



31 00

NUMERO 342.678

342678

MEMORIA DESCRIPTIVA

correspondiente a la solicitud de una

PATENTE DE INVENCION

Solicitante: INSTITUT FRANCAIS DU PETROLE, DES
CARBURANTS ET LUBRIFIANTS.

Residencia: 1 & 4, Avenue de Bois-Préau, 92 RUELL-
MALMAISON (Hauts de Seine) FRANCIA.

Enunciado: PROCEDIMIENTO Y SU CORRESPONDIENTE APA-
RATO DE OXIDACION DE HIDROCARBUROS SA-
TURADOS".

Prioridad: de las solicitudes de patentes francesas
No. P.V. 68.651 del 7 de julio de 1906;
No. P.V.100.912 del 30 de marzo de 1967.

ES.

**POOR
QUALITY**



342678

1 Se sabe que la oxidación de hidrocarburos saturados,
lineales o cíclicos por el oxígeno o por el aire, en pre-
sencia de un ácido bórico, (por ejemplo el ácido orto-,
5 meta o piro-bórico), de anhídrido bórico o de ester bórico,
o de un compuesto equivalente del boro, suministra unos
esteres bóricos de alcoholes que corresponden a dichos hi-
drocarburos.

El oxígeno se utiliza usualmente en la concentración
de 1 a 25% en mezcla con un gas inerte, tal como el azoe.

10 Por ejemplo, la oxidación del ciclohexano suministra
en estas condiciones un borato de ciclohexilo.. Otros hi-
drocarburos oxidables son los que incluyen de 5 a 30 y
preferentemente de 5 a 8 átomos de carbono por molécula,
por ejemplo el hexano, el heptano, el hooctano, el hisoo-
15 tano, el decano, el ciclooctano, el ciclododecano, el
metilciclohexano y los dimetilciclohexano, orto-, meta o
para).

La temperatura de oxidación está incluida usualmen-
te entre 100 y 220° C, preferentemente entre 140 y 190° C,
20 estando elegida la presión de forma para que sea suficien-
te para mantener el hidrocarburo en fase líquida, por
ejemplo entre 1 y 40 atmósferas.

Por hidrolisis del producto de la reacción antes o
después de la separación del hidrocarburo no transforma-
25 do, se obtiene una fase orgánica que contiene el alcohol



342678

1 que se busca, por ejemplo el ciclohexanol, y una fase acuosa que contiene el ácido bórico.

5 Cuando se utiliza un compuesto del boro no soluble en todas sus proporciones dentro de la mezcla de reacción, por ejemplo el ácido metabórico, se encuentran ciertas dificultades: el compuesto del boro y de los productos de alquitran, tienden a depositarse y a acumularse sobre las paredes del aparato y en la proximidad del inyector de gas. Dichos depósitos perturban el funcionamiento normal del aparato y pueden incluso ser causa de una parada por atascamiento de los orificios de inyección de gas. Unos productos de alquitran se depositan en particular en la parte superior del aparato, por encima del nivel superior del líquido; además, se produce un arrastramiento continuo de las partículas de ácido metabórico por los gases residuales.

15 Los inconvenientes que han sido recordados aquí, no son exclusivos del procedimiento de oxidación del ciclohexano en presencia de ácido bórico; se encuentran a menudo cuando se ha de poner en contacto un líquido con un gas, en presencia de partículas sólidas que intervienen directamente en la reacción o que sirven tan solo para catalizarla.

20 El presente invento tiene por objeto remediar dichos inconvenientes, así como aumentar notablemente los rendi-

25



342678

- 1 mientos en alcoholes proponiendo varias mejoras al proce-
dimiento de oxidación de los hidrocarburos y varias modi-
ficaciones referentes a la estructura y a la utilización
de los aparatos de oxidación conocidos.
- 5 Dichas mejoras están ilustradas por las figuras ad-
juntas:
- La figura 1 es un corte en un plano vertical de un apa-
rato de oxidación según el invento,
 - La figura 2 es un corte parcial ampliado, en un plano
10 horizontal del mismo aparato, que muestra en detalles un
inyector,
 - La figura 3 es un corte, en un plano horizontal de un
reactor de oxidación conforme el invento,
 - La figura 4 representa, en corte vertical, la parte
15 inferior de un reactor de oxidación según el invento,
 - La figura 5 representa en corte vertical, la parte su-
perior de un reactor de oxidación según el invento,
 - La figura 6A es un corte vertical esquemático de un apa-
rato de oxidación, en el cual el líquido está en descanso,
 - 20 - La figura 6B es un corte vertical esquemático de un
aparato de oxidación, en el cual el líquido está sometido
a un movimiento giratorio de eje vertical que crea una de
presión en el centro.
 - La figura 7 es una representación de conjuntos de tres
25 aparatos de oxidación, encima de los cuales están dispues



342678

1 tos unos dispositivos de lavado de gases.

5 Una primera mejora consiste en realizar la oxidación de los hidrocarburos saturados, que tienen de 5 a 8 átomos de carbono por molécula en presencia de un ácido bórico o de anhidro bórico, en fase líquida, por la cual la altura H_0 de contacto entre dicha fase líquida y el gas oxidante que la atraviesa, es igual a dos veces por lo menos el diámetro medio D de dicha fase, preferentemente por lo menos tres veces y de una manera todavía más preferida, dicha altura representa 10 5 a 15 veces el diámetro medio. Resulta de ello una mejora inesperada de la selectividad, estando también aumentada la conversión. El reactivo bórico es un ácido o un anhídrido.

15 Dicho hecho es particularmente sorprendente puesto que si bien se podía esperar una mejora de la conversión debido a un aumento de la relación H_0/D , no se podía sin embargo preveer, que siendo igual la conversión, la selectividad fuese modificada. Todavía más, así como lo saben los especialistas de la oxidación, una mejora de conversión se traduce siempre por medio de una reducción de la selectividad contrariamente 20 a lo que se está observando aquí.

25 Además en la oxidación de los hidrocarburos más pesados por ejemplo, los que tienen de 12 a 28 átomos de carbono, o en la oxidación de hidrocarburos en presencia de un éster bórico, la altura parece que no tiene influencia sobre la selectividad, incluso cuando dicha oxidación se produce en presen-

342678



1 cia de un compuesto del boro y por medio de un gas que con-
tiene oxígeno molecular como en el procedimiento de oxida-
ción de los hidrocarburos saturados, que tienen de 5 a 8 áto-
mos de carbono, procedimiento que es objeto de la presente
5 solicitud de patente.

Un segundo perfeccionamiento que puede estar combinado
con el anterior y que es aplicable a los hidrocarburos satu-
rados que contienen de 5 a 30 átomos de carbono por molécula,
está caracterizado porque una parte de la fase líquida, que
10 contiene el catalizador y que está sometida a oxidación, que
está sacada en continuo del medio de la reacción, está inyectada
tangencialmente de nuevo en dicho medio preferentemente, en una
pluralidad de puntos situados a unos niveles diferentes.

El objeto de dicha disposición, es no solamente el de
15 asegurar una homogenización excelente del medio, asociada
con un reciclado del líquido que mejora la tasa de conver-
sión, sino también el de suprimir las zonas muertas favora-
bles a la sedimentación de sólidos, como aparecerá más cla-
ramente en la descripción de un aparato tal como el que se
20 representa en la figura 1, aparato que corresponde al prin-
cipio del invento.

Un tercer perfeccionamiento al procedimiento que es
objeto del invento, consiste en imprimir el líquido some-
tido a la oxidación, un movimiento giratorio tal, que el
25 cono invertido o la chimenea central que resulta de ello,



342678

1 tenga una altura h incluida entre 30 y 90% y preferente-
mente entre 40 y 70% de la altura H del mismo líquido en
descanso. Las ventajas que suministra dicho perfecciona-
5 miento, se pondrán en evidencia en la continuación de la
presente solicitud de patente.

10 Un aparato que permite llevar a la práctica las tres
mejoras descritas más arriba, se compone de una torre o
columna vertical 1 (figura 1) que presenta un fondo cóni-
co terminado por una tubería de evacuación de los produc-
tos líquidos 2. El fondo de dicha torre tiene una forma
cónica acentuada, puesto que el medio ángulo en el centro
15 α es ventajosamente inferior a 45° , estando incluido por
ejemplo entre 2° y 45° y preferentemente del orden de 30° .

20 Por el conducto 3 llega un gas que contiene oxígeno
molecular y más generalmente aire mezclado o no, a un gas
15 inerte o a unos vapores de hidrocarburo reciclado. El con-
ducto 3 está situado preferentemente en la base del cono;
se termina mediante un dispositivo clásico de inyección de
gas en la columna, por ejemplo por un distribuidor 16 que
20 tiene la forma de una corona provista de agujeros. Dichos
agujeros están, preferentemente, orientados hacia el fon-
do de la columna; de esta manera los gases que llegan ba-
jo una presión bastante importante, remueven primeramente
25 el líquido situado por debajo del distribuidor para subir
se a continuación a lo largo de dicha columna; se evita



342678

1 así la formación de un volumen muerto de líquido en la parte inferior del reactor.

Una solución preferida que responde a la misma preocupación, consiste en utilizar para el aparato un fondo cónico, estando las paredes de dicho fondo provistas
5 ellas mismas de agujeros por las cuales se inyecta el gas.

La corona de inyección que termina el conducto 3, no es ya pues necesaria. Un dispositivo de este tipo está representado esquemáticamente por la figura 4. El gas bajo presión que sale por dicha tubería 3, llena el volumen 17 limitado por la envoltura 1 de la columna y las paredes cónicas 18 y 19 del fondo y penetra dentro de la masa del líquido tal y como se indica por las flechas, tales como
10 20 y 21. El efluente líquido que sale por la tubería 2, está aspirado por la bomba P y la mayor parte está empujada dentro de las distintas tuberías, 4, 5, 6 y 7 llamadas tuberías de mezcla, de forma que estén recicladas en la columna a distintos niveles. Las tuberías de "mezcla" pueden terminarse ventajosamente por una parte mas estrecha,
15 por ejemplo por unas boquillas de inyección 8, de las cuales se representa esquemáticamente una en la figura 2 (corte de la columna 1 en un plano horizontal).

Se ve que el chorro de líquido está orientado tangencialmente a las paredes de la columna, de forma que lave
25 las paredes internas imprimiendo al líquido contenido en



342678

1 la columna un movimiento circular.

Se han representado sobre la figura 1, cuatro tube-
rias de mezcla dispuestas en varias alturas y opuestas
diametralmente dos a dos. Queda bien entendido que este
5 número no está fijado de una manera imperativa; depende
esencialmente del tamaño del reactor en el cual se reali-
za la oxidación. Tanto es así, que se pueden disponer
por ejemplo, seis tuberías de mezcla que llevan el líqui-
do a unos niveles diferentes y decaladas por ejemplo de
10 120° entre sí. Una disposición de este tipo está repre-
sentada sobre la figura 3, en la cual la tubería A está
situada a nivel del plano horizontal del corte y las tu-
berías B y C a unos niveles inferiores. No se han reprodu-
cido sobre dicha figura las boquillas de inyección. Las
15 otras tres tuberías de mezcla están ocultas por las tres
primeras. Mientras que sobre la figura 1 (o la figura 3),
está situada una sola boquilla de inyección a un nivel
dado, se pueden disponer ventajosamente dos boquillas de
inyección a un mismo nivel horizontal, lo que corresponde
20 al esquema simplificado de la figura 3a en la cual las
boquillas están representadas por unas flechas.

Es preferible que la última tubería (7 en el caso de
la figura 1) esté próxima a la superficie de separación
líquido-gas 9 y que la mayoría por lo menos de las boqui-
25 llas de inyección, estén orientadas de manera que impri-

342678



1 man al líquido un movimiento giratorio global del mismo
sentido 7 de eje vertical. Si esta última condición no
fuese realizada, se producirían en el seno del líquido
5 unas zonas muertas favorables a las sedimentaciones de
sólidos y muy dañosas, como se ha visto, para el buen
funcionamiento del aparato. La tubería 7 impide por una
mezcla enérgica, la formación de sedimentaciones en la
proximidad de la superficie de separación 9.

10 El reactor representado por la figura 1, se dá a
título de ejemplo; su sección por un plano horizontal
es un círculo y se ve en las figuras 2 y 3, que las bo
quillas de inyección son horizontales y orientadas tan
gencialmente respecto a las paredes del reactor.

15 Sin embargo no está excluida la utilización de un
aparato cuya sección por un plano horizontal, sería una
figura curvilíneal diferente del círculo, por ejemplo
una elipse.

20 Por inyección tangencial del líquido de reciclado,
se entiende esta palabra en el sentido más amplio. En
realidad para imprimir al líquido un movimiento girato-
rio sin crear casi ninguna zona muerta, basta que la di
rección de inyección del líquido de reciclado no sea ni
vertical ni tampoco orientada hacia el eje vertical del
aparato.

25 Se ve en la figura 1 que el efluente líquido del



342678

1 reactor que pasa por la tubería 2, está en parte recicla
do a diferentes niveles por las tuberías 4 a 7, y en par
te mandado hacia una etapa ulterior, por ejemplo a la eta
pa de hidrólisis de manera que se recuperen los productos
5 de oxidación y el hidrocarburo no transformado.

Queda bien entendido que se podría reciclar en el
reactor, todo el efluente de la tubería 2 y sacar por
otra tubería no representada en la figura, el líquido a
partir del cual se recuperan los productos de la reacción.

10 Sin embargo la solución adaptada aquí, es más venta
josa puesto que permite reducir el número de las bombas.

El reactor consta en su parte superior de dos tube
rías 10 y 11: por la primera (10) se evacuan los gases
residuales (esencialmente azoe, si se insufla una mezcla
15 azoe-oxígeno por la tubería 3, así como vapores de hidro
carburo no oxidado). Por la tubería 11 llega hidrocarburo
líquido, preferentemente caliente, que sirve para el lava
do de los gases.

Se ve que la cabeza de columna consta igualmente de
20 un recipiente en forma de copita 12 y por debajo de otro,
en forma de embudo invertido 13.

Por el conducto 14 se introduce la carga, eventual
mente mezclada con una parte o con la totalidad del cata
lizador. Este será por ejemplo, ciclohexano frio o reca
25 lentado que puede contener en suspensión ácido bórico. El



342678

1 conducto 14 desemboca por encima de la superficie de sepa
ración dentro de la atmósfera gaseosa. Se puede hacerla
llegar muy bien en el seno mismo del líquido. La tarea de
las distintas partes del reactor es la siguiente:

5 Las tuberías de mezclado de 4 a 7 permiten esencial-
mente mantener el catalizador solido en suspensión dentro
de la masa líquida.

En efecto el caudal en estas distintas conducciones,
es importante, lo que se traduce por unas velocidades de
10 líquido a la salida de las boquillas de 2 a 20 m/s por
ejemplo y de 2 a 10 m/s preferentemente.

En estas condiciones se realiza una agitación muy sa
tisfactoria. Además la orientación particular de las bo-
quillas, se traduce por un lavado continuo de las paredes
15 de la columna, por lo cual contrariamente a los dispositi-
vos anteriores, las sedimentaciones de productos sólidos
se hacen imposibles o despreciables.

La agitación del líquido está favorecida por las bur
" bujas que llegan por la tubería 3 y el distribuidor 16.
20 El gas sale de ellos a gran velocidad, por ejemplo entre
10 y 100 m/s, sin que dichos valores sean limitativos.

Se ha comprobado que era necesario que el medio ángu
lo para el fondo cónico en el centro α , sea inferior a
45° si se quería evitar las sedimentaciones sólidas en es
25 ta parte del reactor y que un valor del orden de 30° era



342678

1 muy satisfactorio para remediar completamente ese riesgo
sin presentar, sin embargo, dificultades particulares des
de el punto de vista de la realización tecnológica.

5 El perfeccionamiento supletorio que el dispositivo
colocado en cabeza de la columna aporta al aparato de oxi
dación, se traduce principalmente por la supresión de las
pérdidas de ácido bórico, el cual era previamente arras-
trado por los vapores.

10 En efecto, el hidrocarburo líquido que sale de la tu
bería 11, por la rampa 15, llena la copita 12 de la cual
sale por desbordamiento hacia la planta inferior (véase
figura 5 que representa tan solo la cabeza de la columna).

15 Dicho líquido está impulsado por medio del embudo
invertido 13, hacia las paredes de la columna que lava an
tes de llegar a la superficie de separación 9 y de unir-
se a la masa del líquido de la reacción. Los gases que se
escapan de dicha superficie de separación, siguen el tra-
yecto materializado por las flechas en líneas de puntos
20 (mientras que el trayecto de líquido está materializado
por la flechas de trazado continuo). Se ve que los gases
(constituidos esencialmente por azoe y vapores de hidro-
carburos que arrastran con ellos finas partículas sólidas
de catalizador) suben en el centro de la columna por el
estrangulamiento del embudo. Para escaparse del reactor
25 por la tubería 10, deben atravesar la cortina sensiblemen



342678

1 te continua, formada por el líquido de lavado que sale de
la copita 12; pierden en dicha cortina las partículas sólidas
de catalizador que habian arrastrado. Los gases así
depurados abandonan la columna por la tubería 10. Podrán
5 ser reciclados, con ventaja, por lo menos en parte, en
la parte inferior de la columna, después de haber sido mezclados
con aire frío.

El líquido de lavado que se escapa de la tubería 11,
es preferentemente caliente para evitar a este nivel la
10 condensación del agua que se forma inevitablemente en una
reacción de oxidación. Dicho agua estorbaría, en el caso
de la oxidación del ciclohexano por el ácido bórico, la
formación del ester bórico.

De una manera general, la diferencia de temperatura
15 entre el líquido de lavado y los vapores lavados, es inferior
a 60° C y preferentemente inferior a 25° C.

La solución preferida consiste en lavar los vapores
por hidrocarburo líquido, cuya temperatura sea la misma
que la de los vapores.

20 El embudo 13 deberá hallarse a una altura suficiente
por encima de la superficie de separación 9, para evitar
que unas proyecciones de partículas sólidas procedentes
de la masa líquida, vengan a depositarse sobre él y
formen productos de alquitrán. Además puede estar lavado
25 por una parte del líquido que sale en el centro del embu



342678

1 do.

La disposición adoptada para la parte superior de la columna, es un ejemplo de aplicación del principio del invento. Se puede muy bien proyectar, sin salir del cuadro
5 del invento, un dispositivo análogo pero mas complicado, que incluye una pluralidad de plantas, tales como las descritas más arriba, a través de las cuales una fase líquida y una fase gaseosa que arrastran sólidos, circulen a contracorriente la una respecto a la otra, de manera que
10 los gases pasen, por lo menos dos veces, a través de una pantalla sensiblemente continua de líquido, en la cual están lavados y que dicho líquido llegue a lavar las paredes del aparato después de haber abandonado la planta inferior.

15 El sistema de lavado representado aquí en la parte superior del reactor 1, podrá ser exterior a dicho reactor. Además un sistema de lavado de este tipo, es tan solo una solución preferida para la puesta en práctica de una
operación de este modo que se podrá realizar igualmente
20 con otros modelos de aparatos: se pueden citar a título de ejemplos no limitativos, los aparatos del tipo "Venturi", del tipo "Ciclón", así como las torres de lavado con guarniciones.

25 En los dos primeros tipos se dispersan finas gotitas de líquido en el gas que se trata de depurar, después de



342678

1 que haya sido acelerada la velocidad del gas, bien por
una zona más estrecha ("Venturi"), ó bien por un movi-
miento de torbellino ("Ciclón"). Dichas gotitas retienen
las partículas sólidas arrastradas por el gas. Todos los
5 sistemas de lavado conocidos podrán, por consiguiente,
utilizarse aquí.

Se ha representado en la figura 1, una tubería 22
que desemboca, rio abajo de la bomba P sobre la conduc-
ción general por donde pasa el líquido que está recicla
do a diferentes niveles.
10

Esta tubería puede servir para varios usos:.

- se puede introducir en ella el catalizador, en parte
o en totalidad, es decir el ácido bórico necesario para
la reacción de oxidación. Dicho modo de inyección es par
15 ticularmente ventajoso puesto que permite asegurar una
dispersión extremadamente rápida de dicho ácido en el se
no del medio de la reacción.

- es posible, igualmente, inyectar por medio de dicha tu
bería 22, y por consiguiente por medio de las varias tu
20 berías de "mezcla", bien hidrocarburo vaporizado, bien
hidrocarburo líquido de complemento (pudiendo éste últi-
mo transportar, ventajosamente, las partículas de ácido)
o bien, igualmente, hidrocarburo que haya sido utilizado
para el lavado del gas procedente de la masa del líquido
25 de la reacción.



342678

1 Sin embargo es preferible que todo el hidrocarburo
vaporizado, esté mezclado con el gas oxidante e inyecta-
do en la base del reactor, tal y como se ha descrito en
una solicitud de Patente anterior a nombre de la Socie-
5 dad peticionaria.

Las figuras 6A y 6B representan respectivamente un
reactor en el cual la masa de líquido de altura H está en
descanso, y el reactor en el cual, debido al movimiento
de torbellino, se ha formado un cono invertido o chimenea
10 central de altura h en el centro del reactor. Dicho movi-
miento de torbellino es particularmente importante puesto
que, en la medida que responde a las condiciones h/H pre-
cisadas más arriba, ofrece las ventajas siguientes:

- 15 - el gas oxidante, después de haber atravesado la masa
de líquido donde se ha empobrecido en oxígeno, se escapa
por el cono central lo que evita la formación de espumas
que se producirían en la superficie de separación ulte-
rior líquido/gas 9 (figura 1) si el líquido no fuera anima-
do de dicho movimiento de torbellino. Tales espumas hacen
20 subir el nivel superior del líquido de una manera tal,
que obligan a menudo a interrumpir la operación.
- debido al movimiento de torbellino y a la fuerza centri-
fuga que resulta de ello, las partículas sólidas de ácido
bórico tienen tendencia a estar impulsadas hacia la peri-
25 feria de la masa de líquido mientras que el líquido situa



342678

1 do en el centro del reactor, es decir en la proximidad
de dicho cono o "chimenea central" sea empobrecido rela-
tivamente en ácido bórico. El gas oxidante que circula
5 por el pasillo central, arrastra por consiguiente menos
partículas sólidas, lo que es interesante aunque se ha-
yan previsto ya dispositivos de lavado de los efluentes
gaseosos en la parte superior del reactor como se verá a
continuación.

Tales ventajas de este tipo, se obtendrán si la re-
10 lación h/H de la altura del cono central a la altura de
la masa del líquido en descanso, está incluida entre 0,3
y 0,9 y preferentemente entre 0,4 y 0,7.

Se podrá realizar fácilmente una chimenea central
del tamaño deseado en el seno de la masa de la reacción,
15 gracias a las inyecciones laterales de líquido en varios
puntos de dicha masa.

Por ejemplo en el caso del reactor representado por
la figura 1, se podrá jugar a la vez el número total de
inyectores y sobre el caudal de líquido que pasa por ca-
20 da uno de ellos para obtener la relación h/H deseada.

Queda bien entendido que podrán utilizarse varios
reactores del tipo del que está esquematizado por la fi-
gura 1, cuyos reactores estarán dispuestos bien en serie,
o bien en paralelo, en lo que a los efluentes líquidos
25 de dichos reactores se refiere.



342678

1 En uno y otro caso, los reactores podrán tener su
propio sistema de lavado de gas en cabeza de cada uno de
ellos (como el que está representado por la figura 5 o
cualquier otro tipo análogo), o bien se podrán unir los
5 efluentes gaseosos de todos los reactores en una corrien-
te única, la cual estará lavada dentro de un aparato úni-
co que funciona según el principio de la pantalla conti-
nua del líquido o cualquier otro principio que suminis-
tra el mismo resultado en lo que a la eliminación de las
10 partículas sólidas se refiere.

 Un cuarto perfeccionamiento del procedimiento de oxi-
dación de hidrocarburos que tienen de 5 a 30 átomos de
carbono por molécula, cuyo procedimiento puede ventajosa-
mente combinarse con los tres primeros, consiste en lavar
15 en dos etapas el afluente gaseoso de la zona de oxidación.

 En el curso de la primera etapa, los gases proceden-
tes de la fase líquida están lavados por una primera co-
rriente de hidrocarburo líquido, de la misma naturaleza
que el que está sometido a la oxidación.

20 Dicha primera corriente de líquido tiene una tempera-
tura que se diferencia en menos de 60° C y preferentemen-
te en menos de 25° C de la de los gases con los cuales está
puesto en contacto. El objeto de dicha primera etapa, no
es el de condensar los gases, sino el de retener las partí-
25 culas sólidas o las gotas de fase líquida del reactor que



342678

1 dichos gases hayan podido arrastrar.

 En una segunda etapa se pone el efluente gaseoso en
 contacto con una segunda corriente líquida de hidrocarburo
 también de la misma naturaleza que el hidrocarburo so-
5 metido a la oxidación.

 La segunda corriente líquida es más fría que la pri-
 mera y puede, después del contacto, estar vaporizada en
 parte o en totalidad y mandada de nuevo, bajo forma vapo-
 rizada, al reactor de oxidación; en la primera hipótesis
10 (caso de una evaporación parcial), la otra parte del lí-
 quido (la que no está vaporizada) puede servir de líquido
 de lavado para la primera etapa, bien tal como está, o
 bien después de haberle añadido hidrocarburo saturado lí-
 quido fresco de la misma naturaleza que el que procede
15 de la primera etapa. Sin embargo se puede también mandar
 de nuevo directamente dicha fracción líquida no vaporiza-
 da al reactor de oxidación.

 Por lo que se refiere al hidrocarburo líquido proce-
 dente de la primera etapa de lavado, se introduce ventaja-
20 samente al estado líquido en el reactor de oxidación.

 La figura 7 que representa un conjunto más completo
 de oxidación, ilustra más particularmente el cuarto per-
 feccionamiento del invento.

 A, B y C son tres reactores de oxidación dispuestos
25 en serie, el efluente líquido del primer reactor pasa en



342678

1 el segundo por intermedio de la bomba P₁, el efluente lí-
quido del segundo reactor pasa en el tercero por medio
de la bomba P₂. Se recorre por medio de la tubería 109 el
producto de oxidación aspirado del último reactor por la
5 bomba P₃.

Por la tubería 99 se introduce hidrocarburo fresco
que se trata de oxidar, en caso de que el caudal de la
tubería 98 (de la cual se hablará a continuación) se ave-
riguara insuficiente.

10 Por las tuberías 106, 107 y 108 se introduce un gas
que contiene oxígeno molecular; además una parte del
efluente líquido de cada uno de los tres reactores, está
reciclado en cada uno de ellos a distintos niveles de la
masa de líquido por las tuberías, tales como 100.

15 Los efluentes gaseosos de los tres reactores que
circulan en las tuberías 101, 102 y 103, están reunidos
en una corriente gaseosa única (tubería 104), la cual
está lavada en el aparato de lavado D. Dicho aparato de
lavado está alimentado por el primer líquido de lavado,
20 es decir hidrocarburo de la misma naturaleza que el que
está sometido a la oxidación, cuyo líquido se introduce
mediante la tubería 98. El dispositivo esquematizado
aquí por una copita y un embudo invertido y que puede
estar reemplazado por cualquier dispositivo equivalente,
25 está destinado a facilitar el contacto entre el líquido



342678

1 de lavado y el gas que se trata de depurar.

En efecto el hidrocarburo líquido que procede de la tubería 98, llena primeramente la copita situada en la parte superior del aparato de lavado antes de derramarse por desbordamiento sobre el embudo invertido, el cual
5 le rechaza hacia las paredes del aparato de lavado.

El efluente gaseoso introducido por la tubería 104, sube en el aparato de lavado B por el estrangulamiento del embudo y debe, para salirse del aparato de lavado
10 mediante la tubería 105, atravesar una cortina sensiblemente continua del líquido de lavado.

Por la tubería 110 se manda el primer líquido de lavado al reactor de oxidación A. Se podría muy bien mandar dicho líquido al reactor B o C, o a varios de ellos.
15 Es posible igualmente efectuar la primera etapa de lavado en cualquier otro aparato que realiza el contacto entre un gas y un líquido, por ejemplo un aparato del tipo "Venturi" o "Ciclón".

Cada uno de los reactores A, B o C podrá poseer su propio sistema de lavado incorporado o no al reactor.
20

En el aparato de lavado D, la condensación de los vapores de hidrocarburo, es generalmente bastante débil, inferior a 75% y generalmente incluida entre 0 y 15% debido a la pequeña diferencia de temperatura que existe
25 entre los vapores y el hidrocarburo de lavado intro-



342678

1 ducido por la tubería 98. Dicho hidrocarburo tiene la mis-
ma naturaleza que el que está sometido a la oxidación. Al
contrario, casi todas las impurezas sólidas, tales como
5 las partículas de ácidos y de esteres bóricos, quedaran
retenidas en él. Por consiguiente es un gas depurado el
que, saliendo por la línea 105 está puesto en contacto
directo en un intercambiador E, preferentemente de con-
tracorriente, con el hidrocarburo relativamente frío in-
10 troducido por la tubería 111, hidrocarburo del cual se
verá el origen a continuación y que juega el papel de se-
gunda corriente de líquido.

El gas procedente de un aparato de lavado D, está
formado esencialmente de azoe y de vapores de hidrocarburo
ros.

15 En esta etapa, una gran parte de los vapores de hi-
drocarburo se condensa, cediendo sus calorías a la segun-
da corriente de líquido; la parte restante entrenada en
la tubería 112 se condensa en F. Una mezcla de gases in-
condensables y de líquido se manda a la salida del con-
20 densador y por medio de la tubería 113 hacia el decanta-
dor G, en el cual se asiste a una separación de tres fa-
ses: los gases incondensables, esencialmente azoe, se es-
capan por la tubería 114, mientras que se obtiene en la
parte inferior del decantador, una fase acuosa que se
25 elimina por la tubería 115 y una fase orgánica constitui



342678

1 da por el hidrocarburo saturado, el cual está mandado de
nuevo, por medio de la tubería 111 al intercambiador E de
calor donde se ha puesto en contacto, como se ha visto,
con los vapores todavía calientes y lavados que llegan
5 por la tubería 105.

El hidrocarburo líquido calentado que sale del inter-
cambiador, está mandado por la tubería 116 hacia el vapo-
rizador H. En este aparato, se vaporiza este hidrocarburo
y el gas obtenido, que sale del aparato por la tubería 117,
10 está inyectado en los tres reactores de oxidación por las
tuberías 106, 107 y 108. Previamente a dicha inyección,
el hidrocarburo vaporizado puede estar mezclado a una co-
rriente de gas oxidante que llega por la tubería 118.

La particularidad de un dispositivo de conjunto de
15 este modelo, consiste particularmente en que, tan solo el
efluente líquido del intercambiador E está vaporizado.
En efecto, en ciertos procedimientos anteriores, se vapo-
rizaba, una parte por lo menos, del hidrocarburo líquido
que había sido puesto en contacto con el efluente gaseo-
20 so del reactor, sin someter dicho efluente gaseoso a un
lavado previo, tal como el que está realizado aquí en el
aparato D.

Un tal dispositivo no era satisfactorio, puesto que
el hidrocarburo que se vaporizaba contenía ácido bórico
25 y más particularmente esteres bóricos que se descompo-



342678

1 nían en el curso de la etapa de vaporización, o por lo me
nos que formaban unas sedimentaciones indeseadas sobre
los tubos u otros circuitos de calentamiento.

5 Dichos productos descompuestos introducidos de nue
vo con el hidrocarburo saturado en la zona de oxidación,
jugaban un papel nefasto a la vez sobre la pureza y el
rendimiento del alcohol deseado. Gracias al perfecciona
miento ilustrado por la figura 7, un tal inconveniente
se evita puesto que la segunda corriente de hidrocarbo-
10 no, la que circula en la tubería 116, no contiene com-
puestos bóricos y puede, por consiguiente ser vaporiza
do sin consecuencias molestas.

15 Queda entendido que una parte del efluente líquido
del intercambiador E que circula en la tubería 116, po-
drá servir de líquido de lavado para el aparato D, si
fuera necesario con un complemento de hidrocarburo fres
co por la tubería 98. La otra parte se mandará directa-
mente al vaporizador H.

20 El esquema de conjunto representado por la figura
7, es tan solo un ejemplo de aplicación del invento y
se podrían imaginar diversas variantes.

25 Por ejemplo, el gas oxidante que llega por la tu-
bería 118 y que está mezclado con el hidrocarburo vapo
rizado, podrá proceder del aparato de decantación G,
por medio de la tubería 114.



342678

1 En efecto se podrán utilizar los gases incondensa-
bles todavía un poco calientes (esencialmente azoe) como
gases oxidantes después de haber realizado, naturalmente,
la aportación del complemento necesario de oxígeno.

5 Es posible, igualmente, inyectar una parte del hi-
drocarburo vaporizado a distintos niveles de la masa lí-
quida presente en los reactores de oxidación, por ejemplo
por intermedio de las tuberías de reciclado/mezcla.

10 Los ejemplos 1 a 3 siguientes, no limitativos, ilus-
tran el invento; los ejemplos 1A, 1B, 3A y 3B, se dan a
título de comparación pero no entran en el cuadro del in-
vento.

EJEMPLO 1

15 Se utiliza como reactor de oxidación, un cilindro
en acero inoxidable, cuya relación entre su altura y su
diámetro es igual a 6.

20 Dicho reactor es del tipo representado en la figura
1. Incluye 6 inyecciones tangenciales de líquido de re-
ciclado/mezcla a 3 niveles distintos y en la parte supe-
rior un sistema de lavado de gases, tal como el que está
representado en esta figura.

 Dicho reactor está lleno de ciclohexano que contie-
ne en suspensión ácido bórico. Al descanso, la altura H
de líquido representa 5 veces el diámetro del reactor.

25 La fase líquida está mantenida a 170° C bajo una



342678

1 presión de 10,5 Kgs/cm².

Se introduce en continuo en el reactor ciclohexano líquido a razón de 55 l/h y ácido metabórico (2,1 Kg/h). Se insufla, en la base del reactor, una mezcla gaseosa formada de 6% (en volumen) de oxígeno y 94% de azoe. El caudal de oxígeno corresponde a 960 l/h.

5

El nivel del líquido está mantenido constante en el reactor por sustración de una parte del efluente líquido a la salida de la bomba P.

10

Se observa en el centro de la masa líquida, a consecuencia del movimiento giratorio debido a las inyecciones tangenciales de líquido, una chimenea central cuya altura h representa 50% de la altura H de la masa del líquido en descanso.

15

Dicha parte no reciclada del efluente está hidroliada. Después de la separación del ciclohexano no convertido, se obtiene una mezcla ciclohexanol-ciclohexanona con un rendimiento molar igual a 91,6% y un grado de conversión igual a 11,7%.

20

En este ejemplo, así como en los que siguen, el rendimiento se expresa en mezcla ciclohexanol + ciclohexanona en relación con el ciclohexano consumido por la oxidación.

EJEMPLO 2

25

Se repite el ejemplo 1 con un reactor de un volumen



342678

1 igual, más largo pero mucho más corto; en este último, la
relación altura de líquido en descanso/diámetro, es igual
a 2. Este nuevo reactor incluye igualmente seis inyeccio-
5 nes laterales de líquido a 3 niveles diferentes (natural-
mente, estos tres niveles están menos espaciados que en
el primer ejemplo).

Todas las demás condiciones quedan idénticas a las
del ejemplo 1 (temperatura, presión, caudales, cantidad
total de líquido presente en el reactor, etc....)

10 Después de la hidrólisis del efluente líquido, se no-
ta que el rendimiento en ciclohexanol-ciclohexanona y la
tasa de conversión han pasado a 90,2% y 10,3% respectiva-
mente.

EJEMPLO 1A

15 Se repite el ejemplo 1 con un reactor todavía más
corto, en el cual la relación altura de líquido en descan-
so/diámetro, es igual a 1,5. Todas las demás condiciones
quedan idénticas a las del ejemplo 1 (número de inyector-
res, temperatura, presión, caudales, etc. ...) Se comprue-
20 ba que el rendimiento en mezcla ciclohexanol-ciclohexano-
na y la tasa de conversión, bajan a 88,3% y 9,1% respecti-
vamente.

EJEMPLO 1B

25 Se utiliza un reactor que tiene las mismas dimensio-
nes que el del ejemplo 1 y que contiene en el comienzo la



342678

1 misma cantidad de ciclohexano.

Por el contrario este reactor no incluye tubería de reciclado de líquido; la fase líquida está agitada por un dispositivo clásico, es decir un eje rotativo solidario de unas paletas.

De nuevo se toman las mismas condiciones operatorias que las del ejemplo 1.

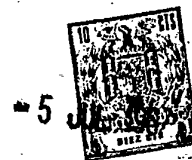
En este caso se observa la formación de chimenea en el centro de la masa de líquido.

10 A pesar de una agitación bastante enérgica, se comprueba la formación de sedimentaciones de sólidos sobre las paredes del reactor.

Después de la hidrólisis, y separación del ciclohexano no convertido se obtiene una mezcla ciclohexanol-ciclohexanona con un rendimiento molar igual a 87,2% y una tasa de conversión igual a 8,8%.

EJEMPLO 3

Se efectúa la oxidación del ciclohexano en una unidad parecida a la que está representada por la figura 7. Los 3 reactores A, B, C, están mantenidos a 165°C bajo una presión de 10,5 Kgs/cm². Los efluentes gaseosos de los 3 reactores están reunidos y lavados en el aparato D por una corriente líquida de ciclohexanona introducida a 160°C por la tubería 98. Dicha primera corriente de ciclohexano líquido está mandada, después del lavado de los gases, en el reactor A.



342678

1 El efluente gaseoso lavado una primera vez en D., está puesto en contacto en el aparato E con ciclohexano líquido que se introduce a 40°C (tubería 111).

5 El ciclohexano líquido que sale del aparato de contacto E, está vaporizado en H. Los vapores de ciclohexano así obtenidos, están introducidos en la base de cada uno de los 3 reactores, en mezcla con aire.

El sistema ha funcionado perfectamente durante varias semanas.

10

EJEMPLO 3A

A título de comparación, se ha mandado en el reactor A el líquido procedente del aparato de contacto E y se ha vaporizado el ciclohexano líquido procedente del aparato de lavado D (En otras palabras se han cambiado los puntos de unión de las tuberías 116 y 110).

15

Se ha notado muy rápidamente la formación de sedimentaciones sobre los tubos del vaporizador H, lo que se ha traducido por un incremento del consumo de vapor de agua utilizado para la vaporización del ciclohexano; además se ha observado una ligera coloración amarillenta del líquido obtenido en la tubería 109.

20

EJEMPLO 3B

En otra prueba comparativa, se ha suprimido el aparato de contacto E. Por la tubería 105 se ha mandado directamente el efluente gaseoso del aparato de lavado D en el condensador F. El ciclohexano líquido que circula por la tubería 111 ha sido uti-

25



342678

1 . lizado para lavado de los gases en D (en otras palabras,
las tuberías 111 y 98 han sido unidas).

Es el efluente líquido de D (tubería 110) el que ha -
sido mandado al vaporizador H y no, esta vez, al reactor A.

5 Se han observado los mismos inconvenientes de funcio-
namiento que los notados en la primera prueba comparativa
(ejemplo 3A).

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

10

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento y su correspondiente aparato de oxida-
ción de hidrocarburos saturados que incluyen de cinco a --
ocho átomos de carbono por molécula en alcoholes correspon-
dientes, en fase líquida, por medio de un gas oxidante que
15 contiene oxígeno molecular introducido en el seno de la fa-
se líquida, en presencia de ácido o anhídrido bórico, en el
cual el producto de oxidación está, a continuación, hidro-
lizado para liberar los alcoholes producidos, cuyo procedi-
miento está caracterizado porque la altura de contacto del
gas oxidante con la fase líquida es por lo menos igual a 2
20 veces el diámetro medio de dicha fase líquida.

25

2. Procedimiento según la reivindicación 1, en el cual
la altura de contacto del gas con la fase líquida es igual
por lo menos a 3 veces el diámetro medio de dicha fase lí-
quida.



3-2678

1 3. Procedimiento según la reivindicación 1, en el --
cual la altura de contacto está incluida entre 5 y 15 ve
ces el diámetro medio de la fase líquida.

5 4. Procedimiento y su correspondiente aparato de oxi
dación de hidrocarburos saturados que incluyen de 5 a 8
átomos de carbono por molécula en alcoholes correspon--
dientes, en fase líquida, por medio de un gas oxidante -
que contiene oxígeno molecular introducido en el seno de
la fase líquida, en presencia de un compuesto del boro, -
10 en el cual el producto de oxidación está hidrolizado a con
tinuación para liberar los alcoholes producidos, cuyo pro-
cedimiento está caracterizado porque una parte de la fase
líquida está sustraída en continuo del medio de la reacción
e inyectada de nuevo en continuo a título de líquido de -
15 mezcla dentro de dicha fase líquida en una pluralidad de -
puntos situados a unos niveles distintos.

20 5. Procedimiento de oxidación según la reivindicación
1, en el cual una parte de la fase líquida está sustraída
en continuo del medio de la reacción e inyectada, a conti-
nuación, a título de líquido de mezcla en continuo dentro
de dicha fase en una pluralidad de puntos situados a unos
niveles distintos de dicha fase y en la periferia de esta
última en una dirección que imprime a dicha fase un movi-
miento giratorio.

25 6. Procedimiento según la reivindicación 5, en el cual



342678

1 el movimiento giratorio es tal, que se forma una chimenea central en el seno de la fase líquida, representando la altura de dicha chimenea 30 a 90% de la altura de la fase líquida en descanso.

5 7. Procedimiento según la reivindicación 5, en el cual el movimiento giratorio es tal, que se forma una chimenea central en el seno de la fase líquida, representando la altura de dicha chimenea 40 a 70% de la altura de la fase líquida en descanso.

10 8. Procedimiento según la reivindicación 5, en el cual se introduce el compuesto del boro en una pluralidad de puntos de la fase líquida, estando situados dichos puntos a diferentes niveles de dicha fase.

15 9. Procedimiento según la reivindicación 5, en el cual se introduce una parte, como mínimo, del hidrocarburo saturado que se trata de oxidar en una pluralidad de puntos situados a unos niveles diferentes de dicha fase.

20 10. Procedimiento según la reivindicación 5, en el cual se lava la mezcla gaseosa procedente de la fase líquida por hidrocarburo saturado líquido de la misma naturaleza que el hidrocarburo que se trata de oxidar.

25 11. Procedimiento según la reivindicación 10, en el cual el hidrocarburo saturado líquido que ha sido utilizado para el lavado se manda a continuación, por lo menos en parte, a la fase líquida sometida a la oxidación.



31

342678

- 1 . 12. Procedimiento según la reivindicación 10, en el
cual el hidrocarburo saturado líquido, que ha sido utili-
zado para el lavado, se manda a continuación, por lo me-
nos en parte, a la fase líquida sometida a la oxidación,
5 en una pluralidad de puntos, estando situados dichos pun-
tos a unos niveles diferentes de la fase líquida.
13. Procedimiento según la reivindicación 10, en el -
cual el lavado se efectúa al hacer pasar, por lo menos -
una vez, la mezcla gaseosa a través de una pantalla sen-
siblemente continua de hidrocarburo líquido.
10
14. Procedimiento según la reivindicación 5, en el cual
el gas oxidante se inyecta a la parte inferior de la fase
líquida en una pluralidad de puntos.
- 15 15. Procedimiento según la reivindicación 1, en el cual
los gases procedentes de la fase líquida, están puestos en
contacto, en una primera etapa, con una primera corriente
líquida de hidrocarburo, y a continuación, en una segunda
etapa, con una segunda corriente líquida de hidrocarburo,
siendo dichas dos corrientes de la misma naturaleza que el
20 hidrocarburo sometido a la oxidación.
16. Procedimiento según la reivindicación 15, en el --
cual la primera corriente líquida de hidrocarburo tiene --
una temperatura que se diferencia de menos de 60° C de la
de los gases.
- 25 17. Procedimiento según la reivindicación 15, en el --



3-2678 31

1 cual la primera corriente líquida de hidrocarburo tiene
una temperatura que se diferencia de menos de 25° C de la
de los gases.

5 18. Procedimiento según la reivindicación 15, en el -
cual una parte por lo menos de la segunda corriente líqui-
da de hidrocarburo, procedente de la segunda etapa, está
vaporizada.

10 19. Procedimiento según la reivindicación 18, en el -
cual la parte vaporizada está introducida, en parte o en
totalidad, en la fase líquida sometida a la oxidación.

20 20. Procedimiento según la reivindicación 18, en el -
cual la parte líquida no vaporizada de la segunda corriente
se utiliza como primera corriente líquida de hidrocarburo.

15 21. Procedimiento según la reivindicación 18, en el -
cual la parte líquida no vaporizada de la segunda corriente
se mezcla previamente a hidrocarburo líquido fresco, de la
misma naturaleza que el que está sometido a oxidación, y -
se utiliza a continuación como primera corriente líquida -
de hidrocarburo.

20 22. Procedimiento según la reivindicación 15, en el --
cual una parte por lo menos, de la segunda corriente, de -
líquido, procedente de la segunda etapa, se manda a la fa-
se líquida sometida a la oxidación.

25 23. Procedimiento según la reivindicación 1, en el --
cual el hidrocarburo que se trata de oxidar, es el ciclo-



342678

31 03

1 hexano.

24. Procedimiento y su correspondiente aparato de oxidación de hidrocarburos saturados, sensiblemente vertical la sección del cual por un plano horizontal es una figura curvilínea, que permite realizar la puesta en contacto de una fase gaseosa con una fase líquida que puede contener un sólido en suspensión, y que incluye por lo menos una tubería de admisión de la fase gaseosa en el seno de la fase líquida, por lo menos una tubería de prelevo de dicha fase gaseosa, estando esta última tubería situada a un nivel del aparato más elevado que el del líquido, por lo menos una tubería de extracción de la fase líquida a partir de la extremidad inferior del aparato, incluyendo dicha tubería de extracción unos medios de bombeo, cuyo aparato está caracterizado porque consta además, por lo menos de una tubería de reciclado de una parte por lo menos de la fase líquida extraída y bombeada hacia la zona de contacto, desembocando dicha tubería de reciclado en la fase líquida en una pluralidad de tuberías terminales situadas a unos niveles diferentes de la fase líquida, estando orientadas la mayoría por lo menos de dichas tuberías terminales en una misma dirección general tangencial, de manera que se imprima al líquido un movimiento giratorio del mismo sentido global.

25. Procedimiento y su correspondiente aparato de oxidación de hidrocarburos saturados, sensiblemente vertical la -



342678

1 sección del cual por un plano horizontal es una figura
curvilínea, que permite realizar la oxidación en fase
líquida de hidrocarburos saturados que tienen de 5 a 8
átomos de carbono por molécula, por medio de un gas ox-
5 dante que contiene oxígeno molecular, en presencia de -
un compuesto del boro, que incluye por lo menos una tube-
ría de admisión del gas oxidante en el seno del líquido,
por lo menos una tubería de prelevo de dicho gas, estando
esta última tubería situada a un nivel del aparato más -
10 alto que el del líquido, por lo menos una tubería de ad-
misión del hidrocarburo líquido, por lo menos una tubería
de extracción del líquido que incluye los productos de -
oxidación, estando caracterizado dicho aparato porque las
dimensiones del aparato son tales que la fase líquida que
15 incluye, y que está atravesada por el gas oxidante, tiene
una altura igual por lo menos a dos veces su diámetro me-
dio.

26. Aparato según la reivindicación 25, en el cual la
altura es igual por lo menos a 3 veces el diámetro medio.

20 27. Aparato según la reivindicación 25, en el cual la
altura está incluida entre 5 y 15 veces el diámetro medio.

28. Procedimiento y su correspondiente aparato de oxida-
ción de hidrocarburos saturados, sensiblemente vertical -
cuya sección por un plano horizontal es un círculo, que per-
25 mite realizar la oxidación en fase líquida de hidrocarbu-



342678

1 ros saturados que tienen de 5 a 30 y, preferentemente, de
5 5 a 8 átomos de carbono por molécula, por medio de un gas
que contiene oxígeno molecular, en presencia de un compues
to del boro, que incluye por lo menos una tubería de admi-
5 sión de gas oxidante en el seno del líquido, por lo menos
una tubería de extracción de dicho gas, estando situada -
dicha última tubería a un nivel del aparato más alto que -
el del líquido, por lo menos una tubería de extracción de
la fase líquida que contiene los productos de oxidación,
10 cuya tubería incluye unos medios de bombeo, estando carac
terizado dicho aparato porque incluye además, por lo menos
una tubería de reciclado de la fase líquida extraída y bom
beada hacia la zona de contacto, desembocando dicha tube-
ría de reciclado en la fase líquida en una pluralidad de tu
berías terminales situadas a unos niveles diferentes de la
15 fase líquida, estando orientadas la mayoría por lo menos -
de dichas tuberías terminales, en una misma dirección gene
ral tangencial , de manera que se imprima al líquido un -
movimiento giratorio del mismo sentido global.

20 29. Aparato según la reivindicación 25, caracterizado -
porque incluye, además, por lo menos una tubería de reci-
clado de una parte por lo menos de la fase líquida extraída
y bombeada hacia la zona de contacto, desembocando dicha -
tubería de reciclado en la fase líquida en una pluralidad
25 de tuberías terminales situadas a unos niveles diferentes



342678

- 1 de la fase líquida, estando orientadas la mayoría por lo
menos de dichas tuberías terminales, en una misma direc-
ción general tangencial, de manera que se imprima al lí-
quido un movimiento giratorio del mismo sentido global.
- 5 30. Aparato según la reivindicación 28, en el cual el
gas oxidante está inyectado en la base del aparato en una
pluralidad de puntos.
- 10 31. Aparato según la reivindicación 28, en el cual el
fondo es cónico, estando el medio ángulo situado en el -
centro de dicho cono inferior a 45° .
32. Aparato según la reivindicación 31, en el cual la
inyección de los gases se efectúa a través de las paredes
del cono.
- 15 33. Aparato según la reivindicación 28, que incluye en
la parte superior un sistema de lavado de los gases.
34. Aparato según la reivindicación 24, en el cual la
sección por un plano horizontal es un círculo.
- 20 35. Procedimiento y su correspondiente aparato de oxi-
dación de hidrocarburos saturados, sensiblemente vertical,
la sección del cual por un plano horizontal es una figura
curvilínea, que permite realizar la puesta en contacto -
de una fase gaseosa con una fase líquida que puede conte-
ner un sólido en suspensión, que incluye por lo menos una
25 tubería de admisión de la fase gaseosa en el seno de la -
fase líquida, por lo menos una tubería de prelevo de dicha



342678

1 fase gaseosa, estando dicha última tubería situada a un
nivel del aparato más elevado que el del líquido, por lo
menos una tubería de extracción de la fase líquida a par
tir de la extremidad inferior del aparato, incluyendo di
5 cha tubería de extracción unos medios de bombeo, estando
caracterizado dicho aparato porque incluye, además, por
lo menos una tubería de reciclado de una parte por lo me
nos de la fase líquida extraída y bombeada hacia la zona
de contacto, desembocando dicha tubería de reciclado en un
10 punto por lo menos de la fase líquida, en una dirección -
tangencial, de forma que se imprima al líquido un movimien
to giratorio de eje vertical.

36. Se reivindica por último, como objeto sobre el que
ha de recaer la Patente de Invención que se solicita: "PRO
15 CEDIMIENTO Y SU CORRESPONDIENTE APARATO DE OXIDACION DE -
HIDROCARBUROS SATURADOS".

Todo conforme queda descrito y reivindicado en la pre
sente Memoria descriptiva, que consta de cuarenta páginas
mecnografiadas y dibujos que se acompañan.

20

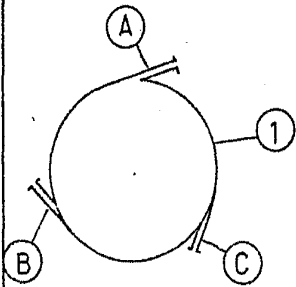
Madrid, 5 de julio de 1967

BERNARDO UNGRIA

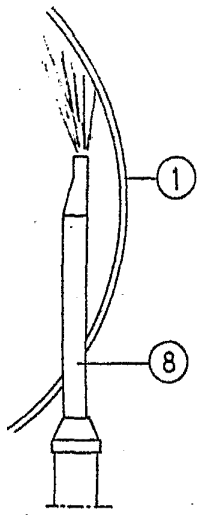
P.P.

25

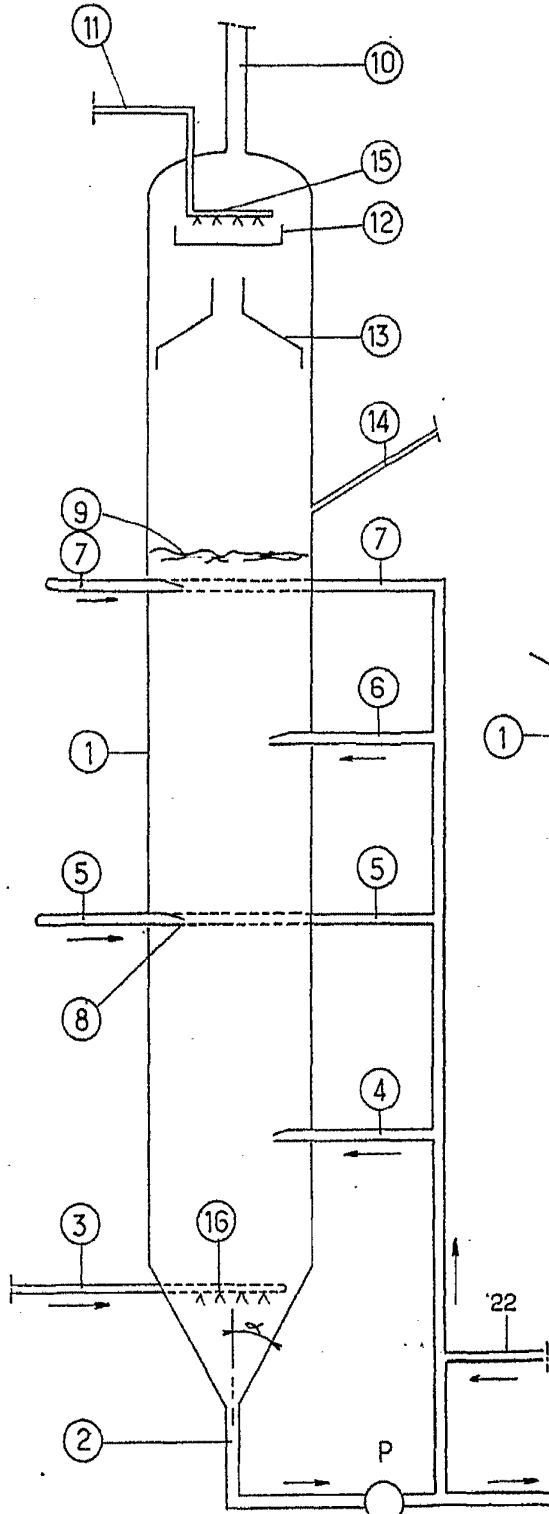
342678



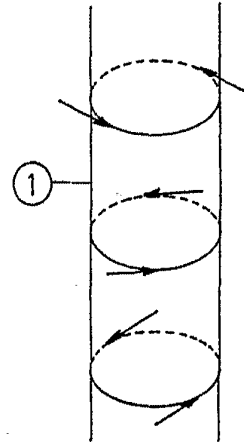
FIGURA_3



FIGURA_2



FIGURA_1



FIGURA_3a

ESCALA VARIABLE
MADRID, 5 DE JULIO DE 1957

BERNARDO UNGRÍA
P. P.

POOR
QUALITY

342678



1967

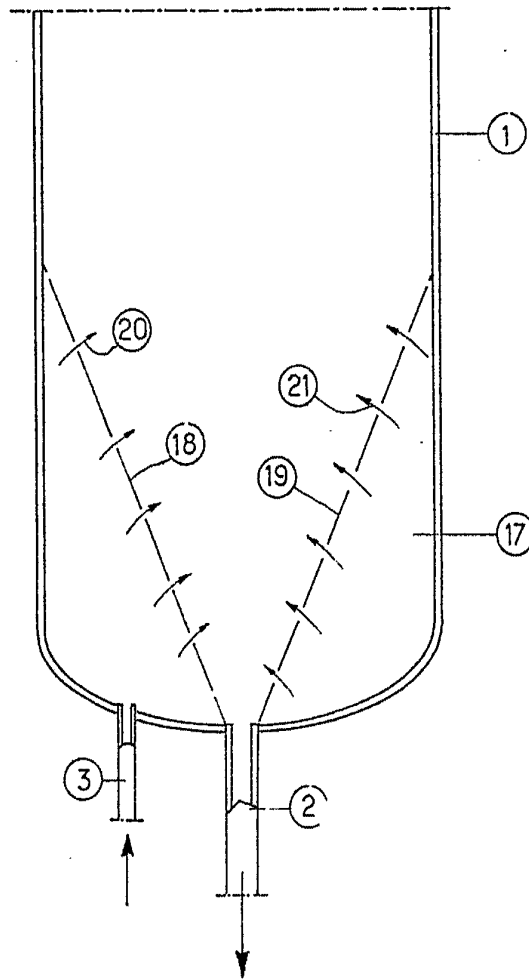


FIGURE 4

ESCALA VARIABLE
MADRID, 5 DE Julio, DE 1967
BERNARDO UNGRÍA
P. P.

342678

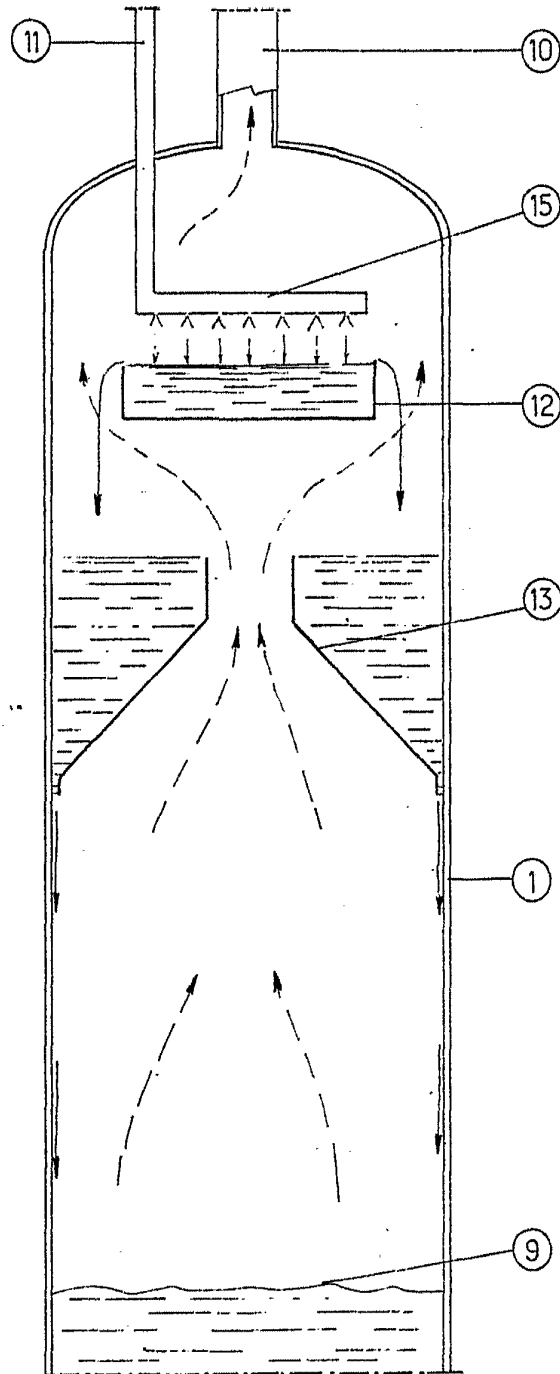


FIGURA 5

ESCALA VARIABLE
MADRID, 5 DE Julio DE 1967
BERNARDO UNGRÍA
P. P.



342678

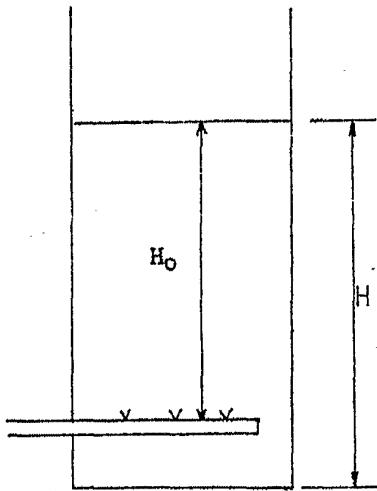


FIGURA 6.A

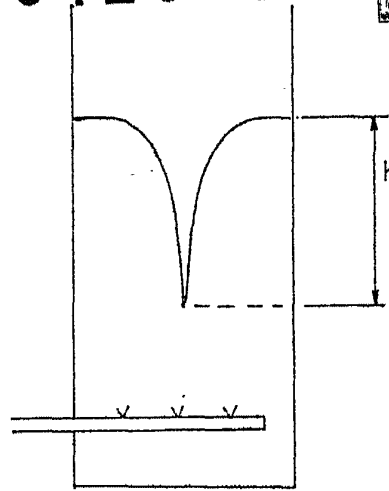
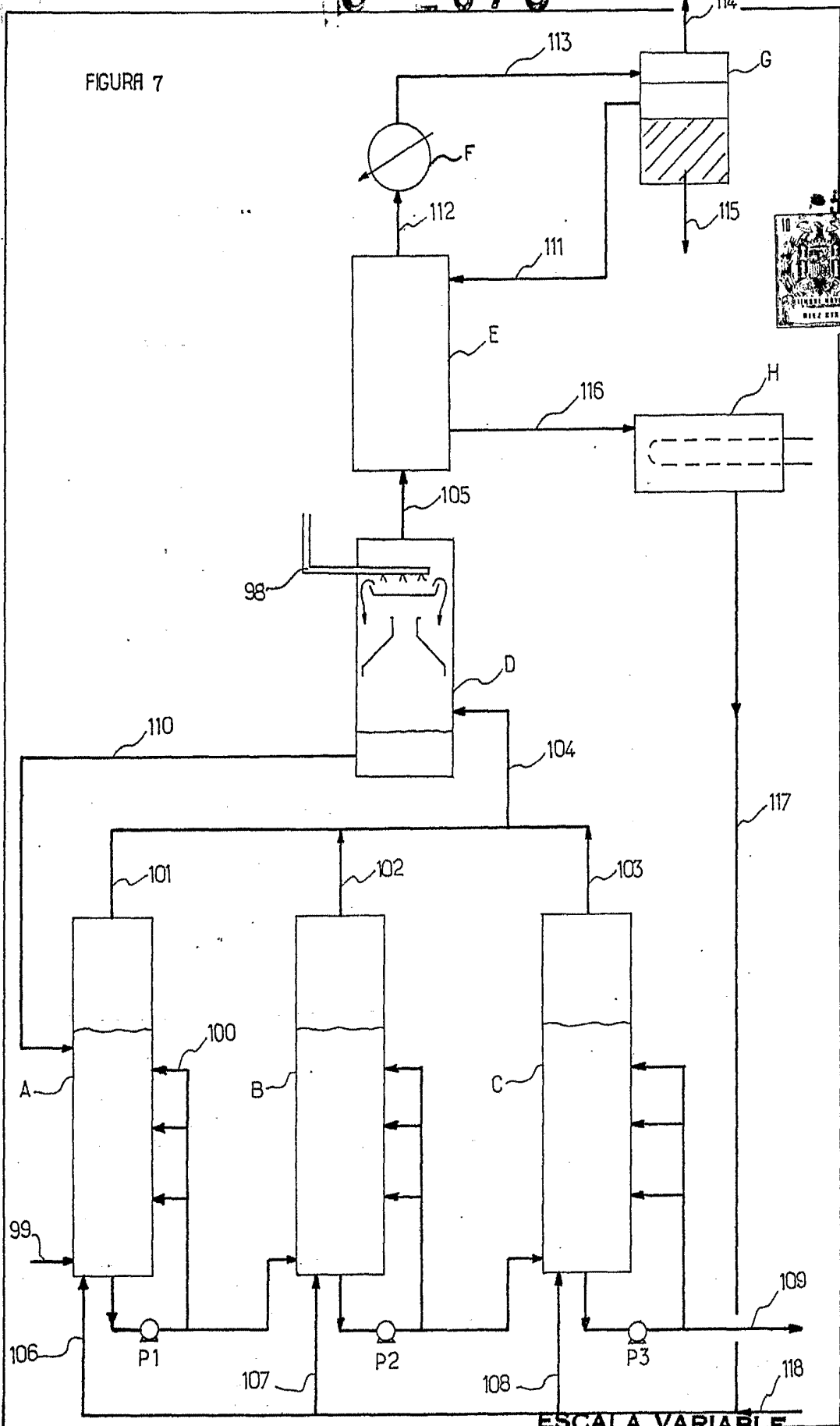


FIGURA 6.B

ESCALA VARIABLE
MADRID, 5 DE Julio DE 1967
BERNARDO WNGRÍA

FIGURA 7



ESCALA VARIABLE

MADRID, DE Julio DE 1967

BERNARDO URRÍA
P. P.