



ACIC
e10
SUBCLAS G

386941

MEMORIA DESCRIPTIVA

correspondiente a la solicitud de concesión de un_a

PATENTE DE INVENCION

SOLICITANTE: TEXACO DEVELOPMENT CORPORATION.

RESIDENCIA: 135 East 42nd Street, NEW YORK,

N.Y. 10017, U.S.A.

ENUNCIADO: "UN PROCEDIMIENTO PARA EL CRAQUEO

CATALITICO DE NAFTA".

Prioridad: Patente estadounidense n.º 889.714 del 31-12-69

386941



1 Esta invención se refiere al craqueo catalítico de hidrocarburos. En particular, esta invención se refiere al craqueo catalítico fluído de nafta con un índice de octano bajo, que hierve entre 100° y 450°F (38° y 232°C).

5 Las gasolinas son mezcladas a partir de materiales de nafta cuyos índices de octano con frecuencia son aumentados mediante reformación catalítica. Tanto los materiales vírgenes como los craqueados pueden ser mejorados mediante operaciones de reformación. Los reformadores catalíticos funcionan habitualmente de forma que proporcionan la mejora de octano deseada con la mínima conversión de gasolina en butanos y materiales más ligeros.

10 El depósito de mezcla de gasolina se mantiene mediante una variedad de operaciones - el isobutano y los butenos son cargados en las unidades de alquilación y las olefinas ligeras son polimerizadas para dar componentes de mezcla de alto octano mientras que el craqueo catalítico del gas-oil aumenta el abastecimiento de nafta así como proporciona alimentación adicional para las unidades de alquilación y polimerización. Aunque el hidrocraqueo proporciona cantidades adicionales de naftas para mezclas de gasolina, la nafta pesada procedente del hidrocraqueo con frecuencia tiene un índice de octano relativamente bajo que puede ser aumentado por reformación catalítica.

15 El depósito de mezcla de gasolina se mantiene mediante una variedad de operaciones - el isobutano y los butenos son cargados en las unidades de alquilación y las olefinas ligeras son polimerizadas para dar componentes de mezcla de alto octano mientras que el craqueo catalítico del gas-oil aumenta el abastecimiento de nafta así como proporciona alimentación adicional para las unidades de alquilación y polimerización. Aunque el hidrocraqueo proporciona cantidades adicionales de naftas para mezclas de gasolina, la nafta pesada procedente del hidrocraqueo con frecuencia tiene un índice de octano relativamente bajo que puede ser aumentado por reformación catalítica.

20 Recientemente, la introducción de catalizadores zeolíticos de craqueo ha producido significativas mejoras en el proceso de craqueo catalítico. Cuando se emplea para el craqueo de gas-oil en las unidades de craqueo catalítico existentes, estos catalizadores de gran actividad han dado lugar a un producto de mejor calidad en mayores can-

25 Recientemente, la introducción de catalizadores zeolíticos de craqueo ha producido significativas mejoras en el proceso de craqueo catalítico. Cuando se emplea para el craqueo de gas-oil en las unidades de craqueo catalítico existentes, estos catalizadores de gran actividad han dado lugar a un producto de mejor calidad en mayores can-

30 Recientemente, la introducción de catalizadores zeolíticos de craqueo ha producido significativas mejoras en el proceso de craqueo catalítico. Cuando se emplea para el craqueo de gas-oil en las unidades de craqueo catalítico existentes, estos catalizadores de gran actividad han dado lugar a un producto de mejor calidad en mayores can-

386941



1970

1 tidades. Aunque estos catalizadores de zeolita aumentan el
abastecimiento de nafta de gran calidad, los rendimientos
de los hidrocarburos más ligeros son sustancialmente más
bajos que los obtenidos en el craqueo catalítico convencio-
5 nal. Por lo tanto, en el futuro, el abastecimiento de iso-
butano, propileno y butenos para la producción de alquila-
dos y de éstos y otros hidrocarburos ligeros para la poli-
merización y manufactura petroquímica continuará en disminu-
10 ción. Es altamente interesante un procedimiento que mejore
la calidad de las corrientes de nafta para uso en las mez-
clas de gasolina y proporcione cantidades adicionales de
hidrocarburos C_4 y más ligeros.

15 La nafta es un material más difícil de craquear que
el gas-oil y hasta la fecha se ha obtenido un éxito limita-
do en el craqueo catalítico de la nafta. Los catalizadores
de craqueo tradicionales, como sílice-alúmina, presentan
una selectividad y una actividad relativamente bajas cuan-
do se emplean para craquear nafta, dando lugar a la forma-
20 ción de cantidades relativamente grandes de gas y cok y
produciendo pequeñas cantidades de olefinas y aromáticos
deseables. En la patente estadounidense nº 3.284.341 se des-
cribe un procedimiento para el craqueo catalítico de nafta
con un catalizador de sílice-alúmina para producir cantida-
des sustanciales de olefinas y aromáticos manteniendo la
25 velocidad espacial por encima de 4,5 aproximadamente, la
presión entre 0 y 20 psig (0 y 1,4 kg/cm^2 manométricos) y
la temperatura de reacción entre 1000° y 1200°F (538° y
649°C).

30 Los nuevos catalizadores zeolíticos de craqueo es-
tán siendo empleados extensamente en las operaciones de

386941



C. 1970

1

craqueo de gas-oil pero su utilidad para la conversión de nafta ligera todavía tiene que ser estudiada totalmente.

5

En la patente estadounidense nº 3.247.098 se describe que la mordenita hidrógeno, un alúminosilicato cristalino, es un catalizador extraordinariamente activo para la conversión de nafta ligera en componentes más ligeros, unido a una mejora del índice de octano de la nafta resultante. La

10

utilidad del alúminosilicato mordenita como catalizador de craqueo para la nafta resultó sorprendente en vista de la ineficacia de un catalizador de faujasita magnésica para craquear satisfactoriamente la nafta. Se sabe que la faujasita magnésica es un catalizador de craqueo de gas-oil muy activo. La puesta a punto de catalizadores adicionales que pueden ser empleados útilmente para el craqueo de la nafta

15

y que fueran selectivos para la producción de olefinas y parafinas ligeras, así como de naftas con índices de octano mejorados, es muy interesante.

20

En términos amplios, nuestra invención se dirige al craqueo catalítico de hidrocarburos que hierven dentro del intervalo de la gasolina, para aumentar el índice de octano de la nafta y para dar cantidades sustanciales de materiales más ligeros que sirvan como alimentación en la manufactura de productos petroquímicos, polímeros y alquilados. Se ha encontrado que los catalizadores zeolíticos de craqueo que contienen alúminosilicatos del tipo X o del tipo Y presentan una utilidad especial en el craqueo catalítico de estas corrientes de alimentación.

25

30

En general, hemos encontrado que el craqueo catalítico de hidrocarburos que hierven entre 100° y 450°F (38° y 232°C) aproximadamente, con catalizadores de craqueo



1 zeolíticos que comprenden aluminosilicatos del tipo X o del
2 tipo Y, da lugar a una mejora sustancial en el índice de
3 octano de la corriente de alimentación así como a la pro-
4 ducción de cantidades sustanciales de materiales que hier-
5 ven por debajo del punto de ebullición inicial de la corrien-
6 te de alimentación, que encuentran especial utilidad en la
7 manufactura de productos petroquímicos, polímeros y alqui-
8 lados.

9 Nuestra invención considera un procedimiento para el
10 craqueo catalítico fluido de nafta que consiste en:

11 (a) poner en contacto, bajo condiciones de craqueo,
12 una nafta que hierve entre 100° y 450°F aproximadamente
13 (38° y 232°C) con un catalizador de craqueo catalítico cons-
14 tituído por un aluminosilicato cristalino seleccionado en-
15 tre el grupo formado por zeolita X y zeolita Y

16 (b) recuperar los productos que hierven por debajo
17 del punto de ebullición inicial de la nafta y una nafta con
18 un índice de octano aumentado.

19 De acuerdo con esta invención, el material de ali-
20 mentación para este proceso está constituído por hidrocar-
21 buros que hierven en el intervalo de 100° a 450°F (38° a
22 232°C). Muchas corrientes de refinería con un bajo valor
23 económico pueden ser mejoradas empleando el procedimiento
24 de nuestra invención. Los materiales de alimentación úti-
25 les son habitualmente muy parafínicos y comprenden fraccio-
26 nes hidrocarbonadas ligeras como las naftas bajas en octa-
27 no, refinado Udex y naftas bajas en octano procedentes de
28 las operaciones de craqueo térmico o hidrocraqueo. Debido
29 a que estas corrientes de alimentación son difíciles de
30 craquear, ha resultado inesperado el hecho de que sometién-

386941



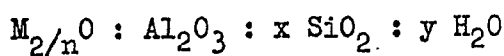
1970

1 dolas a condiciones de craqueo catalítico en presencia de
catalizadores zeolíticos de craqueo del tipo X o del tipo
Y se obtenga una mejora de las propiedades de estas corrientes.
5 Los productos procedentes del proceso de nuestra invención comprenden naftas con índices de octano mejorados e hidrocarburos que hierven por debajo del punto de ebullición inicial de la alimentación, que encuentran especial utilidad en las corrientes de alimentación para la manufactura de productos petroquímicos, gasolina polimérica y alquilados.

10 El catalizador empleado en la presente invención es un catalizador de craqueo del tipo zeolítico, ilustrado por los catalizadores en los que el aluminosilicato está dispersado en una matriz silícea. Los catalizadores que pueden ser útilmente empleados en el procedimiento de nuestra invención son los catalizadores zeolíticos de craqueo
15 que contienen aluminosilicatos del tipo X o del tipo Y, incluidas las variedades naturales y sintéticas. Debido a su actividad extraordinariamente alta, estos materiales zeolíticos son combinados con un material que posee un nivel
20 considerablemente menor de actividad catalítica, una matriz silícea que puede ser del tipo sintético, semisintético o natural. Estos materiales pueden ser sílice-alúmina, gel de sílice, sílice-berilia, sílice-magnesia, sílice-toria o sílice-zirconia, que han sido empleados con éxito antes
25 de ahora. En general, el catalizador zeolítico cristalino combinado comprende alrededor de 1 a 50 % en peso de zeolita, alrededor de 5 a 50 % en peso de alúmina y el resto de sílice. La porción aluminosilicato cristalino de la composición de catalizador es un aluminosilicato cristalino de metal alcalino, natural o sintético, del tipo X o
30



1 del tipo Y, que ha sido tratado para sustituir la totalidad
o por lo menos una parte sustancial de los iones metálicos
alcalinos originales por otros iones como hidrógeno y/o
un metal o una combinación de metales como bario, calcio,
5 magnesio, manganeso o metales de las tierras raras, por
ejemplo cerio, lantano, neodimio, praseodimio, samario e
itrio. Las zeolitas cristalinas antes consideradas pueden
ser representadas por la fórmula:



10 donde M representa hidrógeno o un metal, n es su valencia,
x tiene un valor que oscila entre 2 y 10 e y oscila entre
0 y 10; en las zeolitas deshidratadas, y será prácticamente
0. En la presente invención, las zeolitas cristalinas son
zeolita X o zeolita Y naturales o sintéticas. En las reali-
15 zaciones más preferidas, M está seleccionado entre el grupo
formado por hidrógeno, calcio, magnesio y metales de las
tierras raras.

Las condiciones de operación consideradas aquí pa-
ra el craqueo catalítico de la nafta son: una temperatura
20 del reactor de 700° a 1600° F (371° a 871°C), preferible-
mente de 850-1200°F (454-649°C), un tiempo de contacto en
el reactor comprendido entre 0,5 segundos y 15 minutos,
preferiblemente de 1 segundo a 10 minutos, y una relación
de catalizador a aceite entre 0,5 y 30, preferiblemente en-
25 tre 2 y 15. Cuando se emplea una unidad de craqueo catalíti-
co fluido para poner en práctica el procedimiento de nues-
tra invención y especialmente un procedimiento en el que se
realiza el craqueo en un elevador, se emplean las siguien-
tes condiciones adicionales: un tiempo de contacto en el
30 elevador de 0,5 a 30 segundos, preferiblemente de 5 a 20

386941



1970

1 segundos y un tiempo de contacto en el lecho del reactor
de 0 a 15 minutos, preferiblemente de 0 a 10 minutos y una
temperatura en el regenerador de 1000° a 1500°F (538° a
816°C), especialmente de 1100-1350°F (593-732°C).

5 Los expertos en la técnica observarán fácilmente
que cualquier equipo de craqueo catalítico actualmente em-
pleado en la industria del petróleo puede ser utilizado
para poner en práctica nuestra invención, comprendidos un
reactor de catalizador en lecho fijo, una unidad de lecho
10 móvil o una unidad de craqueo catalítico fluido de diversos
tipos incluídas las que emplean el craqueo en elevador. Si
se utiliza un reactor de lecho fijo, el catalizador será
separado periódicamente de la operación para su regenera-
ción. En los sistemas de catalizador fluido o en lecho mó-
vil, el catalizador es regenerado continuamente.

15 La alimentación de nafta es introducida en el reac-
tor catalítico en las condiciones de operación antes des-
critas para efectuar la conversión deseada del material de
alimentación. Después de salir del reactor, el efluente
20 es introducido en un equipo de recuperación convencional
que puede incluir un equipo de destilación con objeto de se-
parar el efluente vaporizado en productos como nafta e hi-
drocarburos más ligeros que la nafta, cuyo alto contenido en
olefinas e isobutano los hace especialmente útiles como ma-
25 teriales de alimentación de alquilados y cuyas caracterís-
ticas generales los hacen especialmente útiles como alimen-
taciones para productos petroquímicos y polímeros de gaso-
lina.

30 Lo que sigue ilustra la puesta en práctica de nues-
tra invención y sus ventajas sobre los procedimientos con-
vencionales y de la técnica anterior. La totalidad de las

386941



1970

1 nueve operaciones de ensayo se realizaron en una unidad mo-
 delo de laboratorio de lecho fijo fluidificado. En esta
 unidad de planta piloto se cargaron entre 400 y 1000 cc
 de nafta sobre 400 g de catalizador utilizando un tiempo
 5 de procesado de 15 minutos. La temperatura del reactor fue
 variada entre 880° y 1025°F (471° y 552°C). Una gasolina
 pesada de primera destilación sirvió como material de car-
 ga para todas las operaciones de ensayo. Sus propiedades
 se encuentran en la Tabla I.

TABLA I

Análisis del material de alimentación

<u>Descripción</u>	<u>Gasolina pesada de pri- mera destilación</u>
Peso específico, °API	54,5
Azufre, rayos X, % en peso	0,011
15 Índice de bromo	1,5
Punto de anilina, °F (°C)	122,5 (50,3)
Octano de investigación, transpa- rente	50,6
Octano de investigación, más 3 cc PTE (1)	74,8
20 Destilación ASTM, °F (°C) FEI/5 %	240/248 (115,5/120)
10/20	250/254 (121/123)
30/40	257/260 (125/126,5)
50/60	267/273 (130,5/134)
70/80	280/288 (138/142)
25 90/95	300/308 (149/153)
Punto final	331 (166)
FIA-MS, % en volumen	
Aromáticos	13,6
Parafinas	48,2
Naftenos	37,8

(1) Índice de octano con adición de 3 cc de plomo tetraeti-
lo por galón (3,78 litros).

386941



C. 1970

1 En las operaciones de ensayo demostrativas de la técnica anterior se emplearon los siguientes catalizadores:

5 (a) un catalizador de sílice-alúmina amorfo convencional - catalizador de craqueo catalítico alto en alúmina de Davison;

10 (b) un catalizador de aluminosilicato - Zeolon H de Norton, una mordenita hidrógeno sintética. En las operaciones en las que se empleó este catalizador, la mordenita hidrógeno se mezcló con el catalizador alto en alúmina de Davison en proporciones de 50:50 y 11:89.

El catalizador de sílice-alúmina se empleó en las Operaciones 1 y 6, mientras que en las Operaciones 4 y 8 se empleó una mezcla de mordenita hidrógeno y sílice-alúmina.

15 Las operaciones de ensayo que demuestran las ventajas de nuestra invención utilizaron los siguientes catalizadores:

20 (a) La zeolita nº 1 era Aerocat Triple S-4. Este catalizador de craqueo catalítico fluído contiene aproximadamente 3 % en peso de zeolita tipo Y combinada en una matriz de sílice-alúmina y conteniendo cationes de metales de las tierras raras,

25 (b) La zeolita nº 2 era la XZ-25 de Davison. Este catalizador zeolítico de craqueo contiene aproximadamente 11 % en peso de zeolita tipo X combinada en una matriz de sílice-alúmina y contiene cationes de metales de las tierras raras;

30 (c) La zeolita nº 3 era un catalizador con alto contenido en zeolita, conteniendo aproximadamente 40 % en peso de zeolita tipo X combinada en una matriz de sílice-alúmina y conteniendo cationes de metales de las tierras raras. La zeolita nº 1 fue empleada en las Operaciones 2 y 7;

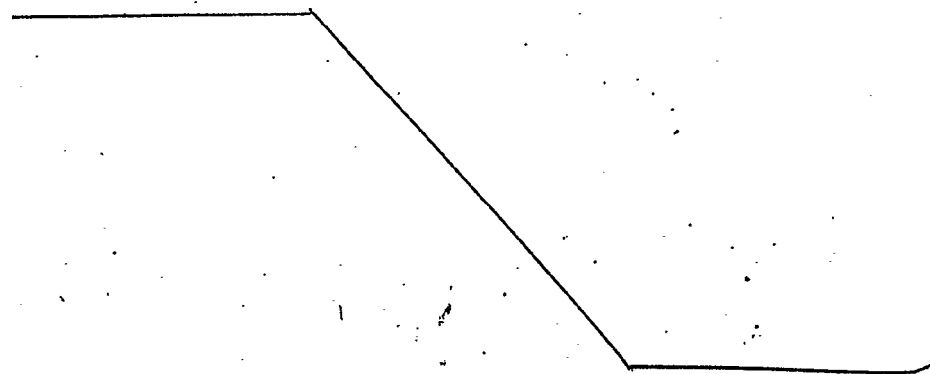


1 la zeolita nº 2 en las Operaciones 3 y 9 y la zeolita nº 3
en la Operación 5.

5 Las Operaciones 1 a 3 se realizaron a una tempera-
tura de 1025°F (552°C) y una velocidad espacial de 3,6. La
Operación 1 es demostrativa de la técnica anterior y las
Operaciones 2 y 3 del procedimiento de nuestra invención.
Las Operaciones 4 y 5 fueron realizadas a una temperatura
de 880°F (471°C) y una velocidad espacial de 7,2. La Opera-
10 ción 4 es demostrativa de la técnica anterior y la Opera-
ción 5 del procedimiento de esta invención. Las Operaciones
6 y 7 fueron realizadas a 895°F (480°C) aproximadamente y
una velocidad espacial de 3,6. La Operación 6 ilustra la
técnica anterior; la Operación 7, el procedimiento de es-
ta invención. Las Operaciones 8 y 9 fueron realizadas a
15 910°F (488°C) aproximadamente y una velocidad espacial de
3,6. La Operación 8 ilustra la técnica anterior y la Ope-
ración 9, el procedimiento de esta invención.

20 Cada uno de los catalizadores fue sometido a una
etapa de activación calentándolos a 1480°F (804°C) durante
17 horas antes de realizar la operación de ensayo.

Las condiciones de operación y los resultados de
los ensayos para todas las operaciones se encuentran en la
Tabla II.



3869.41

386941

TABLA II

Operación nº	1	2	3	4	5
Catalizador de ensaño	Sílice- alúmina	Zeolita nº 1	Zeolita nº 2	Mordenita H más sí- lice-alúmina (4)	Zeolita nº 3
Contenido aproximado en zeolita, % en peso	cero	3	11	50	40
Temperatura del reactor, °F (°C)	1025 (552)	1025 (552)	1025 (552)	880 (471)	880 (471)
Velocidad espacial, peso/hora/peso	3,6	3,6	3,6	7,2	7,2
Rendimientos, % en peso					
Cok	1,8	0,6	0,9	1,2	1,4
Propileno	4,7	3,7	4,0	1,1	0,9
Butileno	1,5	2,2	1,6	0,6	0,8
Isobutano	2,8	4,7	8,6	3,4	8,2
Conversion en C ₄ y más ligeros, % en peso	14,9	19,1	23,8	8,4	19,8
Conversion (1), % en volumen	39,2	46,3	49,8	30,7	53,2
Selectividad (2)	0,188	0,246	0,361	0,404	0,413
Octano de nafta 100/430°F (38/221°C), IOI (3)	79,6	84,4	87,5	79,3	93,9
FIA-MS, % en volumen					
Nafta 100/240°F (38/116°C)					
Olefinas	9,1	7,8	6,8	4,6	1,8
Aromáticos	14,7	18,9	21,9	12,3	22,5
Parefinas	45,9	49,2	48,8	45,4	56,0
Naftenos	30,3	24,7	22,5	36,7	19,7
Nafta 240/430°F (116/221°C)					
Olefinas	1,4	1,1	1,2	0,8	0,4
Aromáticos	23,0	31,7	37,8	17,1	57,4
Parefinas	44,5	42,8	39,1	43,5	29,9
Naftenos	31,1	24,4	21,9	38,6	12,3

1

5

10

15

20

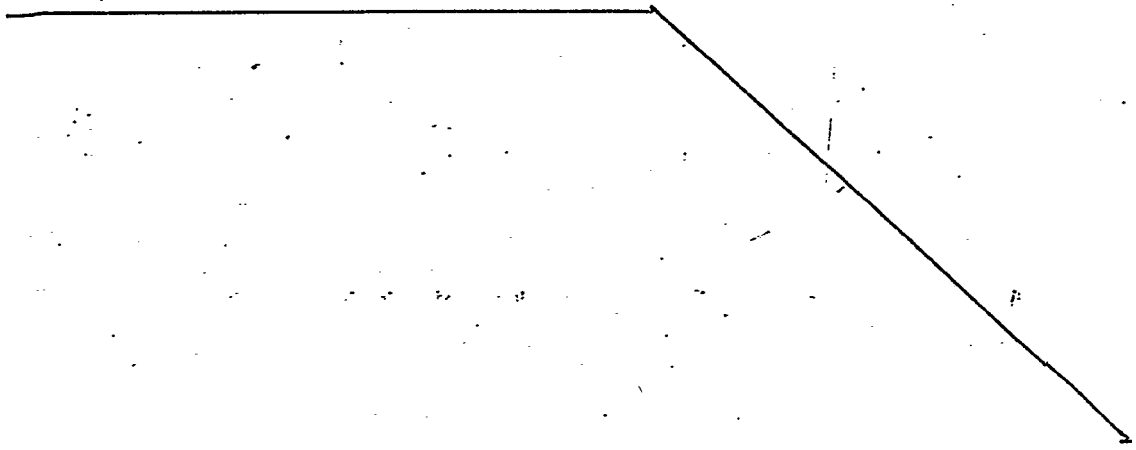
25

30

386941

TABLA II

Operación nº	1	2	Zeolita nº 1
<u>Catalizador de craqueo</u>	<u>Sílice-alúmina</u>	<u>Zeolita nº 1</u>	<u>Zeolita nº 1</u>
Contenido aproximado en zeolita, % en peso	cero	3	
Temperatura del reactor, °F (°C)	1025 (552)	1025 (552)	1025
Velocidad espacial, peso/hora/peso	3,6	3,6	
Rendimientos, % en peso			
Cok	1,8	0,6	
Propileno	4,7	3,7	
Butileno	1,5	2,2	
Isobutano	2,8	4,7	
Conversión en C ₄ y más ligeros, % en peso	14,9	19,1	
Conversión (1), % en volumen	39,2	46,3	
Selectividad (2)	0,188	0,246	
Octano de nafta 100/430°F (38/221°C), IOI (3)	79,6	84,4	
<u>FIA-MS, % en volumen</u>			
Nafta 100/240°F (38/116°C)			
Olefinas	9,1	7,3	
Aromáticos	14,7	18,8	
Parafinas	45,9	49,2	
Naftenos	30,3	24,7	
Nafta 240/430°F (116/221°C)			
Olefinas	1,4	1,1	
Aromáticos	23,0	31,7	
Parafinas	44,5	42,8	
Naftenos	31,1	24,4	



25
30

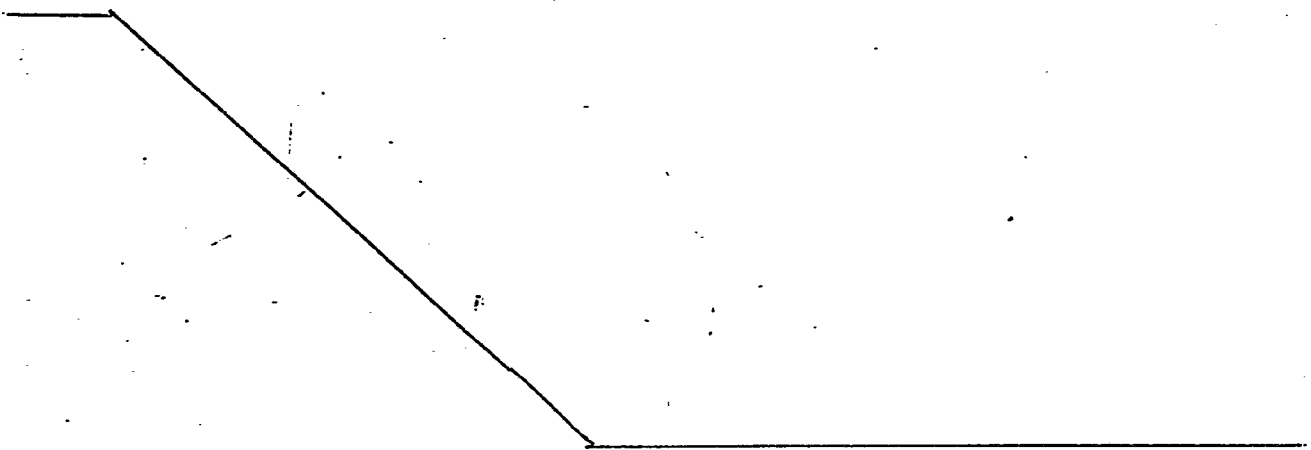
941

386941



TABLA II

	<u>1</u>	<u>2</u>	<u>3</u>	<u>4</u>	<u>5</u>
	Sílice- alúmina	Zeolita nº 1	Zeolita nº 2	Mordenita H más sí- lice-alúmina (4)	Zeolita nº 3
% en	cero	3	11	50	40
	1025 (552)	1025 (552)	1025 (552)	880 (471)	880 (471)
	3,6	3,6	3,6	7,2	7,2
	1,8	0,6	0,9	1,2	1,4
	4,7	3,7	4,0	1,1	0,9
	1,5	2,2	1,6	0,6	0,8
	2,8	4,7	8,6	3,4	8,2
en	14,9	19,1	23,8	8,4	19,8
	39,2	46,3	49,8	30,7	53,2
	0,188	0,246	0,361	0,404	0,413
g),	79,6	84,4	87,5	79,3	93,9
	9,1	7,3	6,8	4,6	1,8
	14,7	18,8	21,9	12,3	22,5
	45,9	49,2	48,8	46,4	56,0
	30,3	24,7	22,5	36,7	19,7
	1,4	1,1	1,2	0,8	0,4
	23,0	31,7	37,8	17,1	57,4
	44,5	42,8	39,1	43,5	29,9
	31,1	24,4	21,9	38,6	12,3



386941

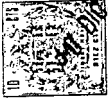


Tabla II (continuación)

Operación nº	6 Sílice- alúmina	7 Zeolita nº 1	8 Mordenita H más sílice-alúmina(5)	9 Zeolita nº 2
Catalizador de craqueo				
Contenido aproximado en zeolita, % en peso		3	11	11
Temperatura del reactor, °F (°C)	898 (481)	895 (479)	908 (487)	910 (488)
Velocidad espacial, peso/hora/peso	3,6	3,6	3,6	3,6
Rendimientos, % en peso				
Cok	0,9	0,6	0,4	0,4
Propileno	1,0	1,6	2,2	1,7
Butileno	0,9	1,1	1,2	1,0
Isobutano	2,2	5,3	3,1	5,5
Conversión en C ₄ y más ligeros, % en peso	6,0	12,4	7,0	14,9
Conversión (1), % en volumen	23,3	39,2	29,0	43,2
Selectividad (2)	0,365	0,426	0,328	0,369
Octano de nafta 100/430°F (38/221°C), IOI (3)	78,0	83,3	79,2	85,5
FIA-MS, % en volumen				
Nafta 100/240°F (38/116°C)				
Olefinas	3,5	3,6	4,7	1,7
Aromáticos	11,8	13,0	11,4	13,2
Parafinas	52,6	55,4	49,0	57,2
Naftenos	32,1	28,0	34,9	27,9
Nafta 240/430°F (116/221°C)				
Olefinas	0,5	0,5	0,5	0,2
Aromáticos	17,8	27,4	17,7	31,9
Parafinas	45,6	46,1	45,5	44,2
Naftenos	36,1	26,0	36,3	22,5

(1) Conversión = (100 - % en volumen de nafta 240/430°F (116/221°C) producida)

(2) Selectividad = Isobutano (% en peso)/butanos y más ligeros (% en peso)

(3) Índice de octano de investigación, 3 cc de plomo tetraetilo por galón (3,78 litros)

(4) Relación en peso de 50:50

(5) Relación en peso de 11:89.

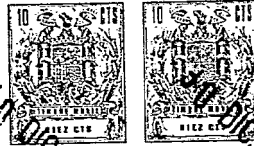
386941

TABLA II (continua)

1	Operación nº	6
	<u>Catalizador de craqueo</u>	<u>Sílice- alúmina</u>
5	Contenido aproximado en zeolita, % en peso	cero
	Temperatura del reactor, °F (°C)	898 (481)
	Velocidad espacial, peso/hora/peso	3,6
	Rendimientos, % en peso	
	Cok	0,9
	Propileno	1,0
	Butileno	0,9
	Isobutano	2,2
10	Conversión en C ₄ y más ligeros, % en peso	6,0
	Conversión (1), % en volumen	23,3
	Selectividad (2)	0,365
	Octano de nafta 100/430°F (38/221°C), IOI (3)	78,0
	<u>FIA-MS, % en volumen</u>	
15	Nafta 100/240°F (38/116°C)	
	Olefinas	3,5
	Aromáticos	11,8
	Parafinas	52,6
	Naftenos	32,1
	Nafta 240/430°F (116/221°C)	
	Olefinas	0,5
	Aromáticos	17,8
	Parafinas	45,6
	Naftenos	36,1

- 20
- (1) Conversión = (100 - % en volumen de nafta 240/430°F (116/221°C))
- (2) Selectividad = Isobutano (% en peso)/butanos y más ligeros (% e
- (3) Índice de octano de investigación, 3 cc de plomo tetraetilo por
- (4) Relación en peso de 50:50
- (5) Relación en peso de 11:89.
- 25
- 30

386941



JUN 10 1970

1970

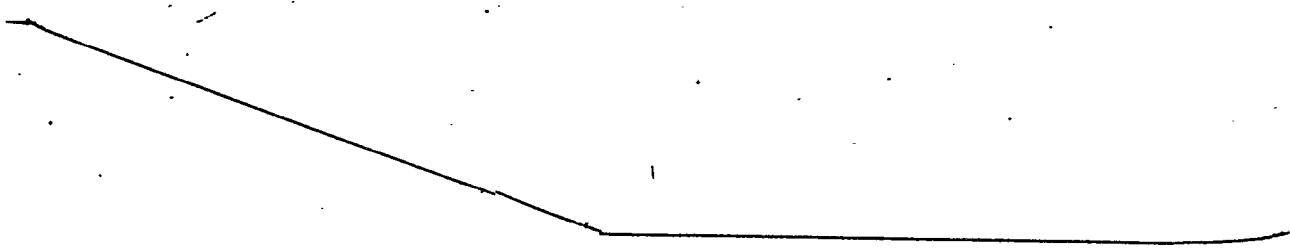
TABLA II (continuación)

	<u>6</u>	<u>7</u>	<u>8</u>	<u>9</u>
	Sílice- alúmina	Zeolita nº 1	Mordenita H más sílice-alúmina(5)	Zeolita nº 2
% en peso	cero	3	11	11
o	898 (481) 3,6	895 (479) 3,6	908 (487) 3,6	910 (488) 3,6
	0,9 1,0 0,9 2,2	0,6 1,6 1,1 5,3	0,4 2,2 1,2 3,1	0,4 1,7 1,0 5,5
en peso	6,0	12,4	7,0	14,9
	23,3 0,365	39,2 0,426	29,0 0,328	43,2 0,369
oc), IOI (3)	78,0	83,3	79,2	85,5
)	3,5 11,8 52,6 32,1	3,6 13,0 55,4 28,0	4,7 11,4 49,0 34,9	1,7 13,2 57,2 27,9
c)	0,5 17,8 45,6 36,1	0,5 27,4 46,1 26,0	0,5 17,7 45,5 36,3	0,9 31,9 44,2 22,5

men de nafta 240/430°F (116/221°C) producida)

en peso)/butanos y más ligeros: (% en peso)

ción, 3 cc de plomo tetraetilo por galón (3,78 litros)



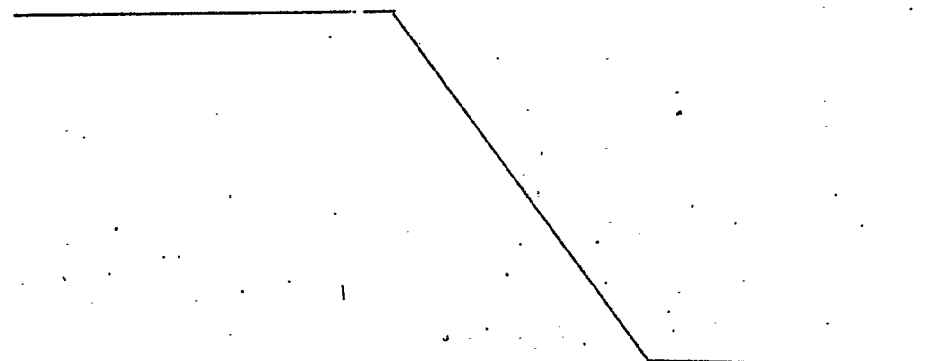
30 DIC



386941

1 Los resultados de estas operaciones de ensayo mues-
tran las ventajas del procedimiento de nuestra invención.
En todas las operaciones de ensayo en las que se empleó
un catalizador zeolítico conteniendo aluminosilicato de
5 tipo X o de tipo Y, el rendimiento de hidrocarburos C_4 y
más ligeros fue más alto, como ocurrió con la conversión
global de materiales con un punto de ebullición inferior
a $240^{\circ}F$ ($116^{\circ}C$). Además, el índice de octano de investi-
10 gación de la nafta fue significativamente más alto que el
obtenido en las operaciones de la técnica anterior. Adicio-
nalmente, las operaciones demostrativas del procedimiento
de nuestra invención mostraron una gran selectividad para
la producción de isobutano. Asimismo, las naftas produci-
das en las operaciones de ensayo empleando nuestra inven-
15 ción contenían más aromáticos y menos naftenos que las
naftas producidas en las operaciones utilizando cataliza-
dores convencionales o de mordenita. Igualmente, los datos
indican en general unos contenidos en olefina más bajos
para las operaciones de nuestra invención. Finalmente, los
20 beneficios de nuestra invención fueron obtenidos en una
amplia gama de temperaturas.

En resumen, la Patente de Invención que se solici-
ta deberá recaer sobre las siguientes:





REIVINDICACIONES

1
5
1. Un procedimiento para el craqueo catalítico de nafta, que consiste en:

(a) poner en contacto, en condiciones de craqueo, una nafta que hierve en el intervalo de 100 a 450°F (38° a 232°C) aproximadamente con un catalizador de craqueo catalítico que comprende un aluminosilicato cristalino seleccionado entre Zeolita X y Zeolita Y y

(b) recuperar los productos que hierven por debajo del punto de ebullición inicial de la nafta y una nafta con un índice de octano aumentado.

10
2. Un procedimiento según la Reivindicación 1, en el que el aluminosilicato está combinado en una matriz sílicea.

15
3. Un procedimiento según las Reivindicaciones 1 ó 2, en el que el aluminosilicato cristalino comprende cationes seleccionados entre hidrógeno, bario, calcio, magnesio, manganeso, metales de las tierras raras y mezclas de los mismos.

20
4. Un procedimiento según cualquiera de las precedentes reivindicaciones, en el que un catalizador zeolítico cristalino combinado comprende de 1 a 50 % en peso de zeolita, de 5 a 50 % en peso de alúmina y el resto de sílice.

25
5. Un procedimiento según cualquiera de las precedentes reivindicaciones, en el que las condiciones de craqueo comprenden una temperatura de 700-1600°F (371-871°C), una relación de catalizador a aceite entre 0,5 y 30 y un tiempo de contacto de 0,5 segundos a 15 minutos.

30
6. Un procedimiento según cualquiera de las pre-

386941

30



1

cedentes reivindicaciones, en el que las condiciones de craqueo comprenden una temperatura de 850-1200°F (454-649°C), una relación de catalizador a aceite entre 2 y 15 y un tiempo de contacto de 1 segundo a 10 minutos.

5

6. Se reivindica por último como objeto sobre el que ha de recaer la Patente de Invención que se solicita: "UN PROCEDIMIENTO PARA EL CRAQUEO CATALITICO DE NAFTA".

Todo conforme queda descrito y reivindicado en la presente Memoria descriptiva, que consta de dieciséis páginas mecanografiadas.

10

Madrid, 30 de diciembre de 1970

BERNARDO UNGRIA

P.D.

15

20

25

30