



SECCION TECNICA
 CLASIFICACION I. P.
 CLASE 3.01
 SUBCLASE E

607
 c

389030

389030
MEMORIA DESCRIPTIVA

correspondiente a la solicitud de concesión de un_a

PATENTE DE INVENCION

SOLICITANTE: TEXACO DEVELOPMENT CORPORATION

RESIDENCIA: 135 East 42nd Street, NEW YORK 17.-

New York, U.S.A.

ENUNCIADO: "UN PROCEDIMIENTO MEJORADO PARA LA AL-
QUILACION DE UNA ISOPARAFINA CON UNA
OLEFINA".

Prioridad: Patente n.º del

389030



1 Esta invención se refiere a mejoras en la refrige-
ración y operación de la alquilación de isobutano con ole-
finas alifáticas utilizando un catalizador de ácido sulfú-
rico. La reacción es exotérmica y debe utilizarse algún ti-
5 po de refrigeración con objeto de obtener buenos resultados
de alquilación. Un método es denominado refrigeración del
efluente. En este método, la mezcla de reacción de alquila-
ción o la emulsión efluente del reactor se hace pasar a un
sedimentador en el que la fase hidrocarburo se separa de
10 la fase ácido. La fase hidrocarburo, conteniendo habitual-
mente 50 % o más de isobutano, se pasa a presión reducida
a un haz de tubos o cambiador de calor en contacto con la
mezcla de reacción de alquilación. El calor de la reacción
de alquilación produce la vaporización del isobutano y el
15 consiguiente enfriamiento. Otro método de refrigeración es
denominado evaporación instantánea de la emulsión. En este
método, toda la emulsión de alquilación de ácido e hidrocar-
buro se pasa a un tambor de evaporación instantánea a baja
presión. La evaporación de isobutano y de cualquier hidro-
20 carburo ligero produce el enfriamiento de la fase hidrocar-
buro líquido y de la fase ácido. La fase hidrocarburo lí-
quido, constituida principalmente por isobutano y alquilato,
se separa de la fase ácido y puede ser pasada en intercam-
bio indirecto de calor con la mezcla de reacción de alquila-
ción y por lo menos parte del ácido separado es devuelto al
25 reactor de alquilación en intercambio directo de calor con
la mezcla de reacción de alquilación.

 La presente invención comprende una nueva combina-
ción de refrigeración del efluente y evaporación instantá-
nea de la emulsión.

1

5

10

15

20

25

30



1 La emulsión fría del reactor de alquilación consti-
tuída por ácido e hidrocarburo, esencialmente a la tempera-
tura y presión de alquilación, procedente de un primer reac-
tor de alquilación enfriado por refrigeración del efluente,
5 se mezcla con el efluente hidrocarburo líquido frío después
de la evaporación instantánea de la emulsión procedente de
un segundo reactor de alquilación, enfriado por evaporación
instantánea de la emulsión. De la mezcla se separa un efluen-
te frío de hidrocarburo líquido y una porción de este efluen-
te hidrocarbonado combinado se pasa en intercambio indirecto
10 de calor con el contenido del primer reactor refrigerado
en el efluente o con el contenido del segundo reactor en-
friado por evaporación instantánea de la emulsión o con el
contenido de ambos.

15 El camino evidente para hacer funcionar un reactor
refrigerado por el efluente y por evaporación instantánea
de la emulsión es hacerlos funcionar en paralelo o indepen-
dientemente. Sin embargo, hemos elegido hacerlo funcionar
cooperativamente en combinación, en la forma de nuestra in-
vención. De esta forma se requiere una menor capacidad cam-
20 biadora de calor para mantener una temperatura de alquila-
ción dada. Alternativamente, si se utiliza una superficie
cambiadora de calor igual a la que se utilizaría si los
reactores funcionaran independientemente, puede obtenerse
una temperatura de alquilación más baja. O si se mantiene
25 la misma temperatura de alquilación, puede aumentarse el
periodo de tiempo transcurrido antes de que sea necesario
limpiar los cambiadores de calor.

30 Nuestra invención es apropiada para uso en una nue-
va instalación. Sin embargo, es del máximo interés como

389030

28 MAR



1 medio de ampliar económicamente una unidad de alquilación
ya existente del tipo de refrigeración del efluente. Pueden
añadirse uno o más reactores equipados para la evaporación
instantánea de la emulsión, y hacerlos funcionar en combi-
5 nación con un reactor existente de refrigeración del efluen-
te, en la forma que será explicada con detalle más adelan-
te. O si se desea, puede utilizarse un solo reactor, pro-
cesando parte de la mezcla de reacción de alquilación por
refrigeración del efluente y parte por evaporación instan-
tánea de la emulsión.
10

Habiendo establecido su naturaleza general, la in-
vención será comprendida mejor mediante la siguiente des-
cripción detallada referida a la figura que acompaña a esta
memoria. Aunque la figura ilustra una disposición de apara-
to en la que el procedimiento de esta invención puede ser
15 puesto en práctica, no se pretende limitar la invención al
aparato o materiales particulares descritos.

La figura muestra un reactor de alquilación refrige-
rado por refrigeración del efluente y otro refrigerado por
evaporación instantánea de la emulsión y los dos reactores
operan en combinación de acuerdo con nuestra invención.
20

Refiriéndonos a la figura, una alimentación de hi-
drocarburos mixtos conteniendo propileno y butileno con un
exceso de isobutano se hace pasar por los conductos 10 y 11
hasta el primer reactor de alquilación 12 donde tiene lugar
25 la alquilación de isobutano con propileno y butilenos en
presencia de ácido sulfúrico como catalizador. El reactor
12 se encuentra a una presión suficiente para mantener las
sustancias reaccionantes en fase líquida. La mezcla de reac-
ción en el reactor 12 se mezcla mediante la turbina 70 im-
30

= 8 MAR



1 pulsada por el motor 71. La emulsión de hidrocarburo y áci-
do se pasa del reactor 12 por el conducto 13 y la válvula
de reducción de presión 14 al tambor de evaporación instan-
tánea 15. El vapor constituido principalmente por propano
5 e isobutano es extraído por la parte superior del tambor
de evaporación instantánea 15 a través de los conductos 16,
17 y 18 hasta el separador de líquido-vapor 19. El hidrocar-
buro líquido y el ácido se extraen de la parte inferior
del tambor de evaporación instantánea 15 por el conducto
10 20 hasta el separador 21. Una pequeña cantidad del ácido
agotado del separador 21 se despreja por el conducto 22
y la porción principal del ácido es reciclada al reactor
de alquilación 12 a través de los conductos 22, 23 y 24.
En el reactor de alquilación 12 se carga ácido limpio por
15 el conducto 24.

Una alimentación de hidrocarburos mixtos conteniendo
propileno y butileno con un exceso de isobutano se car-
ga también por los conductos 10 y 25 en un segundo reactor
de alquilación 26 y el ácido limpio se carga por los con-
ductos 33 y 34. El reactor se encuentra a una presión su-
ficiente para mantener las sustancias reaccionantes en fa-
se líquida. La mezcla de reacción en el reactor 26 se mez-
cla mediante la turbina 27 impulsada por el motor 28. El
hidrocarburo líquido procedente del separador 21 se pasa
25 por el conducto 29 mediante la bomba 30 al conducto 31 don-
de se une a la emulsión de hidrocarburo y ácido procedente
del reactor de alquilación 26 a través del conducto 31 y
la mezcla combinada se pasa al separador 32 por el conduc-
to 31 a la presión del reactor 26. El ácido consumido es
30 descargado por el conducto 35 del separador 32 y el ácido



1

es reciclado al reactor 26 por los conductos 35 y 34.

5

El hidrocarburo líquido procedente del separador 32 pasa por el conducto 36 y la válvula de reducción de presión 37 al haz de tubos 38 contenido en el reactor de alquilación 26. Los componentes más ligeros, principalmente propano e isobutano, son vaporizados por el calor de la reacción de alquilación y junto con cualquier otro líquido son pasados por los conductos 17 y 18 al separador 19 de líquido-vapor. Una parte del hidrocarburo líquido procedente del separador 32 es pasado también por los conductos 36 y 36A al haz de tubos 39 del reactor de alquilación 12 y de allí al separador 19 de líquido-vapor por los conductos 17 y 18.

10

15

El vapor procedente del separador 19 de líquido-vapor es condensado y enfriado por medios no mostrados y pasado por el conducto 40 al fraccionador 41, procesándolo por métodos convencionales. El vapor procedente del separador 19 de líquido-vapor contiene propano, que debe ser eliminado del sistema de alquilación e isobutano que debe ser recuperado para su alquilación.

20

25

El hidrocarburo líquido procedente del separador 19 de líquido-vapor, conteniendo producto alquilado procedente de los reactores de alquilación 12 y 26, es pasado por el conducto 42 al sistema de tratamiento convencional 43 y desde allí por los conductos 44 y 40 a un sistema de fraccionamiento convencional mostrado esquemáticamente como fraccionador 41. El propano se extrae de la parte superior del fraccionador 41 por el conducto 45. El isobutano se extrae como corriente secundaria cerca de la parte superior del fraccionador 41 por los conductos 46 y 46A para

30

389030



1 ser reciclado a los reactores de alquilación 12 y 26 a tra
 vés del conducto 10 de alimentación de hidrocarburos y de
 los conductos 11 y 25 respectivamente. El n-butano se ex-
 trae como corriente secundaria por el conducto 47 y el pro-
 5 ducto deseado de alquilato se extrae como colas del fraccio
 nador 41 por el conducto 48.

ALQUILACION

10 Las condiciones para la etapa de alquilación en am-
 bos reactores son las conocidas en la técnica, por ejemplo
 mezclado eficaz, una temperatura del orden de 40°F (4,4°C),
 sustancias reaccionantes en fase líquida, alta concentra-
 ción de isobutano en la porción hidrocarburo de la mezcla
 de reacción, una mezcla aproximadamente 50/50 en volumen
 de ácido e hidrocarburo, una velocidad espacial del orden
 15 de 0,5 o menor y ácido limpio constituido por ácido sul-
 fúrico al 99,0-99,5 %.

EJEMPLO

20 Un material de alimentación de hidrocarburos com-
 prendiendo el isobutano de reciclo tiene la siguiente com-
 posición:

	<u>Porcentaje en volumen</u>
Propano	2,9
Propileno	2,9
Isobutano	76,3
25 Isobutileno	1,8
Butileno-1	0,8
Butileno-2	1,3
n-Butano	12,7
Isopentano	<u>1,3</u>
	100,0

30

- 8 - 389030



1 La anterior alimentación de hidrocarburos, a razón
de 434 barriles por hora a 35°F (1,7°C) se carga en un pri
mer reactor de alquilación 12 con instalación de evapora
ción instantánea de la emulsión. El reactor 12 se mantiene
5 a 40°F (4,4°C) y 100 psia (7 kg/cm² absolutos). También
se cargan en el reactor de alquilación 12, 2153 libras
(977 kg) por hora de H₂SO₄ al 99 % y 1149 barriles por ho
ra de ácido de reciclo procedente del sedimentador de al
quilación. La emulsión del reactor constituida por hidro
10 carburos y ácido a 40°F (4,4°C) se hace pasar a un caudal
de 1567 barriles por hora desde el reactor 12 al tambor
de evaporación instantánea 15 que se mantiene a una pre
sión de 15 psia (1 kg/cm² manométricos). Los componentes
ligeros de la emulsión son vaporizados instantáneamente
15 en el tambor de evaporación instantánea 15, enfriando con
ello las colas líquidas residuales. El vapor a un caudal
de 143 barriles por hora (líquido) se recoge en la parte
superior a 15 psia (1 kg/cm² absolutos) y 19°F (-7,2°C) y
se pasa por los conductos 16, 17 y 18 hasta un separador
20 19 de líquido-vapor y al procesado convencional subsiguien
te. Las colas constituidas por el ácido y el hidrocarburo
procedente del tambor de evaporación instantánea 15, a ra
zón de 1424 barriles por hora a 19°F (-7,2°C) y 15 psia
(1 kg/cm² absolutos) se bombean a 100 psia (7 kg/cm² abso
25 lutos) al separador 21 en el que el ácido y el hidrocarbu
ro son separados por sedimentación por acción de la grave
dad. El ácido procedente del fondo del separador 21 a
20°F (-6,7°C), se carga a razón de 1149 barriles por hora
en el reactor de alquilación 12. El hidrocarburo enfriado
30 a 20°F (-6,7°C), se extrae de la porción superior del sepa

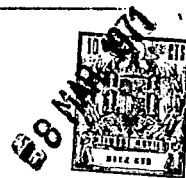


1 rador 21 por el conducto 29 y después de pasar por la bom-
ba 30 a razón de 275 barriles por hora se mezcla en el con-
ducto 31 con 1566 barriles por hora de efluente de emul-
sión procedente de un segundo reactor de alquilación 26,
5 dando una mezcla a una temperatura de 37,5°F (3,0°C). La
mezcla se hace pasar por el conducto 31 al segundo sedimen-
tador 32.

10 Otra porción de la alimentación de hidrocarburos en-
terior, a razón de 434 barriles por hora a 35°F (1,7°C),
se carga en un segundo reactor de alquilación 26 enfriado
por refrigeración de efluente. El segundo reactor 26 tam-
bién se mantiene a 40°F (4,4°C) y 100 psia (7 kg/cm² abso-
lutos). En el reactor se cargan 2153 libras (977 kg) por
hora de H₂SO₄ al 99 % y 1149 barriles por hora de ácido de
15 recicló procedente del sedimentador de alquilación. Se ha-
cen pasar 1566 barriles por hora de emulsión del reactor
a 40°F (4,4°C) procedente del reactor de alquilación 26
a través del conducto 31 hasta el separador 32 a 100 psia
(7 kg/cm² absolutos) después de ser mezclado en el conduc-
to 31 con 275 barriles por hora de hidrocarburo a 20°F
20 (-6,7°C) procedente del primer reactor de alquilación via
el conducto 29. El hidrocarburo líquido a 37,5°F (3,0°C)
se hace pasar desde el separador 32, a razón de 422 barri-
les por hora al haz de tubos cambiadores 38 del reactor 26
25 y a un caudal de 270 barriles por hora al haz de tubos 39
del reactor 12. El ácido procedente del separador 32 a
37,5°F (3,0°C), a razón de 1148 barriles por hora, es de-
vuelto al reactor de alquilación 26 por el conducto 34.

30 El hidrocarburo efluente del líquido y del vapor
de los haces de tubos 39 y 38 de los reactores 12 y 26 y

389030



1 el vapor procedente del tambor de evaporación instantánea
15 son pasados al separador 19 de líquido-vapor a un caudal combinado de 835 barriles por hora. El vapor procedente del separador 19 de líquido-vapor, a razón de 336 barriles por hora, es procesado por medios convencionales para separar el propano y recuperar el isobutano para ser reciclado a los reactores de alquilación. El líquido procedente del separador 19 de líquido-vapor, a razón de 500 barriles por hora, es sometido a tratamiento convencional en la vasija de tratamiento 43, por ejemplo mediante lavado con solución cáustica y agua y después cargado en una torre de fraccionamiento convencional. La producción combinada de producto alquilado de ambos reactores de alquilación es de 2460 barriles por día de operación.

15 El consumo de ácido sulfúrico al 99,0 % para la producción de 2460 barriles de producto alquilado por día de operación en las condiciones descritas es de 0,50 libras por galón de producto alquilado (0,058 kg/litro). El índice de octano de investigación del producto alquilado es 94,5 y con adición de 3,0 cc de plomo tetraetilo por galón (3,78 litros) de producto alquilado, el índice de octano de investigación es 107,4. El índice de octano de motor es 92,0 y con 3 cc de plomo tetraetilo es 106,8.

25 La discusión siguiente servirá para poner de manifiesto claramente las ventajas de esta invención. La temperatura de la emulsión del reactor 26 es reducida desde 40°F a 37,5°F (desde 4,4°C a 3,0°C) por intercambio directo de calor, mezclado físico, en el conducto 31 con una fase de hidrocarburos líquidos a 20°F (-6,7°C) procedente del separador 21, la temperatura de cuya fase de hidrocarburos

30

389030

8 MAR



1 ha sido reducida desde la temperatura del reactor de 40°F
(4,4°C) por evaporación instantánea de la emulsión. Por lo
tanto, el ácido de reciclo del conducto 34 y la fase de
hidrocarburos del conducto 36, derivados ambos del separa-
5 dor 32, también están a una temperatura de 37°F (2,8°C).
El resultado neto de hacer pasar el hidrocarburo a 37,5°F
(3,0°C) del conducto 36 en intercambio indirecto de calor
y el ácido a 37,5°F (3,0°C) del conducto 34 en intercam-
bio directo de calor al reactor de alquilación 26 es per-
mitir que la superficie de enfriamiento requerida en el
10 cambiador de calor sea reducida en un 26,8 %, o lo que es
lo mismo, de 3801 pies² (353,1 m²) a 2784 pies² (213,6 m²),
en comparación con el área de la superficie que sería re-
querida si ambos reactores funcionaran completamente inde-
pendientes en paralelo, sin el flujo de nuestra invención.
15 Si se desea emplear una extensión de superficie refrigeran-
te igual a la requerida sin nuestra invención, entonces el
reactor 26 refrigerado en el efluente puede funcionar a
38,7°F (3,7°C) en lugar de hacerlo a 40,0°F (4,4°C). Esto
20 reduciría la temperatura del reactor dando lugar a un me-
nor consumo de ácido.

Las cifras anteriores se refieren a condiciones par-
ticulares del ejemplo dado. Alternativamente, parte del
ácido procedente del separador 21 puede ser pasado al reac-
25 tor 26 en lugar de enviar la totalidad del mismo al reac-
tor 12. Asimismo, parte del ácido procedente del separa-
dor 32 puede ser pasado al reactor 12. Por ejemplo, si la
alimentación de olefinas al reactor 12 contiene más de al-
rededor del 60 % de propileno (40 % de butilenos) y la ali-
30 mentación de olefinas al reactor 26 contiene un 60 % de

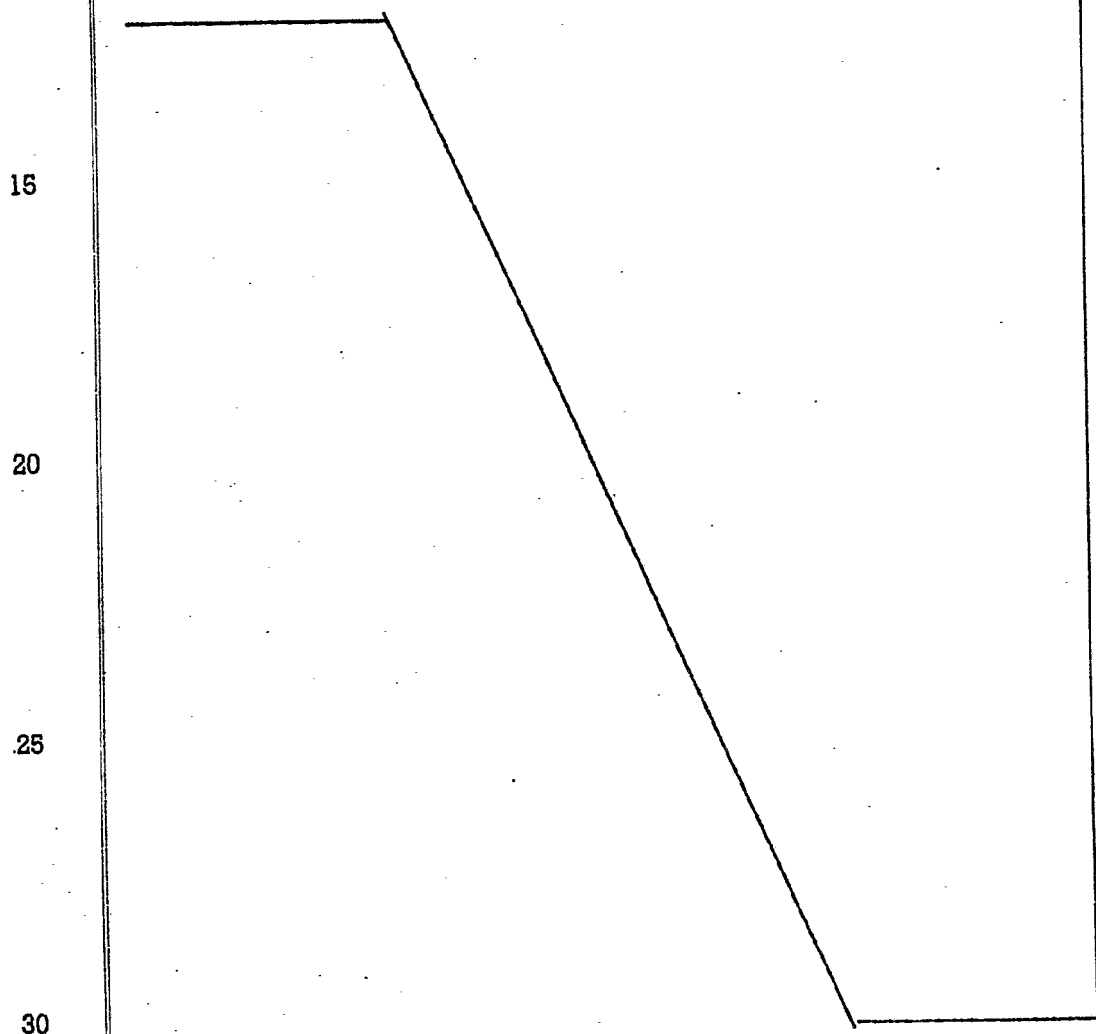
389030



1 butilenos como mínimo, es ventajoso no despreciar nada del ácido consumido procedente del separador 21 sino más bien enviarlo al reactor 26 y despreciar el ácido correspondiente al de ambos reactores del separador 32.

5 Evidentemente, pueden introducirse muchas modificaciones y variaciones de la invención tal como se ha descrito aquí sin apartarse del espíritu y alcance de la misma y, por lo tanto, solamente pueden ser impuestas las limitaciones indicadas en las reivindicaciones del apéndice.

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



389030



REIVINDICACIONES

1

1. Un procedimiento mejorado para la alquilación de una isoparafina con una olefina, en presencia de un catalizador de ácido sulfúrico, en el cual una mezcla de reacción líquida se mantiene en condiciones de alquilación en una zona de alquilación, estando caracterizada dicha mejora por:

5

a. extraer una primera corriente de dicha mezcla de reacción de dicha zona de alquilación,

10

b. pasar dicha corriente a una zona de evaporación instantánea efectuando la separación de dicha corriente en un vapor de hidrocarburos y una mezcla líquida de hidrocarburos y ácido, con enfriamiento simultáneo de dicho vapor de hidrocarburos y de dicha mezcla líquida,

15

c. separar dicha mezcla líquida en una primera fase de hidrocarburos líquidos y una primera fase de ácido,

d. extraer una segunda corriente de dicha mezcla de reacción de la citada zona de alquilación,

20

e. combinar dicha segunda corriente con la primera fase de hidrocarburos líquidos citada dando lugar a una mezcla líquida de hidrocarburos y ácido,

f. separar dicha mezcla líquida en una segunda fase de hidrocarburos y una segunda fase de ácido,

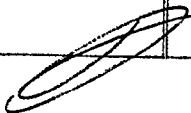
25

g. devolver dicha primera fase de ácido y dicha segunda fase de ácido a la citada zona de alquilación y

h. pasar dicha segunda fase de hidrocarburos en intercambio indirecto de calor con dicha mezcla de reacción en dicha zona de alquilación.

30

2. Un procedimiento según la Reivindicación 1, caracterizado por el hecho de que la citada zona de alquila-



389030



1 ción comprende como mínimo dos reactores de alquilación,
uno refrigerado por evaporación instantánea de la emul-
sión y otro refrigerado por refrigeración del efluente.

5 3. Un procedimiento según las Reivindicaciones 1
ó 2, caracterizado por el hecho de que dicha isoparafina
es isobutano.

10 4. Un procedimiento según las Reivindicaciones 1,
2 ó 3, caracterizado por el hecho de que dicha olefina
está seleccionada entre el grupo formado por propileno,
butilenos y amilenos.

15 5. Un procedimiento según cualquiera de las pre-
cedentes reivindicaciones, caracterizado por el hecho de
que dicha segunda fase de hidrocarburos de la etapa f se
pasa en intercambio indirecto de calor a dicho reactor de
alquilación refrigerado por refrigeración del efluente.

20 6. Un procedimiento según cualquiera de las Rei-
vindicaciones 1 a 4, caracterizado por el hecho de que di-
cha segunda fase de ácido de la etapa f es pasada en in-
tercambio directo de calor a dicho reactor de alquilación
refrigerado por refrigeración del efluente.

25 7. Un procedimiento según cualquiera de las pre-
cedentes reivindicaciones, caracterizado por el hecho de
que dicha primera fase de ácido de la etapa c es pasada en
intercambio directo de calor a dicho reactor de alquila-
ción refrigerado por evaporación instantánea de la emul-
sión.

30 8. Se reivindica por último, como objeto sobre
el que ha de recaer la Patente de Invención que se soli-
cita: "UN PROCEDIMIENTO MEJORADO PARA LA ALQUILACION DE
UNA ISOPARAFINA CON UNA OLEFINA".



389030

1

Todo conforme queda descrito y reivindicado en la presente Memoria descriptiva que consta de quince páginas mecanografiadas y dibujos adjuntos.

5

Madrid, 8 Marzo 1971

BERNARDO UNGRIA

P.p.

10

15

20

25

30



8 MAR 1971

389030

389030



ESCALA VARIABLE
MARTÍN S. DE... MARZO DE 19 71

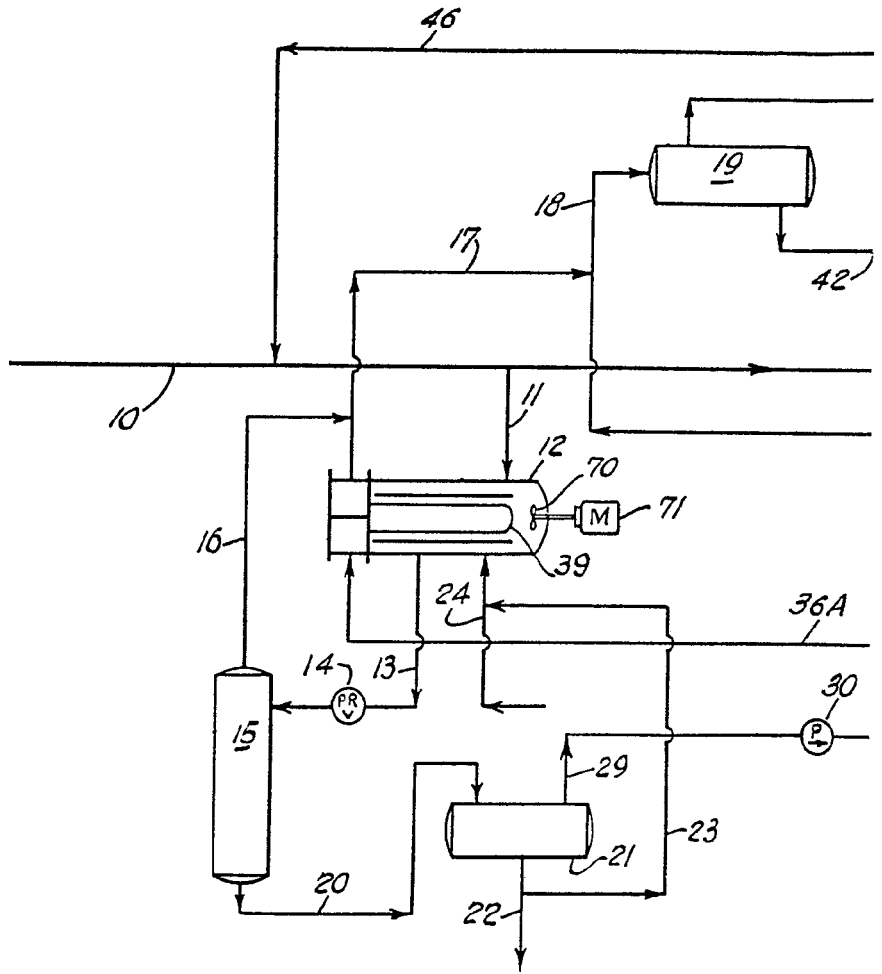
[Handwritten signature]

389030

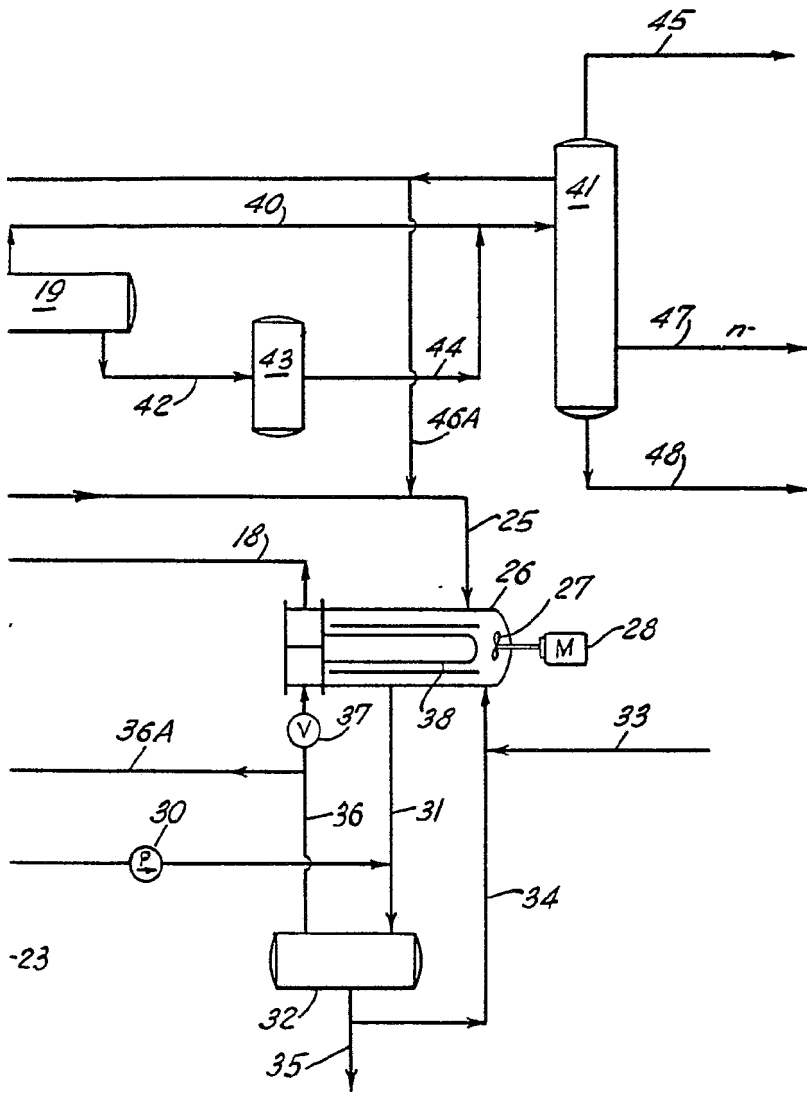


68 MAR

68 MAR



389030



-23

ESCALA VARIABLE
MADRID, 8 DE marzo DE 1971
PATENTE DE ESPAÑA