos de los patrones para la estructura MFI. Además, no se observaron otras fases o impurezas.

Tabla 1. Características de los catalizadores utilizados

Catalizador	Área superficial BET (m ² /g)	Relación Si/Al	Porcentaje de metal (%)
HZSM-5	367.2	29	-
Cu-ZSM-5	353.4	97.96	0.59
Fe-ZSM-5	363.6	151.1	0.507
HMOR	500	6.5	-

Según se reportó previamente (Villa *et al.*, 2005) el análisis UV-Vis para el catalizador Cu-ZSM-5 mostró bandas entre 550-1.000 nm asociadas con transiciones *d-d* de complejos de Cu(II) y bandas entre 200-238 nm atribuidas a complejos $\text{Cu}^{\text{I}}(\text{H}_2\text{O})_n$. El catalizador Fe-ZSM-5 exhibió una banda de absorción intensa a 250 nm debida a la transferencia de carga de Fe^{3+} de especies aisladas en coordinación octahedral. También fue evidente un hombro cerca de 330 nm característico de Fe^{3+} octahedral presente en pequeños aglomerados.

Deshidratación de etanol

La conversión de etanol a etileno vs temperatura con los diferentes catalizadores utilizados se presenta en la *Figura 1*, observándose que a mayor temperatura de reacción, mayor es la actividad catalítica. HZSM-5 fue activa por encima de 250°C, alcanzando conversiones superiores a 60%. En cuanto a la selectividad, en la *Figura 2* se observa que el principal producto de deshidratación para todos los catalizadores es el etileno, ya que se alcanzan selectividades cercanas a 90%.

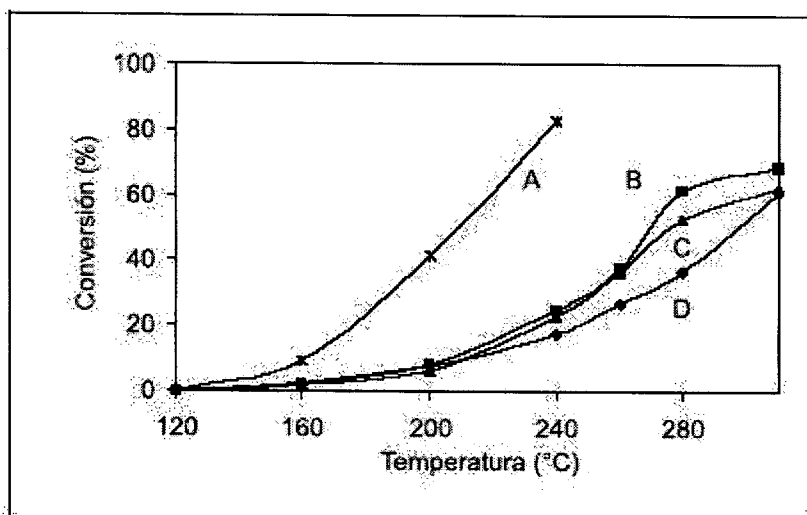


Figura 1. Efecto de temperatura de reacción en la conversión de etanol sobre HMOR (A), Cu-ZSM-5 (B), Fe-ZSM-5 (C) y HZSM-5 (D).

La adición de cobre incrementó levemente la conversión y la selectividad a altas temperaturas. Con respecto a HZSM-5, se observa un incremento de 10% en conversión y de 50% en la selectividad a 260°C (ver *figuras 1 y 2*). Bun y colaboradores (Bun *et al.*,

13

1990) encontraron que el intercambio iónico de Cu^{II} en Na-ZSM-5 incrementa la actividad para la oxidación de etanol. En ausencia de oxígeno, hallaron que el principal producto de la conversión de etanol fue el etileno.

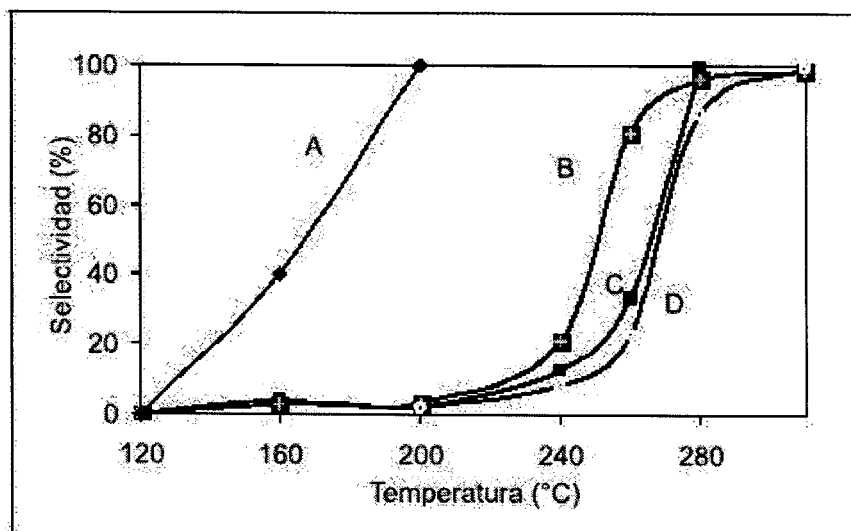


Figura 2. Efecto de temperatura de reacción en la selectividad a etileno sobre HMOR (A), Cu-ZSM-5 (B), Fe-ZSM-5 (C) y HZSM-5 (D).

Por otro lado, resulta evidente que la incorporación de Fe a la estructura de HZSM-5 no tuvo un efecto significativo sobre la actividad catalítica. Mohamed (2003) reportó que el carácter ácido debido a los iones de hierro, así como el estado de coordinación, la localización y la dispersión de estos en la estructura de la zeolita, determinan marcadamente sus propiedades catalíticas. Además, reportan que los aglomerados de óxidos de hierro son causantes de que el catalizador sea inactivo para varias reacciones. Especies de este tipo se identificaron en las muestras Fe-ZSM-5 de este estudio por medio de UV-Vis (Villa *et al.*, 2005).

La zeolita HMOR presenta actividad a baja temperatura. Se obtuvo conversión de 35% y 100% de selectividad a 200°C. Estos valores son superiores a los demás catalizadores evaluados. Como se puede apreciar en la Figura 3, la conversión desciende de 80% a 20% en casi seis horas. Después de reacción, el catalizador adquirió un color negro típico de la formación de coque. Aguayo y colaboradores (Aguayo *et al.*, 2002) realizaron un estudio detallado de la desactivación de HZSM-5 en la producción de hidrocarburos a partir de etanol acuoso y afirmaron que la deposición de coque en los catalizadores depende de parámetros tales como: el tiempo de reacción, velocidad espacial y composición de la alimentación (particularmente del contenido de agua), entre otros. Oudejeans y colaboradores (Oudejeans *et al.*, 1982) reportaron la desactivación por formación de coque de una mordenita desaluminizada usada para la producción de compuestos aromáticos a partir de etanol acuoso y atribuyen la dramática desactivación a la estructura de poro pseudounidimensional de la HMOR que conduce a bloqueo de poro y a problemas difusionales por las moléculas más grandes formadas en los sitios activos. En dicho estudio, las diferencias observadas entre la actividad de HZSM-5 y HMOR concuerdan con el incremento de la fortaleza ácida tipo Bronsted, HMOR < HZSM-5, a su vez debido al correspondiente incremento en la relación Si/Al. Phillips y Datta (1997) asociaron la formación de coque en HZSM-5 al estancamiento molecular dentro de los canales de la zeolita que se presenta cuando la velocidad de difusión hacia afuera es menor que la velocidad de producción, lo cual facilita la oligomerización del etileno. En el presente estudio, aunque la mordenita pierde actividad cuando se incrementa la temperatura, esta se restaura casi completamente calcinando la muestra de HMOR usada en flujo de aire a 500°C (ver Figura 4). Con esto se

logra remover los compuestos carbonáceos depositados en el catalizador (este recupera su color original y su actividad). La regeneración del catalizador se puede realizar también con H_2 o un gas inerte según se ha propuesto (Phillips y Datta, 1997; Aguayo *et al.*, 2002).

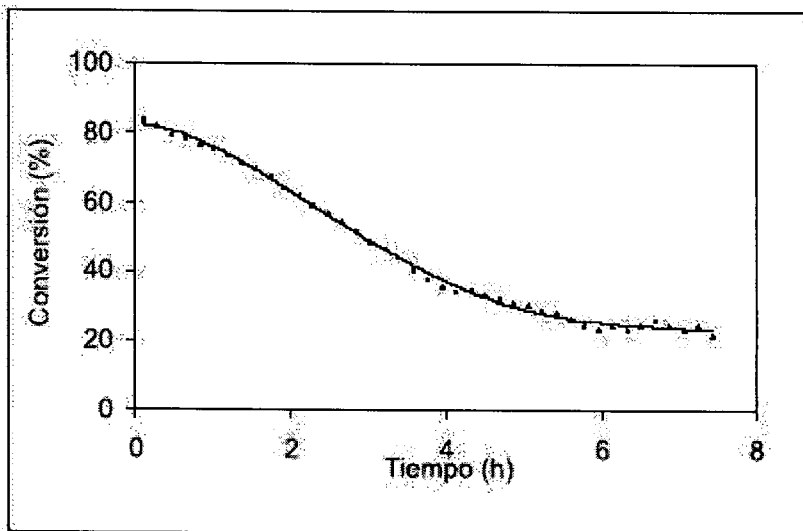


Figura 3. Desactivación de HMOR a 240°C.

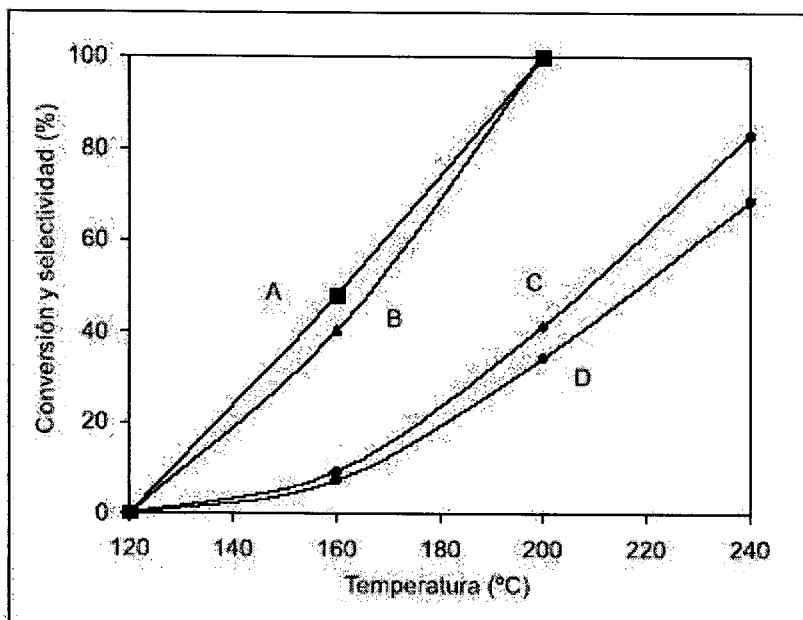


Figura 4. Efecto de la regeneración de HMOR en flujo aire a 500°C. Selectividad primer ensayo (A), selectividad después de regenerado (B), conversión primer ensayo (C) y conversión después de regenerado (D).

Conclusiones

Bajo las condiciones experimentales de este trabajo se encontró alta selectividad para la deshidratación catalítica del etanol a etileno. Con HZSM-5 se obtienen conversiones de 60% por encima de 260°C. La incorporación Cu a la zeolita HZSM-5 incrementó la actividad catalítica a alta temperatura, mientras que con Fe la actividad disminuyó. La zeolita HMOR

201

fue activa a temperaturas menores de 200°C pero se desactiva rápidamente a 240°C debido a la formación de coque. No obstante, el material se recupera por tratamiento de la muestra desactivada en condiciones oxidantes.

Agradecimientos

Este proyecto se realizó gracias a los aportes del programa Jóvenes Investigadores de COLCIENCIAS y a la Universidad de Antioquia.

Bibliografía

Aguayo, A.T. *et al.*, Catalyst deactivation by coke in the transformation of aqueous ethanol into hydrocarbons. Kinetic modelling and acidity deterioration of the catalyst., Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 41, 2002, pp. 4216-4224.

Bakoyannakis, D. *et al.*, The effect of preparation method on the catalytic activity of amorphous aluminas in ethanol dehydration., J. of Chem. Technol. and Biotechnol, Vol. 76, 2001, pp. 1159-1164.

Brandao, P. *et al.*, Dehydration of alcohols by microporous niobium silicate AM-11., Catalysis Letters, Vol. 80, Nos. 3-4, 2002, pp. 99-102.

Bun, S. *et al.*, Ethanol conversion over ion-exchanged ZSM-5 zeolites., Applied Catalysis, Vol. 59, 1990, pp. 13-29.

Chang, C. D. y Lang, W.H., Process for manufacturing olefins., US patent 4,0,25,575, May. 24, 1997.

Chen, N. Y. y Reagan, W.J., Hydrocarbon manufacturing from alcohol., US patent 4,278,565, Jul. 24, 1981.

Coutinho, P.H.D.A. y Cabral, J.A.R., Process for obtaining gaseous streams rich in ethane., US patent 4,251,677, Feb. 17, 1981.

Doheim, M. M. y El-Shobaky, H.G., Catalytic conversion of ethanol and iso-propanol over ZnO-treated Co₃O₄/Al₂O₃ solids., Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects, Vol. 204, 2002a, pp. 169-174.

Doheim, M.M., Hanafy, S.A. y El-Shobaky, G.A., Catalytic conversion of ethanol and iso-propanol over Mn₂O₃/Al₂O₃ system doped with Na₂O., Materials letter, Vol. 55, 2002b, pp.304-311.

El-Katatny, E. A. *et al.*, Recovery of ethene-selective FeOx/Al₂O₃ ethanol dehydration catalyst from industrial chemical wastes., Applied Catalysis A: General, Vol. 199, 2000, pp. 83-92.

Golay, S. *et al.*, Influence of the catalyst acid/base properties on the catalytic ethanol dehydration under steady state and dynamic conditions. In situ surface and gas-phase analysis., Chemical Engineering Science, Vol. 54, 1999a, pp. 3593-3598.

Golay, S., Doepper, R. y Renken, A., In-situ characterization of the surface intermediates for the ethanol dehydration reaction over γ -alumina under dynamic conditions., Applied

16

222

Catalysis A: General, Vol. 172, 1998, pp. 97-106.

Golay, S., Doepper, R. y Renken, A., Reactor performance enhancement under periodic operation for the ethanol dehydration over γ -alumina, a reaction with a stop-effect., Chemical Engineering Science, Vol. 54, 1999b, pp. 4469-4474.

Haber, J. *et al.*, Potassium and silver salts of tungstophosphoric acid as catalysts in dehydration of ethanol and hydration of ethylene., Journal of Catalysis, Vol. 207, 2002, pp. 296-306.

Jacobs, J., Jacobs, P.A. y Uytterhoeven, J.B., Process for obtaining ethylene from ethanol., US patent 4,670,620, Jun. 2, 1987.

Kamiguchi, S. y Chihara, T., Catalytic dehydration of alcohol to olefin and ether by halide cluster of Nb, Mo, Ta and W possessing an octahedral metal core., Catalysis Letters, Vol. 85, Nos. 1-2, 2003, pp. 97-100.

Le Van Mao, R. *et al.*, Ethylene from ethanol over zeolite catalysts., Applied Catalysis, Vol. 34, 1987a, pp. 163-179.

Le Van Mao, R. y Dao, L. H., Ethylene light olefins from ethanol., US patent 4,698,452, Oct. 6, 1987.

Le Van Mao, R., Catalytic conversion of aqueous ethanol to ethanol., US patent 4,873,392, Oct. 10, 1989.

Le Van Mao, R., Nguyen, T.H. y McLaughlin, G.P., The Bioethanol-to-Ethylene (B.E.T.E.) process., Applied Catalysis, Vol. 48, 1989, pp. 265-277.

Le Van Mao, R., Nguyen, T.M. y Yao, J., Conversion of ethanol in aqueous solution over ZSM-5 zeolites. Influence of reaction parameters and catalyst acidity properties as studied by ammonia TPD technique., Applied Catalysis, Vol. 61, 1990, pp. 161-173.

Lin, H. y Ko, A., Alcohol dehydration over ZSM-5 type zeolite, montmorillonite clays and pillared montmorillonite., Journal of Chinese Chemical Society, Vol. 47, 2000, pp. 509-518.

Mohamed, M.M., Catalytic properties of Fe ion-exchanged mordenite toward the ethanol transformation: influence of the preparation., Journal of Molecular Catalysis A: Chemical, Vol. 200, 2003, pp. 301-313.

Nguyen, T.M. y Le Van Mao, R., Conversion of Ethanol in Aqueous Solution over ZSM-5 Zeolites. Study of the Reaction Network., Applied Catalysis, Vol. 58, 1990, pp 119-129.

Oudejans, J. C., Van Den Oosterkamp, P.F. y Van Bekkum, H., Conversion of Ethanol over H-ZSM-5 in the presence of water., Applied Catalysis, Vol. 3, 1982, pp. 109-115.

Pargal, H.K. y Kanga, S.H., Deterioration in the activity of activated alumina during the dehydration of ethanol to ethylene., Chemical Age of India, Vol. 15, No. 1, 1964, pp. 117-123.

Pearson, D.E. Process for catalytic dehydration of ethanol vapor to ethylene., US patent 4,423,270, Dic. 27, 1983.

17

203

Phillips, C. B. y Datta, R., Production of ethylene from hydrous ethanol on HZSM-5 under mild conditions., *Ind Eng. Chem. Res.* Vol. 36, 1997, pp. 4466-4475.

Rodríguez Fuentes, G. *et al.*, Procedimiento para la obtención de un catalizador ácido de clinoptilolita o heulandita natural modificada., patente cubana CU 22083 A1, Mar. 30, 1993.

Shinohara, Y. *et al.*, A computational chemical investigation of the dehydration and dehydrogenation of ethanol on oxide catalysts., *Journal of Chemical Software*, Vol. 4, No.3, 1997. pp. 89.

Shinohara, Y.*et al.*, Study of the interaction of ethanol with the Bronsted and Lewis acid sites on metal oxide surfaces using the DV-X α method., *Journal of Chemical Software*, Vol. 4, No. 41, 1997, pp. 1-12.

Tsao, U. y Reilly, J. W., Dehydrate ethanol to ethylene., *Hydrocarbon Processing*, Feb., 1978, pp. 133-136.

Tsao, U. y Zasloff, H.B., Production of ethylene from ethanol., US patent 4,134,926, Ene. 16, 1979.

Valladares Barrocas, H., De Castro, J.B. y Coutinho, R., Process for preparing ethane., US patent 4,232,179, Nov. 4, 1980.

Villa, A.L., Caro, C.A. y Montes, C., Cu- and Fe-ZSM-5 as catalysts for phenol hydroxylation., *Journal of Molecular Catalysis A: Chemical*, Vol. 228, 2005, pp. 233-240.

Winnick, C. N., Catalytic process for dehydration of alcohols., US patent 4,207,424, Jun. 10, 1980.

Winter, O. y Eng, M., Make ethylene from ethanol., *Hydrocarbon Processing*, Nov., 1976, pp. 125-133.

Zaki, T., Catalytic dehydration of ethanol using transition metal oxide catalysts., *Journal of colloid and Interface Science*, Vol. 284, 2005, pp. 606-613.

© 2008 **Facultad de Ingeniería, Universidad Nacional de Colombia.**

Carrera 50 No. 27-70. Unidad Camilo Torres, Bloque B5, Oficina 401
Bogotá, Colômbia
Tel.:(57 1) 3165000 Ext. 18403
Fax:(57 1) 3165000 Ext. 18403



revii_bog@unal.edu.co

18

FORMULARIO ÚNICO DE CORRECCIONES Y MODIFICACIONES

SOLICITUD DE :

- 1 ☐ Corrección de error material ☒ Modificación a una solicitud

2 SOLICITANTE	Nombre: INEOS EUROPE LIMITED Dirección: Compass Point, 79-87 Kingston Road, Staines, Middlesex TW 18 1 DT, Inglaterra Nacionalidad o Domicilio: Staines, Middlesex, Inglaterra Lugar de Constitución: Inglaterra <table border="1"><tr><td>Teléfono:</td><td>Fax:</td></tr><tr><td>E-mail:</td><td></td></tr></table>	Teléfono:	Fax:	E-mail:		IDENTIFICACIÓN C.C. ☐ NIT ☐ C.E. ☐ Otro ☐ Cual _____ Número _____
Teléfono:	Fax:					
E-mail:						
3 REPRESENTANTE O APODERADO	Nombre: DILIA MARÍA RODRÍGUEZ D'ALEMAN Dirección: Cra. 11 No. 86-53 piso 6 Teléfono: 6 181088 Fax: 6350824 E-mail: clarkemodet@clarkemodet.com.co	IDENTIFICACIÓN C.C. ☒ NIT ☐ C.E. ☐ Otro ☐ Cual _____ Número 41.654.882 T.P. 20824				

4 Número del expediente: 03-000.678

5 Descripción de la corrección o modificación solicitada: Que se anote :

La modificación que consiste en la corrección de las páginas 3, 16, 32 y 33 como fueron originalmente presentadas. Adjunto nuevo capítulo reivindicatorio.

6 Comprobante de pago No. 08 - 5.787 Fecha 22 de enero de 2008

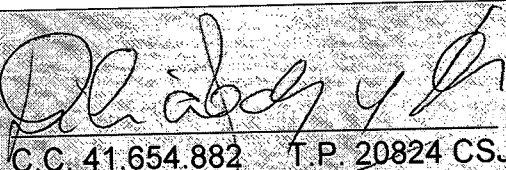
7 Anexos:

- ☒ Comprobante de pago de la tasa
☐ Poderes, si fuere el caso
☐ Documento que acredita la existencia y representación legal de las partes, cuando sean personas jurídicas.

8

NOMBRE: DILIA MARÍA RODRÍGUEZ D'ALEMAN

FIRMA:


C.C. 41.654.882 T.P. 20824 CSJ

205

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

NIT : 800176089-2

RECIBO OFICIAL DE CAJA : 08 - 5,787
FECHA : ENERO 22 DE 2008

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 03-000678/-00009-0000

Fecha: 2008-01-30 15:25:05 Dep. 2020 NUECREACIONE
Tra 11 PATENTE IYII Eve: 379 FASENACIONAL II
Act. 444 RESPUESTA REQUE Folios: 27

***** CONSIGNACION *****

DEPOSITANTE	TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PAGO	Vr. PAGO
CLARKE MODET Y CO. COLOMB	CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	062754387	83221	22/01/2008	38,815,000.00

***** CONCEPTO *****

CONCEPTO	TOTAL CONCEPTO
1 50005-01-03 CAMBIO DE MODALIDAD Y MODIFICA	103,000.00
12 MARCAS Y LEMAS COMERCIALES	103,000.00
TOTAL :	\$ 103,000.00

SON: CIENTO TRES MIL PESOS

RESPONSABLE : _____

RECIBO DE CAJA APLICADO AL EXPEDIENTE No. _____

28

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento para la producción de una olefina que se caracteriza porque comprende los pasos de:
 - a. Alimentar una zona de reacción con una mezcla de un hidrocarburo y un gas que contiene oxígeno, a una velocidad de alimentación superficial de al menos 300cm.s^{-1} , siendo dicha velocidad de alimentación superficial, la velocidad linear de la mezcla corriente arriba del catalizador a temperatura normal (0°C) y presión operativa, donde el proceso es llevado a cabo a una presión 0,13 a 5,0 MPa, y
 - b. quemar parcialmente la mezcla de un hidrocarburo y un gas que contiene oxígeno, en una zona de reacción y en presencia de un catalizador que es capaz de soportar la combustión por encima del límite superior de explosividad del combustible para producir la olefina,
2. Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque la velocidad de alimentación superficial de la mezcla de hidrocarburo y gas conteniendo oxígeno es de 300 a 5000 cm/s.
3. Procedimiento según la reivindicación 1 ó 2, caracterizado porque el hidrocarburo es una fuente de hidrocarburo que contiene parafina con al menos 2 átomos de carbono.
4. Procedimiento según la reivindicación 3, caracterizado porque el hidrocarburo se elige del grupo consistente en etano, propano, butano, nafta, gasóleo, gasóleo de vacío y mezclas de los mismos.
5. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, caracterizado porque la relación molar de hidrocarburo a gas conteniendo oxígeno es de 5 a 16 veces la relación estequiométrica de hidrocarburo a gas conteniendo oxígeno requerida para una combustión completa a dióxido de carbono y agua.
6. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, caracterizado porque se co-alimenta hidrógeno en la zona de reacción.

207

7. Procedimiento según la reivindicación 6, caracterizado porque la relación de hidrógeno a gas conteniendo oxígeno es de 0,2 a 4.
8. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 7, caracterizado porque el proceso se efectúa a una velocidad espacial de los gases por hora mayor de 10.000 /h.
9. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 8, caracterizado porque el catalizador comprende un metal del Grupo VIII.
10. Procedimiento según la reivindicación 9, caracterizado porque el metal del Grupo VIII se elige entre rodio, platino, paladio y mezclas de los mismos.
11. Procedimiento según la reivindicación 9 ó 10, caracterizado porque el catalizador del metal del Grupo VIII comprende al menos un promotor.
12. Procedimiento según la reivindicación 11, caracterizado porque el promotor o los promotores se eligen del grupo consistente en elementos de los Grupos IIIA, IV A, V A de la Tabla Periódica y mezclas de los mismos y un metal de transición que es diferente del metal del Grupo VIII empleado como catalizador.
13. Procedimiento según la reivindicación 12, caracterizado porque el promotor se elige entre estaño y cobre.
14. Procedimiento según la reivindicación 11, caracterizado porque el metal del Grupo VIII es platino y el promotor se elige entre estaño y cobre.
15. Procedimiento según la reivindicación 11, caracterizado porque la relación atómica del metal del Grupo VIII al promotor es de 1:0,1-50.
16. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 14, caracterizado porque el catalizador está soportado.

22

17. Procedimiento según la reivindicación 16, caracterizado porque el soporte es un soporte cerámico.
18. Procedimiento según la reivindicación 17, caracterizado porque el soporte se encuentra en forma de monolito o partículas.
19. Procedimiento según la reivindicación 18, caracterizado porque el monolito es una espuma o una fibra.
20. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 19, caracterizado porque la mezcla de hidrocarburo y gas conteniendo oxígeno se precalienta a una temperatura por debajo de la temperatura de auto-ignición de la mezcla

209

producido por esta reacción de combustión también se utiliza para impulsar el craqueo del hidrocarburo.

En un proceso de craqueo auto-térmico, se cree que la producción de olefinas es afectada por el tiempo que dure en contacto con el catalizador (tiempo de contacto), la porción de mezcla que se hace reaccionar (hidrocarburo y gas que contiene oxígeno). La cantidad de producto que se convierte en olefinas está determinada por la parte del proceso destinada a producir las olefinas y por el grado de conversión del hidrocarburo. Para obtener una alta producción de olefinas, se requiere de una alta selectividad y una alta conversión. En general, el aumento de la conversión del hidrocarburo es directamente proporcional al tiempo de contacto.

Sin querer limitamos a alguna teoría, se cree que esto es debido a que hay mas tiempo para que el hidrocarburo reaccione. Sin embargo, el incremento del tiempo de contacto tiende a tener un efecto perjudicial para la selectividad de la olefina dado que existe más tiempo para que la olefina producida tome parte en otras reacciones (no deseadas).

Se puede obtener una indicación del tiempo de contacto midiendo la velocidad lineal del flujo de gases aguas arriba del catalizador a temperatura normal (0°C) y a la presión de operación del proceso. Esta medición, conocida como la velocidad superficial de alimentación, se mide en centímetros por segundo (cm/s). Cuanto mayor sea la velocidad superficial de limentación, menor será el tiempo de contacto para una cantidad dada de catalizador y para una relación de aspecto dada.

24

210

gamma-alúmina y esferas de alúmina.

El catalizador usado en la presente invención se puede preparar por cualquier método conocido en la técnica. Por ejemplo, pueden emplearse las técnicas de gelificación y de impregnación en húmedo. Normalmente, el soporte se impregna con una o más soluciones que contienen los metales, se seca y luego se calcina en aire. El soporte puede ser impregnado en una o más etapas. Preferiblemente, se emplean múltiples etapas de impregnación. Con preferencia, el soporte se seca y se calcina entre cada impregnación y luego se somete a una calcinación final, preferiblemente, en aire. Luego, el soporte calcinado se reduce, por ejemplo, por tratamiento térmico bajo una atmósfera de hidrógeno.

El catalizador puede estar presente en la forma de un lecho fluidificado o fijo. Se emplea, preferiblemente, un catalizador en lecho, fijo.

El proceso de la presente invención puede efectuarse de forma adecuada a una temperatura de salida del catalizador del orden de 600 a 1,200 °C, preferiblemente de 850 a 1,050 °C y, más preferiblemente, de 900 a 1,000 °C.

El proceso de la presente invención se puede realizar a presión atmosférica o a presión elevada. Convenientemente, la presión puede estar entre 0 y 0,2 MPa, con preferencia de 0,15 a 0,2 MPa, por ejemplo, 0,18 MPa. También pueden ser adecuadas presiones elevadas de, por ejemplo, entre 0,2 MPa y 5,0 MPa.

25

211

Tabla 2

	Catalizador I (3 % en peso Pt)		Catalizador J (3 % en peso Pt, 1 % en peso Cu)		Catalizador K (1 % en peso Pt, 4% en peso de SN)		Catalizador L (3 % en peso Pt,)		Catalizador J (3 % en peso Pt, 1 % en peso Cu)	
Temperatura de Precalentamiento (°C)	186	191	191	194	178	195	217	257	164	186
Temperatura cara catalizador (°C)	925	900	1041	1045	1054	1045	298	300	340	265
Temperatura salida catalizador (°C)	898	944	944	990	886	1019	911	897	850	969
Cambio Temperatura parte frontal		-25		4		-9		2		-75
Cambio Temperatura base		46		46		133		-14		119
Temperatura adiabática	717	799	794	820	766	854	738	770	707	804
Perdida calor %	39.47	18.58	24.50	16.10	33.74	10.14	15.50	16.14	42.03	23.16
Presión (Mpa)	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.18	0.18	0.13	0.13
Velocidades alimentación										
Total (nl/min)	40,00	109,74	94,68	147,81	38,46	144,16	104,59	257,02	35,61	123,62
GSHV (/h)	226354	621001	535779	836433	217639	815779	411013	1010025	201511	699546
Velocidad superficial del gas (cm/s)*	290	796	687	968	279	1046	381	935	258	897

26

Conversiones										
% Etano	56.14	79.98	77.78	84.7	69.44	92.68	65.7	67.56	52.99	80.75
% Oxígeno	95.86	94.52	97.02	96.82	98.41	98.06	96.98	95.97	95.98	95.19
Producción etileno (g por 100 g etano alimentado)	41.36	52.39	54.07	55.13	52.11	55.91	44.21	44.03	38.84	49.27
Selectividad a etileno(g por 100 g etano convertido)	73.68	65.84	69.51	65.09	75.04	60.33	67.30	65.16	73.30	61.01

* A la temperatura normal y la presión de operación

De la Tabla 2 resulta evidente que el uso de velocidades superficiales de alimentación por encima de 250 cm/s con catalizadores soportados produce conversiones a etileno y rendimientos de etileno aceptables. Puede apreciarse que en estos ejemplos la pérdida de calor a velocidades superficiales de alimentación más bajas es grande (sin calentamiento externo para compensar las pérdidas al entorno inmediato del catalizador). A medida que se aumenta la velocidad superficial de alimentación, las pérdidas de calor disminuyen siendo las que ocurren al entorno inmediato mucho menos significativas llegan a ser menos importantes como una fracción de la entalpía de los productos. Como consecuencia, se observa que la conversión de etano sube y los rendimientos en etileno se mantienen.

Experimentos 14-15-Preparación de catalizadores N y P

Tanto el catalizador N como el P se prepararon por el proceso del Experimento 10 excepto

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO
DIVISION DE NUEVAS CREACIONES

Radicación No.
Clasificación Internacional (IPC):
Concepto Técnico No.

Patente de Invención	☒	Patente de Modelo de Utilidad	☐
Vía Nacional	☐		
Vía PCT (fase nacional)	☒	Cap. I	☐
		Cap. II	☒
No. Sol. Internacional	PCT/GB01/03005		
Fecha de Presentación Internacional	4 de julio de 2001		

Como resultado del examen definitivo, realizado con fundamento en el artículo 48 de la Decisión 486 de la Comisión de la Comunidad Andina, se le comunica:

1. Documentos estudiados

- | | | | |
|------|--------------------------|------------------|---|
| 1.1. | <u>Descripción:</u> | Folios: 5 a 34 | tal como se radicó inicialmente
modificaciones en fase nacional
tal como se modificó el 30 de enero de 2008 |
| | | Folios 109 a 141 | |
| | | Folios 209 a 212 | |
| 1.2. | <u>Reivindicaciones:</u> | Folios 35 a 37 | tal como se radicó inicialmente
modificaciones fase nacional
tal como se modificó el 30 de enero de 2008 |
| | | Folios 104 a 106 | |
| | | Folios 206 a 208 | |
| 1.3. | <u>Dibujos:</u> | Folio 39 | tal como se radicó inicialmente |
| 1.4. | <u>Prioridad:</u> | Fecha | 11 de julio de 2000 |
| | | País | Gran Bretaña |
| | | Número | 0017075.3 |

2. Modificaciones (artículo 34 D.486 y art. 22 Tratado PCT)

Se aceptan las modificaciones realizadas por el solicitante toda vez que no amplían el objeto inicial de la solicitud.

3. Análisis de la Prioridad

Se aceptan las prioridades anexadas, toda vez que corresponden a la misma materia de la solicitud en estudio

4. Objeto de la invención

- Título de la solicitud (*folio 1*) *PROCEDIMIENTO PARA LA PRODUCCIÓN DE OLEFINAS*
- Las reivindicaciones 1 a 20 de la solicitud en estudio se refieren a un procedimiento para la producción de una olefina, QUE SE CARACTERIZA por que comprende los pasos de a. Alimentar una zona de reacción con una mezcla de un hidrocarburo y un gas que contiene oxígeno a una velocidad de alimentación superficial de al menos 300 cm s^{-1} siendo dicha velocidad de alimentación superficial la velocidad lineal de la mezcla corriente arriba del catalizador a temperatura normal (0°C) y presión operativa, donde el proceso es llevado a cabo a presión 0,13 a 5,0 MPa b. quemar parcialmente la mezcla de un hidrocarburo y un gas conteniendo oxígeno, en una zona de reacción y en presencia de un catalizador que es capaz de soportar la combustión por encima del límite superior de explosividad del combustible para producir la olefina
- El anterior procedimiento busca una mejor forma de obtener olefinas
- La Clasificación Internacional de Patentes (IPC) para esta solicitud es C07C5/48

5. De la solicitud de Patente

5.1. Descripción (*artículo 28 D. 486*)

Realizadas las modificaciones a la descripción según los requerimientos realizados en el art. 45, la presente solicitud ya cumple con el requisito de claridad o divulgación completa en la descripción. Por lo anterior, la descripción sí cumple con el requisito de claridad o comprensión de acuerdo al art. 28 de la Decisión 486.

5.2. Reivindicaciones (*artículo 30 D 486*)

Realizadas las modificaciones al capítulo reivindicatorio, este define, es claro y conciso y además está lo suficientemente sustentado por la descripción. Por lo anterior, las reivindicaciones sí cumplen con el art. 30 de la Decisión 486.

6. Unidad de invención (*artículo 25 D 486*)

El capítulo reivindicatorio estudiado se refiere a una invención o a un grupo de invenciones relacionadas pero que conforman un único concepto inventivo. Por lo anterior, la presente solicitud cumple con el requisito de unidad de invención de acuerdo al art. 25 de la Decisión 486.

7. Es una invención (*artículo 15 D 486 literal a)-f)*

Estudiado el capítulo reivindicatorio, el objeto de la solicitud puede considerarse como invención por no encontrarse dentro de lo estipulado en el art. 15 de la Decisión 486.

8. Excepción a la patentabilidad (*artículo 20 D486 literal a)-d)*

Estudiado el capítulo reivindicatorio, el objeto de la solicitud no se encuentra dentro del alcance de las excepciones señaladas en la legislación, por lo que el objeto de la solicitud puede ser patentable de acuerdo a lo estipulado en el art. 20 de la Decisión 486.

9. Reivindicaciones relativas a un uso o a un segundo uso (artículos 14 y 21 D 486)

El objeto de la solicitud corresponde a un producto y/o un procedimiento. Por lo anterior, la materia contenida en las reivindicaciones son invenciones.

10. Determinación del Estado de la Técnica

- La fecha que se ha tenido en cuenta para determinar el estado de la técnica es *11 de julio de 2000*
- Consultadas las bases de datos con que cuenta la oficina y las otras fuentes utilizadas para determinar el estado de la técnica no se encontró documento alguno relacionado con el objeto de la solicitud.

11. Análisis de patentabilidad (artículo 14 D486)

11.1. Novedad (artículo 16 D486)

- *Las reivindicaciones estudiadas corresponden de la número 1 a la 20 contenida en los folios 206 a 208*
- *De acuerdo con el numeral 10, no se encontró dentro del estado de la técnica, documento alguno que evidenciara la existencia de la invención.*
- *Por consiguiente se concluye que la presente solicitud es novedosa de acuerdo a lo estipulado en el art. 16 de la Decisión 486 de la Comisión de la Comunidad Andina.*

11.2. Nivel inventivo

- *Las reivindicaciones estudiadas corresponden de la número 1 a la 20 contenida en los folios 206 a 208*
- *No se encontró dentro del estado de la técnica, de acuerdo al numeral 10, documento alguno que afecte el nivel inventivo.*
- *Por consiguiente se concluye que la presente solicitud tiene nivel inventivo de acuerdo a lo estipulado en el art. 18 de la Decisión 486 de la Comisión de la Comunidad Andina.*

11.3. Aplicación industrial (artículo 19 D 486)

- *Las reivindicaciones estudiadas corresponden de la número 1 a la 20 contenida en los folios 206 a 208*
- *La presente invención sí tiene Aplicación Industrial ya que su objeto puede ser aplicado en la industria de olefinas.*

12. Conclusión

En consecuencia y por todo lo expuesto anteriormente, se recomienda **Conceder** las reivindicaciones: 1 a 20 (folios:206 a 208).

Bogotá, D.C., 4 de febrero de 2008

CONCEPTO TECNICO No.	EXAMINADOR TECNICO
698	Código No. 202003