



ESPAÑA

10 ES	11 NUMERO	10 RI
	446.333	
	22 FECHA DE PRESENTACION	
	24-3-1976	

PATENTE DE INVENCION

A1 446333 771001 BOLD 45/78

30 PRIORIDADES:	32 FECHA	33 PAIS
31 NUMERO		
561,625	24-3-1975	Estados Unidos

47 FECHA DE PUBLICIDAD	61 CLASIFICACION INTERNACIONAL	62 PATENTE DE LA QUE ES DIVISIONARIA
	BOLD	

54 TITULO DE LA INVENCION
UN METODO Y SU CORRESPONDIENTE APARATO PARA SEPARAR PARTICULAS DE UNA CORRIENTE DE GAS.

71 SOLICITANTE (S)
ASHLAND OIL, Inc.

DOMICILIO DEL SOLICITANTE
Ashland, Kentucky, U.S.A.

72 INVENTOR (ES)
GEORGE DANIEL MYERS ✓ PAUL WINSTON WALTERS ✓ ROBERT LEE COTTAGE ✓

73 TITULAR (ES)

74 REPRESENTANTE
D. BERNARDO UNGRIA GOIBURU

**POOR
QUALITY**

1 Extracto de la descripción

5 Método y aparato para separar partículas tales como las partículas de catalizador empleadas en la desintegración catalítica de hidrocarburos, de gases en que están suspendidas o arrastradas. La mezcla de gases y partículas se mueve en un tubo o conductor que se desfoga a través de una abertura de salida hasta una cámara de separación. Se somete la cámara a una presión estática por su comunicación con el conducto, pero no hay flujo de gas esencialmente a través de la cámara, en la parte exterior del conducto. Una gran proporción de las partículas se separan por inercia de los gases al proyectarse las partículas dentro de la cámara a través de la abertura de salida del conducto, en tanto que la presión dentro de la cámara a través de la abertura de salida desvía o cambia la trayectoria de los gases angularmente a través de un orificio en la pared lateral del conducto, directamente dentro de un separador de ciclón a una menor presión.

10

15

20 La invención proporciona ventajas inesperadas al permitir mayores temperaturas de operación, rendimientos mayores y menores pérdidas de catalizador.

25 Esta invención se refiere a la separación de material en partículas que se arrastra o se suspende en una corriente de gas que se mueve dentro de un conducto. La invención dio lugar y encuentra su uso más inmediato en relación con la separación de partículas de catalizador finas y sólidas de los gases producidas en proceso de conversión de hidrocarburos tal como los procesos de desintegración catalítica de lecho fluido, y por lo tanto, se describe principalmente a continuación en esta en relación con ese

30

1 campo de utilización.

5 En la desintegración catalítica de lecho fluido del petróleo, se lleva a cabo la conversión de aceites residuales o densos en fracciones de hidrocarburos más ligeras poniendo en contacto el aceite con un catalizador caliente y en partículas como un lecho fluido o suspensión efluente. En un proceso de desintegración ampliamente explotado y conocido como "desintegración de contrapaso", éste contacto - se lleva a cabo en un reactor en la forma de un tubo alarga
10 do extendido hacia arriba al cual se le hace referencia en la industria como "prolongación de la tubería de revestimiento".

15 En este tipo de proceso, el aceite a una temperatura de alrededor de 260-427° centígrados se mezcla en la parte inferior del tubo vertical, estando el catalizador -- más caliente a una temperatura de alrededor de 621-732° centígrados. El contacto del catalizador caliente con el aceite da por resultado en una generación muy rápida de unos vo
20 lúmenes de gas muy grandes, que ocasionan velocidad de transportación dentro del tubo vertical de más o menos 10,5 hasta 15 metros por segundo. La reacción de desintegración continua en tanto se mueve la mezcla de gas y partículas en el tubo hacia arriba y hasta que se separen el catalizador y - los gases.

25 Con el fin de detener la reacción de desintegración en la etapa deseada y para evitar la degradación de los productos deseados, es necesario separar el catalizador muy rápidamente de los productos de reacción después del periodo deseado de contacto. Esto se lleva a cabo comúnmente
30 en lo que se conoce como una cámara separadora. Para llevar

1 a cabo esta separación ha sido práctica convencional emplear
uno o más separadores de ciclón, separándose los gases des-
cargándose a través de una tubería vertical sumergida hasta
5 la parte inferior de la cámara de separación. Si el grado
de separación en un ciclón de una sola etapa logrado no es
adecuado, se puede separar de manera ulterior el efluente
que contiene una pequeña porción de partículas sólidas arras-
tradas en él mismo en un ciclón de segunda etapa.

10 Como se emplea en los procesos para la conver-
sión de hidrocarburos del tipo específico a que se ha ape-
nas hecho referencia, esta invención se relaciona especial-
mente con la separación del catalizador de la mezcla de ca-
talizador y gases al llegar de una tubería vertical hasta
una cámara de separación. En tales procesos la eficiencia
15 de la separación del catalizador tiene consecuencias impor-
tantes. Los sólidos del catalizador que no se separan y que
permanecen arrastrados en el gas efluente del ciclón se ---
pierden para la operación de desintegración y tienen que ---
substituirse o recuperarse y devolverse al proceso, para ---
20 mantener una relación de catalizador respecto a la carga y
para disminuir al máximo los costos del catalizador. Más ---
aún, las partículas del catalizador que recorren corriente
abajo con el efluente del ciclón ocasionan la erosión del
aparato de procesamiento. La necesidad de limitar las pér-
25 didas de catalizador puede por sí sola ser un límite de ---
operación en un régimen de carga de aceite, y por lo tanto,
en la capacidad. Además, para operar con elevados rendimien-
tos, pueden emplearse temperaturas dentro de la cámara de ---
separación tan elevadas que constituyan límites de opera-
30 ción al aproximarse a los límites de resistencia de los me

1

tales.

5

Aún cuando los ciclos empleados para la separación del catalizador ya son artefactos de separación eficientes, con capacidad de separar hasta el 99,95 por ciento de los sólidos del catalizador, tienen que manejar cargas muy pesadas: en las operaciones de refinación los regímenes de carga de catalizador al tubo vertical pueden exceder 815.400 Kilogramos por hora. Será evidente que las ineficiencias de separación de solamente un 0,005 por ciento será aún más rápida substancial en términos de kilogramos del catalizador reales.

10

15

Por estas razones, es el objeto de esta invención proporcionar un dispositivo para llevar a cabo la separación de gases y partículas requerida que permita la elevación de los límites de operación y menores pérdidas de partículas.

Técnica Anterior.

20

25

30

Una solución previa tomada por la técnica previa al problema de separar los sólidos de los gases en la desintegración de contrapaso se describe en la patente de Slynghstead Número 2,994.659. En ésta el tubo vertical tiene una multiplicidad de hendiduras de descarga en su pared lateral, por debajo de un extremo superior cerrado. La totalidad del efluente del tubo vertical se descarga directamente dentro de una cámara de separación en que se reduce la velocidad superficial del gas, permitiendo de esa manera que se asiente una parte del catalizador. Un separador de ciclón de dos etapas tiene su entrada abierta hacia la cámara de separación.

1 La experiencia demostró que esa disposición fue
ineficaz y que el grado de separación que ocurre en la cáma-
ra disminuye rápidamente con los incrementos de la velocidad
superficial del gas dentro de la cámara. Por encima de cierto
5 límite (por lo general entre 1,05 y 1,50 metros por segundo,
dependiendo de la densidad de las partículas catalizadoras y
el tamaño, gama, geometría, densidad de gases y otros factores),
el gas que fluye a una elevada velocidad desde la salida del
tubo vertical a través del separador hasta la entrada del ci-
10 clón, mantuvo simplemente una gran porción de los sólidos en
suspensión y llevaba esa carga a los ciclones. El sistema --
era eficaz a bajas velocidades pero elevadamente ineficaz a
las elevadas velocidades requeridas para una operación ecó-
nómica.

15 Una solución alternativa tomada subsiguientemente
en la técnica es aquella descrita en la patente Nº 3,152.066
de Wickham. En ésta la tubería vertical tenía una sola abertu-
ra de salida en su pared lateral, directamente opuesta a --
la entrada del ciclón. Había un pequeño intervalo horizontal
20 entre la salida de la tubería vertical y la entrada del ci-
clón, para permitir el escape del vapor depurador dentro de
la cámara de separación a través del ciclón. La totalidad --
del efluente de la tubería vertical se descargaba directamente
al ciclón. El gas de salida del ciclón de primera etapa pasa-
25 ba directamente hasta un ciclón de segunda etapa. En la prác-
tica, este sistema también se encontró que era malo en tér-
minos de los resultados de la separación. El sistema de ci-
clón era muy sensible a las fluctuaciones de presión dentro
de la tubería vertical, de manera que los cambios dentro de
30 la tubería vertical tendían a descontrolar la operación del

1 ciclón. Esto se debía, cuando menos en parte, a las oleadas --
del catalizador dentro de la tubería vertical y por lo tanto
dentro del ciclón. El artefacto descrito en la patente no tu
bo éxito en la industria. Se modificó descargando el gas --
5 efluente del ciclo de la primera etapa dentro de la cámara --
de separación y alimentando el ciclo de la segunda etapa des
de la cámara en vez de desde el ciclón de la primera etapa,
pero dichos cambios no tuvieron una mejora substancial.

10 Después del separador del tipo Wickham, la técnica
más recientemente ha empleado un colector en forma de "T" en
el extremo de la tubería vertical. La "T" tiene unos brazos
extendidos horizontalmente estando las salidas abriéndose ha
cia abajo hacia la cámara separadora, alejándose de la entra
da del ciclón. El grado de separación que ocurre en la cáma--
ra corriente arriba del ciclón se mejora en comparación con
15 el sistema Slyngestead y el límite de velocidad superficial
es mayor, pero sin embargo, aún queda un límite bastante agu
do una vez que sea alcanzado. También el grado de separación
tiende a variar mucho dependiendo de la altura de la salida
en forma de "T" por encima del lecho del catalizador. Entre
20 más cerca esté el lecho respecto a la "T", la separación se--
rá peor y mayor la carga del ciclón. Más aún, el chorro des--
cendente del catalizador a una velocidad bastante elevada --
causa problemas de desgaste graves en la tubería vertical, la
tubería descendente sumergida y la válvula de chapaleta en
25 el extremo de la tubería descendente sumergida.

30 La patente de Chipley Número 2.648.398 descri--
be un depurador de aire que comprende una cámara alargada --
que tiene una entrada en una pared lateral con comunicación
sin restricción a la atmósfera, y una abertura de salida --

1 para el polvo más pequeña que la entrada y en alineación
opuesta respecto a la misma en una pared lateral opuesta -
de la cámara. La salida también se abre hacia la atmósfera.
Se aplica succión a una salida de aire de la cámara, para
5 sacar aire lateralmente desde el espacio entre la entrada
y la salida. Las partículas de polvo se mueven lateralmen-
te hacia el eje longitudinal de la cámara, a través de la
cámara desde la entrada hasta la salida opuesta, en tanto
se saca longitudinalmente el aire limpio.

10 Smith en su patente Número 2.540.695 describe
un economizador de combustible y depurador de aire para ve-
hículos de motor, en que una pieza en forma de embudo mon-
tada por detras del radiador de un automóvil, lleva hacia
adentro hasta un deflector tubular que está encerrado den-
15 tro de un filtro concéntrico. El filtro tiene una salida -
de boquilla opuesta de la entrada en forma de embudo, bo-
quilla a través de la cual se descarga la arenisca a la -
atmósfera. Una entrada del carburador conduce radialmente
desde una cámara anular que rodea al filtro.

20 La patente Número 3.597.903 describe un depu-
rador de vacío en que el múltiple de entrada tiene un ex-
tremo abriéndose hacia una bolsa de filtro y una abertura -
en la pared lateral corriente arriba abriéndose hacia una
bolsa de filtro secundaria. El espacio que rodea las dos
25 bolsas de filtro está bajo presión negativa. Se atrapa pre-
ferentemente la suciedad, primero en la bolsa de filtro en
línea, después, cuando esa queda llena, en la bolsa secun-
daria.

30 Sumario de la Invención

De acuerdo con esta invención tal como se pone

1 en práctica en los procesos de desintegración de contrapaso
de hidrocarburos, la tubería vertical conduce a la cámara de
separación y se abre directamente dentro de la cámara de se-
paración a través de una abertura de salida. La salida está
5 de manera preferente esencialmente perpendicular respecto al
eje longitudinal del tubo. La tubería vertical ascendente --
tiene una segunda salida u orificio que está corriente arri-
ba respecto a la abertura de salida, en la pared lateral de
la tubería vertical, generalmente paralela al eje de la tube-
ría. Esa abertura se comunica directamente con la entrada de
10 un separador de ciclón. La descarga del gas del ciclón de la
primera etapa puede alimentarse a la entrada de un ciclón de
segunda etapa. La cámara de separación está a una presión ma-
yor que aquella dentro del ciclón y esencialmente no hay flu-
jo de gases a través de la misma.
15

La invención hace uso de la elevada velocidad
de las partículas de catalizador y del gas que se mueve den-
tro de la tubería vertical ascendente. El gas siendo de ba-
ja densidad en comparación con el catalizador, puede dar la
20 vuelta angular a través del orificio corriente arriba late-
ralmente hasta el ciclón, mientras se transporta el catali-
zador denso por su impulso hasta el separador. Por lo tanto,
se dirige el gas dentro del ciclón pero la mayor parte de -
las partículas se proyectan dentro del separador, hacia afue-
ra de la corriente de gases desviada. (Esto puede ser con-
25 trastado con los sistemas previos en que toda la corriente --
de gas y partículas se dirige hacia adentro del ciclón y --
con otros sistemas en que toda la corriente se dirige hacia
dentro del separador).

30 La cámara separadora está esencialmente ce-
rrada respecto al flujo de un volumen tan grande de gases a

1 través de la misma y no existe flujo de gas substancial --
desde la tubería vertical a través de la cámara de separa-
ción. Se mantiene una retropresión estática dentro de la -
cámara de separación que desvía el gas angularmente desde
5 la tubería vertical de manera que no pase a través de la -
cámara separadora sino que pase dentro por la entrada del
ciclón. Las partículas sólidas que tienen un mayor impulso
debido a su mayor densidad, continúan recorriendo en direc-
ción ascendente en que se estaban moviendo en la tubería -
10 vertical y no se desvían con la retropresión. Por lo tanto,
salen de esa manera a través de la abertura de salida de la
tubería vertical hasta la cámara separadora y se acumulan
como un lecho en el fondo del separador desde el cual se --
sacan para su depuración y recirculación. La porción princi-
15 pal de los sólidos de esa manera se desvían alrededor del
ciclón y no entran al ciclón para nada; una porción menor
que puede ser dentro del orden de desde 10 hasta 20 por -
ciento del catalizador, sí entra al ciclón y se separa --
allí.

20 Se obtienen varias consecuencias sorprendentes
mediante la práctica de la invención. Un resultado espe-
cialmente singular y ventajoso es que puede emplearse tem-
peraturas de desintegración notablemente mayores. Más aún
la velocidad superficial de los gases en la cámara de sepa-
25 ración se elimina como límite de la operación; y en tercer
término, se mejora marcadamente la eficiencia de la sepa-
ración y la estabilidad sobre una amplia gama de condicio-
nes de operación.

30 Debido a que la descarga del tubo vertical no
fluye a través del separador no existe esencialmente flujo

1 de gas en el separador. Es decir, la velocidad de espacio
o superficial (definida como flujo de gas dividido por el
área de flujo en sección transversal) es esencialmente cero.
Este factor, que ha sido límite crítico superior en ciertas
5 configuraciones previas, ya no resulta limitante. Sin velo-
cidad superficial en el separador, no existe esencialmente
arrastre de las partículas descargadas de la tubería verti-
cal no obstante su régimen de operación. Más aún, puesto
que la presión dentro de la cámara de separación es mayor
10 que la presión en el ciclón, no existe tendencia de que el
ciclón descargue gas hacia abajo a través de su tubería --
descendente sumergida, que en sí tendería a ocasionar el --
arrastre nuevamente de las partículas.

15 La temperatura a la cual opera el separador --
puede elevarse sorprendentemente mediante el uso de la in-
vención. Muchas cámaras separadoras ahora en servicios han
sido fabricadas de metales que resistan temperaturas inter-
nas de gases de alrededor de 510° centígrados. Si se modi-
fican para incorporar la estructura de esta invención se --
20 encuentra que el mismo recipiente separador ahora puede --
operar a temperaturas de alrededor de 566° centígrados, es
decir, un incremento de alrededor de 56° centígrados sin ex-
ceder los límites de resistencia de los metales. Esta es --
una ventaja importante puesto que se ha encontrado en años
25 recientes que estas temperaturas más elevadas son desca-
bles en términos de sus efectos sobre las reacciones de de-
sintegración. Por lo tanto, la modificación de la estructu-
ra de ciclón y tubería vertical en una estructura de casco
del separador existente da lugar a que se opere un proceso
30 a temperaturas óptimas pero mayores que las temperaturas de

1 gas del diseño original.

La razón de ésto, parece ser que una capa limitante de gas estático ahora queda sobrepuesto en la pared del recipiente y reduce notablemente la transferencia térmica del gas al casco. Por lo tanto, la temperatura detectada del casco es de hecho menor a la misma temperatura de descarga del gas por la tubería vertical.

5 Esta invención puede describirse mejor ulteriormente mediante referencia a los dibujos que se acompañan en los cuales:

10 La figura 1 es una vista diagramática en elevación de un tipo común de desintegrador de contrapaso;

La figura 2 es una vista en sección vertical fragmentaria de la cámara de separación de un desintegrador de contrapaso que tiene una estructura de separación de acuerdo con una modalidad preferente de la invención;

15 La figura 3 es una vista en sección transversal horizontal tomada en la línea 3-3 de la figura 2; y

La figura 4 es una vista fragmentaria en sección vertical de una forma modificada de la invención.

20 Como se ha sugerido previamente, la presente invención encuentra su aplicación más inmediata en la separación de partículas de catalizador de gases en relación con la desintegración de contrapaso de los procesos para la conversión de hidrocarburos. Por esa razón se ilustra la invención con los dibujos con referencia específica a ese campo de utilización, aún cuando con lo anterior no se pretende limitarla.

25 En la forma común de una estructura de desintegrador de contrapaso como se ilustra en la Figura 1, se bom

30

1 bea la carga de aceite hasta la parte inferior de la tubería
vertical ascendente en donde se mezcla con el catalizador -
caliente que entra del regenerador. El contacto del cata-
lizador caliente con el aceite genera rápidamente un gran -
5 volumen de gases y ocurre la desintegración al elevarse la
mezcla por la tubería vertical. El conducto vertical ascen-
dente tubular y alargado conduce hacia arriba vertical o in-
angularmente hasta un recipiente separador elevado para la
separación del catalizador de los gases. Los productos gaseo-
10 sos separados se llevaron al fraccionador para su separación
en gas, gasolina, aceite ligero de ciclo, gas oil y otros -
productos. Se acumula el catalizador en un lecho como se in-
dica con la línea a rayas en la porción depuradora o infe-
rior del recipiente de separación. Se agrega vapor al reci-
15 piente para separar al aceite no desintegrado de las parti-
culas del catalizador. El catalizador depurado pero incrus-
tado de coque se devuelve del depurador hasta el regenera-
dor en donde se separa el coque por combustión mediante la
adición de un aire combustible caliente, produciendo un gas
20 de combustión caliente. En seguida se hace recircular el ca-
talizador caliente. Una tolva se proporciona comúnmente pa-
ra el almacenamiento del catalizador. Para una descripción
ulterior de la desintegración de contrapaso se puede hacer
referencia a la revista Procedimiento de Hidrocarburos, Vol-
25 51 Número 5, Mayo 1.972, Páginas 89 hasta 92; a la misma re-
vista Volumen 53, Número 9, Septiembre 1.974, páginas 118 a
121; o al libro "Sistemas de Partícula Fluida y Fluidifica-
ción", de Zenz y Othmer, Reinhold Publishing Corp., 1.960,
páginas 7 a 15.

30

En la estructura separadora de esta invención -

1 como se ilustra en la Figura 2, la tubería vertical 10 en-
tra al recipiente separador 11 desde abajo y se extiende en
la modalidad ilustrada, hacia arriba por lo general junto -
con el eje vertical de recipiente. El espacio 12 dentro del
5 recipiente separador alrededor y por encima del tubo vertical
ascendente se le hace referencia como cámara separadora. En
su extremo superior, la tubería vertical ascendente 10 desem-
boca directamente en la cámara 12 a través de una abertura
u orificio de salida 13 que preferentemente es una abertura
10 en el extremo, perpendicular al eje del tubo y al eje de la
cámara 12. Por encima del extremo abierto superior 13 de la
tubería vertical 10 está montado un cono deflector orienta-
do hacia abajo 14 en la parte superior del recipiente sepa-
rador. El objeto de este cono deflector 14 es el de desviar
15 las partículas catalizadoras que se descargan a través de la
salida de la tubería vertical ascendente 13, evitando de esa
manera que corroan el extremo superior del recipiente, y -
también para disminuir al máximo "el regreso de las partícu-
las" a la tubería vertical ascendente a través de su extre-
mo abierto, que pudiera ocasionar un nuevo arrastre de las
20 partículas.

Separado una distancia corta por debajo pero adya-
cente a la salida de la tubería vertical 13 hay cuando menos
un orificio 17 en la parte lateral de la tubería vertical.
25 La modalidad preferente ilustrada es una disposición equili-
brada o simétrica en que la tubería vertical ascendente es-
tá provista de dos orificios laterales 17 y 17 que están dia-
metralmente opuestos uno del otro, cada uno de los cuales ---
alimenta un sistema separado de separación de ciclón en serie
30 de dos etapas (ilustrado mejor en la Figura 3). Especifica---

1 mente, cada orificio lateral 17 y 17 está conectado vía un
conducto transversal o lateral, designado respectivamente
en 18 y 18 a la entrada del ciclón de primera etapa 19 y -
5 19. Los ciclones por lo general pueden tener configuracio-
nes de acuerdo con las conocidas, y los ciclones en sí no
comprenden parte de la invención. Sin embargo, es importan-
te notar que los ciclones de primera etapa se alimentan sola-
mente a través de los orificios en las paredes laterales 17
y no a través de la cámara 12. Los conductos 18 y 18 alimen-
10 tan partículas tangencialmente dentro de los ciclones res-
pectivos, en donde se hace una ulterior separación de par-
tículas y del gas. Las partículas separadas en los ciclones
de primera etapa 19 y 19 se descargan a través de una tube-
ría vertical descendente sumergida extendida hacia abajo,
15 una de las cuales se ilustra en 20 de la Figura 2, con un
efluente gaseoso descargado por la parte superior a través
de los conductos para la salida de gases 21 y 21 que están
conectados a los cuerpos de ciclón respectivos a través de
las juntas de expansión que se ilustran en 22.

20 Esta provisto de manera deseable el extremo su-
perior de la tubería vertical ascendente de un dispositivo
externo de refuerzo designado generalmente como 25, para so-
portar la carga de cantilever del separador de ciclón que ---
cuelga del mismo. También es útil para proporcionar una za-
25 pata como en 26, en el costado de la tubería vertical ascen-
dente para evitar que el ciclón se apoye y quede sostenida
en la pared de la tubería vertical ascendente.

30 Las salidas para gas 21 y 21 de los ciclones de
primera etapa 19 y 19 están conectados a través de los con-
ductos 27 y 27 a las entradas de los ciclones de segunda eta-

1 pa 28 y 28, respectivamente. Cuando se emplean ciclones de
dos etapas, cada ciclón de segunda etapa puede conectarse
directamente a la salida de gas 21 del ciclón de primera
5 etapa. Los conductos 27 y 27 constituyen las únicas entra-
das a los ciclones de segunda etapa; es decir; aquellos ci-
clones no se alimentan a través o desde la cámara 12. Es-
tán provistas unas juntas de expansión para dar acomodo a
la expansión diferencial entre los dos ciclones de segunda
10 etapa. Las tuberías verticales descendentes del ciclón de
segunda etapa, una de las cuales se ilustra en 29 de la Fi-
gura 2, descargan las partículas separadas en la segunda
etapa hasta la parte inferior de la cámara separadora. La
tubería vertical descendente debería terminar de manera de-
seable por encima del lecho de manera que no quede cubierta
15 con el mismo. Las salidas de gas 30 y 30 de los ciclones de
segunda etapa se extienden a través del recipiente separa-
dor y se conectan a un múltiple que conduce a los fracciona-
dores, no ilustrados.

20 Se somete a presión la cámara separadora, estan-
do conectada directamente a la tubería vertical ascendente,
pero está cubierto el orificio de descarga del catalizador
por el lecho del catalizador que de esa manera restringe
el escape de gases del separador. Se admite vapor para ayu-
25 dar en la operación de depuración (ver Figura 1). El flujo
de vapor es muy moderado, por ejemplo, dentro del orden de
680 Kilogramos por hora a 10,2 atmósferas. Salvo por el flu-
jo menor del vapor depurador que se cuele hacia arriba a
través del depurador, no existe esencialmente flujo de gases
a través de la cámara separadora.

30 E operación, la presión interna de la cámara -

1 12 bloquea el flujo de gases importante a través de la mis-
ma a través de la toma de aire en el extremo de la tubería
vertical ascendente 13. Las partículas catalizadoras que --
5 tienen una densidad relativamente elevada y bajo volumen, --
son llevadas por su impulso hasta la cámara de la tubería
vertical, pero los gases se desvían angularmente hasta el
ciclón a través de los orificios 17 y 17. Con mucho la por-
ción mayor del catalizador se separa en donde se dirigen --
10 los gases angularmente de manera lateral en tanto las par-
tículas se proyectan fuera de la tubería vertical y estas
partículas por lo general se desvían del sistema de ciclón.
Una porción menor de las partículas no se separan o vuelven
a ser arrastradas en el gas y entran al sistema de ciclón.
En su mayor parte se separan en el primero o segundo ciclo-
15 nes, que llevan una carga mucho menor que los de la técnica
previa. Existe una caída de presión de alrededor de 0,14 --
atmósferas a través de los ciclones.

La agudez del cambio de dirección del flujo de
gas es importante para lograr la separación, debido a que
20 las partículas no cambian de dirección tan rápidamente co-
mo lo hace el gas. En este aspecto, es benéfico ulteriormen-
te aumentar la velocidad de la corriente de partículas y de
gas solo corriente arriba de los orificios laterales 17 y 17.
Para este objeto la invención emplea preferentemente un dis-
25 positivo de boquilla en la forma de un restrictor o cuello
cónico en la tubería vertical como se indica con la sección
reducida en 32 de la Figura 2. Este cuello reduce el área
en sección transversal del conducto, de manera que se ace-
lere la corriente al moverse a través del mismo.

30 Alternativamente o adicionalmente, cuando se --

1 emplea una construcción de ciclón asimétrico o desbalancea-
do, es ventajoso emplear un dispositivo deflector, preferen-
temente en la forma de una placa deflectora 33 (ver Figura
4), que se proyecta angularmente hacia adentro desde la pa-
5 red lateral de la tubería vertical un poco corriente arriba
de la salida de la pared lateral y en línea con la misma, de
manera que las partículas se desvían alejándose de la sali-
da en la pared lateral. La placa está preferentemente angu-
lada a un ángulo A, respecto a la pared lateral del recipien-
te 10 de alrededor de 30°, y se proyecta alrededor de 15 -
por ciento del camino a través del diámetro del tubo. Esto
mejora de manera ulterior la eficiencia de la operación, co-
mo se ilustrará a continuación en ésta.

15 Los siguientes ejemplos y comparaciones con --
otras técnicas para la separación de partículas ilustrarán
ulteriormente la práctica y las ventajas de la invención.

Los datos de los lotes 1 a 10 en la Tabla I se
obtuvieron con un separador de la técnica previa en que to-
do el efluente de la tubería vertical ascendente se descar-
20 gó a través de un orificio lateral en la tubería vertical --
ascendente, a través de un conducto lateral directamente --
dentro de la entrada de un ciclón de primera etapa. No ha-
bía toma de aire en su extremo, y todo el catalizador entró
al sistema de ciclón. También se comunicó la salida del gas
25 del ciclón de primera etapa hasta la cámara separadora, y --
un ciclón de segunda etapa tenía su entrada abierta hacia --
el interior de la cámara. Se suministró vapor depurador a --
partir de una fuente externa hasta la cámara separadora.

TABLA I

CARGA DE ACEITE CRUDO

FONDO DE FRACCIONADOR

Lote Num.	Régimen del Catalizador. Kgms./hr.	Régimen de carga. Kgms./hr.	Gravedad API	Densidad Kgms/lit.	Flujo B/D	Densidad Kgms/lit. - Fondo	% Volumen	Pérdidas de Catalizador Kgms./lit. - carga.	Pérdidas de Catalizador Kgms./día.
1	269,676	49,762	24,5	0,9144	886	4,6	1,048	0,002	2047
2 A	305,088	52,940	24,6	0,9138	1,120	8,5	1,019	0,0022	2377
3	294,192	51,163	24,5	0,9144	1,259	8,7	1,017	0,0034	3430
4 A	288,744	49,600	26,2	0,9046	1,312	10,1	1,002	0,0004	416
5 A	321,432	49,658	26,4	0,9033	1,242	11,4	0,993	0,0017	1757
Promedio de muchos lotes	294,532	49,657						0,0018	1901
6	317,618	46,928	24,9	0,9121	695	3,5	1,057	0,0013	1272
7	238,822	37,136	28,1	0,8938	441	0,0	1,162	0,0011	829
8 A	288,744	48,863	26,6	0,9023	747	10,6	1,00	0,0036	354
9 A	348,672	49,373	26,2	0,9046	850	8,6	1,018	0,001	818
10	348,672	53,244	24,3	0,9156	912	8,7	1,017	0,0004	438
Promedio de muchos lotes	304,460	46,915						0,00079	736

CATALIZADOR TIPO A

CATALIZADOR TIPO B

1

5

10

15

20

25

30

1

I

CARGA DE ACEITE CRUDO

5

Lote Núm.	Régimen del Catalizador. Kgms./hr.	Régimen de carga. Kgms/Hr.	Gravedad API	Densidad Kgms/lit.
-----------	------------------------------------	----------------------------	--------------	--------------------

CATALIZA

10

1	269,676	49,762	24,5	0,9144 836
2 A	305,088	52,940	24,6	0,9138 1,12
3	294,192	51,163	24,5	0,9144 1,25
4 A	288,744	49,600	26,2	0,9046 1,31
5 A	321,432	49,658	26,4	0,9033 1,24
Promedio de muchos lotes	294,532	49,657		

15

CATALIZA

20

6	317,618	46,928	24,9	0,9121 69
7	238,822	37,136	28,1	0,8938 44
8 A	288,744	48,863	26,6	0,9023 74
9 A	348,672	49,373	26,2	0,9046 85
10	348,672	53,244	24,3	0,9156 91
Promedio de muchos lotes	304,460	46,915		

25

30

TABLA II
(INVENCIÓN)

CARGA DE ACEITE CRUDO				CARGA DEL INVENTARIO					
Lote	Régimen del Catalizador Kms/hr.	Gravedad API	Densidad Kms/lit.	Wajo E/D	Cantidad Lit	Densidad Kms/lit.	% de Vol. de Ceta- lizador Kms/1000 de carga	Pérdidas de Ceta- lizador Kms/1000 de carga	Revisadas de Ceta- lizador Kms/1000 de carga
11 A	326880	24,6	0,9138	1,396	10,7	1,0032	0,3	0,623	661
12	375912	25,0	0,9115	875	12,3	0,992	0,2	0,269	273
13	419496	24,3	0,9156	807	9,4	1,012	0,2	0,246	257
Promedio de 3 lotes	374096							0,38	397
<u>CATALIZADOR TIPO C</u>									
14	326880	19,7	0,9634	734	10,4	1,005	0,4	0,457	464
15	359568	26,0	0,9056	945	15,1	0,973	0,1	0,119	144
16	392256	24,3	0,9136	1,115	16,1	0,966	0,47	0,661	797
17	446736	27,5	0,8972	1,214	16,3	0,965	0,2	0,292	369
18	435842	26,0	0,9036	1,170	11,9	0,995	0,25	0,361	458
Promedio de 8 lotes	380338							0,338	394
<u>CATALIZADOR TIPO O</u>									

1

6

10

16

20

25

30

1

CARGA DE ACEITE CRUDO

5

Lote Número	Régimen del Cata- lizador Kgrs/hr.	Régimen de la Carga. Kgrs/hr.	Gravedad API	Der Kgr
----------------	---	-------------------------------------	-----------------	------------

10

11 A	326880	53312	24,6	0,
12	375912	51503	25,0	0,
13	419496	53533	24,3	0,
Promedio de 3 lo- tes	374096	52784		

15

14	326380	53117	19,7	0,
15	359568	60327	26,0	0,
16	392256	61325	24,3	0,
17	446736	62636	27,5	0,
18	435842	63888	26,0	0,

20

Promedio de 8 lo- tes	380338	58894		
-----------------------------	--------	-------	--	--

25

30

TABLA II
(INVENCION)

A DE ACEITE CRUDO

FONDO DEL FRACCIONADOR

n de ga. r.	Gravedad API	Densidad Kgms/lt.	Flujo B/D	Gravedad API	Densidad Kgms/lt.	% de Vo- lumen - Fondo.	Pérdidas de Ceta- lizador Kgm/1000 de carga	Pérdidas de Ceta- lizador Kgm/día.
-------------------	-----------------	----------------------	--------------	-----------------	----------------------	-------------------------------	---	---

CATALIZADOR TIPO B

2	24,6	0,9138	1,396	10,7	1,0032	0,3	0,623	661
3	25,0	0,9115	875	12,3	0,992	0,2	0,269	273
8	24,3	0,9156	807	9,4	1,012	0,2	0,246	257
4							0,38	397

CATALIZADOR TIPO C

7	19,7	0,9634	734	10,4	1,005	0,4	0,457	464
7	26,0	0,9056	945	15,1	0,973	0,1	0,119	144
5	24,3	0,9136	1,115	16,1	0,966	0,47	0,661	797
6	27,5	0,8972	1,214	16,3	0,965	0,2	0,292	369
8	26,0	0,9036	1,170	11,9	0,995	0,25	0,361	458
4							0,338	394

1 Los datos de la Tabla II se obtuvieron después de la estructura a partir de la cual se tomaron los datos de la Tabla I se cambio para incorporar la invención.

5 El catalizador A era un catalizador de equilibrio de sílice y alúmina en forma de partículas microesféricas con una densidad de masa aparente de 0,72 gramos por cc. los catalizadores B y C fueron del mismo tipo general que el Catalizador A pero con densidad de masa aparente de alrededor de 0,82 gramos por cc.

10 Los datos tanto en la Tabla I como en la Tabla II se tomaron de los sumarios de rendimiento. Cuando el Número de Lote se sigue con la letra A, los datos dados en el promedio de una semana, en vez de ser los datos de un día real. Las densidades de corriente se tomaron de las Tablas de Petróleo compiladas por E. W. Saybolt & Co., y se basan en la gravedad API de la corriente de acuerdo con el sumario de rendimiento. En estas tablas "Reg. de Catalizador" representa el régimen de circulación del catalizador de la tubería vertical; "Flujo de fondo del Fraccionador" representa el flujo total saliente de la corriente de fondo del fraccionador; "% Volumen fondo" es el porcentaje del volumen del catalizador en la corriente de fondo; y "Pérdida de Cat." representa la cantidad de catalizador no recuperado en los ciclones, suponiendo que todo el catalizador que entre al fraccionador salga en la corriente de fondo.

15

20

25

30

La pérdida de catalizador en Kgms/día se computó convirtiendo el flujo de fondo del fraccionador en litros por día y multiplicando por el porcentaje del volumen del catalizador en la densidad de corriente. La pérdida del catalizador en Kgms por 1000 litros de la carga de aceite crudo se computó

1 dividiendo la pérdida diaria por la entrada total de acei-
te crudo, convirtiendo de Kgms por hora a Kgms por día.

5 Por comparación de las Tablas I y II, resulta -
evidente que la invención redujo notablemente la pérdida me-
dia de catalizador, en tanto permitía el incremento del ré-
gimen de carga de aceite. Comparando la Invención los lotes
11, 12 y 13 con los Lotes de la técnica previa 6 y 10, to-
dos los cuales emplearon el mismo tipo de catalizador, resul-
ta evidente que la pérdida media por litro de carga se redu-
10 jo un 52 por ciento, al mismo tiempo que se incrementó el -
régimen de carga del aceite hasta un 13 por ciento, Más aún,
la temperatura de la cámara pudo incrementarse hasta 566° -
centígrados del límite previo de 510° centígrados de manera
que se obtuvo un producto de mejor calidad.

15 Los datos dados en la Tabla III a continuación
se obtuvieron de un separador a escala de banco en que se -
suspendió en aire el catalizador de desintegración en vez -
de los gases de la desintegración y los datos no represen-
tan lotes reales de desintegración. En los Lotes A y B de -
20 la Tabla III, la tubería vertical ascendente simulada se -
desgargó a la cámara separadora a través de un colector en
forma de "T" en su extremo superior, por encima del lecho -
del catalizador en la parte inferior de separador. La "T" -
tenía agujeros laterales y un agujero en la parte inferior
25 a través de los cuales se descargaron los gases directamen-
te a la cámara. Una entrada de un ciclón de primera etapa -
abierta a la cámara, y una entrada de ciclón de segunda etapa
se alimentó directamente desde la salida de gas del ciclón
de primera etapa. En los lotes C y D, se descargó la tubería
30 vertical ascendente a través de la "T" que tiene unos deflec

1 tores a 45° en los extremos externos abiertos de los brazos para desviar el material descargado hacia abajo.

5 En el lote E, se descargó la tubería vertical - a través de un extremo superior abierto hacia la cámara y se conectó a través de un orificio lateral, un poco por debajo de la toma de aire de extremo. directamente dentro de la entrada del ciclón, de acuerdo con la invención.

10

15

20

25

30

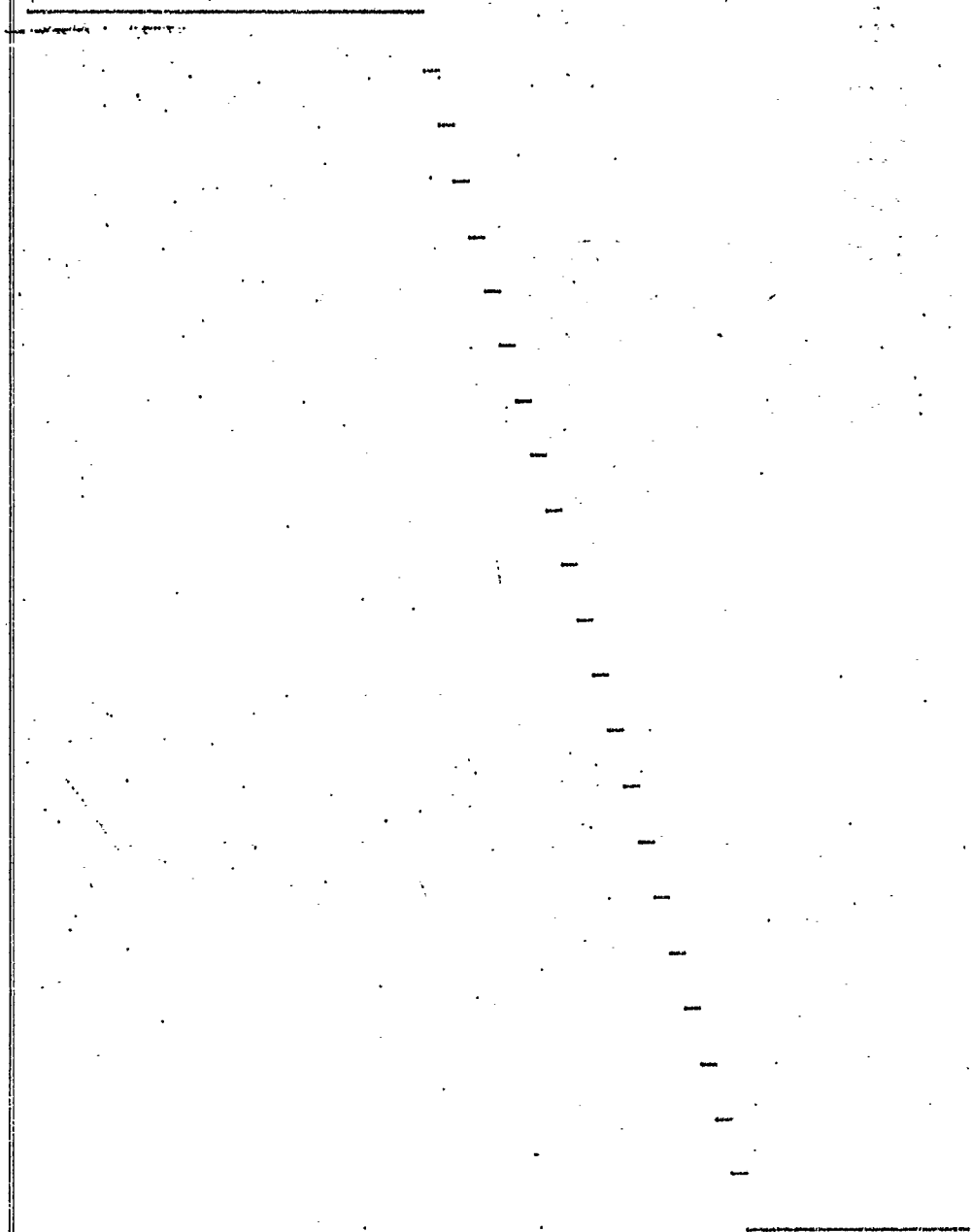


TABLA III

CONDICIONES DE OPERACION RESULTADOS

Lote	Duración del lote minutos	Nivel del lecho abajo del tubo descendente	Régimen de carga del catalizador (Kgrs./min.)	Régimen de Aire. mts/Hr.	Velocidad superficial del reactor mts/Hr.	Conversión en catalizador	Presión del Reactor en H ₂ O	Catalizador tubo descendente surgenido, % de la carga del catalizador.
A	1	5	3,68	135	4,5	1,55	15	42 %
B	2	17,5	3,68	135	4,5	0,81	15	22 %
C	1	6,25	3,6	135	4,5	1,04	17	29 %
D	1	11,6	3,52	135	4,5	0,499	17	13,9 %
E (Invencción)	30	50	3,06	108	4,2	0,215	No se registró.	7,05 %

La velocidad superficial real fue 0; el valor dado indica cual hubiera sido la velocidad superficial basado (basado en el régimen de descarga de la tubería vertical ascendente) en caso de que la tubería se hubiera convertido como en los Ejemplos A-D.

Se recuperaron 0,0009 kilogramos en la tubería descendente surgenida del ciclón de la segunda etapa.

1

5

10

15

20

25

50

1

CONDICIONES DE OPERACION

5

Duración del Lote Minutos	Nivel del Lecho abajo del tubo descendente	Régimen de Carga del Catalizador (Kgs./min.)	F A E
---------------------------	--	--	-------

Lote

10

A	1	5	3,68
B	2	17,5	3,68
C	1	6,25	3,6
D	1	11,6	3,52
E	30	50	3,06

(Invención)

15

20

* La velocidad superficial real fue 0; el valor de velocidad superficial basado (basado en el régimen vertical ascendente) en caso de que la tubería de los Ejemplos A-D.

25

** Se recuperaron 0,0009 kilogramos en la tubería de la segunda etapa.

30

TABLA III

CONDICIONES DE OPERACION				RESULTADOS		
del abajo bo - diente	Régimen de Carga del Catalizador (Kgms./min.)	Régimen de Aire. mts ³ /Hr.	Velocidad Superficial Reactor m ² /seg.	Cat. en Ciclón Primera etapa - tubo des- cendente sumergido	Presion del Reactor en H ₂ O	Catalizador Tubo Descen- dente sumer- gido, % de la carga del ca- talizador.
	3,68	135	1,5	1,55	15	42 %
,5	3,68	135	1,5	0,81	15	22 %
,25	3,6	135	1,5	1,04	17	29 %
,6	3,52	135	1,5	0,499	17	13,9 %
	3,06	108	1,2 [⊗]	0,215 ^{⊗⊗}	No se re- gistró.	7,05 %

real fue 0; el valor dado indica cual hubiera sido la
sado (basado en el régimen de descarga de la tubería -
caso de que la tubería se hubiera convertido como en -

logramos en la tubería descendente sumergida del ciclón

1

En los lotes a que se hace referencia esta Tabla, así como los lotes de la Tabla IV dada a continuación, el catalizador empleado fue un catalizador de equilibrio FCC con la siguiente distribución típica de tamaño de partícula:

5

0-50 micras -	0% por peso
0-100 micras-	8% por peso
0-200 micras-	70% por peso

10

la densidad de masa del catalizador fue de 8 gramos por centímetro cúbico. La Eficiencia de separación es el menos el cociente obtenido dividiendo el catalizador que fluye en la primera etapa por el régimen de alimentación del catalizador en la tubería vertical ascendente.

15

En la Tabla III, la cantidad de catalizador recolectado en el tubo descendente sumergido del ciclón de la primera etapa muestra lo eficaz de la separación. La invención (Lote E) logró una recuperación mucho más completa; tenía una recuperación de primera etapa de 7,05%, en comparación con recuperaciones en otros sistemas de desde 13,9 por ciento hasta 42 por ciento. De manera más notable, la cantidad de catalizador que queda en el sistema para su recuperación en el ciclón de segunda etapa fue muy bajo solamente 0,0009 Kilogramos.

20

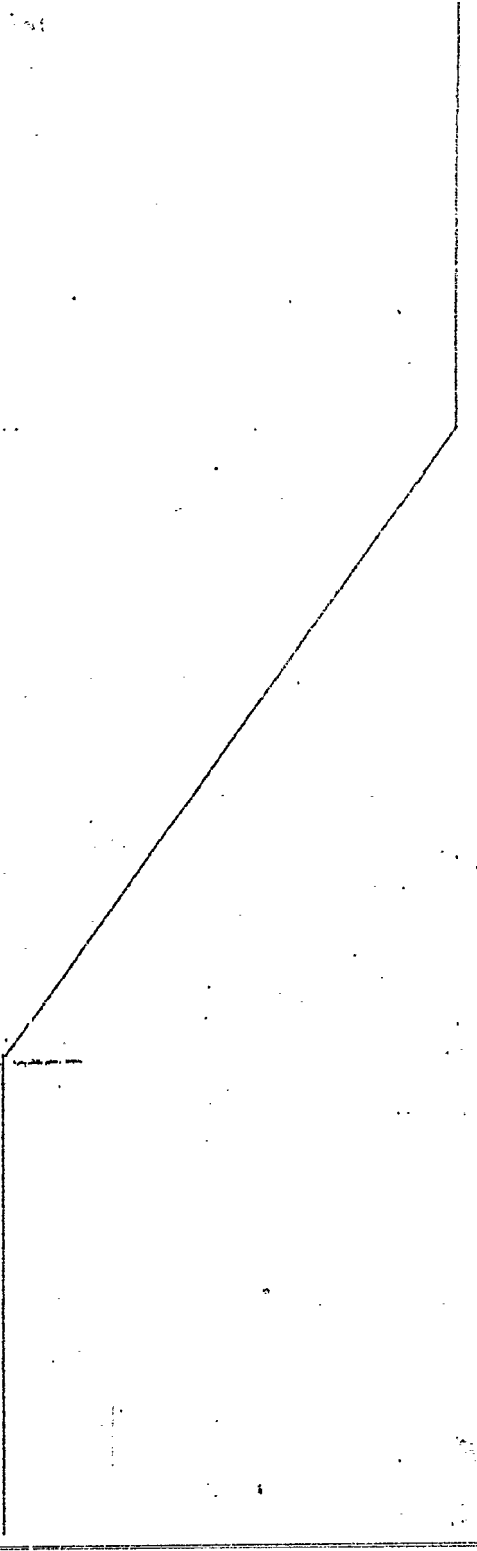
25

30

TABLA IV

Lote Número	Flujo de Aire en Tubería vertical ascendente (m ³ /hora)	Velocidad en Tubería vertical (mts/seg.)	Velocidad superficial en el Reactor (mts/seg.)	Régimen de Carga del Cat. a la Tubería vertical (Kgs/min.)	Carga de Cat. al Ciclón - Primera Etapa (Kgs/min.)	Eficiencia Separación al Ciclón - Primera Etapa (Kgs./min.)	Carga de Cat. al Ciclón de Separación de Segunda Etapa (Kgs./min.)	No fue disponible
F (Inversión)	105	13,79	0	4,19	0,894	80,6	-	No fue disponible
G (Inversión)	108	14,88	0	3,6	0,215	93	-	0,0009
H	108	14,88	1,2	4,5	4,55	0	0,598	0,598
I	108	14,88	1,2	1,11	1,81	0	0,507	0,507
J	108	14,88	1,2	1,11	1,81	0	0,1	0,1
K	108	14,88	1,2	4,0	4,90	0	0,047	0,047
L	108	12,9	1,2	1,74	1,74	0	0,086	0,086
M	135	18,9	1,5	2,13	0,544	77,2	-	No fue disponible
N	135	18,9	1,5	4,19	1,08	78,2	-	No fue disponible
O	108	14,88	1,2	2,18	0,485	78	-	No fue disponible
P	108	14,88	1,2	4,2	0,467	90,6	-	No fue disponible

Observaciones: Lote F - Nivel de lecho no es importante siempre que esté descubierto el tubo descendente - Lote G igual - Lote H - Muy sensible al nivel del lecho por debajo de la tubería descendente sumergida - Lote I igual - Lote J igual - Lote K igual - Lote L igual - Lote M - Muy sensible al nivel del lecho si está a menos de 10 cms. de la "M" - Lote N igual - Lote O - Muy sensible si el nivel del lecho está a menos de 10 cms. de la "cruza" - Lote P - Igual.



1

5

10

15

20

25

30

1	Lote Número	Flujo de aire en Tubería vertical ascendente (mts/hora)	Velocidad en Tubería ver- tical. (mts/seg.)	Veloc parfi el Ra (mts/
5	F (Inversión)	105	13,79	0
	G (Inversión)	108	14,88	0
	H	108	14,88	1
	I	108	14,88	1
	J	108	14,88	1
	K	108	14,88	1
	L	108	12,9	1
10	M	135	18,9	1
	N	135	18,9	1
	O	108	14,88	1
	P	108	14,88	1

15 Observaciones: Lote F - Nivel de lecho no es imp
descendente - Lote G igual - Lote H - Muy sensib
ría descendente sumergida - Lote I igual - Lote
te H - Muy sensible al nivel del lecho si está a
Lote O - Muy sensible si el nivel del lecho está
Igual.

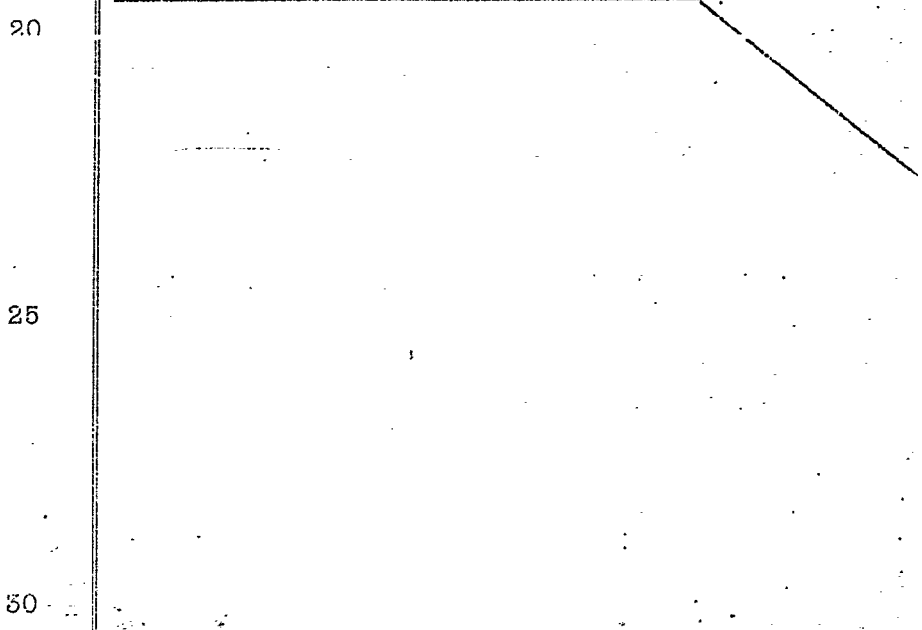
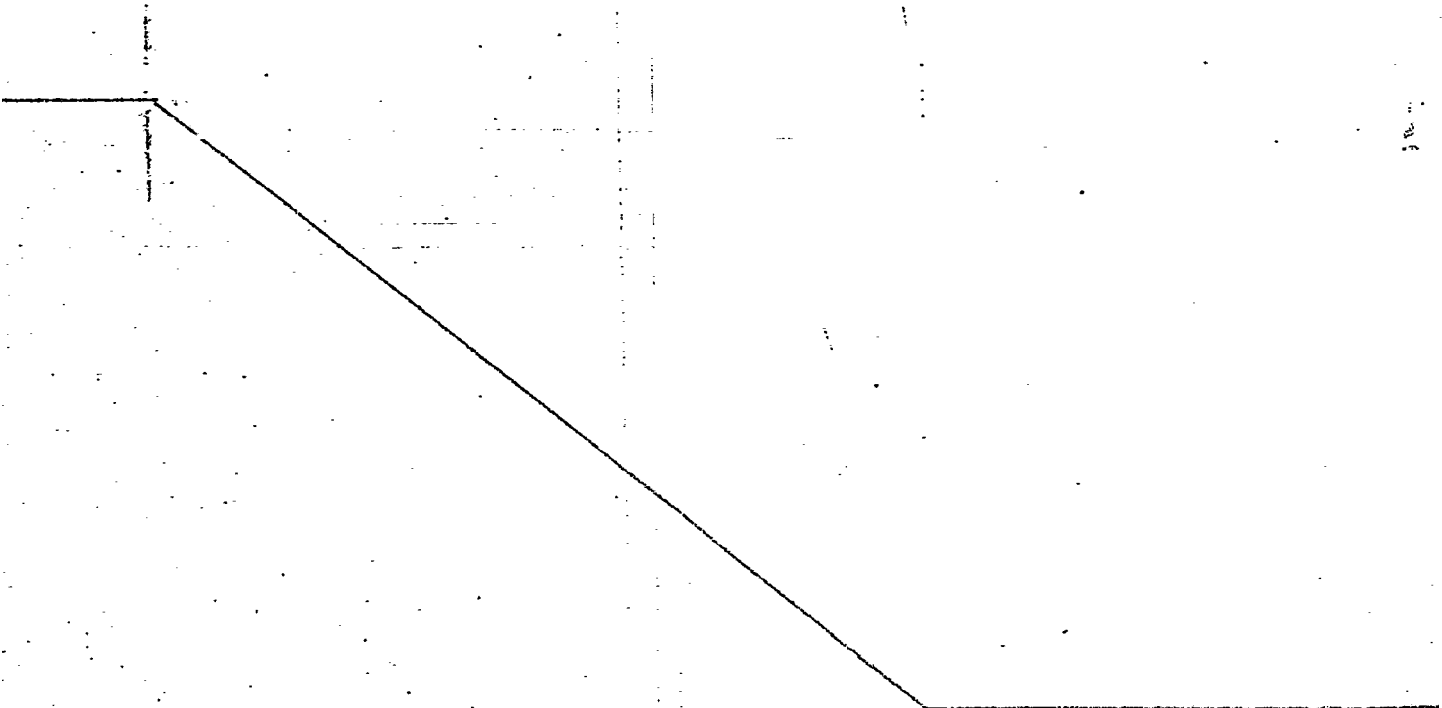


TABLA IV

Velocidad en Tubería vertical. (mts/seg.)	Velocidad superficial en el Reactor. (mts/seg.)	Régimen de Carga del Cat. a la Tubería vertical. (Kgas/min)	Carga de Cat. al Ciclón - Primera Etapa. (Kg/min.)	Eficiencia Separación al Ciclón Primera Etapa. (Kg./min.)	Carga de Cat. al Ciclón de Segunda Etapa. (Kg./min.)
13,79	0	4,59	0,894	80,6	No fue disponible
14,88	0	3,06	0,215	93	0,0009
14,88	1,2	4,55	4,55	0	0,398
14,88	1,2	1,81	1,81	0	0,307
14,88	1,2	1,81	1,81	0	0,1
14,88	1,2	4,90	4,90	0	0,047
12,9	1,2	1,74	1,74	0	0,086
18,9	1,5	2,58	0,544	77,2	No fue disponible
18,9	1,5	4,99	1,08	78,2	No fue disponible
14,88	1,2	2,18	0,485	78	No fue disponible
14,88	1,2	4,92	0,467	90,6	No fue disponible

vel de lecho no es importante siempre que esté descubierto el tubo
 - Lote H - Muy sensible al nivel del lecho por debajo de la tube
 - Lote I igual - Lote J igual - Lote K igual - Lote L igual - Lote
 l del lecho si está a menos de 10 cms. de la "T" - Lote N igual -
 l nivel del lecho está a menos de 10 cms. de la "cruz" - Lote P -



1
5
10
15
20
25
30

La Tabla IV ilustra los resultados obtenidos en el mismo sistema simulado comparando la invención (Lotes F y G) con áun otros sistemas (Lotes H hasta P). La estructura utilizada en el Lote G era similar salvo que se incorporó un deflector en la tubería vertical descendente dispuesto por debajo del escape en la pared lateral alrededor de $1/4$ por el diámetro de la tubería vertical, en la forma de una placa extendida a un ángulo de alrededor de 45° respecto al eje de la tubería vertical, y proyectándose a través de alrededor de la cuarta parte del diámetro de la tubería vertical ascendente. El objeto de esta placa fue el de desviar las partículas alejándolas de la salida lateral de gases. El separador empleado en los lotes H e I tenía la tubería vertical descargando solamente en la entrada del ciclón de primera etapa. La tubería vertical no desembocaba en la cámara de separación y la salida para gases del ciclón de primera etapa tenía su entrada abierta directamente hacia la cámara de separación. La longitud del tubo descendente sumergido era de 2,5 centímetros medida desde la intersección del cono y la tubería descendente sumergida. El separador del Lote J era similar a aquél de los Lotes H e I con la salvedad de que la longitud de la tubería descendente sumergida era de 60 centímetros. El separador en los Lotes K y L era el mismo excepto en que la tubería descendente sumergida tenía una longitud de 45 cm. En los lotes M y N la tubería vertical se descargaba hacia la cámara a través de una conexión "T" con unos orificios orientados hacia abajo. Se conectaron las dos etapas de ciclones en serie, abriéndose la entrada hacia la cámara por encima de la "T". Los lotes O y P fueron similares a los Lotes M y N con la salvedad de que -

1 se empleó una "cruz" en el extremo de la tubería vertical en
vez de la "T". La cruz tenía cuatro brazos horizontales cor-
tos en ángulo recto uno respecto a otro, con unas aberturas
de descarga orientadas hacia abajo, estando conectada la --
5 tubería vertical al centro de la cruz.

! La comparación del Lote F con el Lote G en la --
Tabla IV muestra que el uso de un deflector incrementa nota-
blemente la eficiencia de la separación en el ciclón de pri-
mera etapa (de 60,6 hasta 95%). Ambos de estos lotes logra-
ron elevadas separaciones antes de la primera etapa del ci-
10 clón en comparación con los Lotes H, I, J, K y L en que no
se separó nada antes del ciclón de la primera etapa (condu-
ciéndose todo el efluente de la tubería vertical directamen-
te dentro del ciclón de la primera etapa antes de llevarse
15 a cabo la separación). La separación lograda antes del ci-
clón de la primera etapa en los Lotes M, N, O y P fue buena.
sin embargo, los sistemas evaluados en ésta fluctúan mucho
en cuanto a la eficacia de la separación si el nivel del --
lecho de catalizador en la parte inferior de la cámara de --
20 separación era menor de 10 centímetros por debajo de una --
cruz o "T" en el extremo de la tubería vertical. Como resul-
tado de esta inestabilidad, tales sistemas no muestran separa-
ciones uniformemente buenas si se emplean en prácticas co-
25 merciales en donde la distancia entre el lecho y la cruz pue-
de casi inevitablemente esperarse que varíe substancialmente
en las operaciones comunes. En comparación, la invención --
proporciona buenas separaciones sin que importe el nivel --
del lecho, siempre que la tubería descendente quede descu-
bierta.

30 En los ejemplos anteriores, la tubería vertical

1 ascendente entró en la cámara de separación a través de --
una abertura en la parte inferior, y los ciclones quedaron
físicamente dispuestos en la cámara. Aquellos entendidos en
la técnica apreciarán, a partir de lo que se ha expuesto --
5 en ésta, que no es necesario que la tubería vertical entre
al ciclón a través de la parte inferior y de hecho la tube-
ría vertical puede entrar a través de un lado o aún por la
parte superior y que los ciclones pueden quedar dispuestos
físicamente en la parte exterior de la cámara de separación,
10 como puede resultar conveniente especialmente en sistemas --
distintos a los sistemas para la conversión de hidrocarbu-
ros. No es la disposición física de los ciclones en rela-
ción con la cámara de separación lo que es importante, sino
más bien el hecho de que se descarga la tubería vertical a
15 través de una abertura en su extremo hacia la cámara de se-
paración y que se carga a través de una abertura en la par-
te lateral un poco corriente arriba de la abertura en la --
parte lateral, a la entrada de un ciclón, sin importar si --
el ciclón esté dentro o en la parte exterior de la cámara --
20 de separación.

La invención se ha descrito principalmente en --
ésta en relación con los procesos para la conversión de hi-
drocarburos. Sin embargo, aquellos entrenados en la técnica
reconocerán que la invención es útil en otras reacciones --
25 químicas de fase gaseosa catalítica en que las partículas --
del catalizador se ponen en contacto con los productos quí-
micos suspendidos en la corriente fluida de productos quími-
cos que fluye dentro de un tubo de reactor, así como en otros
casos en que las partículas (ya sean líquidas o sólidas), --
30 deben separarse de los gases.

1 Ejemplos de otros campos en que se considera que este método y aparato serán especialmente útiles y que muestran el amplio alcance de utilidad de la invención, incluyen la gasificación del carbón, la desulfuración de combustibles sólidos e intercambiadores de calor en que las partículas del catalizador calientes se mezclan con los gases de entrada para calentar al último en tanto se enfría el catalizador.

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

10 REIVINDICACIONES

1.- Un método y su correspondiente aparato para separar partículas de una corriente de gas en que están suspendidas, comprendiendo dicho método,

una estructura con una cámara,

15 un conducto tubular alargado a través del cual circulan dichos gases y partículas, teniendo dicho conducto una abertura de salida a dicha cámara,

medios para hacer circular dicha corriente gaseosa a lo largo de dicho conducto desde un extremo alejado del mismo hacia dicha abertura de salida,

20 teniendo dicho conducto una pared lateral que tiene en la misma una abertura, estando dicha abertura en la pared lateral substancialmente paralela respecto al eje longitudinal de dicho conducto y adyacente, pero corriente arriba, respecto a dicha abertura de salida, y

25 medios separadores de ciclón que tienen una entrada que se comunica directamente con dicha abertura en la pared lateral.

30 2.- El aparato de la reivindicación 1, que además incluye un dispositivo de boquilla en dicho conducto pa-

1 ra incrementar el valor de fluidez de dicha corriente de gas
en el mismo un poco corriente arriba de dicha abertura en la
pared lateral.

5 3.- El aparato de la reivindicación 2, en que --
dicho dispositivo de boquilla comprende una sección de cue--
llo cónico en que se reduce el área transversal de dicho con--
ducto respecto a una sección inmediata corriente arriba de --
dicho conducto, estando dicha sección de cuello configurada
de tal manera que, al usarse, acelere la corriente de gases
10 al mover la última a través de la misma en dicho conducto.

15 4.- El aparato de la reivindicación 1, que ade--
más incluye un dispositivo deflector proyectándose dentro de
dicho conducto desde su pared lateral, estando dispuesto di--
cho dispositivo deflector en el mismo un poco corriente arri--
ba respecto a dicha abertura en la pared lateral y en línea
con el mismo, en tal posición que las partículas que se mue--
ven a través de dicho dispositivo deflector con dicha corrien--
te de gas se desvían angularmente alejándose de dicha aber--
tura en la pared lateral.

20 5.- El aparato de la reivindicación 1, en que --
dicha abertura de salida es una abertura longitudinal subs--
tancialmente transversal respecto al eje longitudinal de di--
cho conducto.

25 6.- El aparato de la reivindicación 1, en que --
dicha entrada a dicho dispositivo separador de ciclón está --
conectado directamente a dicha abertura en la pared lateral
de dicho conducto.

30 7.- El aparato de la reivindicación 1, en que --
dicho conducto se proyecta hacia el interior de dicha cámara,
y dicha abertura de salida es substancialmente perpendicular

1 respecto al eje longitudinal de dicha cámara.

8.- El aparato de la reivindicación 1, en que dicho dispositivo separador de ciclón, está en sí dispuesto dentro de dicha cámara.

5 9.- El aparato de la reivindicación 1, en que dicha cámara está cerrada al flujo del gas en la misma a un valor o velocidad igual al valor del flujo de dicha corriente.

10 10.- El aparato de la reivindicación 9, en que dicha cámara está esencialmente cerrada al flujo de gas desde la misma.

15 11.- El aparato de la reivindicación 1, en que dicho dispositivo separador de ciclón tiene una salida para gases que se extiende a la parte exterior de dicha cámara.

20 12.- El aparato de la reivindicación 1, en que dicho dispositivo separador de ciclón comprende dos etapas de ciclones conectados en serie uno con el otro, teniendo la primera etapa una entrada conectada a dicha salida de la pared lateral y teniendo dicha segunda etapa una salida de gases que se extiende fuera de dicha cámara.

25 13.- El aparato de la reivindicación 1, en que dicho dispositivo separador de ciclón incluye un tubo descendente sumergido para descargar las partículas separadas, descargándose dicho tubo descendente sumergido en dicha cámara encima de una capa de partículas asentadas en la misma.

30 14.- El aparato de la reivindicación 1, en que dicho conducto se proyecta generalmente de manera vertical dentro de dicha cámara y dicha abertura de la pared lateral

1 queda dentro de dicha cámara substancialmente en ángulo rec-
to respecto a dicha abertura de salida.

5 15.- Un método según la reivindicación 1, que -
comprende,

5 descargar las partículas del tubo de reacción a
través de una abertura para la descarga de partículas en di-
cho tubo, conduciendo dicha abertura directamente hasta -
una cámara de separación,

10 someter dicha cámara a una presión estática.

10 desviar dichos gases angularmente respecto al -
eje de dicho tubo, a través de un orificio en la pared late-
ral de dicho tubo en una posición un poco corriente arriba
de dicha abertura para la descarga de partículas,

15 dirigir los gases desviados hasta un separador -
de ciclón,

15 manteniéndose la presión estática en dicha cáma-
ra a un nivel suficientemente mayor que la presión en dicho
separador de ciclón de manera que dicho gas fluye preferen-
temente de manera angular respecto a dicho tubo de reacción
20 a través de dicho orificio en tanto las partículas son trans-
portadas debido a su mayor impulso más allá de dicho orificio
y se descargan por inercia a través de dicha abertura.

25 16.- El método de la reivindicación 15, en que -
dicha cámara se somete a presión restringiendo el escape de
gases de la misma salvo a través de dicho separador de ci-
clón.

30 17.- El método de la reivindicación 15, en que -
dichas partículas se descargan de dicho tubo y dentro de di-
cha cámara en una dirección por lo general paralela respec-
to al eje de dicho tubo.

1

18.- El método de la reivindicación 15, que además incluye la etapa de incrementar la velocidad de dicha corriente en un punto un poco corriente arriba de dicho orificio.

5

19.- El método de la reivindicación 15, que además incluye la etapa de desviar dicha corriente angularmente alejándola de dicho orificio a través del cual se desvían dichos gases hasta dicho separador de ciclón.

10

20.- El método de la reivindicación 15, que además comprende,

transportar dicha corriente a una elevada velocidad a través de un tubo que tiene una abertura en su extremo abriéndose hacia una cámara separadora.

15

21.- Se reivindica por último como objeto sobre el que ha de recaer la Patente de Invención que se solicita:
UN METODO Y SU CORRESPONDIENTE APARATO PARA SEPARAR PARTICULAS DE UNA CORRIENTE DE GAS.

20

Todo conforme queda descrito y reivindicado en la presente memoria descriptiva que consta de treinta y cuatro páginas mecanografiadas y dibujos que se acompañan.

25

Madrid, 24 Marzo 1.976
BERNARDO UNGRIA
P.D.

30

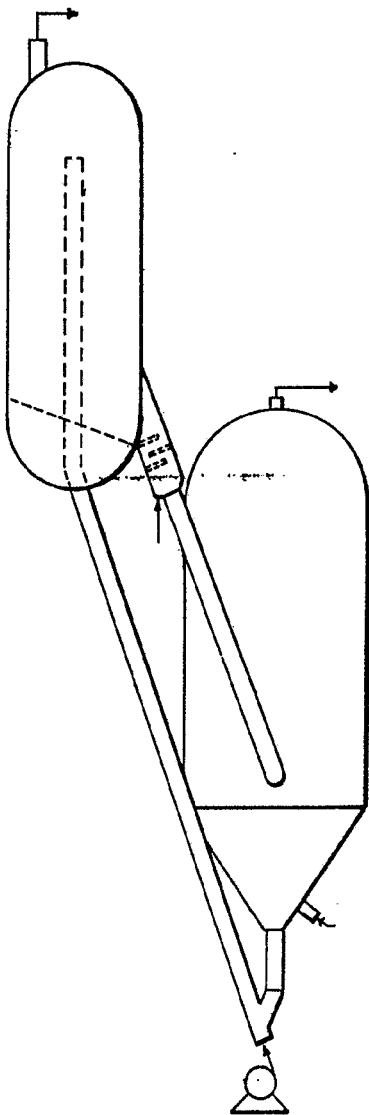


Fig. 1

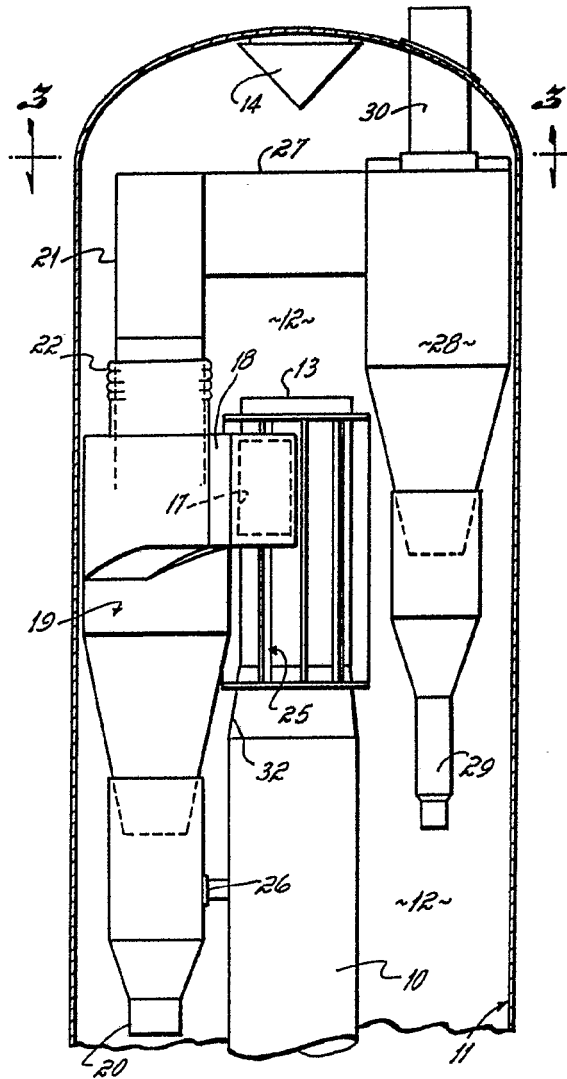


Fig. 2

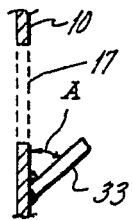


Fig. 4

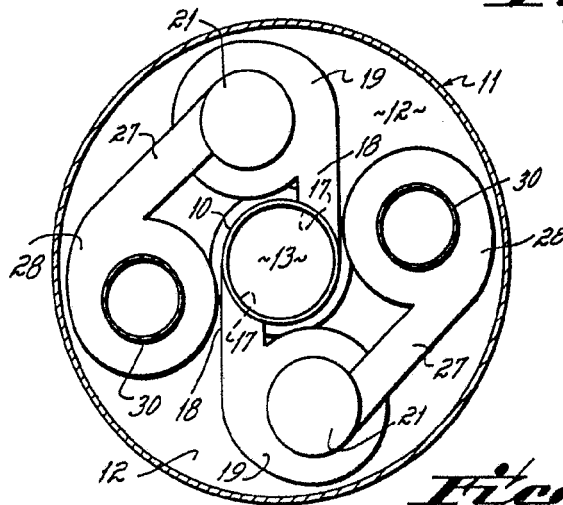


Fig. 3

ESCALA VARIABLE
 Madrid, 24 de Marzo de 1976
 BERNARDO JUNGRIA
 P.D.