

MINISTERIO DE INDUSTRIA  
REGISTRO DE LA PROPIEDAD INDUSTRIAL



ESPAÑA

10	ES	11	NUMERO	453761	A 1
		21			
		22	FECHA DE PRESENTACION	29.11.76	

PATENTE DE INVENCION

30	PRIORIDADES:	32	FECHA	33	PAIS
	31	NUMERO			
		643.458	22.12.75		Estados Unidos
		643.561	22.12.75		" "
		643.069	22.12.75		" "

47	FECHA DE PUBLICIDAD	51	CLASIFICACION INTERNACIONAL	62	PATENTE DE LA QUE ES DIVISIONARIA
			C10J		

64 TITULO DE LA INVENCION

UN PROCEDIMIENTO PARA LA PRODUCCION DE GAS DE SINTESIS O GAS COMBUSTIBLE LIQUIDO

17. NOV. 1977

CO. C. O. D. I. D. A.

71 SOLICITANTE (ES)

TEXACO DEVELOPMENT CORPORATION

DOMICILIO DEL SOLICITANTE

135 East 42nd Street, New York New York 10017 Estados Unidos

72 INVENTOR (ES)

William Leon Slater; William Bernard Crouch; George Neal Richter; Lawrence B. Estabrock, estadounidenses, los cuales han cedido sus derechos a la Cía. solicitante.

73 TITULAR (ES)

74 REPRESENTANTE

D. BERNARDO UNGRIA GOIBURU

1           Esta invención se refiere a un procedimiento continuo  
para la producción de gas combustible y gas de síntesis por  
oxidación parcial de un combustible hidrocarbonado. Más es-  
pecíficamente, esta invención se refiere a un procedimiento  
5           mejorado para la producción de mezclas gaseosas frías y lim-  
pias que contienen hidrógeno y monóxido de carbono.

Los combustibles hidrocarbonados líquidos han sido an-  
teriormente oxidados parcialmente con oxígeno en presencia  
de vapor de agua para producir una mezcla de productos gaseo-  
10           sos que contienen monóxido de carbono e hidrógeno. Véase,  
por ejemplo, la patente estadounidense 2.809.104, donde la  
corriente gaseosa efluente de la zona de reacción es enfria-  
da con agua. El lavado de una corriente gaseosa previamente  
enfriada con una emulsión de aceite-agua conteniendo alrede-  
15           dor del 10 al 90 % en volumen de agua está descrito en la  
patente estadounidense 3.010.813.

Enfriando la corriente gaseosa efluente en agua o en  
emulsiones que contienen grandes cantidades de agua, se in-  
troducen grandes cantidades de H<sub>2</sub>O en la corriente gaseosa  
20           que puede resultar costoso de separar. Además, se producen  
dispersiones de carbono en partículas y agua y se requieren  
complejos sistemas para separar el carbono del agua.

Mediante esta invención, pueden eliminarse los costosos  
sistemas tradicionales de separación del carbono y pueden  
25           simplificarse las instalaciones de tratamiento de aguas re-  
siduales ahora necesarias para cumplir las normas de tirada  
de agua.

Esta invención proporciona un procedimiento para la  
30           producción de gas de síntesis o gas combustible limpio que

1 comprende:

5 (a) la oxidación parcial de una alimentación constituida por una dispersión de carbono en partículas en un combustible hidrocarbonado líquido con un gas que contiene oxígeno libre, en un generador de gas sin relleno, de flujo libre, a una temperatura comprendida aproximadamente entre 1300 y 3000°F (705 y 1650°C) y a una presión de 1 a 250 atmósferas aproximadamente, para producir una corriente gaseosa efluente que contiene H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O y carbono en partículas arrastrado;

10 (b) enfriamiento de la corriente gaseosa efluente en una zona de enfriamiento a una temperatura de unos 300 a 900°F (149 a 482°C) pero superior al punto de rocío del agua en la corriente gaseosa efluente y simultáneamente separación del carbono en partículas arrastrado por descarga de la corriente gaseosa efluente directamente en una masa de un fluido de inmersión caliente constituido por una dispersión de carbono en partículas en un combustible hidrocarbonado líquido caliente y recuperación de una corriente gaseosa limpia que contiene H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O;

15 (c) enfriamiento de por lo menos una parte del fluido de inmersión caliente a una temperatura de unos 300 a unos 850°F (149 a 454°C) por intercambio indirecto de calor y reciclado de por lo menos una parte del fluido de inmersión enfriado resultante a la zona de enfriamiento y

20 (d) introducción de una parte del fluido de inmersión caliente o de una parte del fluido de inmersión enfriado en el generador de gas como parte por lo menos de la alimentación.

30

1 De acuerdo con una realización preferida, la oxidación  
parcial se realiza en presencia de un moderador de la tempe-  
ratura, por ejemplo  $H_2O$ ,  $CO_2$ , gases de combustión, gas  
5 efluente del generador de gas, enfriado y reciclado o una  
mezcla de ellos. Preferiblemente, el moderador de la tempe-  
ratura y el combustible hidrocarbonado líquido se emplean en  
una relación ponderal de hasta 3,0.

De acuerdo con otra realización del invento, la co-  
rriente gaseosa limpia es purificada de nuevo lavándola en  
10 un lavador con un fluido lavador constituido por un combusti-  
ble hidrocarbonado líquido; la corriente efluente del lava-  
dor se introduce en un separador de gas-líquido; se saca del  
separador el producto gaseoso limpio y una corriente distin-  
ta de fluido lavador; se recicla a la zona de lavado una pri-  
15 mera parte del fluido lavador; una segunda parte del fluido  
lavador se mezcla con una parte del fluido de inmersión que  
está siendo reciclado y se introduce combustible hidrocarbo-  
nado líquido adicional en el separador o en una corriente de  
fluido lavador procedente del separador.

20 De acuerdo con otra realización posible de la inven-  
ción, la corriente gaseosa limpia es purificada todavía más  
lavándola en un lavador con un fluido lavador que contiene  
agua; se introduce una corriente efluente del lavador en un  
separador de gas-líquido; se recuperan del separador el sub-  
25 producto agua y el producto gaseoso limpio y unas partes dis-  
tintas del subproducto agua se reciclan al generador de gas  
como moderador de temperatura y al lavador como fluido lava-  
dor. En esta realización es ventajoso incorporar agua suple-  
mentaria al agua reciclada del separador.

30 Cuando se emplea un lavador, el efluente del lavador

1 puede ser enfriado si se desea antes de pasarlo al separador.

5 Pueden obtenerse vapores hidrocarbonados  $C_1-C_{10}$  como resultado del craqueo térmico o de la volatilización de una parte del fluido de inmersión durante el enfriamiento de la corriente gaseosa caliente del proceso en la zona enfriadora. Los vapores hidrocarbonados  $C_5-C_{10}$  que pueden ser arrastrados en la corriente gaseosa de producto pueden ser condensados por enfriamiento y con ello separados de la corriente gaseosa de producto.

10 Mediante el procedimiento de esta invención, puede producirse gas de síntesis o gas combustible enfriado y limpio.

15 El generador de gas para llevar a cabo la reacción de oxidación parcial está constituido preferiblemente por una vasija a presión de acero forrado de refractario, no catalítica, de flujo libre, sin relleno y compacta, del tipo descrito en la patente estadounidense 2.809.104.

20 La relación de oxígeno libre en el gas que contiene oxígeno libre a carbono en el material de alimentación (O/C átomos/átomos) está generalmente comprendida entre 0,6 y 1,5 aproximadamente. Se prefiere oxígeno prácticamente puro para reducir al mínimo la introducción de nitrógeno y de otras impurezas gaseosas en el gas producido.

25 El término "combustible hidrocarbonado líquido" en el sentido utilizado aquí significa por definición un material líquido que contiene carbono e hidrógeno y opcionalmente otros elementos. Como ejemplos podemos citar los destilados y residuos de petróleo, gasóleo, fuel residual, crudo reducido, crudo completo, asfalto, alquitrán de hulla, aceite de hulla, aceite de pizarra, aceite de arenas alquitranosas y  
30 mezclas de los mismos. Los constituyentes térmicamente cra-

1 queados y vaporizados que son hidrocarburos  $C_5-C_{10}$  normal-  
mente líquidos también son por definición "combustibles hi-  
drocarbonados líquidos". Se consiguen ventajas económicas  
5 cuando se utilizan aceites de petróleo que contienen azufre,  
de bajo precio de coste, con un contenido en azufre compren-  
dido aproximadamente entre 1 y 7 % en peso.

Las suspensiones bombeables de combustibles carbonosos  
sólidos, v.g. carbono en partículas, coque de petróleo y mez-  
clas de los mismos en un combustible hidrocarbonado líquido,  
10 tal como uno de los citados anteriormente, también pueden  
ser alimentadas al generador de gas y están incluidas dentro  
de la definición de combustible hidrocarbonado líquido.

El combustible hidrocarbonado líquido puede ser intro-  
ducido preferiblemente en el generador de gas en fase líqui-  
15 da, a una temperatura comprendida entre la ambiente y por de-  
bajo de la temperatura de vaporización. Alternativamente, la  
alimentación de combustible hidrocarbonado puede ser atomiza-  
da y dispersada en vapor de agua o en algún otro moderador  
de la temperatura.

20 Las corrientes gaseosas efluentes típicas del genera-  
dor de gas pueden tener la siguiente composición en porcenta-  
je en moles:  $H_2$ , 10 a 60;  $CO$ , 10 a 70;  $CO_2$ , 1 a 50;  $H_2O$ , 2 a  
50;  $CH_4$ , 0 a 30;  $N_2$ , 0 a 75;  $H_2S$ , 0 a 2,0;  $COS$ , 0 a 0,7;  
Ar, 0 a 2 y pueden contener de 0,2 a 20 % en peso de carbono  
25 en partículas (calculado sobre el peso de C en el combustible  
hidrocarbonado).

La corriente gaseosa efluente que sale del generador de  
gas pasa directamente a una masa relativamente grande de flui-  
do de inmersión bombeable, contenido en una zona de enfria-  
30 miento y limpieza en un tanque de inmersión de aceite o tan-

1 que de enfriamiento. El fluido de inmersión está constituido  
por un combustible hidrocarbonado líquido y puede contener  
carbono en partículas disperso.

5 En una realización preferida, la corriente gaseosa  
efluente del generador de gas se introduce por debajo de la  
superficie de una masa de dispersión de carbono en partículas  
en combustible hidrocarbonado líquido, contenida en un tanque  
de inmersión o enfriamiento, preferiblemente un tanque verti-  
10 cal con un tubo de inmersión dispuesto axialmente. La co-  
rriente gaseosa pasa a través del tubo de inmersión y se des-  
carga debajo de la superficie de una masa del combustible hi-  
drocarbonado líquido contenida en la vasija a presión de ace-  
ro. El tubo de inmersión puede estar rodeado por un tubo de  
15 aspiración concéntrico, abierto en ambos extremos, dejando un  
conducto anular entre ellos. En funcionamiento, la dirección  
de la corriente gaseosa descendente puede ser invertida y en-  
tonces puede ascender a través del hidrocarburo líquido una  
mezcla de gas y fluido enfriador. Después el gas se separa  
en el espacio situado sobre el nivel de la superficie del  
20 fluido de inmersión, cerca de la parte superior del tanque de  
inmersión de aceite. Generalmente el tanque de inmersión con-  
tiene alrededor de 30 a 60 galones (113,5 a 227,1 litros) de  
fluido de inmersión por cada 1000 pies cúbicos standard  
(28,3 m<sup>3</sup>) de gas efluente del generador de gas que es enfria-  
do allí.  
25

Las condiciones turbulentas en el tanque de inmersión  
de aceite, producidas por los grandes volúmenes de gases que  
borbotean a través del espacio anular, contribuyen a que el  
fluido de inmersión lave esencialmente la totalidad de los  
30 sólidos del gas efluente, formando una dispersión de carbono

1 en partículas no convertido y fluido de inmersión. En el sen-  
tido utilizado aquí, el término "fluido de inmersión" se  
refiere tanto a las mezclas de combustibles hidrocarbonados  
líquidos como a la dispersión bombeable de combustibles hi-  
5 drocarbonados líquidos y carbono en partículas. El contenido  
en sólidos de esta dispersión bombeable de aceite-carbono  
está generalmente comprendido entre 0 y 50,0 % en peso apro-  
ximadamente, de preferencia entre 2,0 y 8,0 % en peso apro-  
ximadamente.

10 La corriente gaseosa limpia y enfriada del proceso que  
sale del fluido de inmersión tiene una temperatura de sali-  
da comprendida aproximadamente entre 300 y 900°F (149 y  
482°C) y preferiblemente una temperatura comprendida entre  
unos 600 y 750°F (315 y 398°C). La temperatura más baja debe  
15 ser superior al punto de rocío del agua para evitar que el  
agua se condense y se separe de la corriente gaseosa del pro-  
ceso. El tiempo transcurrido en la zona de inmersión es ge-  
neralmente alrededor de 5 a 60 segundos. La corriente gaseo-  
sa efluente que sale de la zona de inmersión contiene H<sub>2</sub>,  
20 CO, CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O y opcionalmente contiene por lo menos un ma-  
terial del grupo formado por H<sub>2</sub>S, COS, N<sub>2</sub>, Ar, carbono en  
partículas e hidrocarburos C<sub>1</sub>-C<sub>10</sub>. Puede haber hasta 40 mo-  
les % de hidrocarburos C<sub>1</sub>-C<sub>10</sub> que pueden proceder del cra-  
queo térmico o de la volatilización del fluido de inmersión.

25 El fluido de inmersión puede mantenerse a una tempera-  
tura comprendida entre unos 300 y unos 850°F (149 y 454°C)  
y preferiblemente alrededor de 600 a 750°F (315 a 398°C).  
La presión en el tanque de inmersión es generalmente del or-  
den de 1 a 250 atmósferas y preferiblemente es igual a la  
30 reinante en el generador de gas. Es adecuada una presión

1 comprendida entre 3 y 250 atmósferas aproximadamente. Cuando  
es aconsejable reducir al mínimo la volatilización del flui-  
do de inmersión, pueden utilizarse presiones más altas, v.g.  
1500 psia (105 kg/cm<sup>2</sup> absolutos) o más. Para reducir al mí-  
5 nimo la cantidad de hidrocarburos C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub> en el gas produci-  
do, la temperatura superior del fluido de inmersión debe  
mantenerse por debajo de su temperatura de craqueo térmico.  
Opcionalmente, puede separarse del tanque de inmersión una  
parte del fluido de inmersión caliente, a una temperatura  
10 comprendida entre unos 300 y unos 850°F (149 y 454°C) y pue-  
de introducirse en el generador de gas prácticamente a la  
misma temperatura, como alimentación del mismo. De esta ma-  
nera, el tanque de inmersión sirve como precalentador del  
combustible.

15 El fluido de inmersión hidrocarbonado líquido es bom-  
beable en las condiciones de operación que existen en el  
tanque de enfriamiento. Los combustibles hidrocarbonados lí-  
quidos que han sido descritos anteriormente como alimenta-  
ción para el generador de gas y el fluido de inmersión son  
20 esencialmente el mismo tipo de materiales.

La temperatura del fluido de inmersión puede ser contro-  
lada sacando continuamente del tanque de inmersión por lo  
menos una parte del fluido de inmersión caliente, enfrián-  
dolo y reciclando al tanque de inmersión por lo menos una  
25 parte de dicho fluido de inmersión frío, opcionalmente en  
mezcla con una dispersión líquida que comprende carbono en  
partículas, combustible hidrocarbonado líquido complementa-  
rio y cualquier hidrocarburo C<sub>5</sub>-C<sub>10</sub> condensado. Esta disper-  
sión líquida puede ser obtenida de las operaciones subsi-  
30 guientes de lavado del gas y separación de gas-líquido.

1 Opcionalmente, una parte del fluido de inmersión enfriado  
puede ser reciclada al generador de gas como alimentación.  
Opcionalmente, una parte del fluido de inmersión puede ser  
5 retirada del sistema y quemada en alguna otra parte como com-  
bustible.

El enfriamiento del fluido de inmersión caliente que  
se saca del tanque de inmersión puede realizarse en una zona  
de intercambio de calor por intercambio de calor indirecto  
con un refrigerante en un enfriador o alternativamente en un  
10 generador de vapor de agua, produciendo vapor de agua como  
subproducto y fluido de inmersión enfriado.

Al iniciar la operación, es posible que haya que ca-  
lentar el fluido de inmersión por medios convencionales has-  
ta una temperatura superior al punto de rocío del agua en la  
15 corriente gaseosa efluente del generador de gas.

La corriente gaseosa enfriada y limpia del proceso que  
sale de la parte superior del tanque de inmersión de aceite  
tiene una temperatura comprendida aproximadamente entre 300  
y 900°F (149 y 482°C) y preferiblemente alrededor de 600 a  
20 750°F (315 a 398°C). Los sólidos residuales contenidos en la  
corriente gaseosa pueden ser eliminados haciendo pasar la  
corriente gaseosa a través de un lavador de boquilla. Tam-  
bién puede emplearse un orificio convencional o un lavador  
Venturi. Por ejemplo, la corriente gaseosa del proceso puede  
25 pasarse a través de la garganta de un lavador del tipo de  
boquilla a una velocidad comprendida entre unos 100 y 400  
pies/segundo (30,5-121,9 m/segundo). En la corriente gaseosa  
del proceso se inyectan alrededor de 5 a 10 galones (18,9 a  
30 37,8 litros) de fluido lavador por cada 100 pies<sup>3</sup> standard  
(28,3 m<sup>3</sup>), en la garganta de la boquilla lavadora.

1           En una primera realización del procedimiento de este  
invento, el fluido lavador bombeable está constituido por un  
combustible hidrocarbonado líquido, conteniendo opcionalmen-  
te carbono en partículas y cualquier hidrocarburo líquido li-  
5           gero condensado en el intervalo  $C_5-C_{10}$  que pudiera haber pre-  
sente.

10           En la primera realización, el producto gaseoso que sa-  
le del separador de gas-líquido puede contener alrededor de  
0 a 40 moles % de hidrocarburos  $C_1-C_{10}$  saturados e insatura-  
dos, debidos al craqueo o vaporización del fluido de inmer-  
sión. Otros constituyentes gaseosos son  $H_2$ ,  $CO$ ,  $CO_2$  y opcio-  
nalmente impurezas gaseosas seleccionadas entre el grupo for-  
mado por  $H_2O$ ,  $N_2$ ,  $Ar$ ,  $H_2S$ ,  $COS$  y mezclas de los mismos. Por  
ejemplo, el producto gas de síntesis puede contener preferi-  
15           blemente hasta 5 moles por % de hidrocarburos  $C_1-C_{10}$ , mien-  
tras que el gas combustible puede contener preferiblemente  
de 10 a 40 moles % de hidrocarburos  $C_1-C_{10}$ . Cuanto mayor sea  
la cantidad de hidrocarburos  $C_1-C_{10}$  presente, mayor es el  
poder calorífico del producto gaseoso. Así, para un mismo  
20           consumo de oxígeno en el generador de gas, puede producirse  
gas combustible por el procedimiento de esta invención con un  
mayor poder calorífico, v.g. de 400 a 800 BTU por pié cúbico  
standard (SCF) (3560 a 7120 kilocalorías/ $m^3$ ).

25           La cantidad de hidrocarburos  $C_1-C_{10}$  en el producto ga-  
seoso es función de las características del fluido de inmer-  
sión y de la temperatura del mismo. El craqueo térmico del  
fluido de inmersión debe ser controlado o reducido al mínimo  
cuando se produce gas de síntesis. En este caso, las condi-  
ciones de operación preferidas para obtener un producto ga-  
30           seoso conteniendo hasta 5 moles % de hidrocarburos  $C_1-C_{10}$

1 son: aceites refractarios tales como aceites aromáticos re-  
siduales, grandes caudales, bajas temperaturas de enfriamien-  
to, preferiblemente por debajo de la temperatura de craqueo  
5 1500 psia (105 kg/cm<sup>2</sup> absolutos) como mínimo. Sin embargo,  
cuando el producto gaseoso es gas combustible, se prefiere  
cierto craqueo térmico del fluido de inmersión en la zona de  
inmersión para aumentar el poder calorífico del gas.

10 Si se desea, pueden emplearse etapas convencionales  
adicionales de purificación del gas, tales como absorción en  
disolventes o enfriamiento criogénico, para eliminar cualquie-  
ra o todas las impurezas gaseosas de la corriente gaseosa de  
producto. Por ejemplo, el producto gaseoso que sale del sepa-  
rador de gas-líquido puede ser enfriado para condensar el  
15 agua o una mezcla de agua y por lo menos parte de los hidro-  
carburos C<sub>5</sub>-C<sub>10</sub>.

20 En una segunda realización del procedimiento de esta in-  
vención, la corriente gaseosa enfriada y limpia que sale de  
la parte superior del tanque de inmersión de aceite se lava  
de nuevo en un lavador, preferiblemente un lavador de boqui-  
lla, con un fluido lavador bombeable que comprende el subpro-  
ducto agua recogido posteriormente en el proceso en mezcla  
con agua complementaria limpia. La corriente gaseosa del pro-  
ceso se enfría entonces por debajo de los puntos de rocío del  
25 agua y de cualquier hidrocarburo ligero normalmente líquido,  
es decir, C<sub>5</sub>-C<sub>10</sub>, que pueda contener.

30 En un separador de gas-líquido, el producto gaseoso de  
esta segunda realización puede ser separado de los constitu-  
yentes normalmente líquidos, es decir agua e hidrocarburos  
C<sub>5</sub>-C<sub>10</sub>, presentes en la corriente gaseosa lavada. Cualquier

1 hidrocarburo líquido  $C_5-C_{10}$  presente formará una dispersión  
con el carbono en partículas lavado de la corriente gaseosa.  
La dispersión se separa y flota sobre la capa de subproducto  
5 agua que se hunde hasta el fondo del separador de gas-líquido.  
Si solamente hay una pequeña cantidad de hidrocarburos  
líquidos  $C_5-C_{10}$  o si no hay nada de estos hidrocarburos, el  
carbono en partículas formará una dispersión con el subproduc-  
to agua.

10 Antes de abandonar el separador de gas-líquido, la co-  
rriente gaseosa del proceso se lava con agua complementaria  
limpia. El producto gaseoso limpio que sale del separador de  
gas-líquido puede contener entonces alrededor de 0 a 40 mo-  
les % de hidrocarburos  $C_1-C_4$  saturados e insaturados, normal-  
mente gaseosos, producidos por craqueo térmico del fluido de  
15 inmersión. Otros constituyentes gaseosos son  $H_2$ ,  $CO$ ,  $CO_2$  y  
opcionalmente impurezas gaseosas seleccionadas entre el gru-  
po formado por  $N_2$ ,  $Ar$ ,  $H_2S$ ,  $COS$  y mezclas de los mismos. Por  
ejemplo, el gas de síntesis producido puede contener preferi-  
blemente alrededor de 0 a 5 moles % de hidrocarburos  $C_1-C_4$ ,  
20 mientras que el gas combustible puede contener preferiblemente  
de 10 a 40 moles % de hidrocarburos  $C_1-C_4$ . Cuanto mayor sea  
la cantidad de hidrocarburos  $C_1-C_4$  presente, mayor es el po-  
der calorífico del producto gaseoso. Así, para el mismo con-  
sumo de oxígeno en el generador de gas, puede producirse me-  
25 diante este procedimiento gas combustible con un mayor poder  
calorífico, v.g. alrededor de 400 a 800 BTU por pie<sup>3</sup> standard  
(SCF) (3560 a 7120 kilocalorías/m<sup>3</sup>).

30 La cantidad de hidrocarburos  $C_1-C_4$  en el producto gaseo-  
so es función de las características del fluido de inmersión  
y de la temperatura del mismo. Si se desea, pueden emplearse  
operaciones convencionales adicionales de purificación del

1 gas, tales como absorción en disolventes o enfriamiento criogénico, para eliminar cualquiera o la totalidad de las impurezas gaseosas de la corriente gaseosa del producto.

5 En esta segunda realización, el subproducto agua en fase líquida se separa por la acción de la gravedad del producto gaseoso y de cualquiera de los hidrocarburos líquidos  $C_5-C_{10}$  en el separador de gas-líquido. Una primera parte del subproducto agua en mezcla con agua complementaria es reciclada al lavador de boquilla como líquido lavador y una segunda  
10 parte es consumida en el generador de gas como moderador de temperatura, como se ha descrito anteriormente. Opcionalmente, una tercera parte puede ser retirada y utilizada en otra parte del sistema. Cualquier hidrocarburo líquido  $C_5-C_{10}$  separado en el separador de gas-líquido puede ser consumido en el  
15 generador de gas como parte de la alimentación.

Las ventajas del procedimiento de esta invención son:  
(1) eliminación de la operación convencional de extracción de carbono empleando nafta para extraer el carbono de las suspensiones de carbono-agua, seguido de decantación y destilación de la nafta; (2) producción de gas de síntesis o de gas  
20 combustible enriquecido con un mayor poder calorífico por unidad de volumen; y (3) mayor eficiencia térmica, empleando el calor del gas efluente del generador de gas para precalentar la alimentación de aceite al generador de gas.

25 La invención será mejor comprendida mediante referencia a las figuras 1 y 2 de los dibujos que acompañan a esta memoria, que muestran con detalle dos realizaciones del procedimiento de acuerdo con la misma. Se han asignado cantidades a las diversas corrientes de manera que la siguiente descripción de los Ejemplos 1 y 2 también puede servir como  
30

1 ejemplo de la invención.

EJEMPLO 1

Aquí se emplea el aparato mostrado esquemáticamente en la Figura 1 de los dibujos que acompañan a esta memoria.

5 Sobre una base horaria, se hacen pasar alrededor de 2000 libras (907 kg) de una dispersión de alimentación de aceite-carbono en el conducto 1, a una temperatura de unos 300°F (149°C) a través de la entrada 2 y del conducto anular interno 3 del mechero 4. Simultáneamente, se hacen pasar al-  
10 rededor de 1200 libras (544 kg) de vapor de agua a una temperatura de unos 650°F (343°C) en el conducto 5 a través de la entrada 6 y del conducto anular externo 7. El mechero 4 se extiende axialmente hasta la lumbrera superior 8 de un generador de gas convencional 9, vertical, de flujo libre, sin relleno, no catalítico, forrado de refractario. La dis-  
15 persión de aceite-carbono tiene un contenido en sólidos de alrededor del 3,6 % en peso de carbono en partículas. El aceite en dicha dispersión es crudo reducido de California de 15,0° API, con el siguiente análisis final en porcentaje  
20 en peso: C, 85,99; H, 11,28; O, 0,13; N, 0,88; S, 1,69 y cenizas, 0,03. El calor de combustión del aceite es 18.514 BTU/libra (10.285 kilocalorías/kg).

Simultáneamente, se hacen pasar a través de un conduc-  
25 to central 15 del mechero 4, 2135 libras (968 kg) de oxígeno prácticamente puro en el conducto 10 a una temperatura de unos 300°F (149°C). Las corrientes de sustancias reaccionantes convergen en la punta del mechero donde tiene lugar la atomización del combustible y la dispersión en el oxidante.

30 La oxidación parcial del combustible tiene lugar en la

1 zona de reacción 16 del generador de gas 9, a una temperatura autógena de unos 2260°F (1244°C) y una presión de unas 28 atmósferas. Del generador de gas salen 121.700 pies<sup>3</sup> standard por hora (SGPH) (3408 m<sup>3</sup>/hora) de gas efluente a través de la lumbrera de salida 17 rebordeada, axialmente situada en el fondo y pasa directamente a través del tubo de inmersión 18 y es descargado por debajo de la superficie 19 del fluido de inmersión constituido por una masa de dispersión de aceite-carbono 20 contenida en la vasija de inmersión de aceite vertical 21. El tubo de inmersión 18 está montado axialmente en la lumbrera de entrada rebordeada superior 22. La dirección de la corriente gaseosa del proceso descendiendo por el tubo de inmersión 18 es invertida al ser descargada en el fluido de inmersión confinado en la vasija 21. La corriente gaseosa asciende entonces intensamente a través del fluido de inmersión contenido en el espacio anular 23 situado entre la superficie externa del tubo de inmersión 18 y la superficie interna del tubo de aspiración concéntrico, de extremos abiertos, 24. Los separadores 25 soportan el tubo de aspiración 24 y lo mantienen en posición con respecto al tubo de inmersión 18. La acción turbulenta enfría y limpia a la corriente gaseosa del proceso, que entonces se separa del fluido de inmersión en el espacio 26 situado en la parte superior de la vasija de inmersión, a una temperatura de unos 500°F (260°C). Las presiones en la vasija de inmersión y en el generador de gas son prácticamente iguales.

Los residuos sólidos, tales como cenizas y constituyentes metálicos pesados, que se separan de la corriente gaseosa, se hunden hasta el fondo de la dispersión de aceite-

1 carbono en la vasija 21 y son periódicamente retirados a tra-  
vés de la lumbrera rebordeada axial 30 del fondo y de un  
sistema convencional de tolva cerrada que comprende el con-  
ducto 31, la válvula 32, el conducto 33, el tanque 34, el  
5 conducto 35, la válvula 36 y el conducto 37.

La temperatura del fluido de inmersión 20 se reduce sa-  
cando 39.000 libras (17.690 kg) del fluido de inmersión a  
una temperatura de unos 500°F (260°C), conteniendo alrede-  
dor de 4,0 % en peso de carbono en partículas, a través del  
10 conducto 38. Después se pasa por el enfriador 39 y los con-  
ductos 40-41. En el conducto 41 se mezclan alrededor de  
2000 libras (907 kg) del fluido lavador del conducto 42,  
que procede de una operación de lavado con gas descendente  
que será descrita más adelante, con el fluido de inmersión  
15 enfriado del conducto 40. Mediante la bomba 43, se bombean  
alrededor de 39.000 libras (17.690 kg) de esta mezcla de  
fluidos a una temperatura de unos 300°F (149°C) a través de  
los conductos 44 y 45 hasta la parte superior de la vasija  
de inmersión 21 como fluido de inmersión. A través del con-  
20 ducto 46, de la válvula 47, del conducto 1 y de la boquilla  
2 se introducen en el mechero 4 alrededor de 2000 libras  
(907 kg) de la mezcla de fluido del conducto 44, como alimen-  
tación de combustible hidrocarbonado líquido al generador  
de gas 9. Alternativamente, el enfriador 39 puede situarse  
25 en el conducto 45. En este caso, una parte de la mezcla ca-  
liente de fluidos del conducto 44 puede ser introducida, sin  
ser sustancialmente enfriada, en el generador de gas 9 por  
lo menos como parte de la alimentación. Opcionalmente, una  
30 parte de la mezcla de fluidos del conducto 44 puede pasar  
por el conducto 48, la válvula 49 y el conducto 50 para ser

1 utilizada como combustible de calefacción.

Alternativamente, el enfriador 39 puede emplearse como generador de vapor de agua para utilizar con mayor eficacia el calor sensible del fluido de inmersión.

5 La corriente gaseosa del proceso se retira del espacio 26 situado en la parte superior de la vasija de inmersión 21 y se hace pasar por el conducto 55 al lavador convencional de boquilla 56 donde es lavada con 6200 libras (2812 kg) de fluido lavador procedente de los conductos 57-59. La corriente gaseosa del proceso, en mezcla con el fluido lavador, es pasada después por el conducto 60 al separador de gas-líquido 70, donde se separa el producto gaseoso y atraviesa una corriente atomizada de crudo reducido de California complementario limpio procedente del conducto 71 a la temperatura ambiente. El producto gaseoso limpio se saca por el conducto 72 situado en la parte superior del separador 70. En este ejemplo, prácticamente no hay hidrocarburos  $C_2-C_{10}$  en la corriente de producto gaseoso. Esto es debido a que la temperatura del fluido de inmersión en la vasija de inmersión 21 se mantiene por debajo de la temperatura de craqueo térmico y por debajo de la temperatura de vaporización para la presión existente. La composición del producto gaseoso en el conducto 72 es, en moles % (en seco):  $H_2$ , 48,12;  $CO$ , 44,99;  $CO_2$ , 5,89;  $CH_4$ , 0,33;  $H_2S$ , 0,36;  $COS$ , 0,02;  $N_2$ , 0,22 y  $Ar$ , 0,07.

15  
20  
25  
30 Por el conducto 73 situado en el fondo del separador 70 se saca una dispersión líquida bombeable que contiene fluido lavador, aceite complementario y 0,25 % en peso de carbono en partículas. Mediante la bomba 74 se pasa una primera parte por los conductos 75 y 57 al lavador de boquilla 56. Una

1 segunda parte pasa por el conducto 76 al conducto 42 y se  
mezcla en el conducto 41 con el fluido de inmersión proceden-  
te del conducto 40, como se ha descrito anteriormente. Opcio-  
5 nalmente, puede introducirse más aceite complementario en el  
conducto 42 a través del conducto 77, de la válvula 78 y del  
conducto 79.

#### EJEMPLO 2

Este ejemplo se realiza en el aparato descrito esquemá-  
ticamente en la Figura 2 de los dibujos que acompañan a esta  
10 memoria. Siempre que ha resultado apropiado, se han utilizado  
los mismos números de referencia que en la Figura 1.

Sobre una base horaria, se pasan alrededor de 2000 li-  
bras (907 kg) de una dispersión de alimentación de aceite-  
carbono en el conducto 1a a una temperatura de unos 300°F  
15 (149°C) al conducto 1 donde se mezcla con 500 libras (227 kg)  
de subproducto agua perjudicial, a una temperatura de unos  
200°F (93°C), procedente del conducto 65. El subproducto  
agua actúa como moderador de la temperatura en la reacción  
subsiguiente. La mezcla de alimentación del conducto 1 se pa-  
20 sa por el mechero 4 mediante la entrada rebordeada 2 y el con-  
ducto anular externo 7. El mechero 4 se extiende hacia abajo  
hasta la lumbrera superior 8 del generador de gas 9 forrado  
de refractario. La dispersión de aceite-carbono tiene un con-  
tenido en sólidos de alrededor del 3,6 % en peso de carbono  
25 en partículas. El aceite en dicha dispersión es el mismo que  
en el Ejemplo 1.

Simultáneamente, se pasan por el conducto central 15  
del mechero 4, 2254 libras (1022 kg) de oxígeno prácticamen-  
te puro en el conducto 10, a una temperatura de unos 300°F  
30 (149°C). Las corrientes de sustancias reaccionantes conver-

1 gen en la punta del mechero donde tiene lugar la atomización del combustible y la dispersión en el oxidante.

5 En la zona de reacción 16 del generador de gas 9, a una temperatura autógena de unos 2520°F. (1378°C) y una presión de unas 28 atmósferas, tiene lugar la oxidación parcial del combustible. A través de la lumbrera de salida 17 salen del generador de gas 107.600 pies<sup>3</sup> standard/hora (SGFH) (30,450 m<sup>3</sup>/h) de gas efluente, que descienden directamente a través del tubo de inmersión 18 y (como en el Ejemplo 1) se descarga por debajo de la superficie 19 de la masa de dispersión de aceite-carbono 20 contenida en la vasija de inmersión de aceite vertical 21. La disposición del tubo de inmersión y los medios de enfriamiento del fluido de inmersión y de separación de los residuos sólidos y del producto gaseoso enfriado son esencialmente iguales a los de la Figura 1 y no serán descritos con detalle.

15 La temperatura del fluido de inmersión 20 es reducida sacando alrededor de 38.500 libras (17.479 kg) del fluido de inmersión, a una temperatura de unos 500°F (260°C) y conteniendo alrededor de 4,0 % en peso de carbono en partículas, a través del conducto 38. Después se pasan por el enfriador 39 y los conductos 40-41. En el conducto 41 se mezclan alrededor de 1950 libras (885 kg) de crudo reducido de California limpio complementario del conducto 42 con el fluido de inmersión enfriado del conducto 40. Mediante la bomba 43, se bombean alrededor de 38.500 libras (17.479 kg) de esta mezcla de fluidos, a una temperatura de unos 300°F (149°C) por los conductos 44 y 45 en la parte superior de la vasija de inmersión 21 como dicho fluido de inmersión. A través del conducto 46, de la válvula 47 y de los conductos 1a y 1, se pasan

1 alrededor de 2000 libras (908 kg) de la mezcla de fluidos del  
conducto 44, como se ha descrito anteriormente. Como en el  
Ejemplo 1, el enfriador 39 puede estar situado en el conduc-  
to 45 de manera que una parte de la mezcla caliente de flui-  
5 dos del conducto 44 puede ser introducida en el generador de  
gas 9 a través de los conductos 46, 1a y 1, como parte por  
lo menos de la alimentación, sin ser esencialmente enfriados.  
De esta manera, el aceite complementario puede ser precalen-  
tado por contacto con el fluido de inmersión caliente. Opcio-  
10 nalmente, una parte de la mezcla de fluidos del conducto 44  
puede pasar por el conducto 48, la válvula 49 y el conducto  
50 para ser utilizada como combustible de calefacción.

La corriente gaseosa del proceso se saca del espacio  
26 situado en la parte superior de la vasija de inmersión 21  
15 y se pasa a través del conducto 55 al lavador convencional  
de boquilla 56 donde se lava con 8100 libras (3674 kg) del  
subproducto agua como fluido lavador procedente de los con-  
ductos 57, 58 y 59, con objeto de separar cualquier carbono  
en partículas arrastrado que quedara en la corriente gaseosa  
20 del proceso. Preferiblemente, una parte del subproducto agua  
puede pasar por el conducto 63 y la válvula 64, introducién-  
dose en el mechero a través de los conductos 65 y 1, como se  
ha descrito anteriormente. La corriente gaseosa del proceso,  
en mezcla con el fluido lavador, pasa después por el conduc-  
25 to 60 al enfriador 61, donde la temperatura de la corriente  
del proceso se reduce por debajo de la temperatura de conden-  
sación del agua y de cualquier hidrocarburo  $C_5-C_{10}$  que pudie-  
ra haber presente. Desde el enfriador 61 la corriente del pro-  
ceso pasa por el conducto 62 al separador de gas-líquido 70,  
30 donde el gas producido se separa de los líquidos presentes.

1 Antes de salir del separador 70, el producto gaseoso recibe  
un lavado final con agua complementaria limpia a la tempera-  
tura ambiente, procedente del conducto 71. El producto ga-  
seoso limpio se saca por el conducto 72 situado en la parte  
5 superior del separador 70. En este ejemplo, prácticamente no  
hay hidrocarburos  $C_2-C_{10}$  en la corriente gaseosa de producto.  
Esto es debido a que la temperatura del fluido de inmersión  
en la vasija de inmersión 21 se mantiene por debajo de la  
temperatura de craqueo térmico y por debajo de la temperatu-  
ra de vaporización para la presión existente. La composición  
10 del gas producido en el conducto 72, en moles % (en seco)  
es:  $H_2$ , 45,14;  $CO$ , 51,30;  $CO_2$ , 2,62;  $CH_4$ , 0,22;  $H_2S$ , 0,38;  
 $COS$ , 0,02;  $N_2$ , 0,24 y  $Ar$ , 0,08.

15 Opcionalmente, el producto gaseoso del conducto 72 pue-  
de ser gas combustible con un gran poder calorífico del orden  
de unos 400 a 700 BTU/SCF (3560-6230 kilocalorías/ $m^3$ ). Esto  
puede conseguirse haciendo funcionar el tanque de enfria-  
miento 21 a una temperatura superior a la temperatura de cra-  
queo térmico de manera que se mezclan con el producto gaseo-  
so alrededor de 10 a 40 moles % de hidrocarburos gaseosos  
20  $C_1-C_4$ . Por el conducto 73 situado en el fondo del separador  
70 se saca una dispersión líquida bombeable de fluido lava-  
dor que comprende el subproducto agua perjudicial en mezcla  
con agua complementaria y 0,2 % en peso de carbono en partí-  
culas. Mediante la bomba 74, una primera porción se pasa por  
25 el conducto 57 al lavador de boquilla 56. Una segunda porción  
del fluido del lavador de boquilla puede pasar al conducto  
63, válvula 64 y conducto 65 y puede mezclarse en el conduc-  
to 1 con la dispersión de aceite-carbono del conducto 1a,  
30 como se ha descrito anteriormente. Cualquier hidrocarburo

1 líquido C<sub>5</sub>-C<sub>10</sub> puede ser retirado por el conducto 66 y quemado en el generador de gas como parte de la alimentación.

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

5

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento para la producción de gas de síntesis o gas combustible limpio, por oxidación parcial de una alimentación que comprende una dispersión de carbono en partículas en un combustible hidrocarbonado líquido con un gas que contiene oxígeno libre, en un generador de gas sin relleno, de flujo libre, a una temperatura de unos 1300 a 3000°F (705 a 1650°C) y una presión de 1 a 250 atmósferas aproximadamente, para producir una corriente gaseosa efluente constituida por H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O y carbono en partículas arrastrado; cuyo procedimiento se caracteriza porque la corriente gaseosa efluente es enfriada en una zona de enfriamiento a una temperatura de unos 300 a 900°F (149 a 482°C) pero superior al punto de rocío del agua en la corriente gaseosa efluente y simultáneamente el carbono en partículas arrastrado es separado descargando la corriente gaseosa efluente directamente en una masa de un fluido de inmersión caliente que comprende una dispersión de carbono en partículas en un combustible hidrocarbonado líquido caliente y se recupera una corriente gaseosa limpia constituida por H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O; por lo menos una parte del fluido de inmersión caliente se enfría a una temperatura de unos 300 a 850°F (149 a 455°C) por intercambio directo de calor y por lo menos una parte del fluido de inmersión enfriado resultante se recicla a la zona de enfriamiento; y una parte del fluido de inmersión caliente o una parte del fluido de inmersión enfriado se introduce

10

15

20

25

30

1 en el generador de gas como una parte por lo menos de la alimentación.

5 2. Un procedimiento según la Reivindicación 1, caracterizado porque la oxidación parcial se realiza en presencia de un moderador de la temperatura.

3. Un procedimiento según la Reivindicación 2, caracterizado porque el moderador de la temperatura es  $H_2O$ ,  $CO_2$ , gas de combustión, gas efluente enfriado y reciclado procedente del generador de gas o una mezcla de ellos.

10 4. Un procedimiento según cualquiera de las precedentes reivindicaciones, caracterizado porque la corriente gaseosa limpia es purificada de nuevo lavándola en un lavador con un fluido lavador, que comprende un combustible hidrocarbonado líquido; una corriente efluente del lavador se introduce en un separador de gas-líquido; del separador se sacan el producto gaseoso limpio y una corriente separada de fluido lavador; una primera parte del fluido lavador se recicla a la zona de lavado; una segunda parte del fluido lavador se mezcla con una parte del fluido de inmersión que está siendo reciclado y una cantidad adicional de combustible hidrocarbonado líquido se introduce en el separador o en una corriente de fluido lavador procedente del separador.

15 20 25 30 5. Un procedimiento según cualquiera de las Reivindicaciones 1 a 3, caracterizado porque la corriente gaseosa limpia es purificada de nuevo lavándola en un lavador con un fluido lavador que contiene agua; se introduce una corriente efluente procedente del lavador en un separador de gas-líquido; del separador se recuperan el subproducto agua y el producto gaseoso limpio y partes independientes del subproducto agua son recicladas al generador de gas como moderador de

1 temperatura y al lavador como fluido lavador.

6. Un procedimiento según la Reivindicación 5, caracterizado porque se incorpora agua complementaria al agua reciclada procedente del separador.

5 7. Un procedimiento según las Reivindicaciones 5 ó 6, caracterizado porque la corriente gaseosa limpia procedente de la zona de enfriamiento contiene hidrocarburos  $C_5-C_{10}$  normalmente líquidos y estos hidrocarburos se recuperan del separador.

10 8. Un procedimiento según cualquiera de las precedentes reivindicaciones, caracterizado porque el fluido de inmersión contiene hasta 50 % en peso de carbono en partículas.

15 9. Un procedimiento según cualquiera de las precedentes reivindicaciones, caracterizado porque la zona de enfriamiento contiene de 30 a 60 galones (94,55 a 189,1 litros) del fluido de inmersión mantenido a una temperatura de unos 300 a 850°F (149 a 455°C) por cada 1000 pies<sup>3</sup> standard (178,1 m<sup>3</sup> en condiciones normales de presión y temperatura) de gas efluente procedente del generador de gas que es directamente enfriado en dicha zona.

20 10. Un procedimiento según cualquiera de las precedentes reivindicaciones, caracterizado porque el enfriamiento del fluido de inmersión caliente es efectuado por intercambio indirecto de calor con agua, produciendo así vapor de agua.

25 11. Se reivindica por último como objeto sobre el que ha de recaer la patente de invención que se solicita: UN PROCEDIMIENTO PARA LA PRODUCCION DE GAS DE SINTESIS O GAS COMBUSTIBLE LIQUIDO.

1                    Todo conforme queda descrito y reivindicado en la  
presente memoria descriptiva que consta de veintiseis pági  
nas mecanografiadas y dibujos adjuntos.

5                    Madrid, 29 Noviembre 1976

BERNARDO UNGRIA

P.P.



10

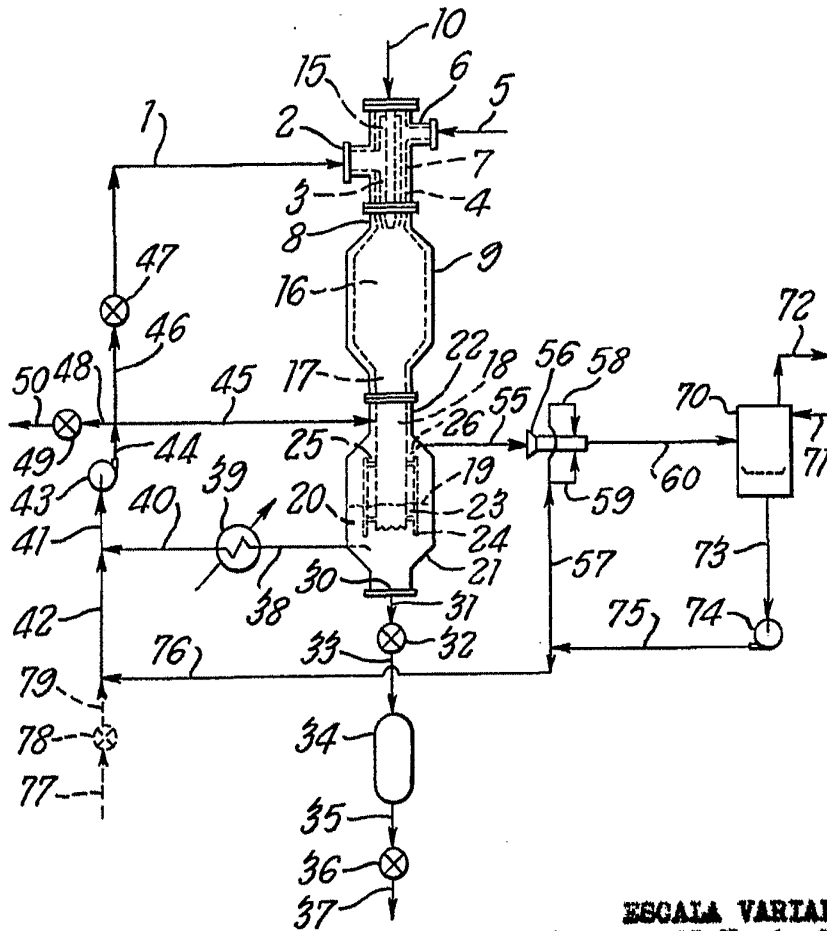
15

20

25

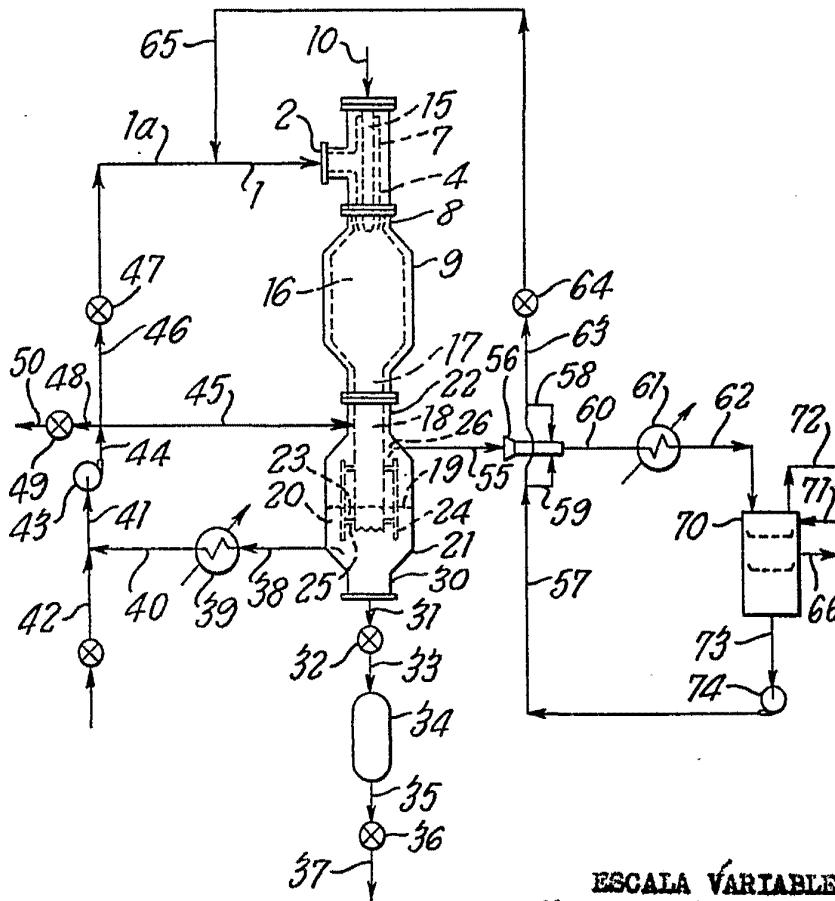
30

Fig. 1



ESCALA VARIABLE  
Madrid, 29 Noviembre 1976  
BERNARDO UNGRIA  
p.p.

Fig. 2



ESCALA VARIABLE  
Madrid, 29 Noviembre 1976  
BERNARDO UNGRIA  
P.D.