

1 47938

13 MAR 1940

1000 1000

MEMORIA DESCRIPTIVA

para solicitar

PATENTE DE INVENCIÓN

E S P A Ñ A

por VEINTE años

a nombre de UNIVERSAL OIL PRODUCTS COMPANY, entidad de nacionalidad norte-americana, establecida en 310, South Michigan Avenue, Chicago. (Illinois), ESTADOS UNIDOS DE AMERICA, por

"UN PROCEDIMIENTO PARA CONVERTIR HIDROCARBUROS

"NORMALMENTE GASEOSOS".

=====
El invento se refiere a la conversión de hidrocarburos normalmente gaseosos para obtener de ellos



5 rendimientos considerables de gasolina de alto valor
 antidetonante. Supone el invento una nueva y ventajosa
 combinación de fases interdependientes y cooperantes
 que incluyen la conversión de parafinas normalmente gaseosas en altos rendimientos de olefinas fácilmente polimerizables, la polimerización catalítica de las fracciones olefínicas así producidas, bien en estado de mezcla o selectivamente, con preferencia con retorno de
10 las fracciones parafínicas no convertidas de la carga de polimerización a la primera fase de conversión mencionada, y la hidrogenación catalítica de iso-octenos producidos por dicha polimerización para formar iso-
15 octanos.

 El invento comprende varios métodos alternativos de operación, cada uno de los cuales tiene el objeto definitivo, arriba expuesto, de producir rendimientos considerables de gasolina de alto valor anti-
20 detonante partiendo de parafinas normalmente gaseosas.

 La forma particular de operación utilizada puede elegirse para acomodarla al material de carga empleado, y dependerá también de las condiciones corrientes en el mercado con relación a la demanda de gasolina de valor antidetonante excepcionalmente alto, en comparación
25 con la demanda de cantidades mayores de gasolina, de valor antidetonante bueno pero algo inferior. La flexibilidad del procedimiento a este respecto es uno de sus detalles mas importantes y mas ventajosos.

30 El procedimiento del presente invento comprende: convertir hidrocarburos normalmente gaseosos,



1470-8

35 consistentes esencialmente en parafinas con mas de dos
átomos de carbono por molécula, en una fase inicial de
conversión, en condiciones reguladas para producir de
ellos altos rendimientos de olefinas normalmente gaseo-
sas de fácil polimerización; separar una fracción com-
puesta esencialmente de butanos y butenos de los pro-
ductos resultantes en una primera fase separadora, so-
meter la mezcla de butanos y butenos así aislada a po-
40 limerización catalítica en condiciones reguladas para
convertir selectivamente los componentes olefínicos de
la misma en polímeros normalmente líquidos que com-
prendan principalmente iso-octenos; separar estos úl-
timos en otra segunda fase de separación, de los com-
45 ponentes mas ligeros y mas pesados de los productos
del tratamiento polimerizador; hidrogenar catalítica-
mente dichos iso-octenos, para producir iso-octanos
en presencia de una cantidad de hidrógeno en exceso so-
bre la requerida teóricamente para la conversión cata-
lítica de los iso-octenos en iso-octanos; separar los
50 últimos de otros componentes de los productos del tra-
tamiento de hidrogenación, y recuperar los iso-octanos
como producto líquido de gran valor antidetonante.

55 En una realización específica, el invento com-
prende; craquear térmicamente butanos o una mezcla de
propano y butanos en la fase inicial de conversión, pa-
raproducir de ellos altos rendimientos de gases olefí-
nicos con 3 y 4 átomos de carbono por molécula; recu-
perar separadamente los gases de 3 y 4 átomos de carbo-
60 no de los componentes de los productos resultantes de

13 ABR. 1940

747958

ebullición más baja y mas alta, someter los gases de 4 átomos de carbono a polimerización catalítica en condiciones reguladas para convertir virtualmente todos los iso-butenos y cantidades controladas del buteno normal en polímeros líquidos que comprendan predominantemente iso-octenos; hidrogenar catalíticamente estos últimos para formar una gasolina polímera hidrogenada de alto valor antidetonante, que comprenda principalmente iso-octanos; mezclar los gases de 4 átomos de carbono no polimerizados, separados de los productos líquidos de la fase polimerizadora, con dichos gases de 3 átomos de carbono, formados en la fase de cracking térmico y separados de los otros productos de la misma; someter la mezcla resultante, en una segunda fase polimerizadora separada, a polimerización en condiciones reguladas para formar altos rendimientos de polímeros mixtos que hiervan dentro del orden de la gasolina y que sean de alto valor antidetonante, y volver los gases parafínicos no polimerizados de la segunda fase polimerizadora a dicha fase de cracking térmico para ulterior tratamiento en la misma juntamente con el material de carga normalmente gaseoso.

En caso de que las condiciones de la fase de polimerización catalítica primeramente mencionada se elijan para polimerizar virtualmente todo el buteno normal o una mayor porción del mismo, así como virtualmente todo el iso-butenos, los restantes gases no polimerizados, que comprenden esencialmente butanos, se hacen volver con preferencia directamente a la fase

12 ABR. 1940

1000000

90 de cracking térmico en vez de mezclarse con los gases
de 3 átomos de carbono suministrados a la segunda fa-
se polimerizadora mencionada, aunque, si se quiere,
pueden mezclarse en cantidades reguladas con los ga-
ses de 3 átomos de carbono suministrados a la segunda
95 fase polimerizadora mencionada, para actuar princi-
palmente como diluyente de los últimos y para polimeri-
zar cualquier buteno normal que quede sin convertir en
la primera fase polimerizadora mencionada y que esté
incluido con los butanos recuperados de los productos
100 resultantes.

Además el procedimiento del invento puede
realizarse usando cracking catalítico en vez de crack-
ing puramente térmico en la fase de producción de ole-
finas eligiéndose las condiciones de funcionamiento del
105 tratamiento de cracking catalítico de una manera bien
entendida en el arte, para alcanzar un alto grado de
conversión de los hidrocarburos parafínicos normalmen-
te gaseosos en olefinas con mas de 2 átomos de carbo-
no por molécula.

110 La descripción siguiente servirá para ilus-
trar mas plenamente las características del invento
y la relación de cooperación entre las diversas fases
del procedimiento, También se explican en la descrip-
ción siguiente cursos alternativos que permiten los
115 diferentes modos de operación arriba bosquejados.

El material de carga, que comprende o se com-
pone con preferencia esencialmente de parafinas normal-
mente gaseosas con mas de 2 átomos de carbono por mo-

12 ABR. 1940

1234

147958

120 lécula, como butanos o mezclas de propano y butanos,
es suministrado a la fase de conversión inicial que
puede ser cracking pirolítico o catalítico. Con
preferencia el material de carga está virtualmente li-
bre de materiales perjudiciales, como compuestos de
azufre o nitrógeno que envenenarían o producirían
125 daños al catalizador en el caso de emplearse el crac-
king catalítico del material de carga. Cuando el ma-
terial de carga disponible contiene estos materiales
perjudiciales, entra plenamente en el objeto del inven-
to la separación de los mismos en cualquier forma bien
130 conocida antes de someter el material de carga a la fa-
se de cracking.

Las condiciones de funcionamiento en la fa-
se de conversión inicial se regulan para efectuar la
producción de cantidades considerables de olefinas de
135 la serie C_3 y C_4 partiendo de los gases parafínicos.
Esto puede hacerse térmica o catalíticamente con la
producción concomitante de gases de hidrocarburos mas
ligeros y algunos productos normalmente líquidos.

Los productos de la fase de conversión ini-
140 cial pasan de ella a la separación en una zona separa-
dora primaria que puede comprender cualquier forma con-
vencional de equipo fraccionante o similares que pue-
dan conseguir los resultados deseados, y puede, por
ejemplo, incluir varias columnas fraccionantes, tales
145 como un desetanizador, un despropanizador y un desbu-
tanizador en serie. Las fracciones separadas de los
productos de conversión en la zona separadora prima-



7938

150 ria depende, por supuesto, de la composición del material de carga y del tipo de fase de conversión inicial empleado.

155 Cuando las fracciones normalmente gaseosas suministradas a la fase inicial de conversión incluyen cantidades importantes de propano, lo mismo que butanos, o cuando la reacción de conversión inicial es cracking pirolítico, o en ambos casos, los productos resultantes incluirán propano y propeno, lo mismo que butanos y butenos, cantidades considerables de gases de hidrocarburos mas ligeros, y algunos productos de conversión líquidos mas pesados. Estos últimos, cuando se producen, pueden ser extraídos de la zona separadora primaria y del sistema, para su refrigeración y almacenamiento o para otro objeto que se quiera. Los butanos o butenos son dirigidos desde la zona separadora primaria a una zona polimerizadora primaria para la polimerización catalítica selectiva. Cuando 165 en los productos de la fase de conversión inicial van incluidas cantidades considerables de propano y propeno, estos materiales se extraen separadamente de la zona separadora primaria a una segunda zona polimerizadora separada, para polimerización catalítica no 170 selectiva, o, en caso de que la cantidad producida de dichos materiales no sea suficiente para justificar el tratamiento de polimerización de los mismos, y cuando se desea excluirlos virtualmente de la corriente de gases de hidrocarburos mas ligeros, de hidrógeno o de uno y 175 otros, pueden ser recuperados separadamente de los otros



1940

7938

180 productos de la fase de conversión inicial y extraídos
del sistema para su almacenaje o para otro objeto que
se desee. Los gases relativamente ligeros, que inclu-
yen cualquier hidrógeno producido y virtualmente todos
los gases de hidrocarburos de 2 o menos átomos de car-
bono por molécula, y que pueden, si se quiere, in-
185 cluir los gases de 3 átomos de carbono en el caso de
que estos últimos se produzcan en cantidades relativa-
mente pequeñas, se extraen de la zona separadora pri-
maria y pueden descargarse del sistema.

Las fracciones normalmente gaseosas suminis-
tradas a la zona polimerizadora primaria incluyen bu-
tenos normales e iso-butenos en varias cantidades, que
190 dependen de la naturaleza del material de carga y de
la conversión realizada en la zona de conversión ini-
cial, y la polimerización catalítica realizada en la
zona polimerizadora primaria puede ser selectiva pa-
ra los iso-butenos o puede también implicar extensa
195 polimerización de los butenos normales. Con preferen-
cia, para la polimerización selectiva de los iso-bute-
nos con exclusión virtualmente completa de butenos
normales, se emplea ácido sulfúrico como catalizador
en la zona de polimerización primaria, en concentra-
200 ciones adecuadas y en condiciones de temperatura y pre-
sión convenientemente controlado. Sin embargo, el
ácido fosfórico dará también polimerización selecti-
va de los iso-butenos en grado algo menor en condi-
ciones debidamente controladas, al paso que, en otras
205 condiciones reguladas, el ácido fosfórico poseerá se-



14 7938

lectividad aun menor y realizará virtualmente la polimerización completa de los iso-butenos así como una polimerización extensa de los butenos normales. Por tanto el ácido fosfórico puede emplearse para conseguir cualquiera de estos resultados en la zona de polimerización primaria, y este catalizador en su forma preferida comprende una mezcla de ácidos orto- y pirofosfórico en que va impregnado un soporte poroso relativamente inerte como el kieselguhr. Este se calcina con preferencia antes de usarlo, y se mantiene durante el uso en óptimo grado de hidratación.

Los productos de la polimerización catalítica en la zona polimerizadora primaria son dirigidos desde ella a la separación en una segunda zona separadora, que con preferencia comprende un equipo adecuado de fraccionamiento de cualquier forma bien conocida. Cuando solamente se polimerizan menores cantidades de los butenos normales en la zona de polimerización primaria, los productos resultantes se compondrán esencialmente de iso-octenos y butanos no convertidos y butenos normal y los iso-octenos contendrán cantidades mayores de la cadena de la serie muy ramificada que pueden ser hidrogenadas para producir iso-octanos de cadena muy ramificada de excepcional valor antidetonante. Cuando cantidades considerables de buteno normal se polimerizan también en la primera zona polimerizadora, los iso-octanos producidos tendrán proporcionalmente menos compuestos de cadena muy ramificada, y con la hidrogenación producirán iso-octanos



1938

235 de buen valor antidetonante, pero algo mas bajo. En este último caso algunos polímeros líquidos que hierven por encima de los iso-octenos se formarán también normalmente y los gases no convertidos serán predominantemente butanos.

240 Se toman medidas para separar polímeros pesados que hirven por encima del orden de los iso-octenos desde la segunda zona separadora a su almacenaje o para otro fin que se desee. Los iso-octenos van dirigidos desde la zona separadora segunda a la hidrogenación catalítica en una zona de hidrogenación, y
245 las fracciones normalmente gaseosas no convertidas se extraen de la segunda zona separadora y pueden devolverse en totalidad o en parte a la fase de conversión inicial para su ulterior tratamiento de cracking en
250 la misma, en estado de mezcla con el material de carga, o, con preferencia, en caso de que esta corriente de gases no convertidos incluya cantidades importantes de buteno normal, es dirigida desde la segunda zona separadora al tratamiento de polimerización catalítica no selectiva en la segunda zona de polimerización.
255

260 La hidrogenación en la zona dedicada a la misma se realiza en presencia de un catalizador que, en la realización preferida del invento, se compone de níquel sobre partículas porosas de material relativamente inerte, como el kieselguhr, formándose con preferencia el níquel por reducción del óxido de níquel despues de depositar este último en el soporte

12 ABR 1941

47998

265 inerte. Aunque este es el catalizador preferido,
otros catalizadores hidrogenantes son bien conoci-
dos en el arte y pueden emplearse dentro del objeto
del invento. Con preferencia la cantidad de hidró-
geno empleado rebasa un tanto la que se necesita teó-
ricamente. A la zona de hidrogenación se suminis-
270 tran en las cantidades necesarias hidrógeno o gases
hidrocarbурados que contengan un elevado tanto por
ciento de hidrógeno no combinado.

El hidrógeno no empleado, o los gases no em-
pleados que lo contengan, y los polímeros hidrogenados, se
275 dirigen desde la zona de hidrogenación a la separación en
una tercera zona, que puede ser cualquier forma adecua-
da de equipo fraccionador, y los polímeros hidrogenados,
consistentes predominantemente en iso-octanos, se su-
ministran desde ella al almacenaje o a cualquier obje-
280 to deseado. El hidrógeno sobrante o gases sobrantes que
lo contengan se extraen de la tercera zona separadora y
pueden descargarse del sistema, en totalidad o en parte,
o, con preferencia, cantidades reguladas de esta corrien-
te de gas se hacen pasar en nuevo ciclo a la fase de
285 hidrogenación catalítica.

Cuando en los productos de la fase de con-
versión inicial están presentes cantidades considera-
bles de fracciones de propeno y la segunda zona poli-
merizadora se emplea para su tratamiento, las fraccio-
290 nes de propano-propeno separadas de la zona separadora
primaria se mezclan con preferencia con gases de 4 áto-
mos de carbono no convertidos recuperados en la segun-



7938

295 da zona separadora de los productos del tratamiento de polimerización selectiva, y la mezcla de gases de 3 y 4 átomos de carbono se somete en la segunda zona polimerizadora a polimerización catalítica en condiciones que efectúen la conversión de propeno y butenos en altos rendimientos de polímeros líquidos que hierven dentro del orden de la gasolina.

300 El catalizador sólido de ácido fosfórico mencionado se emplea con preferencia en esta fase, aunque pueden usarse otros catalizadores polimerizadores bien conocidos, sin salir del espíritu del invento.

305 Los productos de polimerización mixta son dirigidos desde la segunda zona polimerizadora a la separación en una cuarta zona separadora, que puede comprender cualquier equipo convencional fraccionador y separador de forma adecuada, en el cual la gasolina polímera es separada de gases no convertidos y de polímeros de ebullición superior al orden de la gasolina. Estos últimos son extraídos de la cuarta zona separadora para su almacenaje o para otros fines que se deseen, y la gasolina polímera es dirigida desde la cuarta zona separadora al almacenaje o a cualquier otro

315 tratamiento ulterior. Los gases no convertidos se compondrán predominantemente de fracciones parafínicas de 3 y 4 átomos de carbono, y pueden ser extraídos de la cuarta zona separadora en estado de mezcla, o las fracciones de 4 átomos de carbono pueden separarse de los

320 gases de 3 átomos de carbono y otros más ligeros en la cuarta zona separadora, y ser extraídos de la mis-

5
10
1340
INSPECCION

147938

325 ma por separado. En caso de que se haga esta separación de los gases no convertidos, las fracciones de 4 átomos de carbono se devuelven con preferencia a la zona de conversión inicial para su ulterior cracking en la misma en estado de mezcla con el material de carga, al paso que se extraen del sistema las fracciones de 3 átomos de carbono y mas ligeras. Si se desea devolver las fracciones de 3 y 4 átomos de carbono a la fase de conversión inicial, pueden extraerse, como arriba se ha dicho, de la cuarta zona separada en estado de mezcla, y dirigirse en forma de una corriente única a la zona de conversión inicial.

335 Se cree que el invento que aquí se describe reside en la relación de interpedencia y cooperación entre las varias fases del sistema, mas que en cualquiera de las distintas fases en sí mismas. Como el procedimiento posee gran flexibilidad, las condiciones de funcionamiento en las diferentes fases variarían considerablemente, dependiendo de la composición específica del material de carga y de los resultados finales que se deseen.

340 Por las razones expuestas no se intenta en esta memoria definir los límites de las condiciones prácticas de funcionamiento del procedimiento del invento presente, ya que a la habilidad de los que conocen perfectamente el arte corresponde elegir, en vista de la descripción anterior y del ejemplo siguiente,, las condiciones de funcionamiento adecuadas en relación con el material de carga empleado, el tipo de

NOV 1940

13138

355 catalizadores utilizados y los resultados que se de-
 seen. Sin embargo, para demostrar el funcionamien-
 to del procedimiento e ilustrar los resultados ventajo-
 sos que de su uso pueden derivarse, daremos el siguien-
 te ejemplo de un funcionamiento específico, pero que
 no debe interpretarse como una limitación.

360 El material de carga empleado en este funcio-
 namiento específico es esencialmente una mezcla de 28 %
 de iso-butanos y 72 % de butanos normales aproximadamen-
 te. Esta mezcla se somete, junto con fracciones de
 butano no convertidas, desde la base de polimeriza-
 ción no selectiva, a conversión pirolítica a una tempe-
 ratura del orden de 580° C, con una presión superatmos-
 férica en la zona de cracking de 34 atmósferas apro-
 ximadamente. Los productos resultantes tienen aproxi-
 madamente la siguiente composición:

<u>Fracciones</u>	<u>Mol %</u>
C ₂ y gases mas ligeros	28.2
Propeno	10.6
370 Propano	9.7
Iso-butenos	2.1
n-butenos	6.1
Butanos	41.6
C ₅ y fracciones mas pesadas	<u>1.7</u>
375 Total.....	100.0 %

El equipo separador al cual se suministran los productos de conversión de la fase de cracking pirolítico, comprende un desetanizador, un despropa-
 nizador y un desbutanizador, conectados en serie y que

- 380 funcionar a temperaturas en lo alto de unos 38° C, 49° C y 54° C respectivamente, con temperaturas de fondo aproximadamente de 93° C, 204° C y 163° C respectivamente, haciéndose funcionar la columna desetanizadora a una presión superatmosférica de unas 22 atmósferas,
- 385 empleándose una presión superatmosférica de unas 23.8 atmósferas en la columna despropanizadora, y haciéndose funcionar la columna desbutanizadora a una presión superatmosférica de unas 6,8 atmósferas. El chorro de cabeza del desetanizador, se compone predominantemente de gases con 2 átomos y menos de carbono por
- 390 molécula, y los fondos rehervidos de esta columna son suministrados al despropanizador, desde el cual una corriente de cabeza, compuesta esencialmente de fracciones de 3 átomos de carbono, es suministrada a la
- 395 fase polimerizadora no selectiva. Los fondos rehervidos desde el despropanizador son suministrados a la columna desbutanizadora y la corriente de cabeza de esta zona, que conecta esencialmente de fracciones de 4 átomos de carbono, es suministrada a la fase polimerizadora selectiva. Cantidades reguladas de los
- 400 fondos rehervidos del desbutanizador se enfrían y suministran al desetanizador, para servir en él de aceite absorbente y los restantes fondos desbutanizados se recuperan como un producto del procedimiento.
- 405 La corriente de cabeza del desbutanizador es sometida a condensación y el destilado resultante, que se compone esencialmente de iso-butenos y butenos normales y butanos en las proporciones relativas aproxi-

13 ABR. 1930

47830

410 madamente que figuran en el cuadro anterior, se re-
calienta en un serpentín térmico a una temperatura
de 163° C aproximadamente y a una presión superatmos-
férica de unas 47,6 atmósferas, y se pone en contacto
en la fase polimerizadora con un catalizador sólido
415 de ácido fosfórico precalcinado dispuesto en una plu-
ralidad de cámaras conectadas en serie. El equipo
separador, al cual se suministran los productos resul-
tantes, comprende una columna fraccionadora donde los
gases no convertidos y las fracciones de hidrocarburos
de 8 átomos de carbono se separan como la corriente va-
420 porosa de cabeza de fracciones de líquidos mas pesados,
las cuales son extraídas como fondos de la columna
fraccionadora, suministrándose la corriente vaporo-
sa de cabeza a una columna desbutanizadora que se ha-
ce funcionar a una presión superatmosférica de unas
425 6.8 atmósferas con una temperatura de fondo de unos
196° C y una temperatura en lo alto de unos 54° C.
En este desbutanizador, los gases no convertidos,
que se componen principalmente de butanos y butenos
normales, se separan como corriente de cabeza de sus
430 fracciones normalmente líquidas, que son esencialmen-
te iso-octenos. La corriente de cabeza del des-
butanizador es condensada y suministrada a la fase
polimerizadora no selectiva, y los iso-octenos son
suministrados a la fase hidrogenante.

435 La hidrogenación de los iso-octenos se rea-
liza en presencia de un catalizador de óxido de hi-
quel reducido como el arriba descrito, utilizando a-



10 CAB

47938

proximadamente 30 % de exceso de hidrógeno, calentándose los polímeros líquidos y el hidrógeno en un serpentín y poniéndose en contacto a la temperatura de unos 199° C con el catalizador, dispuesto en reactores refrigerados por fuera para mantener una temperatura virtualmente uniforme. La presión a la entrada de los reactores es de unas 13.6 atmósferas, y de unas 2.7 a la salida. Los productos resultantes se separan por fraccionamiento en productos líquidos, consistentes esencialmente en iso-octanos, y gases de alto contenido de hidrógeno que, en parte, son extraídos del sistema, y en parte vuelven a entrar en ciclo con hidrógeno fresco o gases que lo contengan desde una fuente exterior a la fase hidrogenante.

El condensado normalmente gaseoso, que se compone esencialmente de fracciones de 3 átomos de carbono recuperadas de los productos de la fase de cracking y fracciones de 4 átomos de carbono no polimerizadas recuperadas de los productos de la fase polimerizadora selectiva, tiene aproximadamente el siguiente análisis:

	<u>Fracciones</u>	<u>Mol %</u>
460	C ₂ y gases mas ligeros	1.0
	Propeno	16.3
	Propano	14.7
	Iso-butenos	0.7
	n-butenos	6,1
465	Butanos	<u>61.2</u>
	Total.....	100.0 %



14, 288

470 La mezcla se calienta en un serpentín y se pone en contacto, a la temperatura de unos 246° C. con un catalizador sólido de ácido fosfórico precalcinado dispuesto en una pluralidad de cámaras conectadas en serie que se hacen funcionar a una presión superatmosférica de unas 102 atmósferas.

475 El equipo separador, al cual se suministran los productos de la fase polimerizadora no selectiva, comprende un despropanizador que funciona a una presión superatmosférica de unas 20 atmósferas con una temperatura superior de unos 43° C y una temperatura inferior de unos 121° C, seguido por un desbutanizador al cual se suministran los fondos rehervidos del despropanizador. 480 La corriente gaseosa de cabeza del despropanizador se compone esencialmente de gases de C₃ no convertidos y mas ligeros que se extraen del sistema. Los fondos suministrados al desbutanizador se componen esencialmente de polímeros líquidos que hierven en el orden de la gasolina, y de butanos no convertidos. 485 El desbutanizador se hace funcionar a una presión superatmosférica de unas 6.8 atmósferas con temperatura superior de unos 59° C y temperatura inferior de unos 163° C. Se recupera gasolina polímera 490 como fondos del desbutanizador, y la corriente de cabeza de esta zona es suministrada con el mencionado material de carga a la fase de cracking.

495 La operación arriba descrita rinde por 28.316 metros cúbicos de material de carga suministrado al sistema, aproximadamente 25.362 litros de gasolina polímera, re-



147938

500 sultante de la fase polimerizadora no selectiva, con una presión de vapor de Reid de 0.306 atmósferas y un número de octano aproximadamente de 83. Unos 833 litros de gasolina polímera, mas pesada que el iso-octano, se recuperan de los productos de la fase polimerizadora selectiva y tienen un número de octano de 83 aproximadamente. Unos 9.615 litros de polímeros hidrogenados se recuperan del sistema hidrogenante. Este producto es rico en iso-octanos de la serie 2,2,4 tri-metil pentano, y tiene un número de octano de 97 aproximadamente. Los otros productos del procedimiento son aproximadamente 20.388 metros cúbicos de propano no convertido y gases mas ligeros y un pequeño tanto por ciento de productos líquidos formados en la fase de cracking.

505

510

Esta solicitud, que corresponde a la presentada en los Estados Unidos de América el 9 de febrero de 1939, bajo el número 255.407, se acoge a los beneficios del artículo 51 del vigente Estatuto de Propiedad Industrial.

515

-o- N O T A -o-

Los puntos de invención propia y nueva que se presentan para que sean objeto de esta Patente de Invención en España por VEINTE años, son los siguientes:

520

1º - Un procedimiento de convertir hidrocarburos normalmente gaseoso en un producto líquido de al-



24,938

to valor antidetonante, que comprende: convertir hidrocarburos normalmente gaseosos, compuestos esencialmente de parafinas con mas de 2 átomos de carbono por molécula, en una fase de conversión inicial y en condiciones reguladas, para producir de ellos altos rendimientos de olefinas normalmente gaseosas fácilmente polimerizables; separar una fracción compuesta esencialmente de butanos y butenos de los productos resultantes en una primera fase separadora; someter la mezcla de butanos y butenos así aislada a polimerización catalítica en condiciones reguladas para convertir selectivamente componentes olefínicos de la misma en polímeros normalmente líquidos que comprenden principalmente iso-octenos; separar estos últimos, en una segunda fase separadora diferente, de los componentes mas ligeros y mas pesados de los productos de dicho tratamiento de polimerización; hidrogenar catalíticamente dichos iso-octenos para producir iso-octanos en presencia de una cantidad de hidrógeno en exceso sobre la que se requiere teóricamente para la conversión catalítica de los iso-octenos en iso-octanos; separar dichos iso-octanos de otros componentes de los productos de dicho tratamiento de hidrogenación, y recuperar dichos iso-octanos como producto líquido de alto valor antidetonante.

2º - Un procedimiento según se reivindica en el punto 1º., en el cual las condiciones empleadas en la fase de polimerización catalítica se regulan para convertir virtualmente todos los iso-butenos de

1315R. 1340

la fracción normalmente gaseosa suministrada y para
dejar sin convertir una cantidad considerable de los
componentes de buteno normal, así como virtualmente
525 todos los butanos; dichos butanos y el buteno normal
no convertidos se separan en la segunda fase separado-
ra de otros productos de la fase polimerizadora y se
suministran a una segunda fase polimerizadora catalí-
tica separada, que funciona en condiciones regula-
530 das para convertir virtualmente todo el citado buteno
normal en rendimientos adicionales de polímeros nor-
malmente líquidos, que hierven dentro del orden de la
gasolina y son de buen valor antidetonante; dichos po-
límeros líquidos se separan de los productos más li-
535 geros y más pesados de la segunda fase polimerizado-
ra y se recuperan como un producto adicional del pro-
cedimiento, y los gases parafínicos no convertidos, que
comprenden butanos, se separan también de otros pro-
ductos de la segunda fase polimerizadora y se vuelven
540 a la fase de conversión inicial para su conversión
en la misma en cantidades adicionales de olefinas po-
limerizables.

3º - Un procedimiento según se reivindica
en el punto 1º., que comprende: craquear butanos en la
545 fase de conversión inicial, para producir de ellos al-
tos rendimientos de olefinas normalmente gaseosas con
3 y 4 átomos de carbono por molécula; separar virtual-
mente las fracciones de hidrocarburos de 3 y 4 átomos
de carbono resultantes en la primera fase separado-
550 ra, unas de otras, y de productos más ligeros y más



1938

585

4º - Un procedimiento para convertir hidrocarburos normalmente gaseosos.

Tal y como se ha descrito en la Memoria que antecede y con los fines que sehan especificado.

585

Esta Memoria consta de veintitres hojas escritas por una sola cara.

Madrid, 1938
P. A.