

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 802 257**

51 Int. Cl.:

B01J 23/652	(2006.01) C07C 4/08	(2006.01)
B01J 29/40	(2006.01) C10G 49/08	(2006.01)
B01J 29/70	(2006.01) C10G 63/04	(2006.01)
B01J 29/85	(2006.01) C07C 6/04	(2006.01)
B01J 29/89	(2006.01) C07C 5/32	(2006.01)
B01J 29/16	(2006.01) C07C 5/333	(2006.01)
B01J 35/00	(2006.01) C10G 55/06	(2006.01)
B01J 37/04	(2006.01)	
C10G 11/04	(2006.01)	
C10G 45/00	(2006.01)	

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **13.12.2016 E 16203692 (5)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **01.04.2020 EP 3335792**

54 Título: **Sistema catalítico y procedimiento para la conversión de una alimentación de hidrocarburos que comprende un compuesto de hidrocarburo saturado en productos olefínicos**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
18.01.2021

73 Titular/es:

**SMH CO., LTD. (100.0%)
1 Siam Cement Road, Bangsue
10800 Bangkok, TH**

72 Inventor/es:

**SURIYE, KONGKIAT y
JANTHARASUK, AMNART**

74 Agente/Representante:

ARIAS SANZ, Juan

ES 2 802 257 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín Europeo de Patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre Concesión de Patentes Europeas).

DESCRIPCIÓN

Sistema catalítico y procedimiento para la conversión de una alimentación de hidrocarburos que comprende un compuesto de hidrocarburo saturado en productos olefínicos

5 La presente invención se refiere a un sistema catalítico y a un procedimiento para la conversión de una alimentación de hidrocarburos que comprende un compuesto de hidrocarburo saturado en productos olefínicos.

10 Las olefinas, especialmente las olefinas ligeras incluyendo etileno y propileno, son productos de hidrocarburo valiosos. Son útiles para preparar una amplia variedad de productos finales, incluyendo óxido de etileno, óxido de propileno, etilbenceno, acetona, fenol, polietileno, polipropileno, otros polímeros y otros productos petroquímicos. A pesar de que sus precios han fluctuado a lo largo del tiempo, las demandas en la industria siguen creciendo continuamente.

Para satisfacer las necesidades industriales, se han usado muchos métodos para producir olefinas. Sin embargo, normalmente es más atractivo económicamente producir olefinas a partir de materias primas de menor valor, tales como las parafinas. Un método convencional para convertir parafinas saturadas en olefinas es el craqueo térmico. Este es un método que requiere mucha energía y la selectividad del producto es difícil de ajustar y controlar.

15 El craqueo catalítico es un método desarrollado más tarde. Con materiales catalíticos apropiados, generalmente materiales basados en zeolita, el craqueo de hidrocarburos puede producirse en condiciones de funcionamiento menos severas.

20 En la técnica, por ejemplo el documento US2010274063 A1, también se conocen procedimientos para convertir parafinas saturadas en olefinas mediante deshidrogenación utilizando un catalizador apropiado. La deshidrogenación puede estar seguida por una etapa de metátesis apropiada, para proporcionar finalmente una distribución de olefinas que satisfaga las mayores necesidades industriales.

Un inconveniente de tales procedimientos de hidroconversión es que tiende a producir grandes cantidades de olefinas superiores, tales como butenos, aunque las olefinas inferiores, tales como etileno, son a veces más atractivas comercialmente.

25 Por tanto, un objeto de la presente invención es proporcionar un sistema catalítico y un procedimiento que lo utilice para la conversión de hidrocarburos en el que la cantidad de olefinas superiores como producto disminuya, pero la cantidad de olefinas inferiores, especialmente etileno, aumente.

Este objeto se logra mediante un sistema catalizador que comprende:

30 i. una primera capa de un catalizador de conversión de hidrocarburos, comprendiendo el catalizador de conversión de hidrocarburos:

una primera composición que comprende un metal activo de deshidrogenación sobre un soporte sólido; y

una segunda composición que comprende un metal de transición sobre un soporte inorgánico; y

ii. una segunda capa que comprende un catalizador de craqueo.

35 en el que el catalizador de craqueo es para el craqueo de olefinas, preferiblemente para el craqueo de buteno para dar etileno y en el que el catalizador de craqueo consiste en un tamiz molecular, siendo dicho tamiz molecular una zeolita ZSM-5 que tiene una razón de sílice con respecto a alúmina en el intervalo de 20 a 1500 y/o silicalita; y el metal de transición se selecciona de molibdeno, wolframio, renio, y mezclas de los mismos.

40 El tamiz molecular es un material bien conocido en la técnica que tiene poros muy pequeños de tamaño preciso y uniforme que absorberán selectivamente las moléculas que pueden pasar a través de los poros. Algunos ejemplos incluyen carbón activado, gel de sílice, silicalita y zeolita natural o sintética.

Las zeolitas se conocen bien como compuestos de aluminosilicato hidratado naturales o sintéticos con estructura cristalina bien definida y cavidades similares a jaulas. Las estructuras de las zeolitas se basan en estructuras tridimensionales de tetraedros de alúmina y sílice.

45 La ZSM-5 tiene una razón de sílice con respecto a alúmina (Si/Al) en el intervalo de 20 a 1500, más preferiblemente de 200 a 800.

La silicalita es un polimorfo de sílice que tiene una estructura análoga a las zeolitas.

50 El sistema catalítico según la presente invención puede cambiar la distribución de productos de un procedimiento de conversión de hidrocarburos, particularmente disminuyendo la olefina superior y aumentando la olefina inferior, incluso cuando está presente una porción muy pequeña de la segunda capa. Sin embargo, la porción más grande de la segunda capa en el sistema catalítico no siempre da como resultado una mayor reducción de la olefina superior

ES 2 802 257 T3

debido a la limitación del equilibrio.

En una realización, la razón en peso de la primera capa con respecto a la segunda capa en el sistema catalítico es de desde 50:1 hasta 1:20, preferiblemente de 40:1 a 1:1.

5 El metal activo de deshidrogenación se refiere a un grupo de metales que son eficaces para la deshidrogenación de un hidrocarburo. La deshidrogenación es una reacción en la que se desprende hidrógeno de una molécula. El metal activo de deshidrogenación se selecciona de platino, paladio, iridio, cromo, y mezclas de los mismos, preferiblemente platino.

En una realización, el soporte sólido se selecciona de óxido de aluminio, dióxido de silicio, dióxido de zirconio, dióxido de titanio, óxido de magnesio, óxido de calcio, y mezclas de los mismos.

10 En otra realización, el soporte sólido comprende un óxido mixto de magnesio y aluminio y/o un óxido de calcio y aluminio.

El metal activo adicional, que actúa para potenciar la actividad catalítica de esta primera composición, tal como potasio, estaño, lantano, indio, itrio, iterbio, renio, y mezclas de los mismos, también puede estar presente en la primera composición, preferiblemente estaño, indio, y una mezcla de los mismos.

15 En una realización, la primera composición contiene del 0,01 al 25% en peso del metal activo de deshidrogenación, preferiblemente del 0,05 al 20% en peso del metal activo de deshidrogenación, más preferiblemente del 0,1 al 5% en peso del metal activo de deshidrogenación, basado en el peso total de la primera composición.

En una realización, el platino es el metal activo de deshidrogenación, el Al_2O_3 es el soporte sólido y el estaño y/o potasio es el metal activo adicional en la primera composición.

20 En otra realización, el platino es el metal activo de deshidrogenación, SiO_2 y ZrO_2 son el soporte sólido y el itrio y/o iterbio es el metal activo adicional en la primera composición.

En una realización adicional, el platino es el metal activo de deshidrogenación, un óxido mixto de magnesio y aluminio y/o un óxido mixto de calcio y aluminio es el soporte sólido y el indio y/o estaño es el metal activo adicional en la primera composición.

25 En una realización, el óxido mixto de magnesio y aluminio y el óxido mixto de calcio y aluminio en la primera composición se derivan de un hidróxido doble estratificado de magnesio y aluminio o de calcio y aluminio, que puede obtenerse preferiblemente sometiendo un hidróxido doble estratificado de magnesio y aluminio o de calcio y aluminio a una temperatura en el intervalo de 600-700°C, más preferiblemente 600-650°C, durante más de 2 horas, más preferiblemente de 3 a 10 horas.

30 Preferiblemente, la primera composición contiene del 0,005 al 2% en peso del metal activo adicional basado en el peso total de la primera composición. Además, preferiblemente, el metal activo adicional está soportado sobre el soporte sólido.

El metal de transición de la segunda composición se selecciona de molibdeno, wolframio, renio, y mezclas de los mismos.

35 El metal de transición es preferiblemente wolframio, más preferiblemente en forma de óxido de wolframio.

En una realización, el soporte inorgánico se selecciona de óxido de aluminio, dióxido de silicio, dióxido de zirconio, dióxido de titanio, zeolita, y mezclas de los mismos, preferiblemente dióxido de silicio o una mezcla de dióxido de silicio y zeolita.

40 En una realización, la segunda composición comprende wolframio sobre un soporte inorgánico que comprende una mezcla de dióxido de silicio y zeolita.

En otra realización preferida, la segunda composición comprende además un óxido metálico mixto, más preferiblemente un óxido mixto de magnesio y aluminio, un óxido mixto de calcio y aluminio, o una mezcla de los mismos, en la que el óxido metálico mixto preferiblemente se mezcla físicamente con el metal de transición sobre el soporte inorgánico.

45 En una realización particularmente preferida, la segunda composición contiene óxido de wolframio sobre un soporte inorgánico que comprende una mezcla de dióxido de silicio y zeolita Y mezclada físicamente con un óxido mixto de magnesio y aluminio.

Incluso más preferiblemente, el óxido mixto de magnesio y aluminio se deriva de un precursor de hidróxido doble estratificado de magnesio y aluminio.

50 En una realización, la segunda composición contiene del 1 al 15% en peso del metal de transición, incluso más

preferiblemente del 5 al 10% en peso del metal de transición, basado en el peso total de la segunda composición.

En una realización, la segunda composición comprende además un agente de dopado seleccionado de zinc, galio, indio, lantano, y mezclas de los mismos. Preferiblemente, el agente de dopado está soportado sobre el soporte inorgánico.

- 5 Preferiblemente, el agente de dopado está presente en la segunda composición en una cantidad del 0,1-10% en peso, más preferiblemente en una cantidad de 1-5% en peso, basado en el peso total de la segunda composición.

La primera composición se prepara preferiblemente soportando todos los precursores elementales del metal activo de deshidrogenación y el metal activo adicional opcional sobre el soporte sólido seguido de un tratamiento térmico adecuado.

- 10 De manera similar, la segunda composición se prepara preferiblemente soportando sobre el soporte inorgánico todos los precursores elementales del metal de transición y el agente de dopado opcional seguido de un tratamiento térmico adecuado.

- 15 Los precursores elementales son compuestos de partida que contienen los elementos deseados que pueden convertirse en la forma deseada de los elementos en el catalizador de conversión de hidrocarburos final mediante el tratamiento térmico adecuado. Por ejemplo, los precursores elementales pueden incluir óxidos, haluros, alcóxidos, nitratos, carbonatos, formiatos, oxilatos, aminas o hidróxidos de los elementos.

- 20 Más preferiblemente, la primera composición se prepara impregnando, preferiblemente de manera simultánea (coimpregnación), los precursores elementales del metal activo de deshidrogenación y el metal activo adicional opcional, que se proporcionan en forma de disolución, sobre el soporte sólido seguido de calcinación. La calcinación se lleva a cabo preferiblemente en atmósfera oxidante, a una temperatura en el intervalo de 300-800°C durante 1-24 horas, incluso más preferiblemente 400-600°C durante 2-10 horas.

- 25 Además, más preferiblemente, la segunda composición se prepara impregnando, preferiblemente de manera secuencial, los precursores elementales del metal de transición y el agente de dopado opcional, que se proporcionan en forma de disolución, sobre el soporte inorgánico seguido de calcinación. La calcinación se lleva a cabo preferiblemente en atmósfera oxidante, a una temperatura en el intervalo de 300-800°C durante 1-24 horas, incluso más preferiblemente 400-600°C durante 2-10 horas.

Las composiciones primera y segunda obtenidas a partir del método de preparación descrito anteriormente están generalmente en forma de polvo con un tamaño promedio menor de 800 micrómetros.

- 30 En una realización, la primera composición y la segunda composición se mezclan físicamente, preferiblemente en una razón en peso de la primera composición con respecto a la segunda de desde 1:10 hasta 10:1, más preferiblemente de 1:5 a 5:1, incluso más preferiblemente de 1:3 a 3:1, y aún más preferiblemente de 1:2 a 2:1, para formar el catalizador de conversión de hidrocarburos.

- 35 El catalizador de conversión de hidrocarburos puede estar en forma de polvo en una realización. En otra realización, el catalizador de conversión de hidrocarburos también puede formarse en una conformación que sea más adecuada para la utilización industrial, por ejemplo, gránulo, pastilla, producto extruido o esfera.

La mezcla física las composiciones primera y segunda puede llevarse a cabo antes o después de conformar el catalizador de conversión de hidrocarburos.

- 40 En una realización, la primera composición y la segunda composición se forman por separado en las conformaciones deseadas, luego la primera composición formada en la conformación deseada y la segunda composición formada en la conformación deseada se mezclan físicamente para obtener el catalizador de conversión de hidrocarburos.

En una realización más preferida, el polvo de la primera composición y el polvo de la segunda composición se mezclan físicamente para obtener el catalizador de conversión de hidrocarburos, y el catalizador de conversión de hidrocarburos obtenido puede formarse entonces en cualquier conformación deseada.

- 45 En la conformación de la primera composición, la segunda composición o el catalizador de conversión de hidrocarburos, puede añadirse un material aglutinante para facilitar la formación de polvo en la conformación deseada. Puede usarse cualquier material aglutinante conocido en la técnica.

- 50 En otra realización, también es posible que las composiciones primera y segunda se proporcionen en forma de capa a escala macroscópica, en la que la primera composición y la segunda composición se disponen como capas independientes en un reactor de lecho fijo, en el que una capa de la segunda composición se interpone entre una capa de la primera composición y la segunda capa que comprende un catalizador de craqueo.

El catalizador de craqueo, que comprende un tamiz molecular, también se forma en una estructura de capas. Un experto en la técnica sabrá fácilmente cómo pueden prepararse y disponerse las capas respectivas en un reactor.

Lo más preferido es que la corriente de alimentación de hidrocarburos que pasa a través del reactor entre en contacto en primer lugar con el catalizador de conversión de hidrocarburos y posteriormente se ponga en contacto con el catalizador de craqueo.

5 En una realización, la primera capa del catalizador de conversión de hidrocarburos y la segunda capa que comprende el catalizador de craqueo se disponen en el mismo reactor, más preferiblemente un reactor de lecho fijo.

Resulta favorable que cuando la primera capa del catalizador de conversión de hidrocarburos y la segunda capa que comprende el catalizador de craqueo se disponen en el mismo reactor, estén separadas por un material inerte para impedir el mezclado involuntario de los dos materiales.

10 Según la invención, también es un procedimiento para la conversión de una alimentación de hidrocarburos que comprende un compuesto de hidrocarburo saturado en productos olefínicos que comprende poner en contacto una corriente de alimentación de hidrocarburos con el sistema catalítico según la invención.

En una realización, la corriente de alimentación de hidrocarburos se hace pasar a través del sistema catalítico poniendo en contacto el catalizador de conversión de hidrocarburos en primer lugar y el catalizador de craqueo en segundo lugar.

15 En otra realización, la corriente de alimentación de hidrocarburos comprende una parafina seleccionada de etano, propano, butano, pentano, y mezclas de los mismos, preferiblemente propano, butano, y una mezcla de los mismos, incluso más preferiblemente, la corriente de alimentación de hidrocarburos es propano.

20 El procedimiento según la presente invención puede hacerse funcionar en una amplia gama de condiciones de funcionamiento. Sin embargo, algunos intervalos específicos de condiciones de funcionamiento pueden dar como resultado una alta selectividad de producción de olefinas.

En una realización, el procedimiento para la conversión de una alimentación de hidrocarburos se lleva a cabo a una temperatura en el intervalo de 200-800°C, preferiblemente 350-700°C, incluso más preferiblemente 450-650°C.

En otra realización, el procedimiento se lleva a cabo a una presión en el intervalo de 0,01 a 10 bares manométricos, preferiblemente de 0,05 a 5 bares manométricos.

25 El tiempo de contacto necesario para obtener un rendimiento deseable de productos olefínicos depende de varios factores, tales como la temperatura de funcionamiento, la presión de funcionamiento y la actividad del catalizador. En una realización, el procedimiento se lleva a cabo a una velocidad espacial horaria en peso (WHSV, por sus siglas en inglés) en el intervalo de 0,01 a 20 h⁻¹, preferiblemente de 0,05 a 5 h⁻¹.

30 El procedimiento puede realizarse de manera discontinua o de manera continua. A escala comercial, resulta favorable que el procedimiento se haga funcionar de manera continua. El funcionamiento continuo puede realizarse con lecho fijo, u otras técnicas conocidas en la técnica, prefiriéndose normalmente el lecho fijo.

35 Antes de ponerse en contacto con la corriente de alimentación de hidrocarburos, el sistema catalítico puede pretratarse opcionalmente. La condición de pretratamiento puede incluir poner en contacto el sistema catalítico con un gas inerte, un gas oxidante, un gas reductor, o mezclas de los mismos, a una temperatura elevada, preferiblemente de 250°C a 850°C, más preferiblemente de 400°C a 750°C, incluso más preferiblemente de 500°C a 700°C. En una realización preferida, la condición de pretratamiento incluye poner en contacto el catalizador con un gas reductor, más preferiblemente hidrógeno, a una temperatura en el intervalo de 500-700°C durante aproximadamente de 0,5 a 8 horas.

40 Después del contacto con la corriente de alimentación de hidrocarburos en las condiciones de funcionamiento, algunas sustancias venenosas, hidrocarburos pesados y coque pueden depositarse sobre la superficie del sistema catalítico. Esto afecta normalmente a la actividad de la mezcla catalítica para que disminuya gradualmente a lo largo del tiempo. Puede realizarse una regeneración adecuada en el sistema catalítico usado para recuperar al menos parte de su actividad.

45 En una realización, el procedimiento de conversión de hidrocarburos comprende una etapa de regeneración en el que la etapa de regeneración incluye poner en contacto el sistema catalítico con un agente oxidante a una alta temperatura. La etapa de regeneración debe controlarse cuidadosamente para evitar el sobrecalentamiento y la destrucción de la estructura del catalizador. En una realización, la etapa de regeneración se lleva a cabo a una temperatura en el intervalo de 200°C a 700°C, preferiblemente de 300°C a 600°C. Pueden emplearse otras técnicas de regeneración conocidas sin limitación.

50 Se descubrió sorprendentemente que un sistema catalítico de la presente invención reduce significativamente la cantidad de olefinas superiores en un procedimiento de conversión de hidrocarburos, pero aumenta especialmente la cantidad de etileno como producto altamente valioso.

Se han preparado una variedad de sistemas catalíticos según la invención y un ejemplo comparativo sin ningún catalizador de craqueo. Los inventores descubrieron sorprendentemente que los sistemas catalíticos según la

presente invención muestran una selectividad significativamente reducida de olefinas superiores, especialmente butenos, pero una selectividad aumentada de etileno.

Resultados experimentales

5 En la sección de ejemplos a continuación, se ha investigado la conversión de propano en olefinas, preferiblemente etileno y buteno, usando sistemas catalíticos según la presente invención y un ejemplo comparativo.

10 Para cada prueba, se configuró la zona de reacción de modo que el catalizador de craqueo se situase aguas abajo del catalizador de conversión de hidrocarburos. La razón en peso del catalizador de conversión de hidrocarburos con respecto al catalizador de craqueo usado fue de aproximadamente 40:1. Se alimentó C₃H₈ para ponerse en contacto en primer lugar con el catalizador de conversión de hidrocarburos y luego con el catalizador de craqueo. La zona de reacción se mantuvo a de aproximadamente 485 a 490°C, 0,1 bares manométricos y una WHSV de aproximadamente 0,15 a 0,2 h⁻¹. Se midieron los resultados en el tiempo en la corriente durante aproximadamente 115-120 horas y se muestran en la tabla a continuación.

Para el catalizador de conversión de hidrocarburos tal como se usa en los ejemplos, se ha utilizado un catalizador con unas composiciones primera y segunda.

15 Se preparó la primera composición que contenía el 5% en peso de platino y el 1,4% en peso de iterbio sobre un soporte de SiO₂-ZrO₂ impregnando una disolución de ácido cloroplatínico hexahidratado y una disolución de trinitrato de iterbio sobre polvo de mezcla de SiO₂-ZrO₂, luego se secó el material resultante a 100°C durante 2 horas, seguido de calcinación al aire a 700°C durante 3 horas.

20 Para la segunda composición que contenía el 7% en peso de W, el 4% en peso de zeolita Y, el 9% en peso de óxido de Mg-Al, y el resto SiO₂, se preparó impregnando una disolución de metawolframato de amonio hidratado en una mezcla de SiO₂ y zeolita Y, luego se secó a 110°C durante 3 horas. Luego, se mezcló el material resultante después con hidróxido doble estratificado de Mg-Al-CO₃ seguido de calcinación al aire a 550°C durante 2 horas.

Se mezclaron físicamente 1 parte en peso de la primera composición y 1 parte en peso de la segunda composición para formar el catalizador de conversión de hidrocarburos.

25 Se usó un catalizador de craqueo diferente en cada ejemplo tal como sigue.

Ejemplo 1 (comparativo): no se usó catalizador de craqueo

Ejemplo 2 (comparativo): se usó una mezcla de SiO₂ y Al₂O₃

Ejemplo 3: se usó una zeolita ZSM-5 con una razón Si/Al de 500

Ejemplo 4: se usó una silicalita

30 Ejemplo 5: (comparativo) se usó una zeolita SAPO-34

Ejemplo 6: (comparativo) se usó una zeolita SAPO-11

Ejemplo 7: (comparativo) se usó una β-zeolita

Tabla 1

Ejemplo	Resultado								
	Conversión de C ₃ H ₈ (% en peso)	Selectividad (% en peso)							
		Olefinas totales	CH ₄	C ₂ H ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₆	C ₄ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ +
Ejemplo 1	21,842	61,034	0,721	1,462	21,991	41,241	16,496	14,361	2,979
Ejemplo 2	22,353	65,496	0,867	3,302	20,870	41,910	19,052	11,570	1,230
Ejemplo 3	21,812	55,365	0,946	4,125	23,048	35,939	13,996	12,507	2,307
Ejemplo 4	21,574	47,887	1,074	3,939	24,368	30,365	11,611	17,197	4,051
Ejemplo 5	23,127	57,680	0,891	2,835	23,072	37,907	15,330	13,479	2,601
Ejemplo 6	23,028	56,044	0,978	3,283	23,354	37,236	13,916	12,453	2,559
Ejemplo 7	21,401	60,015	0,964	3,292	22,557	38,708	16,903	12,329	2,049

35 Puede observarse a partir de los resultados anteriores que cuando el sistema catalítico incluye ZSM-5 o silicalita como capa aguas abajo, se redujo la selectividad de los butenos mientras que aumentó la selectividad de etileno en comparación con cuando no se usó catalizador de craqueo o se usó una mezcla normal de SiO₂-Al₂O₃ como capa aguas abajo del sistema catalítico.

Puede observarse además que cuando se usó ZSM-5 como catalizador de craqueo, el aumento de la selectividad de

etileno fue el mayor. Cuando se usó β -zeolita, aumentó la selectividad de etileno pero no se redujo la selectividad de butenos. Cuando se usó silicalita, disminuyó la selectividad de butenos y aumentó la selectividad de etileno, sin embargo, también se produjo más C_{5+} , que generalmente es un subproducto no deseado.

REIVINDICACIONES

1. Sistema catalítico, que comprende:
 - i. una primera capa de un catalizador de conversión de hidrocarburos, comprendiendo el catalizador de conversión de hidrocarburos:
 - 5 una primera composición que comprende un metal activo de deshidrogenación sobre un soporte sólido; y
 - una segunda composición que comprende un metal de transición sobre un soporte inorgánico; y
 - ii. una segunda capa que comprende un catalizador de craqueo;
en el que el catalizador de craqueo comprende un tamiz molecular;
 - 10 en el que el tamiz molecular es zeolita y/o silicalita;
la zeolita es ZSM-5 que tiene una razón de sílice con respecto a alúmina en el intervalo de 20 a 1500;
el metal activo de deshidrogenación se selecciona de platino, paladio, iridio, cromo, y mezclas de los mismos; y
el metal de transición se selecciona de molibdeno, wolframio, renio, y mezclas de los mismos.
- 15 2. Sistema catalítico según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que una razón en peso de la primera capa con respecto a la segunda capa es de desde 50:1 hasta 1:20.
3. Sistema catalítico según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el soporte sólido se selecciona de óxido de aluminio, dióxido de silicio, dióxido de zirconio, dióxido de titanio, óxido de magnesio, óxido de calcio, y mezclas de los mismos.
- 20 4. Sistema catalítico según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el soporte inorgánico se selecciona de óxido de aluminio, dióxido de silicio, dióxido de zirconio, dióxido de titanio, zeolita, y mezclas de los mismos.
5. Sistema catalítico según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la segunda composición comprende además un óxido mixto de magnesio y aluminio o un óxido mixto de calcio y aluminio.
- 25 6. Procedimiento para la conversión de una alimentación de hidrocarburos que comprende un compuesto de hidrocarburo saturado en productos olefínicos, que comprende poner en contacto una corriente de alimentación de hidrocarburos con el sistema catalítico según cualquiera de las reivindicaciones 1-5.
7. Procedimiento según la reivindicación 6, en el que la corriente de alimentación de hidrocarburos comprende una parafina seleccionada de etano, propano, butano, pentano, y mezclas de los mismos.
- 30 8. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 6 a 7, en el que el procedimiento se lleva a cabo a una temperatura en el intervalo de 200-800°C.
9. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 6 a 8, en el que la corriente de alimentación de hidrocarburos se hace pasar a través del sistema catalítico poniendo en contacto el catalizador de conversión de hidrocarburos en primer lugar y el catalizador de craqueo en segundo lugar.
- 35 10. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 6 a 9, en el que el sistema catalítico se trata previamente poniendo en contacto el sistema catalítico con un gas inerte, un gas oxidante, un gas reductor, o mezclas de los mismos, a una temperatura en el intervalo de 250°C a 850°C, antes de ponerlo en contacto con la corriente de alimentación de hidrocarburos.