

386940



1970

386940

SECRETARIA DE ECONOMIA
COMISION NACIONAL DE PATENTES
CLASE 10
SUBCLASE 6

MEMORIA DESCRIPTIVA

correspondiente a la solicitud de concesión de una

PATENTE DE INVENCION

SOLICITANTE: TEXACO DEVELOPMENT CORPORATION

RESIDENCIA: 135 East 42nd Street, NEW YORK, N.Y.
10017, U.S.A.

ENUNCIADO: "MEJORAS INTRODUCIDAS EN UN PROCEDIMIENTO
PARA EL CRAQUEO CATALITICO DE UNA MUL-
TIPPLICIDAD DE GAS-OILS VIRGENES".

Prioridad: Patente estadounidense n.º 889.494 del 31.12.69

ML.

- 2 -
386940



U.S. 1970

1 Esta invención se refiere a un método mejorado para
el craqueo catalítico fluido de aceites hidrocarbonados. En
particular, la invención se refiere al craqueo catalítico
fluido de materiales de alimentación de petróleo. Más espe-
5 cialmente, se refiere a un método de funcionamiento de una
unidad de craqueo catalítico fluido (UCCF) con una multipli-
cidad de zonas de reacción alargadas, también descritas
aquí como elevadores, con objeto de obtener mayores rendi-
mientos de nafta a mayores índices de octano que los obteni-
10 dos anteriormente.

 En el proceso de craqueo catalítico fluido, los hi-
drocarburos son convertidos en condiciones tales que porcio-
nes sustanciales de una alimentación hidrocarbonada son
transformadas en productos deseables, como gasolina, gas de
15 petróleo licuado, materiales de alimentación de alquilación
y materiales de mezcla destilados centrales, con la simul-
tánea formación de subproductos de carácter indeseable, por
ejemplo gas y cok. Cuando se produce un depósito de cok en
cantidades sustanciales, se produce una reducción de la ac-
20 tividad del catalizador y especialmente de la selectividad
del catalizador, deteriorando con ello la conversión de los
hidrocarburos, reduciendo la producción de gasolina y si-
multáneamente aumentando la producción de productos menos
deseados. Para superar esta desactivación del catalizador
por la deposición de cok, el catalizador es normalmente
25 sacado de la zona de reacción y pasado a una zona de sepa-
ración en la que los hidrocarburos arrastrados y adsorbidos
son inicialmente desplazados del catalizador mediante un
medio separador como vapor de agua. El vapor de agua y los
30 hidrocarburos son eliminados y el catalizador tratado se

386940



1 pasa a una zona de regeneración donde se pone en contacto
con un gas conteniendo oxígeno para efectuar la combustión
de una parte por lo menos del cok y la regeneración del ca-
talizador. A continuación, el catalizador regenerado es in-
5 troducido de nuevo en la zona de reacción y allí se pone en
contacto con hidrocarburos adicionales.

Recientemente se han introducido mejoras significati-
vas en el proceso de craqueo catalítico. La introducción de
catalizadores zeolíticos de craqueo ha dado lugar a una ma-
10 yor producción y a una mejor calidad del producto obte-
nido en las unidades de craqueo catalítico existentes.
Además, se ha puesto a punto un aparato de craqueo catalí-
tico mejorado, específicamente para uso con estos cataliza-
dores mejorados que ha perfeccionado todavía más el proceso
15 global. Por ejemplo, las patentes estadounidenses números
3.433.733 y 3.448.037 están dirigidas al craqueo catalíti-
co fluido de hidrocarburos del petróleo con catalizadores
zeolíticos de craqueo y describen los parámetros y las téc-
nicas de operación especialmente dirigidas a estos nuevos
20 catalizadores, así como un aparato de craqueo catalítico
fluido diseñado para aprovechar las deseables característi-
cas de los catalizadores zeolíticos. Más especialmente,
el aparato incorpora el concepto de "craqueo en elevador",
en el que los materiales de alimentación de gas-oil y los
materiales de reciclaje son individualmente craqueados en
25 zonas de reacción alargadas independientes o elevadores,
que terminan en una cámara de reacción cónica que contiene
una fase densa y una fase diluida de catalizador, en la
que tiene lugar un nuevo craqueo en la fase densa fluidifi-
cada. Con el craqueo con elevador, es posible seleccionar
30

386940



1970

1 unas condiciones de operación específicamente adecuadas a
la alimentación, al gas-oil o al material de reciclo par-
ticulares que están siendo introducidos en cada elevador.
Además, el aparato de craqueo incorpora una sección de se-
5 paración debajo del lecho fluidificado denso en el que los
hidrocarburos arrastrados y adsorbidos son desplazados del
catalizador mediante vapor de agua antes de que el catali-
zador pase a la vasija del regenerador. Como en el caso del
equipo catalítico fluido convencional, el catalizador se
10 pone en contacto en el regenerador con un gas conteniendo
oxígeno, para efectuar la combustión de una parte por lo
menos del cok depositado. El catalizador regenerado es in-
troducido de nuevo en la parte inferior de las zonas de reac-
ción alargadas o elevadores en el punto en el que se intro-
15 ducen los materiales de alimentación. Mediante el uso de
elevadores múltiples, es posible hacer funcionar los ele-
vadores individuales en condiciones que proporcionan la
recuperación máxima de los productos deseados con una for-
mación mínima de materiales indeseados, a los máximos ren-
20 dimientos posibles. Habitualmente, los materiales más re-
fractarios, como los gas-oils de reciclo, serán pasados
por el elevador que opera a una temperatura superior a la
del elevador que está procesando el gas-oil fresco. El
efecto global, naturalmente, es conseguir un funcionamiento
25 óptimo de la unidad de craqueo catalítico fluido y del ca-
talizador zeolítico de craqueo.

30 Aunque las patentes de la técnica anterior han des-
crito el aparato y los procedimientos de operación que
aprovechan las propiedades únicas del catalizador zeolíti-
co de craqueo, son muy interesantes cualesquiera otras me-



1 joras de operación que perfeccionen todavía más el compor-
tamiento del aparato o la calidad y/o la cantidad de los
productos.

COMPENDIO DE LA INVENCION

5 En términos amplios, nuestra invención se dirige a
un método mejorado de operación de una unidad de craqueo
catalítico fluído, en el que sustancialmente la totalidad
o la mayor parte del craqueo tiene lugar en una multipli-
10 cidad de zonas de reacción alargadas o elevadores. Se ob-
tienen mayores rendimientos de nafta a índices de octano
más altos introduciendo un gas-oil con un intervalo de ebu-
llición bajo por lo menos en un elevador e introduciendo un
gas-oil con un intervalo de ebullición más alto en un se-
15 gundo elevador por lo menos. Las condiciones de operación
en los elevadores están seleccionadas para conseguir una
conversión del gas-oil de intervalo de ebullición más alto
del orden del 0-30 % en volumen menor que la del gas-oil
de intervalo de ebullición más bajo. En una configuración
preferida, se emplea una UCCF con dos elevadores.

BREVE DESCRIPCION DE LA FIGURA

20 La presente invención será comprendida más fácilmen-
te refiriéndose al dibujo que acompaña a esta memoria, la
Figura 1, que ilustra un aparato mediante el cual puede po-
nerse en práctica el procedimiento de la presente inven-
25 ción.

DESCRIPCION DE LAS REALIZACIONES PREFERIDAS

30 En general, hemos encontrado que pueden obtenerse
mejoras significativas en la operación de una unidad de cra-
queo catalítico fluído que emplea una multiplicidad de zo-
nas de reacción alargadas, introduciendo un gas-oil con un

386940



1970

1 intervalo de ebullición bajo en una por lo menos de las
zonas de reacción alargadas e introduciendo un gas-oil con
un intervalo de ebullición más alto en por lo menos otra
zona de reacción alargada. Por comodidad, estos gas-oils
5 también serán denominados aquí gas-oil ligero y gas-oil
pesado, gas-oil más ligero y gas-oil más pesado o gas-oil
de intervalo de ebullición más bajo y gas-oil de intervalo
de ebullición más alto, respectivamente. Las condiciones
de operación dentro de las diversas zonas de reacción alar-
10 gadas son establecidas para permitir que la conversión del
gas-oil pesado sea inferior en un 0-30 % en volumen a la
del gas-oil ligero. Operando de esta forma, es posible ob-
tener mayores rendimientos de gasolina de mayor octano que
los obtenidos hasta ahora por los métodos convencionales
15 de operación en un equipo similar.

Nuestro invento se refiere a la mejora de un proce-
dimiento para el craqueo catalítico de una multiplicidad
de gas-oils con un catalizador zeolítico de craqueo en una
unidad de craqueo catalítico fluido que comprende un reac-
20 tor, un regenerador y una multiplicidad de zonas de reac-
ción alargadas, en cuyo procedimiento el reactor contiene
una fase densa y una fase diluída de dicho catalizador y
las citadas zonas de reacción alargadas terminan en dicho
reactor y en el que las mezclas del gas-oil y del catali-
zador citados se hacen pasar a través de dichas zonas de
25 reacción alargadas en condiciones de craqueo catalítico
hasta dicho reactor, cuya mejora consiste en:

(a) hacer pasar por lo menos a través de una zona
de reacción alargada un gas-oil con un intervalo de ebu-
llición más alto que el gas-oil que atraviesa por lo me-
30

386940



D.C. 1970

1

nos otra zona de reacción alargada y

5

(b) descargar el efluente de dichas zonas de reacción alargadas en una fase de catalizador contenida en el citado reactor, estando constituido dicho efluente por la mezcla de reacción vaporizada y el catalizador, siendo la conversión del gas-oil de intervalo de ebullición más alto inferior en un 0-30 % en volumen a la conversión del gas-oil de intervalo de ebullición más bajo.

10

Además, en la realización más sencilla de esta invención, se emplea una UCCF con dos elevadores, en la que las condiciones de operación en los elevadores comprenden una temperatura de 800-1150°F (427-621°C), una conversión del 30-80 % en volumen y unas velocidades espaciales en el elevador de gas-oil ligero y en el elevador de gas-oil pesado de 10-100 peso/hora/peso y 50-200 peso/hora/peso, respectivamente.

15

20

En este procedimiento se puede emplear el craqueo en elevador y el craqueo en fase densa fluidificada de los diversos gas-oils, conduciendo a una variedad de realizaciones opcionales. Aunque las posibilidades pueden resultar evidentes para los expertos en la técnica, describiremos diversas variaciones brevemente, en un procedimiento que emplea una UCCF de dos elevadores.

25

En una realización, el craqueo del gas-oil ligero y del gas-oil pesado es limitado a los elevadores descargando el efluente de ambos elevadores en la fase diluida del catalizador en la vasija del reactor. En este caso, la vasija del reactor es utilizada como espacio de separación, sin que prácticamente tenga lugar el craqueo en la misma.

30

En otra realización, el gas-oil ligero es sometido

386940



1970

1 a craqueo en el elevador y en fase densa, mientras que el
craqueo del gas-oil pesado es limitado a su elevador. El
efluente del elevador de gas-oil pesado es descargado en
la fase diluída del catalizador, el efluente del elevador
5 de gas-oil ligero es descargado en la fase densa del cata-
lizador y la mezcla de reacción vaporizada del elevador de
gas-oil ligero es pasada a través de la fase densa del ca-
talizador en condiciones de craqueo catalítico, efectuándo-
se una conversión adicional del 5-30 % en volumen, no pa-
sando del 80 % en volumen la conversión total por pasada
10 del gas-oil ligero. Ajustando las condiciones de operación,
la conversión en el elevador de gas-oil ligero puede ser
menor, igual o mayor que la ocurrida en el elevador de gas-
oil pesado.

15 En otra realización, el gas-oil ligero es sometido
solamente al craqueo en el elevador, mientras que el gas-
oil pesado es craqueado en el elevador y en la fase densa
de catalizador. El efluente del elevador de gas-oil ligero
es descargado directamente en la fase diluída del cataliza-
20 dor en la vasija del reactor, mientras que el efluente del
elevador de gas-oil pesado es descargado en la fase densa
del catalizador y pasado por esta fase densa en condiciones
de craqueo catalítico, efectuándose una conversión adicio-
nal del 5-30 % en volumen. La conversión por pasada del
25 gas-oil pesado no es superior al 80 % en volumen.

30 En otra realización, el gas-oil ligero y el gas-oil
pesado son sometidos a craqueo en elevador y craqueo en
lecho de fase densa, descargando el efluente de ambos ele-
vadores en la fase densa del catalizador y pasándolos a
través de la misma en condiciones de craqueo catalítico
para efectuar una conversión adicional del 5-30 %. En esta

386940



1970

1 realización, la conversión total de todos los gas-oils que atraviesan la unidad de craqueo catalítico no es superior al 80 % en volumen.

5 De acuerdo con esta invención, la alimentación fresca está constituida por materiales del tipo de gas-oil. Entre los materiales que pueden ser útilmente empleados en el procedimiento de nuestra invención se encuentran las fracciones de petróleo que hierven entre 430° y 1050°F aproximadamente (221-566°C), que comprenden gas-oil atmosférico pesado, gas-oils de vacío ligeros y pesados, gas-oil de viscosidad reducida, gas-oil desasfaltado, gas-oil descarbonizado, gas-oil hidrotreatado y gas-oil extraído con disolvente. Todos estos materiales de alimentación son materiales de petróleo cuyo procesado no ha incluido previamente el craqueo catalítico fluido y comúnmente son denominados gas-oils vírgenes.

10 En general, las alimentaciones de gas-oil empleadas en el procedimiento de nuestra invención tienen un intervalo de ebullición entre 430° y 1050°F (221-566°C). En general, preferimos emplear como gas-oil más ligero un gas-oil con un intervalo de ebullición del orden de 430° a 750°F (221-399°C), mientras que el gas-oil más pesado puede tener un intervalo de ebullición del orden de 600° a 1050°F (316-566°C). Las dos alimentaciones de gas-oil pueden ser obtenidas por fraccionamiento de gas-oil completo o petróleo crudo o pueden ser obtenidas de fuentes distintas. En este último caso, naturalmente, los intervalos de ebullición de ambas fracciones pueden superponerse o no. Sin embargo, se prefiere fraccionar el gas-oil completo para obtener los máximos beneficios del procedimiento de nuestra invención. En ese caso, preferimos que el gas-oil



386940 40-DIC-1970

1 más ligero tenga un intervalo de ebullición del orden de
430° a 750°F (221-399°C) y el gas-oil más pesado un inter-
2 valo de ebullición del orden de 700 a 1050°F (371-566°C).
Los intervalos de ebullición operables significan que en-
5 tre el 20 y el 80 % en volumen, y preferiblemente entre el
40-y el 60 % en volumen, del gas-oil está constituido por
la porción de gas-oil más ligero.

Aunque se anticipa que la alimentación de gas-oil
a la unidad de craqueo catalítico será fraccionada inicial-
10 mente en una fracción ligera y una fracción pesada, nues-
tro procedimiento puede ser puesto en práctica simplemente
empleando un gas-oil ligero y un gas-oil pesado, con dife-
rencias en el punto de ebullición o con superposición en-
tre el punto de ebullición final del gas-oil más ligero y
15 el punto de ebullición inicial del gas-oil más pesado. Cuan-
do la carga total de gas-oil a la unidad de craqueo cata-
lítico fluído ha de ser fraccionada para preparar los dos
materiales de carga, pueden emplearse varias técnicas de
fraccionamiento. Cuando el gas-oil es suministrado directa-
20 mente desde el fraccionador de crudos, es posible dividir
la alimentación el fraccionador de crudos para producir el
gas-oil ligero y el gas-oil pesado que pueden pasar direc-
tamente a la unidad de craqueo catalítico fluído. Cuando
las corrientes de alimentación son combinadas antes de car-
25 garlas en la unidad de craqueo catalítico fluído, puede em-
plearse un fraccionador previo para dividir la carga en
constituyentes de punto de ebullición más bajo y más alto,
cargando después estas fracciones en sus respectivos eleva-
dores. En un diseño a nivel del suelo, puede ser posible
30 proyectar el fraccionador para que manipule no solamente el



1 efluente de reacción vaporizado de la UCCF sino también
para fraccionar la carga a la unidad de craqueo catalíti-
co en las fracciones de gas-oil ligero y gas-oil pesado.
De esta forma, los productos gaseosos procedentes del reac-
5 tor pueden ser combinados con la alimentación fresca a la
unidad de craqueo catalítico e introducidos en el fracciona-
dor en el que la porción superior del mismo sería em-
pleada para separar las colas ligeras, gasolina y destila-
dos centrales mientras que la porción inferior del fraccio-
10 nador produciría las fracciones de gas-oil de intervalo
de ebullición más bajo y más alto para su carga posterior
en los elevadores de la unidad de craqueo catalítico fluí-
do.

15 El catalizador empleado en la presente invención
comprende un aluminosilicato cristalino de poro grande, ha-
bitualmente denominado zeolita y un óxido metálico activo,
por ejemplo gel de sílice-alúmina o arcilla. Las zeolitas
empleadas como catalizadores de craqueo en esta invención
poseen estructuras tridimensionales rígidas ordenadas, con
20 diámetros de poro uniformes comprendidos aproximadamente
entre 5 y 15 Å. Los catalizadores zeolíticos cristalinos
empleados aquí están constituidos aproximadamente por 1 a
25 % en peso de zeolita, alrededor de 10 a 50 % en peso de
alúmina y el resto de sílice. Entre las zeolitas preferi-
das están las conocidas por zeolita X y zeolita Y, en las
25 que por lo menos una porción sustancial de los iones de
metales alcalinos originales ha sido sustituida por catio-
nes tales como hidrógeno y/o un metal o una combinación de
metales como bario, calcio, magnesio, manganeso o metales
de las tierras raras, por ejemplo cerio, lantano, neodimio,
30

386940



1 praseodimio, samario e itrio.

De acuerdo con esta invención, el gas-oil ligero y el gas-oil pesado son introducidos en las zonas de reacción alargadas que son operadas para efectuar una conversión inferior de la corriente de gas-oil más pesado. En su forma más sencilla, se emplea una UCCF de dos elevadores. Las condiciones de operación para el elevador de gas-oil ligero y el elevador de gas-oil pesado comprenden una temperatura de operación de 800-1150°F (427-621°C), preferiblemente de 840-1000°F (449-538°C) y una conversión por pasada del 30-80 %, preferiblemente del 40-75 %. Otras condiciones de operación dentro de los elevadores comprenden un tiempo de permanencia de 2-20 segundos, preferiblemente de 3-10 segundos, y una velocidad del vapor de 15-50 pies/segundo (4,6-15,2 m/segundo), preferiblemente de 20-40 pies/segundo (6,1-12,2 m/seg). La velocidad espacial en el elevador de gas-oil ligero es 10-100 peso/hora/peso, preferiblemente 40-90 peso/hora/peso, y la velocidad espacial en el elevador de gas-oil pesado es 5-200 peso/hora/peso, preferiblemente 75-150 peso/hora/peso. La conversión por pasada del gas-oil pesado es inferior en un 0-30 % a la conversión del gas-oil ligero, siendo la conversión global del gas-oil ligero no superior al 80 % en volumen.

Cuando la realización empleada incluye un craqueo adicional de cualquiera de los efluentes en la fase densa del catalizador en el reactor, las condiciones de operación dentro de la fase densa comprenden una temperatura de 800-1150°F (427-621°C), una velocidad del vapor de 0,5-4 pies/seg. (0,15-1,2 m/seg.), preferiblemente de 1,3-2,2 pies/seg (0,39-0,67 m/seg.) y una velocidad espacial de 1-40 peso/hora/peso, preferiblemente de 3-25 peso/hora/peso. Los



CIC. 1970

386940

1 productos de reacción vaporizados procedentes de un elevador que atraviesan la fase densa del catalizador consiguen una conversión adicional del 5-30 % en volumen.

5 Operando dentro de los parámetros de nuestra invención, es posible obtener mayores rendimientos de nafta a índices de octano más altos que los obtenidos mediante otras técnicas de operación.

10 Puede no ser posible emplear el procedimiento de nuestra invención con todas las unidades de craqueo catalítico de elevadores múltiples. El experto en la técnica observará que puede ser necesario estudiar con detalle la configuración de la unidad en consideración con objeto de determinar si pueden emplearse modificaciones o variaciones en las técnicas de operación para utilizar el procedimiento de esta invención. Direccionalmente, la conversión del gas-oil ligero es mayor que la del gas-oil pesado y para este fin, la alimentación más ligera debe atravesar un elevador más largo que el gas-oil pesado. Asimismo, la velocidad lineal del gas-oil ligero debe mantenerse en un bajo nivel con objeto de conseguir un tiempo de contacto mayor dentro del elevador y, por lo tanto, una mayor conversión. El empleo de esta invención en el equipo existente puede requerir el cuidadoso estudio y ajuste de las condiciones de operación y, en algunos casos, incluso ciertas modificaciones del equipo.

25 Se prefiere que la unidad de craqueo catalítico esté proyectada específicamente para operar bajo las condiciones de la realización particular seleccionada de esta invención.

30 La invención puede ser comprendida mediante la sí-



1 guiente descripción detallada tomada en combinación con la
Figura 1, que ilustra un aparato mediante el cual puede
practicarse una de las realizaciones de la presente invención. Describiendo nuestra invención en función de este
5 aparato no pretendemos restringirla sino que pueden introducirse modificaciones en el aparato ilustrado dentro del
alcance de las reivindicaciones sin apartarse del espíritu de las mismas.

Refiriéndonos a la Figura 1, el gas-oil pesado fresco es introducido a través del conducto 10 en el elevador
10 14 y el gas-oil ligero fresco es introducido a través del conducto 22 en el elevador 24. Esta alimentación fresca puede ser obtenida de una variedad de orígenes, no mostrados. Por ejemplo, el gas-oil ligero y el gas-oil pesado pueden ser obtenidos por fraccionamiento de una alimentación de gas-oil combinada o de un petróleo crudo. Además, estas dos alimentaciones pueden ser obtenidas de fuentes completamente independientes, siempre que una sea un gas-oil más ligero que la otra. El gas-oil pesado en el conducto
15 10, con un intervalo de ebullición entre 550 y 1050°F (288-566°C), se pone en contacto con un catalizador de zeolita tamiz molecular, en equilibrio, caliente y regenerado, procedente del conducto vertical 12; el catalizador se encuentra a una temperatura de 1150°F (621°C) aproximadamente. La suspensión resultante de catalizador en vapor de
20 gas-oil, a una temperatura de 920°F aproximadamente (493°C), asciende por el elevador 14 a una velocidad del vapor del orden de 30 pies/seg. (9,1 m/seg.), con un tiempo de permanencia medio de unos 8 segundos y descarga en la fase diluida de catalizador en el reactor 16. El elevador 14, de
25 30



386940

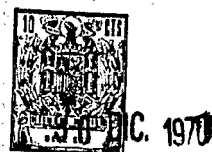
DEC. 31, 1970

1 nominado elevador de gas-oil pesado, termina en una salida
dirigida hacia abajo con un borde dentado 18, cuyo objeto
es proporcionar un paso suave de los vapores hidrocarbona-
dos desde el conducto 14 a la fase diluida del reactor 16,
5 especialmente cuando el nivel 20 de la fase densa que se
encuentra debajo del borde dentado 18 fluctúa más próximo
a la salida del elevador 14 definida por el borde dentado
18. Las condiciones que prevalecen en el elevador de gas-
oil pesado 14 mantienen una conversión inferior en un 5 a
10 30 % a la conversión en el elevador de gas-oil ligero.

El gas-oil ligero, con un intervalo de ebullición
entre 430 y 750°F (221-399°C), atraviesa el conducto 22
hasta el elevador 24 de gas-oil ligero, donde se pone en
contacto con el catalizador de zeolita caliente descrito
15 anteriormente, procedente del conducto vertical 26. La mez-
cla resultante de catalizador y vapor, a una temperatura de
920°F aproximadamente (493°C), asciende por el elevador 24
de gas-oil ligero a una velocidad media del orden de 30
pies/seg. (9,1 m/seg.), con un tiempo de permanencia medio
20 de unos 6 segundos. Las restantes condiciones en el eleva-
dor de gas-oil ligero son ajustadas para mantener la con-
versión entre un 5 y un 30 % por encima de la obtenida en
el elevador 14.

El efluente del elevador 24 de gas-oil ligero des-
25 carga en la porción inferior de la fase densa del catali-
zador en el reactor 16 y asciende a través de esta fase
densa de catalizador de craqueo dentro del reactor 16,
efectuándose una nueva conversión del 10 % del gas-oil.
Otras condiciones en la fase densa del reactor 16 compren-
den una temperatura de 920°F (493°C) y una velocidad espa-
30

386940



1 cial horaria ponderal de 6 peso/hora/peso. Los craqueos
combinados en el elevador de gas-oil pesado, en el eleva-
dor de gas-oil ligero y en lecho del reactor proporcionan
5 una conversión global del 57 % en volumen, cuya conversión
se define como 100 menos el porcentaje en volumen de pro-
ductos que hierven por encima de 430°F (221°C). Las velo-
cidades del vapor en el reactor son de 1,5 pies/seg (0,46
m/seg) en el punto en el que el elevador de gas-oil lige-
ro descarga en la fase densa, 1,2 pies/seg (0,36 m/seg)
10 en el punto de separación del vapor de la fase densa al
nivel 20, 2,5 pies/seg (0,76 m/seg) en el punto en el que
el elevador de gas-oil pesado descarga en la fase diluída
y 2 pies/seg (0,61 m/seg) en la porción superior de las
entradas al ciclón.

15 Los productos craqueados se desprenden del catali-
zador en la fase diluída situada por encima del nivel 20
de la fase densa. Los vapores, junto con el catalizador
arrastrado, atraviesan el ciclón 28 donde el catalizador
es separado y devuelto al lecho a través de la rama de in-
mersión 30. Los gases efluentes pasan del ciclón 28 por el
20 conducto 32 hasta la cámara presurizada 34 donde los gases
procedentes de otros ciclones adicionales, no mostrados,
son recogidos y descargados del reactor a través del con-
ducto 36. El conducto de vapor 36 transporta los productos
25 craqueados a las instalaciones de recuperación de produc-
to, no mostradas, donde los productos son recuperados y se-
parados en los productos deseados mediante las instalacio-
nes de compresión, absorción y/o destilación conocidas en
la técnica.

30 A través del conducto 38 se hace pasar vapor de



386940

1 agua hasta el anillo de vapor de agua 40 y se descarga en
la porción inferior de reacción 16 en un punto situado de-
bajo de la salida del elevador 24 de gas-oil ligero. El
catalizador en fase densa contenido en la porción infe-
5 rior de reacción 16 es limpiado por el vapor de agua pro-
cedente del anillo 40 y desciende por los conductos verti-
cales 42 y 44 y las válvulas deslizantes 46 y 48 hasta la
zona de separación 50. La zona de separación 50 está pro-
vista de tabiques 52 unidos al elevador 24 y tabiques 54
10 unidos a la pared del separador 50. El vapor de agua es
descargado a través del conducto 56 y del anillo de vapor
58 en la porción inferior de la zona de separación 50 bajo
los tabiques 52 y a través del conducto 60 y del anillo de
vapor 62 bajo los tabiques 54. El vapor de agua que ascien-
15 de a través del separador desplaza y elimina los vapores
hidrocarbonados adsorbidos y arrastrados que ascienden por
el conducto 63 de ventilación del separador, descargando
en la fase diluída del reactor 16 donde son recuperados
junto con los productos craqueados como se ha descrito an-
20 teriormente.

El catalizador tratado se extrae de la parte infe-
rior de la zona de separación 50 a través del conducto ver-
tical 64 de catalizador agotado, a una velocidad controlada
por la válvula deslizante 66 y se descarga a través del
25 conducto vertical 68 en el regenerador 70. El catalizador
consumido se pone en contacto en el regenerador 70 con
aire introducido por el conducto 72 y por el anillo de aire
74. El catalizador sometido a regeneración forma una fase
densa en el regenerador, con un nivel superior 76. El car-
bón depositado sobre la superficie del catalizador es que-
30

386940



1970

1 mado y el gas de combustión resultante asciende por el re-
generador 70 y entra en el ciclón 78 donde el catalizador
arrastrado es separado y devuelto al lecho denso del regene-
rator a través de la rama de inmersión 80. Los gases de com-
5 bustión efluentes del ciclón 78 atraviesan el conducto 82
hasta la cámara presurizada 84 y salen por el conducto 86
de gases de combustión hasta las instalaciones de ventila-
ción, no mostradas, que pueden incluir unos medios para re-
cuperar el calor y la energía de los gases de combustión,
10 como es sabido en la técnica. El catalizador regenerado se
extrae de la parte inferior del regenerador 70 a través de
los conductos 88 y 90, a velocidades controladas por las
válvulas deslizantes 92 y 94, para suministrar el cataliza-
dor regenerado caliente a los conductos verticales 12 y 26,
15 como se ha descrito.

En lo que sigue, se ilustra la práctica de nuestra
invención en una serie de operaciones de una unidad de cra-
queo catalítico continuo en lecho fluidificado. Por razones
de sencillez, en ninguna de las operaciones se emplea re-
20 ciclo. El craqueo se limita a los elevadores y no se em-
plea craqueo en fase densa.

En los dos casos de este ejemplo, el procedimiento
de nuestra invención es ilustrado con una unidad de craqueo
catalítico fluido que emplea el concepto de dos elevadores
y es comparado con una unidad de craqueo catalítico fluido
25 convencional con un solo elevador, que procesa gas-oil com-
pleto. En el Caso A, las unidades de elevador único y de
elevador doble funcionan aproximadamente con la misma con-
versión global, mientras que el gas-oil pesado en la ope-
ración con elevador doble es craqueado hasta un porcentaje
30 de conversión menor que el del gas-oil ligero. En el Caso B,

386940



30 de C. 1970

1 la unidad de elevador único y la unidad de elevador doble
 funcionan hasta el mismo grado de conversión y, además, el
 gas-oil ligero y el gas-oil pesado son craqueados a la mis-
 ma conversión en la unidad de elevador doble.

5 La Tabla I dada a continuación contiene las pro-
 piedades del gas-oil completo empleado en las operaciones
 en el elevador único y del gas-oil ligero y del gas-oil
 pesado utilizados en las operaciones en elevador doble, que
 han sido obtenidos por fraccionamiento de este gas-oil com-
 10 pleto.

TABLA I

Propiedades del material de alimentación

	<u>Gas-oil completo</u>	<u>Gas-oil ligero</u>	<u>Gas-oil pesado</u>
Peso específico, °API	30,9	34,7	27,3
15 Destilación a vacío de 10 mm, °F (°C) *			
PEI	403(206)	423(217)	579(304)
10	510(265)	489(254)	630(332)
30	577(303)	531(277)	662(350)
20 50	632(333)	560(293)	695(368)
90	767(408)	646(341)	803(428)
PF	840(449)	690(366)	850(454)
% en volumen de gas-oil completo	-	50	50

25 * Temperaturas equivalentes a la presión atmosférica.

Las condiciones de operación pertinentes, la con-
 versión y los rendimientos obtenidos, junto con los índices
 de octano de la nafta para los diversos casos y operaciones,
 se encuentran en la siguiente Tabla II. Los casos en el ele-
 vador doble son realizaciones de la presente invención.
 30

386940

TABLA II

Caso A

	Elevador único	Elevador doble	Δ Rendimiento (doble-único)
5. Temperatura en el elevador, °F (°C)			
Elevador 1	920(493)	920(493)	
Elevador 2		920(493)	
Conversión, % en volumen			
Elevador 1, gas-oil ligero		61	
Elevador 2, gas-oil pesado		52	
Alimentación completa	58		
Conversión global	58	56,5	
Rendimientos, % en peso			
Cok	5,0	4,8	-0,2
Gas seco	4,4	3,5	-0,9
Butanos	9,8	8,4	-1,4
Nafta DB (1)	37,4	38,0	+0,6
Gas-cil	43,4	45,3	+1,9
15 Octanos de la nafta DB (IOI con 3 cc PTE) (2)	97,7	98,1	+0,4

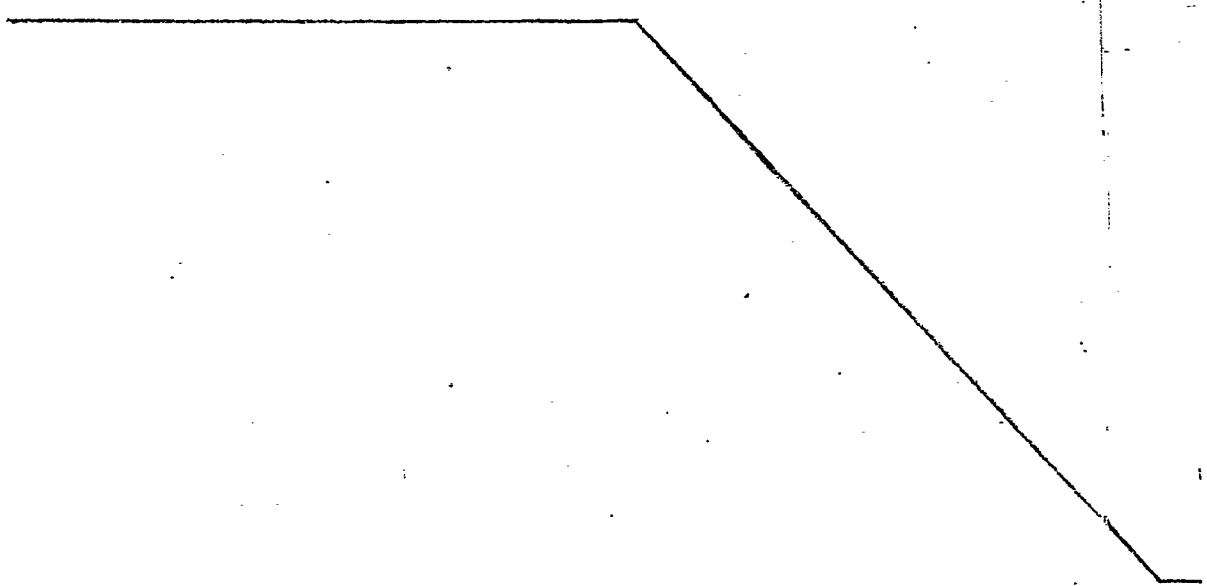
(1) Nafta desbutanizada

(2) Índice de octano de investigación de nafta conteniendo 3 cc de plomo

20

25

30



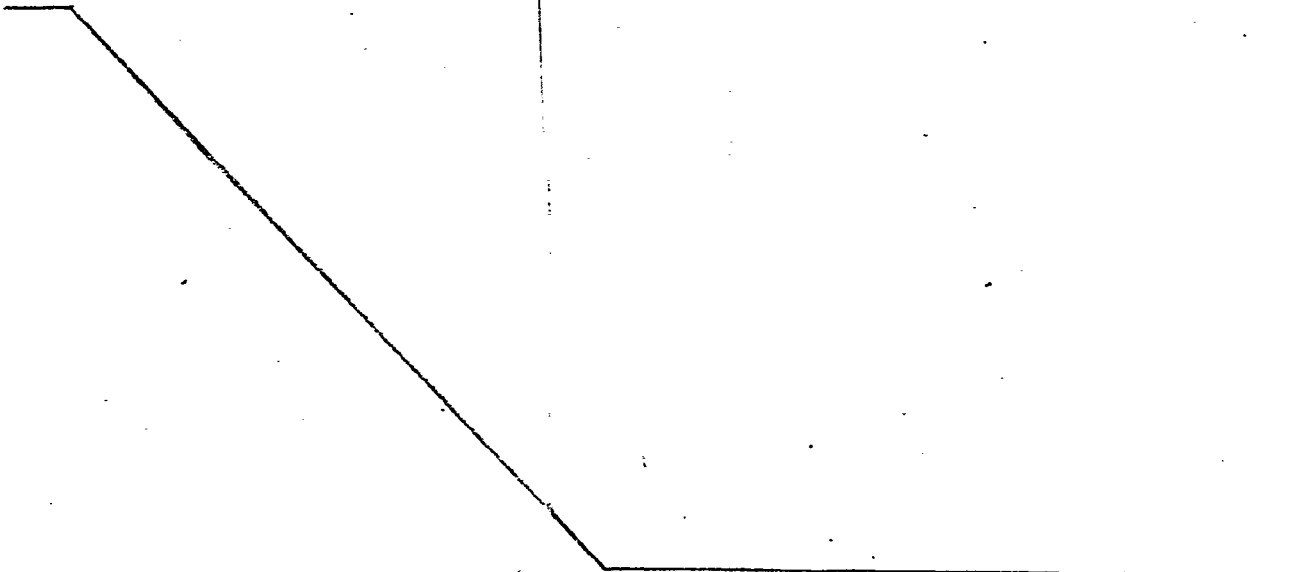
36940

30 Dic. 1971 386940

TABLA II

Caso A			Caso B		
<u>Elevador único</u>	<u>Elevador doble</u>	<u>ΔRendimiento (doble-único)</u>	<u>Elevador único</u>	<u>Elevador doble</u>	<u>Δrendimiento (doble-único)</u>
920(493)	920(493) 920(493)		920(493)	920(493) 920(493)	
	61			66	
	52			66	
58			66		
58	56,5		66	66	
5,0	4,8	-0,	5,9	5,1	-0,8
4,4	3,5	-0,	5,7	5,8	+0,1
9,8	8,4	-1,	10,8	10,3	-0,5
37,4	38,0	+0,	42,4	44,2	+1,8
43,4	45,3	+1,	35,2	34,6	-0,6
97,7	98,1	+0,	99,0	99,7	+0,7

ión de nafta conteniendo 3 cc de plomo tetraetilo por galón (3,78 litros).



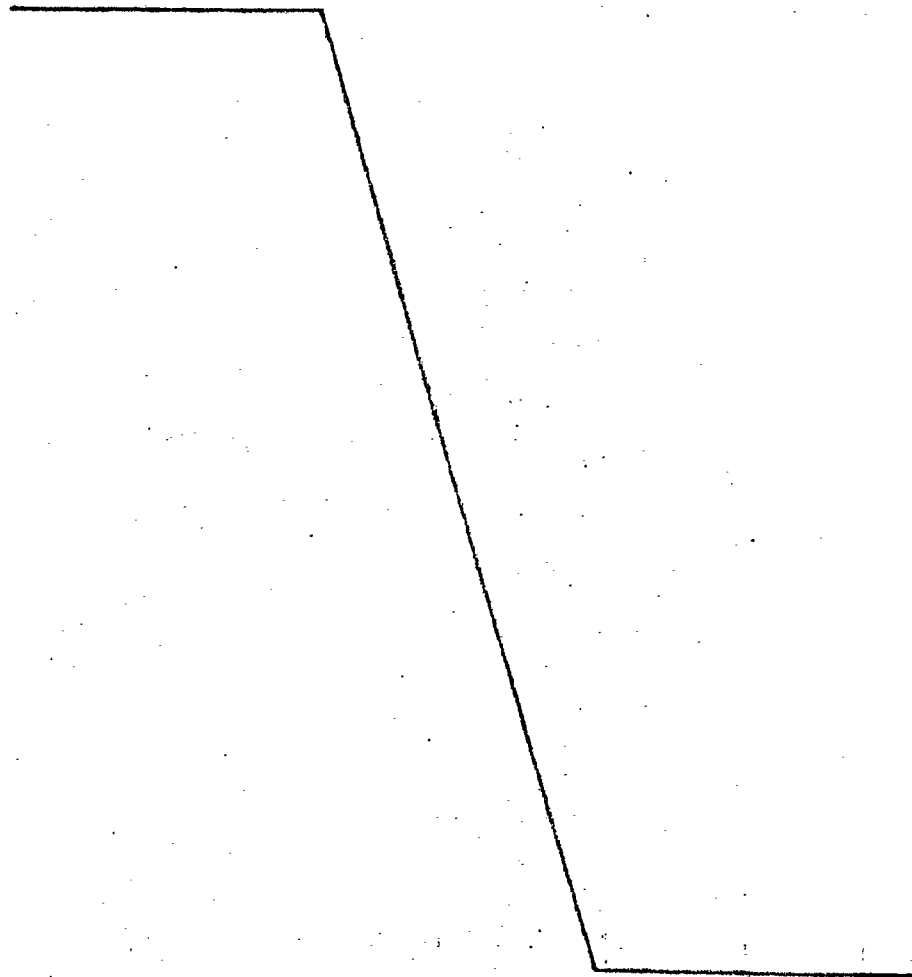


386940

1
5
10
15
20
25
30

En el estudio de la Tabla II puede observarse que se obtienen mayores rendimientos de nafta de índices de octano más altos en cada uno de los casos en elevador doble, demostrando la conveniencia de introducir en los dos elevadores fracciones de gas-oil con diferente intervalo de ebullición. Además, los rendimientos de cok y gas seco, que son los subproductos indeseables del craqueo catalítico, son reducidos sustancialmente en cada una de las operaciones en elevador doble, demostrando también las ventajas de nuestra invención.

En resumen, la Patente de Invención que se solicita deberá recaer sobre las siguientes:



386940



1970

1

REIVINDICACIONES

5

10

1. Mejoras introducidas en un procedimiento para el craqueo catalítico de una multiplicidad de gas-oils vírgenes con un catalizador zeolítico de craqueo en una unidad de craqueo catalítico fluido, que comprende un reactor, un regenerador y una multiplicidad de zonas de reacción alargadas, en la cual el citado reactor contiene una fase densa y una fase diluída de dicho catalizador y las zonas de reacción alargadas mencionadas terminan en dicho reactor y en el que las mezclas de dichos gas-oils y catalizador se hacen pasar a través de dichas zonas de reacción alargadas en condiciones de craqueo catalítico hasta dicho reactor, caracterizadas dichas mejoras porque consisten en:

15

(a) hacer pasar a través de por lo menos una zona de reacción alargada un gas-oil vírgen con un intervalo de ebullición comprendido entre 500° y 1050°F (260 y 560°C),

20

(b) hacer pasar a través de por lo menos otra zona de reacción alargada un gas-oil vírgen con un intervalo de ebullición comprendido entre 430° y 750°F (221° y 399°C), teniendo el citado gas-oil de la etapa (a) un intervalo de ebullición superior al del gas-oil de la etapa (b) y

25

(c) descargar el efluente de dichas zonas de reacción alargadas en una fase de catalizador contenida en el citado reactor, estando constituido dicho efluente por una mezcla de reacción vaporizada y el catalizador, siendo la conversión del gas-oil de intervalo de ebullición más alto inferior en un 0-30% en volumen a la del gas-oil de intervalo de ebullición más bajo.

30

2. Mejoras según la Reivindicación 1, donde el gas-oil con el intervalo de ebullición más alto atraviesa una

386940



1

primera zona de reacción alargada y el gas-oil con el intervalo de ebullición más bajo atraviesa una segunda zona de reacción alargada, siendo las condiciones de operación en la primera zona de reacción alargada una temperatura de 800-1150°F (427-621°C), una velocidad espacial horaria ponderal de 50-200 peso/hora/peso y una conversión del 30 al 80% en volumen y siendo las condiciones de operación en la segunda zona de reacción alargada una temperatura de 800-1150°F (427-621°C), una velocidad espacial horaria ponderal de 10-100 peso/hora/peso y una conversión del 30 al 80% en volumen.

5

10

15

3. Mejoras según las Reivindicaciones 1 ó 2, en donde la conversión por pasada del gas-oil de intervalo de ebullición más alto es inferior en un 10 a 20% a la del gas-oil de intervalo de ebullición más bajo.

20

4. Mejoras según las Reivindicaciones 2 ó 3, en donde los efluentes de las zonas de reacción alargadas primera y segunda son descargados en una fase diluída de catalizador.

25

5. Mejoras según cualquiera de las precedentes reivindicaciones, en donde el efluente de la primera zona de reacción alargada es descargado en una fase diluída de catalizador, el efluente de la segunda zona de reacción alargada es descargado en una fase densa de catalizador y la citada mezcla de reacción vaporizada procedente de la segunda zona de reacción alargada atraviesa dicha fase densa de catalizador en condiciones de craqueo catalítico, efectuándose una conversión adicional por pasada de 5 a 30% en volumen, siendo la conversión por pasada del gas-oil de intervalo de ebullición más bajo no superior al 80% en volumen.

30

Handwritten signature or initials.

386940



1970

1

6. Mejoras según cualquiera de las Reivindicaciones 1 a 4, en donde el efluente de la segunda zona de reacción alargada es descargado en una fase diluída de catalizador, el efluente de la primera zona de reacción alargada es descargado en una fase densa de catalizador y la citada mezcla de reacción vaporizada procedente de dicha primera zona de reacción alargada atraviesa dicha fase densa en condiciones de craqueo catalítico, efectuándose una conversión adicional de 5 a 30% en volumen, siendo la conversión por pasada del gas-oil de intervalo de ebullición más alto no superior al 80% en volumen.

5

10

15

7. Mejoras según las Reivindicaciones 2 ó 3, en donde los efluentes de las zonas de reacción alargadas primera y segunda son descargados en una fase densa de catalizador y las mezclas de reacción vaporizadas procedentes de dichas zonas de reacción alargadas primera y segunda atraviesan dicha fase densa en condiciones de craqueo catalítico, efectuándose una conversión adicional de 5 a 30% en volumen, siendo la conversión global por pasada del gas-oil de intervalo de ebullición más bajo y del de intervalo de ebullición más alto no superior al 80% en volumen.

20

25

8. Mejoras según cualquiera de las precedentes reivindicaciones, en donde el gas-oil está seleccionado entre gas-oil atmosférico pesado, gas-oil de vacío ligero, gas-oil de vacío pesado, gas-oil de viscosidad reducida, gas-oil desasfaltado, gas-oil descarbonizado, gas-oil hidrotratado y gas-oil extraído con disolvente.

30

9. Mejoras según cualquiera de las precedentes reivindicaciones, en donde el intervalo de ebullición del gas-oil de intervalo de ebullición más bajo está comprendido -

[Handwritten signature]

386940



C. 1970

1 aproximadamente entre 430º y 750ºF (221º y 399ºC) y el intervalo de ebullición del gas-oil de intervalo de ebullición más alto está comprendido aproximadamente entre 700º y 1050ºF (371º y 566ºC).

5 10. Mejoras según cualquiera de las precedentes reivindicaciones, en donde el catalizador zeolítico de craqueo comprende aluminosilicato cristalino y sílice alúmina.

10 11. Se reivindica por último como objeto sobre el que ha de recaer la Patente de Invención que se solicita: "MEJORAS INTRODUCIDAS EN UN PROCEDIMIENTO PARA EL CRAQUEO CATALITICO DE UNA MULTIPLICIDAD DE GAS-OILS VIRGENES".

15 Todo conforme queda descrito y reivindicado en la presente Memoria descriptiva, que consta de veinticinco - páginas mecanografiadas y dibujos que se acompañan.

Madrid, 30 Diciembre 1.970

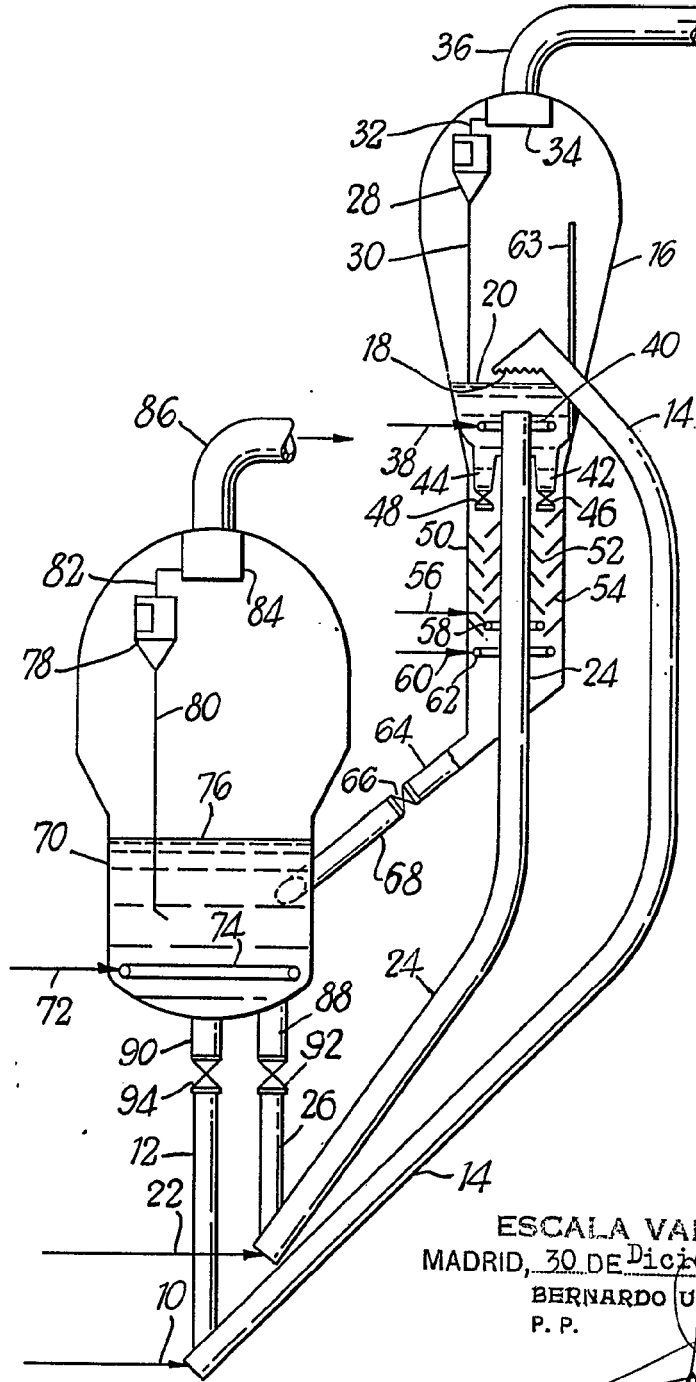
BERNARDO UNGRIA
P.P.

20

25

30

386940



ESCALA VARIABLE
 MADRID, 30 DE Diciembre DE 1970
 BERNARDO UNGRÍA
 P. P.