



(19) ES	(11) NUMERO 447.779	(10) A1
(21)	(22) FECHA DE PRESENTACION 11-5-1976	

PATENTE DE INVENCION P.- 63.021
Case 1636

(30) PRIORIDADES:	(32) FECHA	(33) PAIS
(31) NUMERO 576.779	12-5-75	EE.UU.

(47) FECHA DE PUBLICIDAD	(51) CLASIFICACION INTERNACIONAL B01D / C07C	(62) PATENTE DE LA QUE ES DIVISIONARIA
--------------------------	---	--

(54) TITULO DE LA INVENCION "UN PROCEDIMIENTO DE SEPARACION DE UN EFLUENTE DE PRODUCTO DE REACCION"
--

(71) SOLICITANTE (S) UOP INC.

DOMICILIO DEL SOLICITANTE Ten UOP Plaza, Algonquin & Mt. Prospect Roads, Des Plaines, Illinois, Estados Unidos de América
--

(72) INVENTOR (ES) James Douglas Weith

(73) TITULAR (ES)

(74) REPRESENTANTE DON ALBERTO DE ELZABURU MARQUEZ

1 El concepto de la invención que aquí se describe comprende un procedimiento para efectuar la separación
de un efluente de productos de reacción que contiene cantidades variables de hidrógeno, hidrocarburos normalmente gaseosos e hidrocarburos normalmente líquidos. Más específicamente, la invención se refiere a la separación del efluente de producto procedente de una zona de conversión de hidrocarburos en la que las reacciones se efectúan en una atmósfera de hidrógeno. En la inmensa mayoría de los procedimientos de conversión de hidrocarburos se emplea un compuesto catalítico de doble función, dispuesto en general en forma de lecho fijo en una o más zonas de reacción. La característica de la doble función se debe al hecho de que estos catalizadores son capaces de efectuar tanto reacciones de deshidrogenación (función no ácida) como de hidrogenación (función ácida). Por lo tanto, se emplean para activar una amplia variedad de reacciones de conversión de hidrocarburos, que comprenden el craqueado hidrogenante, la isomerización, deshidrogenación, hidrogenación, desulfuración, apertura del anillo, reformado catalítico, ciclización, aromatización, alcoholación, polimerización, craqueo, etc., algunas de las cuales están clasificadas como productos de hidrógeno, mientras que otras son consumidoras de hidrógeno. Una característica común a las anteriores reacciones se basa en el hecho de que se efectúan en una atmósfera que contiene hidrógeno. Además, como el catalizador de doble función tiene al menos un grado inherente de acidez, las reacciones de conversión de hidrocarburos causan generalmente la producción de componentes de bajo peso molecular, normalmente gaseosos, tales como metano, etano,

1 propano y butano. Es a este grupo de procedimientos de con-
versión de hidrocarburos al que se pretende aplicar la pre-
sente invención. Sin embargo, para mayor brevedad, la dis-
cusión que sigue se limitará voluntariamente a la aplicación
5 del concepto de la presente invención a los conocidos pro-
cedimientos de reformado catalítico.

En el procedimiento de reformado catalíti-
co, se efectúan, de modo virtualmente simultáneo, cuatro
reacciones principales; la primera es la aromatización,
10 en la que se convierten hidrocarburos nafténicos en hidro-
carburos aromáticos; la segunda es la deshidrociclisación,
en la que los hidrocarburos alifáticos de configuración de
cadena recta o de cadena ligeramente ramificada se ciclan
y deshidrogenan formando hidrocarburos aromáticos; la ter-
15 cera reacción es la isomerización, en la que los hidrocar-
buros alifáticos de cadena recta o cadena ligeramente rami-
ficada adquieren una configuración molecular más ramificada;
la última reacción principal es el craqueo hidrogenante,
en el que las moléculas parafínicas más largas se rompen
20 formando moléculas parafínicas menores. El efecto combina-
do de estas reacciones produce una corriente efluente de
producto que contiene hidrógeno, hidrocarburos normalmente
gaseosos y una fracción normalmente líquida de alto índice
de octano.

25 De modo similar, se efectúa, en una atmós-
fera de hidrógeno, un proceso de craqueo hidrogenante,
diseñado por ejemplo para convertir un material de alimen-
tación de gasoil en hidrocarburos del intervalo de ebulli-
ción de la nafta, y da como resultado un efluente de produc-
30 to de reacción que contiene hidrocarburos normalmente gaseo-

1 sos (metano, etano, propano y butano), hidrógeno e hidro
carburos normalmente líquidos (pentanos y más pesados).
Una técnica corriente, tanto en procedimientos que consu-
men hidrógeno como en los que lo producen, implica la re-
5 cuperación de una corriente rica en hidrógeno para nueva
utilización (recirculación) en el proceso. Esto es nece-
sario para mantener la presión parcial de hidrógeno nece-
saria en la zona de reacción, con el fin de prolongar la
actividad y la estabilidad del compuesto catalítico situa-
10 do en la misma. En un procedimiento que produce hidrógeno,
el exceso de hidrógeno con respecto al necesario para man-
tener la presión parcial de hidrógeno se emplea usualmen-
te en otros procesos de la refinería que consumen hidróge-
no. El metano y el etano, que en caso contrario actuarían
15 como contaminantes, se eliminan para impedir su acumula-
ción. El propano y el butano, que tienen aplicación y
son valiosos por sí mismos, se recuperan, preferiblemente,
por separado.

20 Como se ha indicado anteriormente, el pro-
cedimiento de separación abarcado por el concepto de la
presente invención es parecido al antedicho en que se re-
cogen, o separan, cuatro corrientes componentes; una co-
rriente de recirculación rica en hidrógeno, una fase ga-
seosa concentrada en metano/etano, una fase gaseosa con-
25 centrada en propano/butano, y la corriente de producto
de hidrocarburos normalmente líquidos. Sin embargo, se
consigue un aumento en la cantidad de metano/etano eli-
minados, aumentando simultáneamente la proporción de
concentrado de propano/butano recuperado, además de ven-
30 tajas en el rendimiento global.

OBJETOS Y REALIZACIONES

1 Un objeto principal de la presente invención es proporcionar un procedimiento mejorado para efectuar la separación de un efluente de productos de reacción. Un objeto relacionado reside en la recuperación de mayores cantidades de un concentrado de propano/butano.

5 Un objeto específico de la invención es proporcionar un procedimiento de separación más eficiente y económico del efluente de productos de reacción.

10 Por lo tanto, en una de sus realizaciones, la invención aquí descrita se refiere a un procedimiento para separar un efluente de productos de reacción que contiene (i) hidrógeno, (ii) hidrocarburos normalmente gaseosos, y (iii) hidrocarburos normalmente líquidos, procedimiento que comprende la secuencia de operaciones siguiente:

15 (a) introducir dicho efluente en una primera zona de separación, a una temperatura baja, para obtener una primera fase gaseosa rica en hidrógeno y una primera fase líquida; (b) introducir dicha primera fase líquida en una
20 segunda zona de separación, a sustancialmente la misma temperatura y a una presión reducida, para obtener una segunda fase líquida y recuperar una segunda fase gaseosa concentrada en C_1/C_2 ; (c) separar dicha segunda fase líquida, en una primera zona de fraccionamiento, en condiciones de fraccionamiento seleccionadas para obtener
25 (i) una corriente de hidrocarburos normalmente líquidos concentrada en C_5 en adelante, y (ii) una tercera fase gaseosa concentrada de hasta C_4 ; (d) condensar y separar
30 dicha tercera fase gaseosa para recuperar una cuarta fase

1 gaseosa concentrada en C_1/C_2 y proporcionar una primera
corriente concentrada en C_3/C_4 ; (e) separar al menos una
parte de dicha primera corriente concentrada en C_3/C_4 , en
5 una segunda zona de fraccionamiento, en condiciones de
fraccionamiento seleccionadas para recuperar una segunda
corriente concentrada en C_3/C_4 y dar una quinta fase ga-
seosa concentrada en C_1/C_2 y (f) reunir al menos una parte
de dicha quinta fase gaseosa concentrada en C_1/C_2 con
10 dicha primera fase líquida, e introducir la mezcla resul-
tante en dicha segunda zona de separación.

Estos y otros objetos y realizaciones
adicionales se pondrán de manifiesto en la siguiente me-
moria descriptiva del procedimiento de la presente in-
vención. En otra de tales realizaciones, la cuarta fase
15 gaseosa concentrada en metano/etano se introduce también
en la segunda zona de separación.

TECNICA ANTERIOR

En breves palabras, en la presente inven-
ción se emplea un sistema que comprende una zona de va-
porización súbita de baja presión, un desbutanizador (o
20 estabilizador) y un desetanizador. El producto neto ga-
seoso de cabezas procedente del desetanizador se intro-
duce en la zona de vaporización súbita a baja presión,
de la que la fase líquida sirve como parte del material
25 total de alimentación que va al desbutanizador. Prefe-
riblemente, los vapores netos de cabezas del desbutaniza-
dor se introducen también en la zona de vaporización súbi-
ta a baja presión. Ha de advertirse y admitirse neces-
ariamente que la técnica anterior adecuada está llena de
30 técnicas para efectuar la separación del efluente de pro-

1 ductos de reacción, y especialmente se refiere al enrique-
cimiento del hidrógeno de recirculación y la recuperación
de propano/butano (GPL). Sería vano cualquier intento de
describir exhaustivamente este campo particular del trata-
5 miento de hidrocarburos. Sin embargo, se justifica una
breve discusión y descripción de varios esquemas de trata-
miento que se refieren a las técnicas de separación para el
enriquecimiento de hidrógeno y/o la recuperación de un
concentrado de propano/butano. Una de las primeras técni-
10 cas, relacionada con el reformado catalítico, es la des-
crita en la Patente de los EE.UU. nº 3.296.118 (Cl. 208-100).
Una parte del producto normalmente líquido recogido, separa-
do como corriente de colas del estabilizador (desbutaniza-
dor) se recircula a un separador de alta presión y baja tem-
15 peratura, en el que se introduce el efluente de productos
de reacción. En el proceso se emplea una sóla zona de se-
paración que trabaja a sustancialmente la misma presión
que la zona de reacción, y a una temperatura reducida.

La Patente de los EE.UU. nº 3.477.946
20 (Cl. 208-344) comprende un procedimiento de absorción in-
tegrado por un desbutanizador, un absorbedor y un deseta-
nizador. Los gases de escape del desetanizador y el des-
butanizador se ponen en contacto en el absorbedor, en con-
tracorriente, con una parte del producto normalmente lí-
25 quido desbutanizado que sirve del llamado aceite pobre del
absorbedor. El aceite rico del absorbedor, que contiene
material en vapor absorbido, se introduce en el desbutani-
zador en mezcla con el efluente no estabilizado de la zona
de reacción.

30 En la Patente de los EE.UU. nº 3.516.924

1 (Cl. 208-65) se elimina el desetanizador y se incorpora un
sistema de separación de baja presión y alta presión en
el que se introduce el efluente de productos de reacción.
El aceite rico del absorbedor que contiene material en
5 vapor absorbido, se recircula y se introduce en la segun-
da zona de separación, o de alta presión, de la que la
fase líquida sirve como material de alimentación que va
al estabilizador. Un esquema similar se describe en la
Patente de los EE.UU. n.º 3.520.799 (Cl. 208-101), empleán-
10 dose también material de colas del estabilizador como
aceite pobre del absorbedor. En este caso, sin embargo,
el sistema de separación de baja presión alta presión, en
el que se introduce el efluente de productos de reacción,
funciona de modo distinto. La fase gaseosa de la zona ini-
15 cial de separación a baja presión se comprime, y la fase
líquida se bombea hasta una presión elevada en la zona de
separación de alta presión, desde la que se recircula hi-
drógeno a la zona de reacción. Esta misma técnica, sin
columna absorbente, se encuentra en la Patente de los EE.UU.
20 n.º 3.520.800 (Cl. 208-101).

Otros ejemplos de técnicas de separación y
sistemas de tratamiento son los de las Patentes de los
EE.UU. Nos. 3.537.978 (Cl. 208-101), 3.706.655 (Cl. 208-82)
y 3.706.656 (Cl. 208-82). En la Patente de los EE.UU. n.º
25 3.574.089 (Cl. 208-101), el efluente de productos de reac-
ción se introduce en un sistema de separación de alta pre-
sión baja presión, reciclándose hidrógeno desde el separa-
dor de alta presión. La fase gaseosa del separador de baja
presión se introduce en un absorbedor, mientras que la fase
30 líquida se introduce en una columna de arrastre con vapor.

1 La fase de vapor de esta última se hace volver al separador
de baja presión en mezcla con aceite rico del absorbedor.
La fase líquida de la columna de arrastre con vapor cons-
tituye la alimentación para el desbutanizador, del que una
5 parte de las colas líquidas se transforman en el aceite
absorbente pobre. Los gases o vapores del sistema descar-
gados a la atmósfera (o gas combustible) se descargan como
cabezas de la columna del absorbedor.

10 Finalmente, la Patente de los EE.UU. nº
3.753.892 (Cl. 208-102) comprende el sistema de separación
de baja presión alta presión, con un estabilizador que se-
para la fase líquida del separador de alta presión. La fa-
se gaseosa del estabilizador se devuelve al separador de
baja presión.

15 Una revisión de lo antedicho indica que
no se conoce el procedimiento de separación comprendido
por la presente invención. Se observará fácilmente que
el procedimiento de la presente invención no lleva inte-
grado un absorbedor, y además que la configuración precisa
20 de las zonas de separación y las zonas de fraccionamiento
no se encuentra en la técnica.

RESUMEN DE LA INVENCION

25 Como se ha indicado anteriormente, el pro-
cedimiento de separación de la presente invención compren-
de la integración de una zona de separación de alta pre-
sión, una zona de vaporización súbita de baja presión, un
estabilizador (ó desbutanizador) y un desetanizador. En
una realización se emplea la técnica de las Patentes de
los EE.UU. nos. 3.520.799 y 3.520.800; es decir, una zona
30 de separación adicional recibe el efluente de la zona de

1 reacción a sustancialmente la misma presión, teniendo en
cuenta sólo la pérdida de carga debida al flujo de fluido,
y a una temperatura inferior. La fase gaseosa y la fase
líquida separadas se someten a mayor presión, se vuelven
5 a combinar y se introducen en la segunda zona de separa-
ción. Básicamente, esto constituye el sistema de separa-
ción de baja presión/alta presión antes descrito, de la
técnica anterior, y es, en esencia, lo que se denomina sec-
ción de enriquecimiento de hidrógeno. Las ventajas prin-
10 cipales derivadas son una reducción en los costes de ser-
vicios requeridos, y un aumento de aproximadamente 2,0%
a 5,0% en la concentración de hidrógeno en la fase gaseosa
recirculada del separador de alta presión a la zona de
reacción. Se obtienen ventajas particulares durante las
15 etapas finales de un procedimiento cuando el catalizador
se ha llegado a desactivar hasta el punto de que la con-
centración de hidrógeno empieza a descender. Aunque el
uso de estas dos primeras zonas de separación no forma par-
te esencial de la invención, sino que es en realidad una
20 técnica que se mejora, su uso se prefiere.

El procedimiento de separación de la presente
invención está destinado tanto a los procesos consumido-
res de hidrógeno como a los productores de hidrógeno; es
decir, los procedimientos de conversión de hidrocarburos
25 en los que las reacciones se efectúan en una atmósfera de
hidrógeno. Independientemente de la clase en que el pro-
ceso particular esté incluido, se recupera hidrógeno y
se recircula al sistema de reacción. En un proceso que
consume hidrógeno, se introduce hidrógeno de reposición
30 desde una fuente exterior, mientras que en un proceso que

1 produce hidrógeno, el exceso de hidrógeno se retira para
emplearlo en cualquier otra parte. Como ya se han descri-
to anteriormente ejemplos específicos de ambos tipos de
procesos, y para mayor brevedad, la discusión que sigue
5 se referirá específicamente al proceso de reformado cata-
lítico, sin pretender limitar con ello la invención, cuyo
objeto y espíritu está comprendido en las reivindicacio-
nes anexas.

10 Las reacciones de reformado catalítico, ya
bosquejadas antes, se efectúan a presiones aplicadas com-
prendidas entre 3,5 kg/cm² manométricos y aproximadamente
75 kg/cm² manométricos. Sin embargo, los desarrollos re-
cientes en la tecnología del reformado han permitido la
15 posibilidad de trabajar a presiones más bajas, es decir,
de hasta unos 24,5 kg/cm² manométricos, presiones inferio-
res a las que la presente invención es más ventajosa. Las
temperaturas del lecho de catalizador están en el inter-
valo de unos 371°C a unos 593°C, aunque suele adoptarse
un límite superior de unos 565°C para evitar efectos per-
20 judiciales para el compuesto catalítico. Como las reac-
ciones de reformado son endotérmicas globalmente, la
temperatura del efluente de productos de reacción será
menor que la existente a la entrada al lecho de catali-
zador. Otras condiciones de trabajo incluyen una veloci-
25 dad espacial horaria de líquido (volúmenes de material
introducido por volumen de catalizador) en el intervalo
de aproximadamente 0,2 a aproximadamente 10,0, y una pro-
porción molar de hidrógeno a hidrocarburo de aproxima-
mente 1,0:1,0 a aproximadamente 10,0:1,0. Con respecto
30 a la concentración de hidrógeno de la corriente de gas

1 de reciclo, una técnica prudente de trabajo aconseja gene-
ralmente un mínimo de aproximadamente 50,0% en volumen.
Como esta corriente se recicla por medios de compresión,
donde el peso es un factor primordial, las concentraciones
5 de hidrógeno superiores, del orden de alrededor de 70,0% en
volumen, permiten unos ahorros importantes. Las concentra-
ciones superiores al 80,0% no se prefieren usualmente, ya
que no parece que haya ninguna ventaja adicional con res-
pecto al compuesto catalítico.

10 Según la presente invención, el efluente de
producto de reacción se enfría y se condensa hasta una
temperatura en el intervalo de aproximadamente 15,6°C a
unos 60°C, y se introduce en la zona de separación, bien
a la misma presión o a presión algo más elevada. Tal como
15 aquí se emplea, la frase "sustancialmente la misma pre-
sión" se pretende referir al hecho de que no hay aumento
ni disminución intencionada de presión, exceptuando, natu-
ralmente, la pérdida de carga como resultado de la circula-
ción del fluido por el sistema. También es éste el caso
20 cuando se usa la frase "sustancialmente la misma tempera-
tura". Se proporciona una fase gaseosa rica en hidrógeno
(aproximadamente 77,7% de hidrógeno), de la que una parte
se recircula a la zona de reacción, descargándose una se-
gunda parte del proceso como exceso de hidrógeno, para
25 usarlo en cualquier otro lugar del complejo de refino. La
fase líquida procedente de este separador de alta presión
constituye la carga a la sección de concentración de gases
del proceso de separación del producto. En la técnica
preferida antes descrita, el efluente de producto enfriado
30 se introduce inicialmente en un separador de baja presión,

1 del que las fases líquida y gaseosa se someten a mayor presión, se reúnen y se introducen en el separador de alta presión.

5 La fase líquida del separador de alta presión se introduce en una zona de vaporización súbita de baja presión, a sustancialmente la misma temperatura, pero a una presión considerablemente reducida, por ej. de al menos unos 5,25 kg/cm² manométricos más baja que la presión en el separador de alta presión. Haciendo un breve
10 resumen se llega a la conclusión de que el sistema de separación se emplea en un procedimiento de reformado catalítico a baja presión que trabaja a una presión en el intervalo de 7 kg/cm² manométricos a unos 28 kg/cm² manométricos, y comprende tres zonas de reacción individuales
15 que tienen entre ellas instalaciones adecuadas de cambio de calor. La zona de separación inicial de baja presión actúa a sustancialmente la misma presión que el efluente procedente de la última zona de reacción, el separador de alta presión a un nivel de al menos aproximadamente 3,5
20 kg/cm² manométricos por encima del efluente de producto de reacción, y la zona de vaporización súbita de baja presión a al menos 5,25 kg/cm² por debajo de la del separador de alta presión. En el ejemplo específico que se describe más adelante en conjunción con la descripción del dibujo
25 anexo, la corriente de reaccionantes se introduce en el primero de tres reactores a una presión de aproximadamente 23 kg/cm² manométricos, y sale de la tercera zona de reacción a una presión de unos 20,6 kg/cm² manométricos. A primera vista, esto parece ser una pérdida de carga relativamente fuerte. Sin embargo, hay que recordar que la
30

1 corriente de reaccionantes atraviesa el catalizador en
tres zonas de reacción y dos calentadores intermedios que
hay entre ellas. De acuerdo con su uso como medio de cambio
de calor, el efluente del producto de reacción se enfría y
5 se condensa, y se introduce en un separador de baja pre-
sión a una presión de aproximadamente 19 kg/cm² manomé-
tricos. Después de la compresión de las fases líquida y
gaseosa separadas, el efluente se introduce en el separa-
dor de alta presión a una presión de aproximadamente 26
10 kg/cm² manométricos, y la fase líquida procedente del mis-
mo se introduce en la zona de vaporización súbita de baja
presión a una presión de unos 16 kg/cm² manométricos. Como
procedimiento general, en este procedimiento de reformado
catalítico de baja presión, la zona de separación de baja
15 presión se mantiene a una presión de desde aproximadamente
7 kg/cm² manométricos a unos 21 kg/cm² manométricos, el
separador de alta presión a una presión en el intervalo
de unos 10,5 kg/cm² manométricos a aproximadamente 28
kg/cm² manométricos, y la zona de vaporización súbita a
20 baja presión a una presión de aproximadamente 5,25 kg/cm²
manométricos a unos 23 kg/cm² manométricos. En todos los
casos, la temperatura del material que entra en las zonas
de separación está en el intervalo de unos 15,5°C a unos
60°C.

25 Aparte de la fase gaseosa rica en hidrógeno
en exceso descargada del separador de alta presión y que se
emplea en alguna otra parte de la refinería, la fase ga-
seosa de la zona de vaporización súbita de baja presión
constituye la única corriente de gas de escape a la atmós-
30 fera del procedimiento de separación de la presente inven-

1 ción. Esta corriente está concentrada en metano y etano,
y comprende al menos aproximadamente 60,0% en volumen de
los mismos. Además, esta corriente de escape contiene me-
5 nos de aproximadamente 10,0% del propano y el butano dispo-
nibles para la recuperación en la sección de concentración
de gas del sistema de separación. La fase líquida de la
zona de vaporización súbita de baja presión se introduce
en el estabilizador, y a partir de aquí se recupera el pro-
ducto normalmente líquido en forma de corriente de colas.
10 En el ejemplo que sigue, esta corriente contiene menos de
1,0% en volumen de butanos e hidrocarburos más ligeros.
La fase de vapor procedente del estabilizador se enfría
y se condensa, empleándose una parte del líquido conden-
sado como reflujo para la columna, e introduciéndose el
15 resto en un desetanizador, mientras que el llamado gas de
escape neto del estabilizador, que contiene más de alrede-
dor de 50,0% de metano y etano, se introduce en la zona de
vaporización súbita de baja presión, en mezcla con la fase
líquida separada en el separador de alta presión. En la
20 Memoria descriptiva presente, así como en las reivindica-
ciones anexas, la expresión "estabilizador" quiere decir
lo mismo que "desbutanizador", con el significado de una
zona de fraccionamiento en la que una corriente de hidro-
carburos principalmente líquidos se separa de los hidro-
25 carburos normalmente gaseosos.

El desetanizador sirve para proporcionar un
concentrado de propano/butano sustancialmente exento de
metano y etano. Aunque no es esencial para la presente
invención, la corriente de colas del desetanizador puede
30 introducirse en una columna de fraccionamiento de C₃-C₄

1 para recuperar por separado un concentrado de propano como
corriente de cabezas y un concentrado de butano como co-
rriente de colas. La fase gaseosa descargada en forma de
corriente de cabezas del desetanizador se condensa y se en
5 fría para suministrar el reflujo necesario a la columna.
La porción que queda se recircula para combinarse con la
fase líquida del separador de alta presión, e introducir-
se con ella en la zona de vaporización súbita de baja pre-
sión. Como se acaba de describir, y se indica específi-
10 camente más adelante, el procedimiento de separación de
la presente invención se presta a la recuperación de propa-
no y butanos de corrientes exteriores que se originan en
otros varios procesos. En un ejemplo específico, la recu-
peración de propano y butanos es mayor de alrededor de
15 95,0%.

Para ilustrar mejor el procedimiento de se-
paración de la presente invención, y las ventajas que se
derivan de su empleo, se supondrá que sólo el gas de es-
capes del desbutanizador se introduce en el depósito de
20 vaporización súbita de baja presión, en mezcla con la co-
rriente líquida del separador de alta presión. Esto cons-
tituye una de las realizaciones preferidas de la invención.
Con el único objeto de esta discusión, y para mayor simpli-
cidad, sólo se considerarán las pérdidas de propano. El
25 contenido de propano de la corriente líquida del separador
de alta presión es de alrededor de 65,88 moles/hora. La
pérdida de propano en el desbutanizador, como resultado de
la necesidad de aportar un reflujo, es de aproximadamente
44,38 moles/hora, o sea el 67,4%. Al introducirse el gas
30 de escape del desbutanizador en el depósito de vaporización

1 súbita de baja presión, la pérdida de propano desciende a
unos 2,99 moles/hora, es decir aproximadamente el 4,4%.
Sin embargo, tomando conjuntamente ésto con la pérdida de
5 propano existente en el desetanizador, como resultado de
tener que acumular una cantidad para reflujo, la pérdida
total alcanza 17,99 moles/hora, es decir el 27,3% aproxi-
madamente. Cuando se emplea la técnica del aceite pobre
del absorbedor, ilustrada por la técnica anterior ya des-
10 crita, en la que se introducen en el absorbedor tanto el
gas de escape neto del desbutanizador como el desetani-
zador, sólo se logra una pequeña ganancia. Con la disposi-
ción del absorbedor, la pérdida de propano es de 16,47
moles/hora, o sea aproximadamente el 25,0%. Además, hay
un aumento importante de inversión inicial de capital, así
15 como un aumento en los costes de producción, por la nece-
sidad de enfriar el aceite pobre y estabilizar el aceite
rico. Adoptando la presente invención, la pérdida de pro-
pano es la mínima, 9,93 moles/hora, o sea alrededor de
15,1%. Como se ha indicado anteriormente, y como se ilus-
20 tra más adelante en un ejemplo específico, el procedimien-
to de la presente invención se presta fácilmente a la recu-
peración simultánea de propano y butano de otros procesos
de la refinería; en este ejemplo, de un contenido total de
propano de 195,38 moles/hora en la corriente introducida
25 en el depósito de vaporización súbita de baja presión, la
pérdida es de sólo 16,21 moles/hora, o sea de alrededor
de 8,3%.

Juntamente con la descripción de las varias
realizaciones de la presente invención, tal como se ilustra
30 en el dibujo anexo, se dan otras técnicas de tratamiento y

1 condiciones de trabajo. Del dibujo se han eliminado los
diversos servicios auxiliares, que no se creen necesarios
para quienes tienen la experiencia necesaria en la técnica.
El uso de detalles tales como bombas, compresores, con-
5 troles e instrumentación diversa, circuitos de recupera-
ción de calor, sistemas de válvulas, conducciones de arran-
que y equipo similar, etc., es muy conocido por los exper-
tos en la técnica. Se entiende que el ejemplo no limita
la invención, cuyo objeto y espíritu están reflejados en
10 las reivindicaciones anexas.

DESCRIPCION DEL DIBUJO

Haciendo ahora referencia al dibujo se des-
cribiré el procedimiento de separación de la presente in-
15 vención en conjunción con un procedimiento de reformado ca-
talítico de diseño comercial, que tiene una velocidad de
carga de hidrocarburos de aproximadamente 1.908.000 li-
tros/día. El objeto que se pretende es producir un efluen-
te de producto normalmente líquido que tiene un índice de
20 octano "clear research" de aproximadamente 100,0, reco-
giendo simultáneamente una corriente concentrada de pro-
pano/butano. En breves palabras, la unidad de reformado
catalítico consta de tres zonas de reacción en lecho fijo
que tienen calentadores intermedios entre ellas. El mate-
25 rial de carga de nafta, a un caudal de 1237,95 moles/hora,
y a una presión de aproximadamente 25,5 kg/cm² manométricos,
se mezcla con una corriente de gas de recirculación
rica en hidrógeno (77,7%), a un caudal de 11.152,18 moles
30 por hora y a una presión de 26 kg/cm² manométricos. Des-
pués de un cambio de calor con una o más corrientes efluen-

1 tes calientes, y un posterior aumento de temperatura por
 el uso de un calentador de llama directa, la carga combi-
 nada entra en la primera zona de reacción a una presión de
 aproximadamente 23 kg/cm² manométricos, y sale de la terce-
 5 ra zona de reacción a una presión de unos 21 kg/cm² manomé-
 tricos. Después de su uso como medio cambiador de calor y
 posterior enfriamiento, el efluente de producto de reacción,
 que tiene la composición que se indica en la Tabla I más
 adelante, está a una temperatura de alrededor de 60°C y
 10 una presión de unos 19 kg/cm² manométricos.

El efluente de producto de reacción se intro-
 duce, por la conducción 1, en el refrigerante 2, en el que
 la temperatura se reduce a 37,7°C y la presión a 19 kg/cm²
 manométricos. El efluente así enfriado se descarga por la
 15 conducción 3 y se introduce por ella misma en el separador
 4 de baja presión. Una fase primordialmente gaseosa se des-
 carga por la conducción 5 y se introduce en un compresor que
 no se ilustra en el dibujo, con el resultado de que la tem-
 peratura alcanza 73,2°C y la presión 26,4 kg/cm² manométri-
 20 cos.

TABLA I : Efluente de producto de reacción

	<u>Componente</u>	<u>Moles/hora</u>	<u>% en vol.</u>
	Hidrógeno	9834,34	70,3
	Metano	1389,55	10,0
25	Etano	747,60	5,3
	Propano	466,25	3,3
	Isobutano	117,87	0,8
	N-butano	151,46	1,1
	Isopentano	94,64	0,7
30	n-pentano	57,69	0,4

1 TABLA I : Efluente de producto de reacción (cont.)

<u>Componente</u>	<u>Moles/hora</u>	<u>% en vol.</u>
Hexano y superiores	1138,92	8,1

5 Una fase principalmente líquida se retira por la conducción 6, y, a través de medios de bombeo, se mezcla con la fase principalmente gaseosa a una temperatura de 37,7°C y una presión de 26,7 kg/cm² manométricos. La mezcla continúa a través de la conducción 5 y entra en el refrigerante 7, donde la temperatura disminuye a 37,7°C. 10 El material así enfriado se descarga por la conducción 8 y se introduce en el separador 9 de alta presión a una presión de unos 26 kg/cm² manométricos.

15 Del separador 9 de alta presión se descarga una fase principalmente gaseosa, por medio de la conducción 10, y, después de la desviación del hidrógeno recirculado requerido a través de la conducción 11, el hidrógeno en exceso continúa por la conducción 10, para emplearlo en otras zonas de la refinería. Una fase principalmente líquida se descarga por la conducción 12 y se introduce a través de ella en la zona 14 de vaporización súbita de baja presión. El análisis de componentes de hidrógeno en exceso en la conducción 10, el hidrógeno de recirculación de la conducción 11, y la fase principalmente líquida de la conducción 12, se dan en la Tabla II siguiente:

25 TABLA II: Análisis de la corriente del separador de alta pres.

<u>Componente, moles/hora</u>	<u>Conducción 10*</u>	<u>Conduc.11</u>	<u>Conduc.12</u>
Hidrógeno	1155,16	8665,66	13,52
Metano	161,66	1212,73	15,16
30 Etano	83,83	628,83	34,94

1 TABLA II: Análisis de la corriente del separador de
alta pres. (cont.)

Componente, moles/hora	Conducción 10*	Conduc.11	Conduc.12
Propano	47,09	353,28	65,88
5 Isobutano	10,14	76,07	31,66
n-butano	11,83	88,76	50,87
Isopentano	5,17	38,74	50,73
n-pentano	2,72	20,43	34,54
Hexano y superiores	9,03	67,68	1062,21

10 * hidrógeno en exceso sólo

Con respecto al hidrógeno en exceso que se descarga por la conducción 10, los 69,06 moles por hora de propano/butano (4,65%) pueden devolverse al procedimiento de separación de la presente invención después del empleo de esta corriente de hidrógeno en exceso en otra unidad de tratamiento. La fase líquida de la conducción 12 constituye una parte del material de alimentación que va al separador 14 de baja presión, siendo el resto la mezcla de gas de escape neto del estabilizador y el desetanizador (conducción 13). La mezcla se introduce en el depósito 14 de vaporización súbita a baja presión a una temperatura de 49°C y una presión de aproximadamente 15,7 kg/cm² manométricos. La fase gaseosa separada por la conducción 15 está concentrada en metano y etano, y contiene 20,06 moles/hora de propano y butanos. La proporción de propano, 16,21 moles/hora, es mayor que los 9,93 moles/hora antes indicados, ya que esta última cantidad resultaba de una consideración de sólo la fase líquida a alta presión de la conducción 12, y no el material de reflujo en exceso introducido por la conducción 17 como se describe más ade-

15

20

25

30

1 lante. El análisis de los componentes de las corrientes gaseosa y líquida, conducciones 15 y 16, de la zona 14 de vaporización súbita de baja presión, se presenta en la Tabla III siguiente:

5 TABLA III: Análisis de las corrientes de la zona de vaporización súbita

Componente	Conducción 15		Conducción 16	
	Moles/hora	% en vol.	Moles/hora	% en vol.
Hidrógeno	13,52	10,8	1,92	0,1
10 Metano	17,91	14,3	18,40	1,1
Etano	70,82	56,7	296,75	16,8
Propano	16,21	12,9	193,06	11,0
Isobutano	1,70	1,4	40,14	2,3
n-butano	2,15	1,7	67,34	3,8
15 Isopentano	0,70	0,6	50,16	2,8
n-pentano	0,38	0,3	34,33	1,9
Hexano y superiores	1,61	1,3	1060,60	60,2

20 La corriente líquida de la zona de vaporización súbita de baja presión en la conducción 16 se mezcla con una corriente de reflujo en exceso de procedencia exterior en la conducción 17. La fuente de esta corriente son unas columnas estabilizantes integradas en un sistema de fraccionamiento de crudos y una unidad de reformado térmico. De los 444,75 moles/hora de reflujo en exceso, el 88,5% está constituido por propano y butanos.

25 La mezcla continúa por la conducción 16, y se introduce por ella en el estabilizador 18 a una temperatura de alrededor de 108°C y una presión de aproximadamente 19,4 kg/cm² manométricos. El estabilizador 18, en este ejemplo, trabaja a una temperatura de colas de aproximadamente 249°C y una presión de aproximadamente 18,2 kg/cm² manométricos, y una tem-

30

1 temperatura en cabeza de unos 70°C y una presión de unos 17,8
 kg/cm² manométricos. La corriente gaseosa de cabezas se
 descarga por la conducción 20 y se introduce en el refri-
 5 gerante 21, en el que la temperatura se disminuye a apro-
 ximadamente 37,7°C. El producto reformado normalmente lí-
 quido se retira por la conducción 19 en una proporción de
 1157,21 moles/hora, y contiene sólo alrededor de 0,5% de
 butanos. Estos no se consideran butanos "perdidos", ya
 que se recuperan en la corriente de producto líquida cuya
 10 presión de vapor, o volatilidad, se ajustará después para
 uso como combustible de motores por adición de butanos.
 En la Tabla IV siguiente se presenta un análisis de com-
 ponentes de la corriente de producto reformado.

TABLA IV: Análisis de componentes del producto reformado

15	<u>Componente</u>	<u>Moles/hora</u>	<u>% en vol.</u>
	Isobutano	2,30	0,2
	n-butano	3,46	0,3
	Isopentano	55,82	4,8
	n-pentano	35,03	3,0
20	Hexanos y supe- riores	1060,60	91,7

Los vapores de cabezas enfriados del esta-
 bilizador 18 se introducen el colector de cabezas 23 por
 la conducción 22. Los vapores no condensados se descar-
 25 gan por la conducción 24 y se recirculan por la conduc-
 ción 13 para combinarse con el líquido del separador de
 alta presión en la conducción 12. El líquido condensa-
 do se separa por la conducción 25, y una parte del mismo
 se desvía por la conducción 26 para constituir el reflujo
 30 requerido para el estabilizador 18. El resto continúa

1 por la conducción 25, en una cantidad de 839,73 moles/hora,
 y se introduce en el desetanizador 27 a una temperatura de
 aproximadamente 78°C y una presión de aproximadamente 19,2
 kg/cm² manom. El análisis de los componentes del gas de
 5 escape neto de la conducción 24 y el líquido neto de la
 conducción 25 se muestra en la Tabla V que sigue:

TABLA V: Análisis de componentes de cabezas del esta-
bilizador

Componente	Conducción 24		Conducción 25	
	Moles/hora	% en vol.	Moles/hora	% en vol.
Hidrógeno	1,76	0,8	0,16	-
Metano	14,12	6,7	7,03	0,8
Etano	111,52	53,0	221,11	26,3
Propano	54,01	25,7	268,55	32,1
15 Isobutano	10,18	4,8	98,23	11,7
n-butano	18,62	8,8	238,90	28,4
Isopentano	0,13	0,1	3,43	0,4
n-pentano	0,07	0,1	2,32	0,3

20 En la Tabla anterior se observará que el gas de escape ne-
 to del estabilizador es de aproximadamente 59,7% de metano/
 etano, y que las colas líquidas netas, que sirven como
 alimentación para el desetanizador 27, consisten en apro-
 ximadamente 72,2% de propano/butano.

25 La corriente líquida neta de la conducción
 25 se introduce en el desetanizador 27 a una temperatura
 de aproximadamente 73°C y una presión de aproximadamente
 33 kg/cm² manom.. El desetanizador trabaja a una tempera-
 tura de colas de alrededor de 116,5°C y una presión de
 aproximadamente 32 kg/cm² manom., y a una temperatura de
 30 cabeza de alrededor de 47°C y una presión de aproximadamen-

1 te 32 kg/cm² manom. Por la conducción 30 se retira una corriente de cabeza, se introduce en el refrigerante 31, donde la temperatura se disminuye a unos 37,7°C, y, por la conducción 32, se lleva al colector de cabezas 33. El material condensado se retira por la conducción 34, para usarlo como reflujo del desetanizador, y la fase gaseosa se retira por la conducción 13, donde se mezcla con el gas de escape neto del estabilizador en la conducción 24, continuando la mezcla a través de la conducción 13 para mezclarse con el líquido de alta presión de la conducción 12, como se ha dicho. El análisis de componentes del gas de escape del desetanizador y la corriente de colas se muestran en la Tabla VI siguiente:

TABLA VI: Análisis de la corriente del desetanizador

Componente	Conducción 13		Conducción 28	
	Moles/hora	% en vol.	Moles/hora	% en vol.
Hidrógeno	0,16	-	-	-
Metano	7,03	2,2	-	-
Etano	221,11	69,6	-	-
20 Propano	89,38	28,2	179,17	34,3
Isobutano	-	-	98,23	18,9
n-butano	-	-	238,90	45,8
Isopentano	-	-	3,43	0,6
n-pentano	-	-	2,32	0,4

25 En lo antedicho se observa que la corriente de colas del desetanizador contiene propano y butanos en una cantidad de alrededor de 99,0%, y que en el gas de escape predominan el metano y etano, en proporción de aproximadamente 71,8%.

30 En esta unidad particular, se desea recu-

1 perar los butanos y el propano en forma de corrientes se-
paradas; por lo tanto, el líquido de colas del desetaniza-
dor de la conducción 28 se introduce por medio de ella en
una columna de fraccionamiento 29 de C_3-C_4 a una presión
5 de alrededor de 19 kg/cm^2 manom. y una temperatura de apro-
ximadamente 78°C . El fraccionador trabaja a una temperatu-
ra de colas de alrededor de 105°C y una presión de unos
 18 kg/cm^2 manom., y una temperatura de cabeza de unos
 53°C y una presión de unos $17,5 \text{ kg/cm}^2$ manom. El con-
10 centrado de butano, $96,1\%$, se descarga por la conducción
35. Se descarga un concentrado de propano por la conduc-
ción 36, se introduce en el refrigerante 37, y se hace pa-
sar a través de la conducción 38 al colector de cabezas
39 a una temperatura de alrededor de $37,7^\circ\text{C}$. El reflujo
15 se hace volver a la columna por la conducción 41, y se
recogen $171,27$ moles/hora de propano en la conducción
40.

Lo antedicho ilustra claramente el modo
en que se efectúa el procedimiento de separación de la
20 presente invención, y las ventajas que se alcanzan por su
utilización. Cuando se separa el efluente del producto
del modo descrito, en ausencia de corriente alguna de
 C_3-C_4 de una fuente exterior al proceso, se recuperan
el $84,93\%$ del propano y el $96,46\%$ de los butanos; sobre
25 una base combinada, del total de propano/butano que se
introducen en la sección de concentración de gas a tra-
vés de la fase líquida del separador de alta presión,
se recupera el $91,34\%$. Cuando se introduce una corrien-
te exterior en la zona de separación, como en el ejemplo
30 anterior, la recuperación de propano es de $91,70\%$, la recu-

1 peración de butano es de 98,89%, y la recuperación global
de propano/butano combinados es de 96,30%.

5

- REIVINDICACIONES -

10 Los puntos de invención propia y nueva, que
se presentan para que sean objeto de esta solicitud de Pa-
tente de Invención en ESPAÑA, por VEINTE años, son los que
se recogen en las reivindicaciones siguientes.

15 1ª.- Un procedimiento de separación de un
efluente de producto de reacción que contiene (i) hidró-
geno, (ii) hidrocarburos normalmente gaseosos, y (iii)
hidrocarburos normalmente líquidos, procedimiento que
comprende las operaciones en serie de (a) introducir di-
cho efluente en una primera zona de separación, a una tem-
peratura inferior, para dar una primera fase gaseosa rica
20 en hidrógeno y una primera fase líquida, (b) introducir
dicha primera fase líquida en una segunda zona de sepa-
ración, a sustancialmente la misma temperatura y una pre-
sión reducida, para dar una segunda fase líquida y recu-
perar una segunda fase gaseosa concentrada en C_1/C_2 ,
25 (c) separar dicha segunda fase líquida, en una primera
zona de fraccionamiento, en condiciones de fraccionamien-
to seleccionadas para dar (i) una corriente de hidrocar-
buros normalmente líquidos concentrada en C_{5+} y (ii) una
tercera fase gaseosa concentrada en C_4- , (d) condensar
30 y separar dicha tercera fase gaseosa para recoger una

M/G

30

1 cuarta fase gaseosa concentrada en C_1/C_2 y dar una primera
corriente concentrada en C_3/C_4 , (e) separar al menos una
parte de dicha primera corriente concentrada en C_3/C_4 , en
una segunda zona de fraccionamiento, en condiciones de
5 fraccionamiento seleccionadas para recoger una segunda co-
rriente concentrada en C_3/C_4 y dar una quinta fase gaseosa
concentrada en C_1/C_2 , y (f) reunir al menos una parte de
dicha quinta fase gaseosa concentrada en C_1/C_2 con dicha
primera fase líquida e introducir la mezcla resultante en
10 dicha segunda zona de separación.

2ª.- Un procedimiento según la reivindi-
cación 1ª, caracterizado además porque dicha cuarta fase
gaseosa concentrada en metano/etano se introduce en di-
cha segunda zona de separación.

15 3ª.- Un procedimiento según la reivindica-
ción 1ª, caracterizado además porque dicha primera zona
de separación se mantiene a una presión al menos aproxi-
madamente $3,5 \text{ kg/cm}^2$ manométricos por encima de la de
dicho efluente del producto de reacción.

20 4ª.- Un procedimiento según la reivindica-
ción 1ª, caracterizado además porque dicha segunda zona
de separación se mantiene a una presión al menos aproxi-
madamente $5,25 \text{ kg/cm}^2$ manométricos por debajo de la de
dicha primera zona de separación.

25 5ª.- Un procedimiento según la reivindi-
cación 1ª, caracterizado además porque dicho efluente del
producto de reacción se separa a sustancialmente la misma
presión y a inferior temperatura, en una zona inicial de
separación, se aumenta la presión de su fase de vapor y
30 su fase líquida, se mezclan y se introducen en dicha pri-

ME

1 mera zona de separación.

5 6ª.- Un procedimiento según la reivindicación 5ª, caracterizado además porque dicha zona inicial de separación se mantiene a una temperatura en el intervalo de aproximadamente 15,5°C a aproximadamente 60°C y una presión de aproximadamente 7 kg/cm² manométricos a aproximadamente 21 kg/cm² manométricos.

10 7ª.- Un procedimiento según la reivindicación 1ª, caracterizado además porque dicha primera zona de separación se mantiene a una temperatura de aproximadamente 15,5°C a aproximadamente 60°C y una presión en el intervalo de alrededor de 10,5 kg/cm² manométricos a alrededor de 28 kg/cm² manométricos.

15 8ª.- Un procedimiento según la reivindicación 1ª, caracterizado además porque dicha segunda zona de separación se mantiene a una temperatura de alrededor de 15,5°C a unos 60°C y una presión de unos 5,25 kg/cm² manométricos a unos 22,7 kg/cm² manométricos.

20 9ª.- Un procedimiento según la reivindicación 1ª, caracterizado además porque la concentración de metano/etano en dicha cuarta fase gaseosa es al menos de aproximadamente 50,0%, y porque la concentración de C₃/C₄ en dicha primera corriente es al menos de aproximadamente 65,0%.

25 10ª.- Un procedimiento según la reivindicación 1ª, caracterizado además porque la concentración de C₁/C₂ en dicha quinta fase gaseosa es al menos de aproximadamente 65,0% y porque la concentración de C₃/C₄ en dicha segunda corriente es al menos de apro-
30

1 ximadamente 95,0%.

11^a.- Un procedimiento según la reivindicación 1^a, caracterizado además porque dicho efluente de producto de reacción procede de una zona de reacción de reformado catalítico.

5 12^a.- UN PROCEDIMIENTO DE SEPARACION DE UN EFLUENTE DE PRODUCTO DE REACCION.

Tal y como se ha descrito en la Memoria que antecede, representado en los dibujos que se acompañan y con los fines que se han especificado.


10 Esta Memoria consta de treinta hojas escritas a máquina por una sola cara.

Madrid, 09 JUN 1976

P.A.

15 **Alberto de**

Por Poder,



20

25

30

MGE

