

SECCION TECNICA
CLASIFICACION I.P.C.
CLASE 2-10
CLASE 3



383560

383560

MEMORIA DESCRIPTIVA

correspondiente a la solicitud de concesión de una

PATENTE DE INVENCION

SOLICITANTE: TEXACO DEVELOPMENT CORPORATION

RESIDENCIA: 135 East 42nd Street, NEW YORK, N.Y.
10017, U.S.A.

ENUNCIADO: "UN PROCEDIMIENTO PARA LA GENERACION
DE MONOXIDO DE CARBONO E HIDROGENO A
PARTIR DE UN COMBUSTIBLE SOLIDO".

Prioridad: Patente n.º del

ML.

POOR
QUALITY

383560



1970

1 Este invento se refiere a un procedimiento para la
producción de monóxido de carbono e hidrógeno, es decir gas
de síntesis, a partir de combustibles carbonosos sólidos,
por oxidación parcial con un gas conteniendo oxígeno. En
5 uno de sus aspectos más específicos, el presente invento
se refiere a la gasificación de combustibles carbonosos só-
lidos en una reacción de tipo fluido, no catalítica, en la
que una papilla de combustible sólido en agua en fase lí-
quida es introducida en una zona de reacción mantenida a
10 una temperatura autógena comprendida entre 1800° y 3000°F
(982° y 1649°C) y se hace reaccionar allí con oxígeno rela-
tivamente puro.

La generación de dióxido de carbono e hidrógeno, o
gas de síntesis, por reacción no catalítica de combustible
15 sólido carbonoso con oxígeno o aire enriquecido en oxígeno
es un proceso conocido. La oxidación parcial de los combus-
tibles sólidos, como hulla o cok de petróleo, representa un
método muy económico para la producción de gas de síntesis
en grandes cantidades. En el gasificador de tipo fluido o
20 proceso de oxidación parcial, el combustible sólido se hace
reaccionar con un gas que contenga oxígeno, de preferencia
oxígeno relativamente puro, en una zona de reacción compac-
ta y cerrada, en ausencia de relleno o de catalizador, a una
temperatura autógena comprendida aproximadamente entre 1800°
25 y 3200°F (982° y 1760°C), preferiblemente a una temperatura
comprendida entre 2000° y 2800°F (1093° y 1538°C).

Normalmente el combustible sólido, en forma de partí-
culas finas, se suspende en vapor de agua y se introduce en
la zona de reacción donde se pone en contacto con una canti-
30 dad limitada de oxígeno. Tiene lugar una reacción práctica-

383560



1970

1 mente instantánea para producir monóxidos de carbono e hidró-
geno como principales productos de reacción. El proceso de
gasificación transcurre con la máxima eficacia a presiones
elevadas, v.g. de 100 a 800 psig (7 a 56 kg/cm² manométricos)
5 y a temperaturas superiores al punto de fusión de las
cenizas procedentes de la hulla o cok de forma que se produ-
ce una escoria fundida fluida. La escoria fundida se descar-
ga del reactor a través de un pórtico o apertura de salida
en la pared del reactor, preferiblemente en un extremo de
10 la zona de reacción, pasando a una zona de apagado de esco-
ria relativamente fría, que contiene agua en la que cae la
escoria y donde esta última es enfriada, apagada y solidifi-
cada.

Además del monóxido de carbono e hidrógeno, la corrien-
15 te gaseosa producida contiene habitualmente dióxido de car-
bono, metano y carbón sin convertir arrastrado. El carbón
producido en el proceso puede encontrarse en forma de parti-
culas muy finas de hollín y en forma de porciones no con-
vertidas del combustible sólido. El carbón puede ser recupe-
20 rado de la corriente gaseosa de producto poniendo en contac-
to dicha corriente gaseosa con agua en un aparato adecuado
de contacto de gas-líquido y devuelto al generador de gas
de síntesis como combustible.

Las cantidades de oxígeno proporcionadas a la zona
25 de reacción son restringidas con respecto al abastecimiento
de combustible de forma que se obtienen rendimientos casi
máximos de monóxido de carbono e hidrógeno como consecuencia
de la reacción de gasificación. Habitualmente, es preferible
emplear oxígeno de gran pureza, es decir corrientes gaseosas
30 ricas en oxígeno conteniendo más del 95 % de oxígeno en volu

383560



1970

1 men. Estas concentraciones de oxígeno pueden obtenerse fácilmente en las plantas de oxígeno comerciales.

5 En la actualidad, la práctica aceptada consiste en formar una dispersión o suspensión de combustible sólido pulverizado en un gas vehículo, tal como el gas producido en el reciclado, vapor de agua o una mezcla de gas de síntesis y vapor de agua y descargar la dispersión en la cámara de reacción en mezcla con oxígeno introducido independientemente en la zona de reacción.

10 Un método particularmente efectivo de dispersar el combustible sólido pulverizado en el vapor de agua está descrito en la patente estadounidense nº 2.987.387 de C.R. Carkeek et al. En este procedimiento, el combustible sólido se mezcla con agua o un vehículo acuoso y se pasa a una
15 velocidad relativamente elevada a una caldera monotubular donde el agua es convertida en vapor formando una dispersión de partículas sólidas en vapor de agua. La dispersión resultante es introducida después en un gasificador de tipo fluido. Un inconveniente del procedimiento de la técnica
20 anterior es la dificultad de mantener los calentadores, que están sometidos a la formación de incrustaciones sobre la superficie interna de los tubos del calentador y a erosión causada por las partículas sólidas. El procedimiento del presente invento evita estos problemas eliminando la necesidad del uso de calderas o calentadores para la alimentación de suspensión de hulla-agua al generador de gas.
25

30 Ahora hemos descubierto que, contrariamente a la práctica actual, es posible gasificar hulla sucesivamente en un sistema reactor en el que la hulla es suministrada directamente a la cámara de reacción de gasificación en caliente,

383560



1970

1 mantenida a una temperatura superior a 1800°F (982°C), en
forma de papilla acuosa utilizando agua suficiente para
transportar la hulla en forma de papilla fluida bombeable
de hulla en agua. Por comodidad en la descripción del pro-
5 cedimiento de este invento, nos referiremos a hulla o cok
como combustible carbonoso sólido. Sin embargo, debe enten-
derse que además del cok de petróleo, pueden gasificarse
mediante el procedimiento de este invento diversos carbones
como lignito, hulla sub-bituminosa, hulla bituminosa, antra-
10 cita y otros hidrocarburos sólidos y sólidos ricos en carbón.

Las papillas fluidas o bombeables de combustibles só-
lidos granulados en medios líquidos portadores pueden ser
preparadas mezclando hulla o cok pulverizados con partes
aproximadamente iguales en peso del vehículo líquido. Los
15 vehículos líquidos adecuados son agua, aceites hidrocarbo-
nados y emulsiones de agua y aceite. En el procedimiento
de este invento se prefiere una papilla de la hulla o
cok en agua conteniendo alrededor de 45 a 55 % de agua, cal-
culado sobre la suma de sólido granulado y agua, para garan-
20 tizar la fluidez de la papilla. Debe evitarse un exceso
de agua ya que impone una carga térmica al reactor y redu-
ce la eficiencia de la utilización del oxígeno en la reac-
ción.

La figura que acompaña a esta memoria es una vista al-
25 zada esquemática de un sistema adecuado de aparato que ilus-
tra una realización preferida del procedimiento de este
invento.

Refiriéndonos a la figura, a través del conducto 7 se
suministra combustible sólido, como hulla o cok, procedente
30 de un depósito adecuado, a un mezclador 8 donde es mezclado



383560

1 con el vehículo líquido para formar una papilla fluida. El
2 agua puede ser suministrada al mezclador 8 procedente del
3 conducto 9. Desde el mezclador 8 se hace pasar una mezcla
4 o papilla fluida de hulla y agua a través del conducto 11
5 hasta un espesador 12 donde es eliminado el exceso de agua
6 de la mezcla para formar una papilla fluida bombeable de
7 hulla y agua que contiene alrededor de 45 a 55 partes de
8 agua por 100 de combustible sólido. El exceso de agua se
9 devuelve desde el espesador 12 al mezclador 8 a través del
10 conducto 13.

11 La papilla se saca del espesador 12 mediante la bomba
12 14 y se pasa por el calentador 15 y el conducto 16 hasta
13 un mezclador-quemador adecuado 17 asociado con el generador
14 de gas de síntesis o gasificador 18. La papilla de hulla en
15 agua se calienta en el calentador 15 a una temperatura que
16 no supere el punto de ebullición del agua a la presión exis-
17 tente en la zona de reacción 20. Si se desea, el calentador
18 15 puede ser omitido completamente. A través del conducto
19 19, se introduce en el quemador 17 oxígeno procedente de una
20 fuente de abastecimiento adecuada. Una papilla de combusti-
21 ble sólido en agua se descarga a través de una conducción
22 central del quemador 17 directamente en el extremo superior
23 de la zona de reacción 20 del gasificador 18, en mezcla con
24 oxígeno procedente del conducto 19. Son conocidos los deta-
25 lles de las estructuras de quemador adecuadas para uso como
26 quemador 17 en el generador de gas. Los quemadores adecua-
27 dos están descritos con detalle en las patentes estadouniden-
28 ses núm. 2.928.459 y 2.928.460 de Eastman et al., publicada
29 el 15 de Marzo de 1960.

30 El precalentador 15, cuando se emplea, reduce la carga



1970

383560

1 térmica sobre el generador de gas y aumenta la eficiencia
de utilización del combustible y del oxígeno. Cuando se
emplea hulla como combustible sólido para el generador de
gas, es preferible limitar el grado de calentamiento pre-
5 vio de la papilla introducida para evitar la vaporización
de agua de la papilla en el precalentador. En este caso,
toda el agua requerida para la generación de gas de sínte-
sis en la zona de reacción 20 es suministrada en fase líqui-
da. Cuando se emplea cok de petróleo como combustible para
10 el generador de gas, parte del agua, por ejemplo de 0 a
90 % en peso aproximadamente, puede ser vaporizada en el
precalentador de la papilla introducida sin formación exce-
siva de incrustaciones.

15 El generador 18 de gas de síntesis comprende una va-
sija de presión cilíndrica 21 con un guarnecido refractario
22 que define una zona de reacción 20 compacta, cilíndrica,
sin rellenar. La mezcla de hulla, agua y oxígeno es inyec-
tada por el quemador 8 axialmente en el extremo superior de
la zona de reacción 20 a través de las conducciones de entra-
20 da 23. Los productos de reacción son descargados axialmente
desde el extremo inferior de la zona de reacción 20 a tra-
vés de una conducción de salida 24 en una cámara de apagado
de la escoria 26. En la porción inferior de la cámara de apa-
gado 26 se mantiene un depósito de agua 27 y en la porción
25 superior de la cámara 26 se provee una camisa de agua 28 para
proteger la cápsula de la vasija a presión de un sobrecalen-
tamiento causado por los gases calientes procedentes del ge-
nerador de gas. El combustible sólido no convertido y la es-
coria o cenizas procedentes del combustible sólido se descar-
30 gan con la corriente de producto gaseoso a través de la sa-

383560



1970

1 lida 24 en la cámara de apagado de escoria 26 donde las
partículas mayores de sólido y las cenizas o escoria fun-
5 didas caen en el depósito de agua. El gas es descargado
de la cámara 26 a través del conducto 29 provisto de un
guarnecido refractario 30.

En la zona de reacción 20 del generador de gas 18, la
mezcla de combustible sólido, agua y oxígeno descargada
del quemador 17 reacciona para producir gas de síntesis
constituido por monóxido de carbono e hidrógeno, a una tem-
10 peratura autógena superior a unos 1800°F (982°C), por ejem-
plo a una temperatura comprendida entre 2000 y 2800°F
(1093 y 1538°C). El producto gaseoso resultante o gas de
síntesis comprende monóxido de carbono e hidrógeno y con-
tiene pequeñas cantidades de dióxido de carbono, gases at-
15 mosféricos inertes y carbono sólido. El término "gas de
síntesis" se utiliza aquí por comodidad incluyendo las
mezclas de monóxido de carbono e hidrógeno adecuadas como
materiales de partida para la síntesis de hidrocarburos y
alcoholes, como fuentes de hidrógeno para las reacciones
20 de hidrogenación y para la síntesis de amoníaco y como gas
reductor para la reducción de menas y similares.

Las proporciones relativas de combustible sólido, agua
y oxígeno en las corrientes de alimentación al generador
de gas están reguladas cuidadosamente para convertir una
25 porción sustancial del carbón, v.g. alrededor del 85 % en
peso, en óxidos de carbono y para mantener una temperatura
autógena en la zona de reacción comprendida entre 1800 y
3200°F (982 y 1760°C), preferiblemente comprendida entre
2000 y 2800°F (1093 y 1538°C). El carbón no convertido y
30 las cenizas están contenidos en la corriente de producto

383560



SEP. 1970

1 gaseoso. La corriente de producto gaseoso también contiene dióxido de carbono, por ejemplo del orden del 10 al
20 % del volumen del producto gaseoso, calculado en seco, parte del cual puede haber sido producido por la reacción
5 de desplazamiento del gas de agua. Normalmente también se encuentran en el producto gaseoso algo de nitrógeno y argón, según la pureza del combustible y del oxígeno suministrados al proceso.

10 Las cenizas y el carbón no convertido procedente del combustible sólido se recogen en el agua de la cámara de apagado de escorias 26. Las cenizas o escorias fundidas formadas en la zona de reacción y descargadas por la salida 24 de la cámara de reacción 20 caen directamente en el depósito de agua 27 que se encuentra en la cámara de escorias 26, donde son enfriados rápidamente para formar partículas sólidas granuladas. El agua es suministrada a la cámara de apagado de escorias 26 a través del conducto 31.
15 Las acumulaciones de material sólido, por ejemplo escorias o cenizas solidificadas y el carbón no convertido procedente del combustible, se extraen en la medida necesaria de la cámara de escoria 26 a través del conducto 35 controlado por la válvula 36, pasando a la tolva cerrada 37. El material sólido acumulado procedente de la tolva cerrada 37 es descargado a través del conducto 39 controlado por la
20 válvula 38. En la operación de la tolva cerrada, se abre la válvula 36 y se cierra la válvula 38 durante el periodo de llenado en el cual el material sólido procedente de la cámara de escoria 26 es transferido a la tolva cerrada 37. Después se cierra la válvula 36 y la tolva cerrada 37 es vaciada a través del conducto 39 abriendo la válvula 38.
25
30

383560



1 En la patente estadounidense nº 2.931.715 de Du Bois
Eastman, publicada el 5 de Abril de 1965, se describe un
sistema adecuado de tolva cerrada. Desde la tolva cerrada
37, el residuo sólido y el agua son descargados a través
5 del conducto 39 a un sedimentador 40.

Desde el sedimentador 40, el agua y el carbón no con-
vertido pueden ser extraídos a través del conducto 41 al
mezclador 8 para su inclusión en la mezcla de alimentación
de papilla al generador de gas de síntesis. El agua y los
10 sólidos relativamente empobrecidos en carbón son descarga-
dos a través del conducto 42. El agua se extrae de la cáma-
ra de apagado de escorias 26 a través del conducto 43 has-
ta el sedimentador 40, controlado por la válvula 44 en res-
puesta al control de nivel de líquido 45, para mantener
15 un nivel de agua sustancialmente constante en la cámara de
apagado de escorias 26.

Dentro de la cápsula de la vasija de presión 21 se
encuentra una camisa interna de agua 28, en la porción su-
perior de la cámara de apagado de escorias 26. La camisa
20 de agua 28 impide la sobrecalentación de la cápsula de la
vasija de presión que se encuentra debajo del nivel del re-
fractario 22 que rodea a la zona de reacción 20 y encima
del nivel del depósito de agua de la cámara 26. El agua es
introducida en la camisa de agua 28 desde el conducto 47 y
25 descarga de la misma a través del conducto 48.

Los gases calientes producidos descargados de la zona
de reacción 20 del generador de gas de síntesis a través
de la salida 24 en la porción superior de la zona de apaga-
do de escorias 26 son descargados de la zona de apagado de
30 escorias a través del conducto de transferencia 29 en un

383560



EP. 1970

1 contactor 50 de gas-líquido. En el contactor 50 se inyecta
agua procedente del conducto 51 a través de los inyectores
52 y 53. El contacto íntimo entre el gas producido del con-
ducto 29 y el agua del conducto 51 se realiza en el contac-
5 tor 50 que preferiblemente tiene forma de venturi, boquilla
u orificio-placa. En el contactor 50, la corriente de gas
es acelerada y el agua es inyectada en la corriente de gas
acelerada en la garganta de la boquilla, venturi u orifi-
cio, desde una pluralidad de inyectores 52, dos de los cua-
10 les están ilustrados esquemáticamente en la figura. Además,
el agua es inyectada en el extremo de salida del contactor
50 desde una pluralidad de inyectores 53, dos de los cuales
están ilustrados esquemáticamente en la figura, para evi-
tar el sobrecalentamiento del contactor por los gases ca-
15 lientes producidos.

La mezcla resultante de gas y agua formada en el con-
tactor 50 es dirigida al separador 55 a través de una pa-
ta sumergida 56 que se extiende hacia abajo en la porción
inferior del separador 55. La corriente de gas procedente
20 del contactor 50 también lleva partículas sólidas arras-
tradas de combustible no consumido o cenizas. En el sepa-
rador 55 se mantiene una masa de agua cuyo nivel puede ser
controlado de cualquier forma adecuada, por ejemplo median-
te un control de nivel de líquido 57, mostrado esquemática-
25 mente. La conducción 56 descarga la mezcla de agua y gas
por debajo del nivel de agua contenida en el separador.
Descargando la mezcla de gas y agua a través del extremo
abierto del conducto 56 en íntimo contacto con el agua, las
partículas sólidas de la corriente de gas son retenidas en
30 el agua.

383560



1970

1
5
10
15
20
25
30

El separador 45 tiene adecuadamente la forma de una torre con una sección rellena 58 por encima del punto de entrada de la corriente gaseosa procedente del contactor 50. El agua del conducto 48 es introducida en el separador 55 por encima del nivel del material de relleno 58. En la sección rellena 58, la corriente de gas se pone en íntimo contacto con el agua en presencia de un material de relleno adecuado, tal como formas de cerámica, realizándose la separación sustancialmente completa entre las partículas sólidas y la corriente gaseosa. El producto gaseoso, que comprende monóxido de carbono e hidrógeno y contiene vapor de agua, gases atmosféricos y dióxido de carbono, es descargado del extremo superior del separador 55 a través del conducto 60 a una temperatura correspondiente a la temperatura de equilibrio de vaporización del agua a la presión existente en el separador 55. El producto gaseoso limpio procedente del conducto 60 puede ser tratado posteriormente, por ejemplo para la producción de hidrógeno mediante reacción de desplazamiento del gas de agua y purificación adecuada.

El agua procedente de la porción inferior del separador 55 es transportada por la bomba 61 a través del conducto 51 hasta los inyectores 52 y 53. El agua clarificada procedente del sedimentador 40 también puede ser suministrada al conducto 51 mediante la bomba 62 a través del conducto 63. El agua se saca del separador 55 mediante la bomba 64 y atraviesa la válvula 65 en respuesta al control de nivel de líquido 57 situado en la zona de apagado 26 por el conducto 31 hasta el control del nivel de líquido en el separador 56.



383560

11 SEP

1 Cualquier partícula sólida pesada extraída de la corriente gaseosa en el separador 56 se sedimenta separándose de la papilla acuosa y se recoge en la pata 66 desde la cual puede ser descargada a intervalos periódicos a través
 5 del conducto 67, controlado por la válvula 68.

EJEMPLOS ESPECIFICOS

Los siguientes ejemplos ilustran el procedimiento de este invento en el que se emplea una papilla de cok en agua sin precalefacción, como alimentación a un generador de gas de síntesis del tipo fluido, sin relleno, con un volumen
 10 interno de 11,75 pies³ (0,332 m³). La alimentación de cok de estos ejemplos tiene el siguiente análisis final, expresado en porcentaje en peso.

ANALISIS DEL COMBUSTIBLE

	<u>Ejemplos 1-3</u>	<u>Ejemplo 4</u>
15 Carbono	88,01	85,77
Hidrógeno	3,63	3,65
Oxígeno	3,06	4,24
Nitrógeno	2,30	2,21
20 Azufre	1,09	1,05
Desconocidos	1,91	3,08

En la siguiente tabulación se da un compendio de las condiciones de operación y de los resultados.

<u>Ejemplo nº</u>	<u>1</u>	<u>2</u>	<u>3</u>	<u>4</u>
25 <u>Alimentación de combustible</u>				
Cok, Libras/hora (kg/h)	527,8 (239,4)	566,0 (256,7)	581,0 (263,5)	522 (236,8)
Agua libras/hora (kg/h)	487,2 (220,9)	479,0 (217,3)	479,0 (217,3)	463 (210,0)
Cok en la papilla introducida, % en peso	52,0	54,2	54,8	51,0*
30 Temperatura en el quemador, °F (°C)	83 (28,3)	106 (41,1)	102 (38,9)	-



383560.11

1
5
10
15
20
25
30

* Además de cok, se incluyen en la papilla de alimentación 2 % en peso de melazas.

Ejemplo n°	1	2	3	4
<u>ALIMENTACION DE OXIGENO</u>				
Caudal, SCFH (m ³ /h)	7313 (206,96)	7228 (204,6)	7370 (208,58)	6467 (183,0)
Temperatura en el quemador, °F (°C)	300 (148,9)	293 (145,0)	293 (145,0)	-
<u>CONDICIONES DEL PROCESO</u>				
Temperatura del generador, °F (°C)	2500 (1371)	2561 (1405)	2635 (1429)	2410 (1320)
Presión en el generador, psig (kg/cm ²)	390 (27,4)	403 (28,3)	201 (14,1)	400 (28,1)
Duración de la prueba, horas	3	8	5	3
<u>PRODUCTO</u>				
Caudal, en seco, SCFH (m ³ /h)	22064 (623,8)	22099 (624,8)	21205 (599,8)	23126 (654,5)
Composición, % en volumen				
Hidrógeno	33,12	34,24	32,19	37,17
Monóxido de carbono	46,46	45,99	49,01	42,89
Dióxido de carbono	19,00	18,69	17,76	18,92
Metano	0,02	0,05	0,09	0,16
Sulfuro de carbonilo	0,04	0,02	0,04	0,02
Sulfuro de hidrógeno	0,10	0,18	0,00	0,03
Nitrógeno	1,15	0,68	0,78	0,69
Argon	0,11	0,15	0,13	0,12
<u>FUNCIONAMIENTO</u>				
Relación oxígeno/combustible, SCF/libra (m ³ /kg)	13,86 (0,89)	12,77 (0,83)	12,68 (0,81)	12,39 (0,79)
Relación agua/combustible, libras/libras (kg/kg)	0,92	0,85	0,82	0,89
Relación oxígeno/carbóno, átomos/átomos	0,996	0,918	0,912	0,914
H ₂ + CO, SCFH (m ³ /h), forzado	17740 (501,9)	17780 (503,1)	17590 (497,7)	17820 (504,2)
Consumo de oxígeno, neto, SCF/MSCF H ₂ + CO	412,3	406,4	419,0	362,9
Carbón sin convertir, % en peso	0,51	8,82	10,31	2,47

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

383560



REIVINDICACIONES

1
5
10
15
20
25
30

1. Un procedimiento para la generación de monóxido de carbono e hidrógeno a partir de un combustible sólido, en una zona de reacción sin rellenar, por oxidación parcial directa con oxígeno y vapor de agua, a una temperatura autógena comprendida aproximadamente entre 1800° y 3200°F (982° y 1760°C), cuyo procedimiento consiste en introducir dicho combustible sólido en forma de partículas finas en dicha zona de reacción como mezcla con agua que se encuentra en fase líquida por lo menos parcialmente, conteniendo dicha mezcla alrededor de 45 a 55 % en peso de combustible sólido y proporcionar un gas que contenga oxígeno a dicha zona de reacción en mezcla con la citada mezcla de agua/combustible sólido, en el punto de introducción de dicha mezcla en dicha zona de reacción, efectuando la conversión del 75 % como mínimo del carbón contenido en dicho combustible en óxidos de carbono y manteniendo autónomamente la temperatura citada dentro del mencionado intervalo de 1800° a 3200°F (982° a 1760°C).

2. Un procedimiento según la Reivindicación 1, en el que la reacción se efectúa a una presión comprendida entre 100 y 3000 psig (7 y 211 kg/cm²).

3. Un procedimiento según las Reivindicaciones 1 o 2, en el que en la citada mezcla de agua/combustible sólido se incluye adicionalmente un líquido hidrocarbonado, en una proporción no superior al 25 % en peso de dicha mezcla.

4. Un procedimiento según cualquiera de las precedentes reivindicaciones, en el que el gas conteniendo oxígeno mencionado comprende por lo menos el 95 % en volumen de oxígeno.



383560

11

1

5. Un procedimiento según cualquiera de las precedentes reivindicaciones, en el que dicha mezcla es calentada previamente a una temperatura inferior a la temperatura de vaporización del agua a la presión existente dentro de dicha zona de reacción, antes de la introducción de dicha mezcla en la citada zona de reacción.

5

6. Se reivindica por último como objeto sobre el que ha de recaer la Patente de Invención que se solicita: "UN PROCEDIMIENTO PARA LA GENERACION DE MONOXIDO DE CARBONO E HIDROGENO A PARTIR DE UN COMBUSTIBLE SOLIDO."

10

Todo conforme queda descrito y reivindicado en la presente Memoria descriptiva, que consta de dieciseis páginas mecanografiadas y dibujos que se acompañan.

15

Madrid, 11 Septiembre 1.970

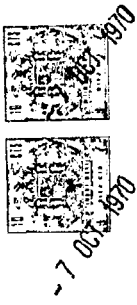
BERNARDO UNGRIA
P.P.

20

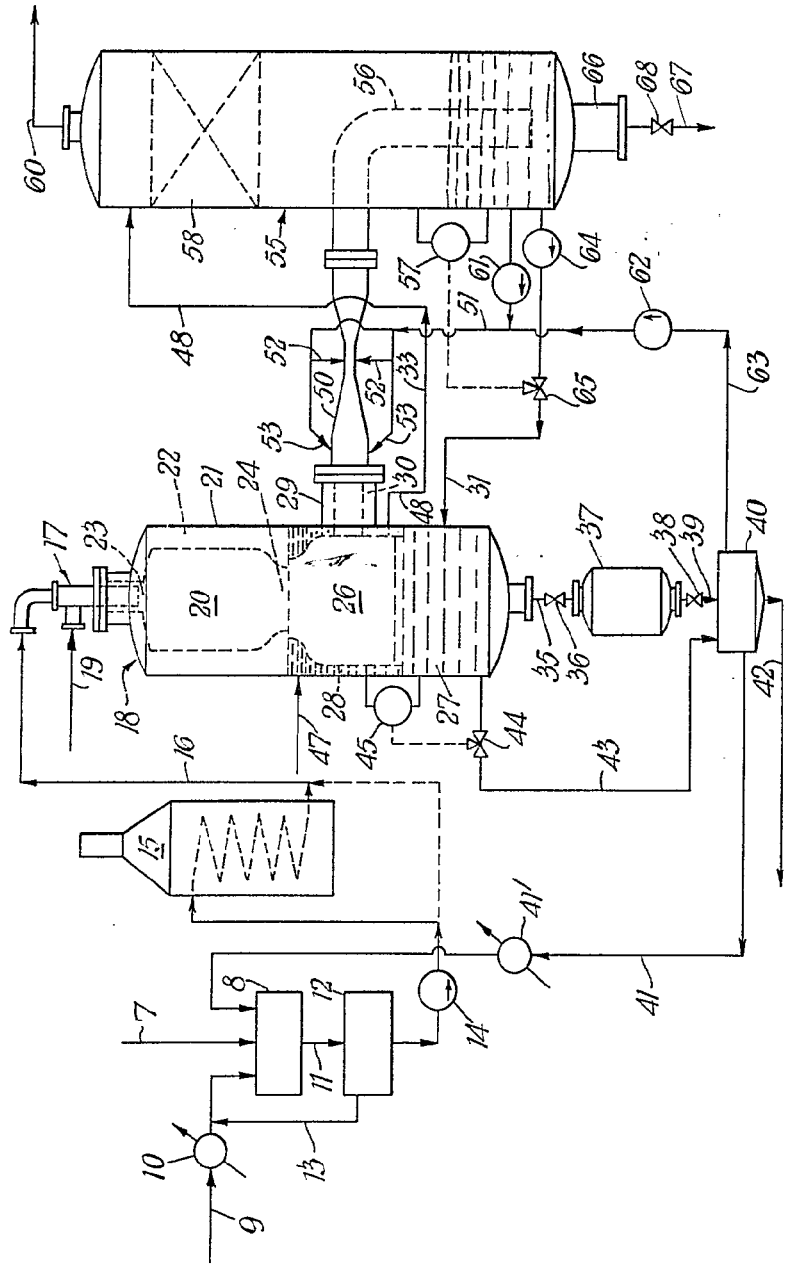
25

30

383560

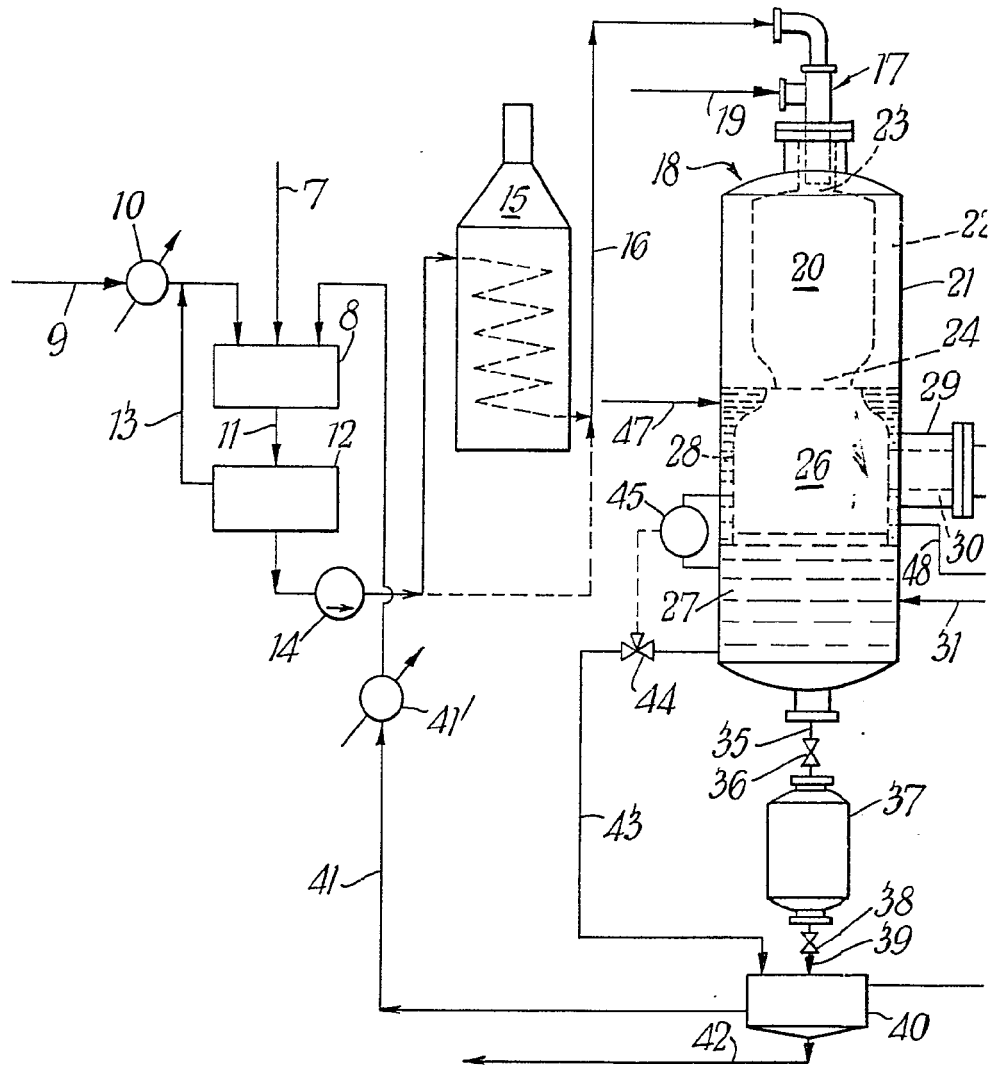


383560



ESCALA VARIABLE
 MADRID, 11 DE SEPTIEMBRE DE 1970
 BERNARDO UNGRIA
 P. P.

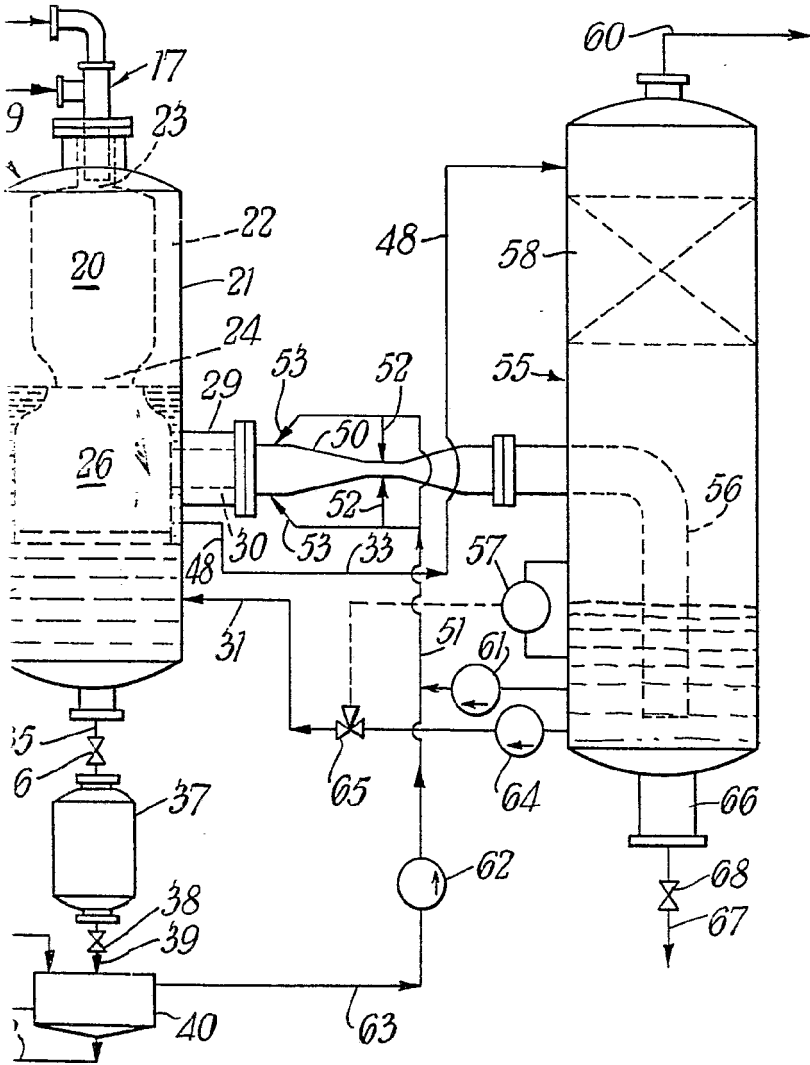
383560



- 7 OCT 1970



383560



ESCALA VARIABLE
MADRID, 11 DE Septiembre DE 1970
BERNARDO UNGERÍA
P. P.

