



1970

385748

385748

SECCION TECNICA
CLASIFICACION I. P. C.
CLASE <u>E10</u>
SUBCLASE <u>J</u>

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, USA.

ENUNCIADO: "UN PROCEDIMIENTO PARA LA PRODUCCION
DE GAS DE SINTESIS"

Prioridad: Patente estadounidense n.º 878.725 del 21-11-69

"

878.728 21-11-69

- 2 -
385748



1970

1 Este invento se refiere a un método para la produc-
ción de gas de síntesis, es decir una mezcla de monóxido
de carbono e hidrógeno, y es especialmente útil para la pro-
ducción de gas de síntesis adecuado para la síntesis de
5 compuestos orgánicos oxigenados, metanol o hidrocarburos.

Las mezclas de hidrógeno y monóxido de carbono se
preparan por oxidación parcial de combustibles hidrocarbura-
dos. La relación molar de CO/H_2 en estas mezclas gaseosas
de síntesis es fundamentalmente función de la relación C/H
10 en el combustible. Solamente pueden suministrarse directa-
mente a la zona de reacción de un generador de gas de sín-
tesis cantidades limitadas de vapor de agua y CO_2 sin re-
ducción excesiva de la temperatura de reacción o producción
de subproductos indeseados.

15 Típicamente, el producto gaseoso obtenido por oxida-
ción parcial directa de hidrocarburos líquidos contiene vo-
lúmenes aproximadamente iguales de monóxido de carbono e hi-
drógeno. Las proporciones relativas de hidrógeno a monóxi-
do de carbono en estas mezclas gaseosas han sido aumentadas
20 por reacción sobre un catalizador de desplazamiento de gas
de agua. La reacción de desplazamiento catalítico de gas de
agua a una temperatura del orden de 400 a 1000°F (204 a
538°C) es muy conocida. Normalmente se utiliza un cataliza-
dor de óxido de hierro-cromo a las temperaturas más eleva-
25 das mientras que puede utilizarse un catalizador de óxido
de cinc-óxido de cobre a temperaturas más bajas.

Este procedimiento se refiere a la producción de dos
corrientes de gas de síntesis - una corriente de producto
con una relación molar CO/H_2 de 1,0 aproximadamente o mayor
30 para uso como gas de oxosíntesis y otra corriente de pro-

385748



1970

1 ducto con una relación molar CO/H_2 más baja del orden de
0,5 a 1, para uso como gas de síntesis del metanol o de sín-
tesis Fischer-Tropsch. En una realización, las dos corrien-
tes mencionadas se producen simultáneamente por separación
5 del gas efluente de un generador de gas de síntesis de flu-
jo libre en dos corrientes. La primera corriente de gas de
síntesis se mezcla con CO_2 que es producido posteriormente
en el proceso y la mezcla se hace reaccionar a una tempera-
tura de 1500°F (815°C) como mínimo en un convertidor de des-
10 plazamiento invertido no catalítico para preparar gas de
oxosíntesis. La segunda corriente de gas de síntesis se mez-
cla con vapor de agua y la mezcla se hace reaccionar a una
temperatura de 1500°F (815°C) como mínimo en un convertidor
de desplazamiento directo no catalítico. De esta segunda co-
15 rriente de producto se recupera CO_2 y se introduce en el pri-
mer convertidor de desplazamiento invertido. Entre las ca-
racterísticas opcionales se encuentran la adición de oxígeno
al convertidor de desplazamiento no catalítico y también el
sometimiento de los gases desplazados a una segunda reacción
20 de desplazamiento no catalítico.

Por lo tanto, un objeto principal de la presente in-
vención es proporcionar un nuevo procedimiento continuo para
la producción de gas de síntesis.

25 Otro objeto es proporcionar un procedimiento no cata-
lítico para la obtención de gas de síntesis, cuyo procedi-
miento puede ser independiente del calor suministrado exter-
namente y que permite un fácil ajuste de la relación molar
 CO/H_2 .

30 Otro objeto de la invención es producir simultánea-
mente, a partir de una fuente primaria de gas de síntesis

385748



1 dos corrientes separadas de gas de síntesis: una primera co-
rriente con una mayor relación molar (CO/H_2) y una segunda
corriente con una relación molar (CO/H_2) menor que la de
dicha fuente primaria.

5 Todavía otro objeto es proporcionar un procedimien-
to no catalítico económico para la obtención de mezclas ga-
seosas para uso como gas combustible o corrientes de aliment-
tación para la síntesis química de hidrocarburos oxigenados,
metanol e hidrocarburos.

10

DESCRIPCION DE LA INVENCION

Se trata de un procedimiento para la producción de
gas de síntesis que comprende las etapas de introducir una
corriente de gas de alimentación constituida por monóxido
de carbono e hidrógeno en mezcla con un gas suplementario
15 seleccionado entre el grupo formado por vapor de agua y
dióxido de carbono, en una zona de conversión por desplaza-
miento de gas de agua adiabática, no catalítica y de flujo
libre y hacer reaccionar entre sí estos gases a una tempera-
tura de 1500°F (815°C) como mínimo, produciendo una corrien-
te de gas de síntesis que contiene CO , H_2 , H_2O y CO_2 , cuya
20 relación molar (CO/H_2) en comparación con la relación molar
(CO/H_2) de dicha corriente de gas de alimentación es mayor
cuando dicho gas suplementario es CO_2 y es menor cuando di-
cho gas suplementario es vapor de agua.

25

La corriente de gas de alimentación, que comprende
principalmente una mezcla de monóxido de carbono e hidró-
geno con pequeñas cantidades de H_2O , CO_2 y conteniendo ho-
llín de carbono libre en la proporción de 0,01 a 10 % en
peso aproximadamente (calculado sobre el carbono en el com-
bustible hidrocarbonado) es producida preferiblemente por
30



NOV. 1970

385748

1 oxidación parcial no catalítica de un combustible hidrocar-
bonado con oxígeno, de preferencia oxígeno relativamente
puro (v.g. 95 % en moles de O_2 o más) y opcionalmente con
vapor de agua a una temperatura autógena del orden de 2000-
5 3000°F (1093-1649°C). La relación atómica de oxígeno libre
(sin combinar) a carbono en la alimentación (relación O/C)
está comprendida preferiblemente entre 0,80 y 1,5 aproxima-
damente. La relación molar (CO/H_2) en la corriente de gas
efluente del generador de gas de síntesis está comprendida
10 en general entre 0,56 aproximadamente, cuando el combusti-
ble hidrocarbonado introducido en el generador es gas natu-
ral, y 1,2 aproximadamente, cuando el combustible del gene-
rador es residuo de vacío. El tiempo de reacción en el gene-
rador de gas es alrededor de 2 a 6 segundos.

15 Prácticamente puede utilizarse cualquier combusti-
ble hidrocarbonado de bajo precio como alimentación en este
proceso. Por ejemplo, la carga del generador de gas de sín-
tesis puede estar formada por combustibles hidrocarbonosos
gaseosos, líquidos o sólidos. Los combustibles gaseosos ade-
cuados son el gas natural, el gas de desecho de refinería y
20 el subproducto gaseoso de la reacción de Fischer-Tropsch.
Los combustibles hidrocarbonados líquidos adecuados cubren
toda la gama del petróleo desde el propano, naftas y gas-
oils hasta los fuel-oils residuales pesados, petróleo crudo
reducido y crudo completo. También están incluidos los com-
25 bustibles hidrocarbonados como hulla, aceite, aceite de pi-
zarra y aceite de arenas alquitranosas. Los combustibles car-
bonosos sólidos, opcionalmente en mezcla con los combusti-
bles hidrocarbonados líquidos antes mencionados, comprenden
30 combustibles sólidos, como lignito, hulla bituminosa y an-

385748



1970

1 tracita y cok de petróleo.

5 El combustible hidrocarbonado es parcialmente oxido-
 dado en una zona de reacción forrada de refractario de un
 generador de gas de síntesis de flujo libre, a una tempera-
10 tura mantenida autógenamente dentro del intervalo compren-
 dido entre 2000 y 3000°F (1093 y 1649°C) y a una presión
 comprendida entre 1 y 350 atmósferas, para producir una co-
 rriente primaria de alimentación de gas de síntesis. Prefe-
 riblemente, el generador de gas de síntesis es una vasija
15 presurizada de acero forrada con refractario, no catalíti-
 ca, de flujo libre, compacta y sin rellenar, del tipo des-
 crito en la patente estadounidense nº 2.809.104 concedida a
 D.M. Strasser et al. La precalefacción de las corrientes de
 alimentación al generador de gas de síntesis es opcional
20 pero generalmente es conveniente. Por ejemplo, las cargas
 de combustible hidrocarbonado líquido y vapor de agua pue-
 den ser precalentadas a una temperatura del orden de 100 a
 800°F (38 a 427°C) y la corriente de alimentación de oxígeno
 puede ser precalentada a una temperatura comprendida en-
25 tre 100 y 750°F (38 y 399°C) aproximadamente. La introducción
 de vapor de agua en el generador de gas de síntesis es opcio-
 nal y depende del tipo de combustible hidrocarbonado emplea-
 do. Por ejemplo, generalmente no se requiere vapor de agua
 con los combustibles hidrocarbonados gaseosos, se utiliza
 alrededor de 0,1 a 1 parte en peso de vapor de agua por par-
 te en peso de combustible hidrocarbonado líquido y se utili-
 za alrededor de 0,5 a 2 partes en peso de vapor de agua por
 parte en peso de papillas de combustibles carbonosos sólidos.

30 La zona de reacción para el desplazamiento de gas

385748



1970

1 de agua no catalítico puede estar constituida por una vasi-
ja presurizada de acero, de flujo libre, no rellena y adia-
bática o una línea de transferencia forrada con un material
refractario y preferiblemente exenta de obstrucciones y de
5 preferencia de un tamaño adecuado para proporcionar un tiem-
po de permanencia del orden de 0,1 a 6 segundos.

Una corriente de vapor de agua suplementario para
la reacción de desplazamiento directo o de gas suplementa-
rio rico en dióxido de carbono, conteniendo CO_2 en una pro-
10 porción de 25 a 95 % en moles aproximadamente o más para la
reacción de desplazamiento invertida, preferiblemente a una
temperatura del orden de 500 a 1500°F (260 a 815°C) aproxi-
madamente, se mezcla con el gas efluente caliente de dicha
zona de reacción de oxidación parcial y la mezcla se intro-
duce en un convertidor de desplazamiento directo de gas de
15 agua, de flujo libre y no catalítico, donde tiene lugar la
reacción a una temperatura de 1500°F (815°C) como mínimo.
Aunque se prefiere esta mezcla previa, alternativamente el
vapor de agua o el gas rico en dióxido de carbono suplementa-
rios pueden ser introducidos independientemente en el conver-
20 tidor de desplazamiento, dejándolos que se mezclen y reaccio-
nen con la corriente primaria de alimentación de gas de sín-
tesis efluente introducido por separado en el convertidor.
Aunque solamente se ilustra un convertidor de desplazamiento,
25 puede emplearse opcionalmente una pluralidad de reactores
distintos.

El H_2O o CO_2 suplementarios proporcionados al con-
vertidor de desplazamiento pueden ser obtenidos de una fuen-
te externa o pueden ser producidos dentro del proceso.

30 La cantidad de CO_2 suplementario agregada a dicha



385748

1 corriente primaria de alimentación de gas de síntesis efluen-
te debe ser suficiente para satisfacer los balances de ca-
lor y material. La constante de equilibrio (K_R) para la
reacción de desplazamiento invertido de gas de agua, indi-
5 cada en la ecuación (I) dada a continuación, es función de
la temperatura de reacción y varía entre 1,36 y 3,85 sobre
un intervalo de temperatura entre 1700 y 2800°F (927 y
1538°C).

10
$$K_R = \frac{(CO) \times (H_2O)}{(H_2) \times (CO_2)} \quad (I)$$

donde: (H_2), (CO_2), (CO) y (H_2O) representan las fraccio-
nes molares (o presiones parciales) del constituyente con-
tenido entre paréntesis y x representa el símbolo de mul-
tiplicación.

15 La corriente suplementaria de gas rico en CO_2 puede
ser una mezcla gaseosa constituida por CO_2 , CO , H_2 y H_2O ,
conteniendo preferiblemente dicha mezcla gaseosa por lo me-
nos 25 % en moles de CO_2 y ninguna cantidad significativa
de CH_4 . En una realización específica de esta invención, se
20 recupera una corriente de CO_2 que contiene como mínimo el
95 % en moles de CO_2 como subproducto de la reacción de des-
plazamiento directo de gas de agua entre vapor de agua y
gas de síntesis caliente, que simultáneamente produce una
corriente de gas de alimentación para la síntesis de meta-
25 nol con una relación molar (CO/H_2) de 5 aproximadamente o
menor. Este procedimiento se describe con más detalle más
adelante.

30 La corriente de alimentación para el desplazamiento
de gas de agua, se introduce en un convertidor de desplaza-
miento invertido de gas de agua, adiabático, de flujo li-

385748



1970

1 bre y no catalítico, con un tiempo de permanencia del orden
de 0,1 a 6 segundos, a una temperatura de 1500°F (815°C)
como mínimo y preferiblemente durante 0,1 a 2 segundos a
5 una temperatura comprendida entre 1700 y 2800°F (927 y
1538°C) aproximadamente y a una presión comprendida entre
1 y 350 atmósferas aproximadamente.

En la reacción de desplazamiento invertido de gas
de agua, no catalítica, una porción del dióxido de carbono
es reducida a monóxido de carbono mientras que simultánea-
mente es oxidado a agua una cantidad estequiométrica de
10 hidrógeno. El resultado neto de la reacción de despla-
zamiento invertido de gas de agua es aumentar la relación mo-
lar (CO/H₂) del producto gaseoso que abandona el converti-
dor de desplazamiento invertido de gas de agua. La elimina-
15 ción del catalizador constituye una clara ventaja económi-
ca.

En la zona de reacción de desplazamiento de gas de
agua se mantiene una temperatura elevada de forma que la
reacción adiabática de desplazamiento invertido de gas de
20 agua transcurre rápidamente sin catalizador. La palabra
"adiabática" en el sentido utilizado aquí al referirse a la
reacción de desplazamiento de gas de agua significa que
aparte de las mínimas pérdidas de calor inevitables a tra-
vés de las paredes del reactor, prácticamente no existe in-
25 tercambio de calor con el ambiente.

En una realización de esta invención, se introduce
una corriente primaria de alimentación de gas de síntesis
efluente directamente en dicha zona de conversión por des-
plazamiento invertido de gas de agua, adiabática y no cata-
30 lítica, prácticamente en las mismas condiciones de tempera-

385748



1970

1 tura y presión producidas en la zona de reacción del genera-
dor de gas de síntesis por oxidación parcial, no catalítico,
de flujo libre y sin rellenar, es decir una temperatura
comprendida entre 2000 y 3800°F (1093 y 2093°C) aproxima-
5 damente y a una presión comprendida entre 1 y 350 atmósfe-
ras aproximadamente. Esto satisface los requisitos de ca-
lor de la siguiente etapa del procedimiento, es decir la
reacción de desplazamiento invertido de gas de agua, adia-
bática y no catalítica. Por lo tanto, se ahorra el coste
10 de la calefacción y de la compresión del gas de alimenta-
ción entrante para la reacción de desplazamiento de gas de
agua. Con ello se consigue una ventaja económica sustancial.

Los gases abandonan el convertidor de desplazamiento
invertido no catalítico de gas de agua a una temperatura su-
15 perior a unos 1500°F (815°C) y pueden ser enfriados en una
zona de refrigeración tal como una caldera de calor perdido
o un tanque de apagado directo con agua de diseño conven-
cional de brazo sumergido, a una temperatura comprendida en-
tre unos 400 y 800°F (204 y 427°C). El vapor de agua produ-
20 cido en la caldera de calor perdido puede ser utilizado eco-
nómicamente en cualquier otra parte del proceso o puede ser
exportado. Para una descripción detallada de la refrigera-
ción del gas de síntesis mediante una caldera de calor per-
dido y una torre depuradora, remitimos a la patente estado-
25 unidense nº 2.980.523, concedida a R.M. Dille et al. En la
patente estadounidense nº 2.896.927, concedida a R.E. Nagle
et al, se describe un aparato adecuado de contacto gas-lí-
quido del tipo de brazo sumergido.

Las partículas sólidas arrastradas pueden ser separa-
30 das del gas efluente desplazado enfriado que abandona la



1 caldera de calor perdido por contacto directo con el agua
de apagado en un aparato de contacto de gas-líquido , por
ejemplo un tanque de apagado, una torre de atomización, un
5 contactor del tipo de venturi o de boquilla, un plato borbo-
teador o una columna de relleno o una combinación de los
equipos mencionados. Los contactores convencionales del ti-
po de venturi o de inyector están descritos en Chemical
Engineers Handbook, 4ª Edición, editado por J.H. Perry,
N.Y., McGraw-Hill Co., 1963, págs. 18-55 a 56.

10 El dióxido de carbono en exceso puede ser separado
de la corriente de gas desplazado mediante un proceso de
depuración regenerativa convencional, v.g. con monoetanol-
amina, carbonato caliente o el proceso Rectisol. Mediante
15 estos procedimientos también se puede separar el H₂S que
puede encontrarse presente en la corriente de gas produci-
do. El CO₂ puede ser reciclado como parte del CO₂ suplemen-
tario introducido en el convertidor de desplazamiento in-
vertido de gas de agua.

20 Puede obtenerse gas para la oxosíntesis con una rela-
ción molar (CO/H₂) de 1,0 aproximadamente o mayor empleando
el procedimiento de esta invención, siempre que el gas
efluente del generador de gas de síntesis presente una rela-
ción molar CO/H₂ correspondientemente más baja que la del
producto gaseoso deseado.

25 En otra realización de este invento, se introduce
una cantidad suplementaria limitada de oxígeno libre, de
preferencia oxígeno relativamente puro (95 % en moles de
O₂ o más) en la zona de conversión de desplazamiento inver-
tido de gas de agua, adiabática y no catalítica, en canti-
30 dad suficiente para mantener la temperatura en su interior

385748



NOV. 1970

1 en un valor de 1500°F (815°C) como mínimo y preferiblemen-
te entre 1700 y 2800°F (927 y 1538°C).

5 Todavía en otra realización del invento, la corrien-
te de alimentación de desplazamiento de gas de agua es so-
metida a una pluralidad de fases sucesivas de reacciones
de desplazamiento invertido de gas de agua y preferiblemen-
te a dos fases. La primera reacción de desplazamiento inver-
tido de gas de agua se realiza en un reactor de desplaza-
10 miento invertido de gas de agua, adiabático y no catalíti-
co y el gas desplazado es sometido después a otro desplaza-
miento en un segundo reactor de desplazamiento invertido
de gas de agua, no catalítico, en la forma previamente des-
crita para la primera reacción de desplazamiento.

15 La corriente suplementaria rica en CO₂ es introduci-
da en el primer reactor de desplazamiento y también, si se
desea, en el segundo reactor de desplazamiento junto con
la corriente de alimentación desplazada. El oxígeno libre
suplementario, preferiblemente oxígeno puro (95 % en moles
de O₂ o más), puede ser introducido en el primero o en el
20 segundo reactor de desplazamiento o en ambos. Se recomienda
una operación de desplazamientos múltiples para casos espe-
cíficos en los que no puede prepararse fácilmente un produc-
to gaseoso con la composición deseada mediante el proceso
sencillo de desplazamiento directo o invertido. Si la tem-
25 peratura del gas de alimentación de desplazamiento de gas
de agua es demasiado baja para la primera o para la segunda
reacción de desplazamiento, o para ambas, puede introducir-
se una limitada cantidad suplementaria de oxígeno libre,
preferiblemente oxígeno puro (95 % en moles de O₂ o más)
30 en mezcla con dicho CO₂ suplementario. En tales casos, una



1970

385748

1 parte del H₂ y del CO en la mezcla gaseosa de alimentación
de desplazamiento reacciona con dicho oxígeno libre suplementario de forma que eleva la temperatura en la zona de
5 reacción a un valor de 1500°F (815°C) como mínimo y preferiblemente a una temperatura comprendida entre 1700 y
2800°F (927 y 1538°C).

La cantidad de H₂O suplementaria agregada a dicha mezcla gaseosa de alimentación primaria debe satisfacer los balances de calor y material. La constante de equilibrio (K_D) para la reacción de desplazamiento directo del
10 gas de agua está dada en la ecuación (I). K_D es función de la temperatura de reacción y varía entre 0,74 y 0,26 en el intervalo de temperatura de 1700 a 2800°F (927 a 1538°C)

15
$$K_D = \frac{(H_2) \times (CO_2)}{(CO) \times (H_2O)} \quad (I)$$

donde (H₂), (CO₂), (CO) y (H₂O) representan las fracciones molares (o presiones parciales) del constituyente encerrado entre paréntesis y x representa el signo de multiplicación.
20

La corriente de alimentación de desplazamiento de gas de agua es introducida en un convertidor de desplazamiento de gas de agua, adiabático, de flujo libre y no catalítico, con un tiempo de permanencia del orden de 0,1 a
25 5 segundos aproximadamente, a una temperatura de 1500°F (815°C) como mínimo y preferiblemente durante 0,1 a 2 segundos aproximadamente a una temperatura del orden de 1700 a 2800°F (927 a 1538°C) y a una presión comprendida entre 1 y 350 atmósferas aproximadamente.

30 En la reacción de desplazamiento del gas de agua,

385748



1970

1 una porción del H_2O en la corriente de alimentación de des-
plazamiento del gas de agua es reducida a hidrógeno mien-
tras que simultáneamente es oxidada a dióxido de carbono
una cantidad estequiométrica de monóxido de carbono. El re-
5 resultado neto de la reacción de desplazamiento directo de
gas de agua es reducir la relación molar (CO/H_2) del gas
producido que abandona el convertidor de desplazamiento di-
recto de gas de agua.

10 Se mantiene una temperatura elevada en la zona de
reacción de desplazamiento de gas de agua tal que la reac-
ción adiabática de desplazamiento directo de gas de agua
transcurre rápidamente sin catalizador. En una realización
de esta invención, se introduce directamente una corriente
15 primaria de alimentación de gas de síntesis en dicha zona
de conversión de desplazamiento directo de gas de agua,
adiabática y no catalítica, prácticamente en las mismas con-
diciones de temperatura y presión producidas en la zona de
reacción de un generador de gas de síntesis por oxidación
parcial no catalítica, de flujo libre y sin relleno, a una
20 temperatura del orden de 2000 a $2800^{\circ}F$ (1093 a $1538^{\circ}C$) y
a una presión comprendida entre 1 y 350 atmósferas aproxi-
madamente, que satisface los requisitos de calor de la si-
guiente etapa del proceso, es decir la reacción de despla-
zamiento directo de gas de agua, adiabática y no catalíti-
ca. De esta forma se ahorra el coste de la calefacción y de
25 la compresión del gas, proporcionando una sustancial venta-
ja económica.

Los gases abandonan el convertidor de desplazamiento
directo de gas de agua, no catalítico, a una temperatura
30 superior a $1500^{\circ}F$ ($815^{\circ}C$) y pueden ser enfriados en una zo-



1970

385748

1 na de refrigeración tal como una caldera de calor perdido
o una vasija de apagado directo con agua del diseño conven-
cional de apagado de brazo sumergido, a una temperatura del
orden de 400 a 800°F (204 a 427°). El vapor de agua produci-
5 do en la caldera de calor perdido puede ser utilizado eco-
nómicamente como la totalidad o parte del H₂O suplementa-
rio suministrada al convertidor de desplazamiento directo
de gas de agua. El vapor de agua en exceso puede ser uti-
lizado en cualquier otro punto del proceso o puede ser ex-
10 portado. Para una descripción detallada de la refrigeración
del gas de síntesis mediante una caldera de calor perdido
y una torre depuradora, remitimos a la patente estadouniden-
se nº 2.980.523, concedida a R.M. Dille et al. En la paten-
te estadounidense nº 2.896.927, concedida a R.E. Nagle
15 et al., se describe un aparato adecuado de contacto gas-
líquido del tipo de brazo sumergido.

El hollín de carbono libre arrastrado puede ser se-
parado del efluente gaseoso desplazado enfriado que abando-
na la caldera de calor perdido por contacto directo con
20 agua de apagado en un aparato de contacto de gas-líquido,
como se ha descrito previamente.

El CO₂ y el H₂S en exceso pueden ser separados del
producto gaseoso mediante un proceso depurador regenerati-
vo convencional adecuado, como se ha descrito previamente.
25 Mediante el procedimiento de este invento, puede obtenerse
gas para la síntesis del metanol, con una relación molar
(CO/H₂) de 0,5 aproximadamente o menor y gas para la sínte-
sis de Fischer-Tropsch con una relación molar (CO/H₂) com-
prendida entre 0,5 y 1,0 aproximadamente, siempre que el
30 gas efluente del generador de gas de síntesis tenga una re-



1 lación CO/H₂ correspondientemente mayor que la del producto gaseoso deseado.

5 En otra realización de este invento, se introduce una cantidad suplementaria limitada de oxígeno libre, de preferencia oxígeno relativamente puro (95 % en moles de O₂ o más) en la zona de conversión de desplazamiento directo de gas de agua, adiabática y no catalítica, en una cantidad suficiente para mantener la temperatura en su interior en un valor de 1500°F (815°C) como mínimo y preferiblemente entre 1700 y 2800°F (927 y 1538°C).

10 Todavía en otra realización de este invento, la corriente de alimentación de desplazamiento de gas de agua es sometida a una pluralidad de etapas sucesivas de reacción de desplazamiento directo de gas de agua y preferiblemente a dos etapas. La primera reacción de desplazamiento de gas de agua se efectúa en un reactor adiabático no catalítico y el gas desplazado es después sometido a un nuevo desplazamiento en un segundo reactor no catalítico de desplazamiento directo de gas de agua, en la forma antes descrita para la primera reacción de desplazamiento.

15 Se recomienda la operación de desplazamientos múltiples para casos específicos en los que no puede obtenerse fácilmente un producto gaseoso con la composición deseada mediante el proceso de desplazamiento sencillo. Además, si la

20 temperatura del gas de alimentación de desplazamiento de gas de agua es demasiado baja para la segunda reacción de desplazamiento no catalítica, puede introducirse una cantidad suplementaria limitada de oxígeno libre, de preferencia oxígeno relativamente puro (95 % en moles de O₂ o más), en

25 el segundo convertidor de desplazamiento, directamente o

30

385748



1970

1 en mezcla con vapor de agua suplementario. En este caso,
una parte del H₂ y del CO contenido en la mezcla gaseosa
de alimentación de desplazamiento reacciona con dicho oxí-
geno libre suplementario en la segunda zona de conversión
5 de desplazamiento directo de gas de agua, no catalítica,
de forma que eleva la temperatura en la segunda zona de
reacción de desplazamiento hasta un valor de 1500°F (815°C)
como mínimo y preferiblemente hasta una temperatura com-
prendida entre 1700 y 2800°F (927 y 1538°C).

10 Además, una parte del gas de oxosíntesis obtenido
por desplazamiento térmico invertido, como se ha descrito
previamente, y una parte del gas de síntesis de metanol ob-
tenido por desplazamiento térmico directo pueden ser mez-
cladas para producir una corriente de gas de síntesis de
15 composición intermedia.

DESCRIPCION DE LAS FIGURAS Y EJEMPLOS

Para una comprensión más completa de la invención
remitimos al esquema que acompaña a esta memoria que ilus-
tra el procedimiento de esta invención.

20 La descripción siguiente de la figura también sirve
como ejemplo específico de la invención. Aunque la figura
y el ejemplo ilustran una realización específica del pro-
cedimiento de esta invención, no pretendemos limitarla al
procedimiento y a los materiales particulares descritos.

25 La figura ilustra un ejemplo específico en el que
el gas de oxosíntesis y el gas de síntesis de metanol son
producidos simultáneamente a partir de porciones separadas
de una corriente efluente de gas de síntesis procedente de
un generador de gas de síntesis no catalítico y de flujo
30 libre. El gas de oxosíntesis tiene una relación molar



1 CO/H₂ mayor que la de dicha corriente efluente de gas de
 síntesis mientras que la relación molar CO/H₂ del gas de
 síntesis de metanol es comparativamente más baja que la
 de dicha corriente efluente de gas de síntesis.

5

EJEMPLO 1

Este ejemplo ilustra una realización preferida del
 procedimiento del invento aplicada a la manufactura de gas
 de oxosíntesis y de síntesis de metanol a partir de un gas
 de desecho de refinería de petróleo.

10

Refiriéndonos a la figura, en el Generador de Gas
 de Síntesis 1, se introducen a través del conducto 2 y del
 quemador 3, 159,6 moles por hora de Gas de Refinería a una
 temperatura de 1000°F (538°C) y a una presión de 550 psig
 (39 kg/cm² manométricos), con la siguiente composición:

15

Hidrógeno	18 moles por ciento
Metano	60 " "
Etileno	2 " "
Etano	19 " "
Propano	1 " "

20

A través del conducto 4, se introducen en el Genera-
 dor de Gas 1, 105,6 moles por hora de oxígeno puro en una
 corriente con una pureza de 95 % en moles, a una tempera-
 tura de 300°F (149°C) y una presión de 550 psig (39 kg/cm²)
 y se hacen reaccionar con dicho Gas de Refinería en la zo-
 na de reacción con forro refractario 5 del Generador 1 pa-
 ra producir una corriente primaria de alimentación de gas
 de síntesis. Una corriente de 491,9 moles por hora de la
 corriente primaria de alimentación de gas de síntesis, a
 una temperatura de 2600°F (1427°C) y una presión de 500
 psig (35 kg/cm² manométricos) y con una relación molar

25

30

385748



1970

1 (CO/H₂) de 0,56 abandona el Generador de Gas 1 por el con-
ducto 6. También es arrastrado en el gas efluente por el
conducto 6 alrededor del 0,05 % en peso de hollín de car-
bono libre (calculado sobre el carbono en la alimentación
5 de gas de refinería).

Mediante las válvulas de control 7 y 8, la corrien-
te efluente de gas de síntesis del conducto 6 se divide
entre los conductos 9 y 10 en la proporción de 1:3. Se ha-
cen pasar 123,0 moles por hora de gas efluente a 2600^oF
10 (1427^oC) contenido en el conducto 9 a través de la válvu-
la 8, el conducto 11 y hasta el conducto 12 donde son mez-
clados con 25,7 moles por hora de una corriente gaseosa
constituída por 100 % de dióxido de carbono a una tempera-
tura de 1000^oF (538^oC) procedente del conducto 13. La mez-
15 cla gaseosa constituída aproximadamente por 0,21 volúmenes
de CO₂ procedente del conducto 13 por volumen de gas de
síntesis, constituído sustancialmente por H₂ y CO y proce-
dente del conducto 11, se introduce por el conducto 14 en
el convertidor 70 no catalítico de desplazamiento invertido
20 de gas de agua, a una presión de 500 psig (35 kg/cm²).
Allí, por reacción endotérmica entre CO₂ y H₂, se produce
CO y H₂O. El análisis de los gases mixtos que abandonan el
convertidor 70 no catalítico de desplazamiento invertido
por el conducto 15, a una temperatura de 2035^oF (1112^oC)
25 aproximadamente, se encuentra en la Tabla I.

Aunque no es necesario en este ejemplo, opcionalmen-
te puede introducirse oxígeno libre (95 % en moles de O₂
o más) por el conducto 71 al convertidor 70 de desplaza-
miento invertido, en cantidad suficiente para mantener la
30 temperatura en su interior en un valor de 1500^oF (815^oC)

385748



NOV. 1970

1 como mínimo y preferiblemente entre 1700 y 2800°F (927 y 1538°C).

5 Mediante una caldera 16 de calor perdido, se enfrían a una temperatura de 575°F (302°C), 148,7 moles por hora de gases en el conducto 15 y abandonan el sistema por el conducto 17. En la caldera 16 de calor perdido se convierten 133 moles por hora de agua de alimentación de la caldera a 485°F (252°C) en el conducto 18 en vapor de agua saturado a 600 psig (42 kg/cm² manométricos) y salen por el

10 conducto 19. Del sistema se sacan alrededor de 113,2 moles por hora de vapor de agua en exceso para la exportación a través de los conductos 20 y 21 y de la válvula 22. En una zona de recuperación 23 convencional de hollín de carbono se separa la totalidad del hollín de carbono libre

15 contenido en los gases, a excepción de aproximadamente dos partes por millón de hollín de carbono libre por peso de gas seco, en el conducto 17 y puede ser descargado del sistema por el conducto 24 en forma de papilla de hollín de carbono libre y agua. Puede utilizarse cualquier sistema

20 adecuado de recuperación de carbono, por ejemplo el lavado del gas en el conducto 17 con agua mediante un depurador comercial del tipo venturi.

25 El gas exento de hollín en el conducto 25 es introducido en una zona convencional de recuperación de dióxido de carbono 26, como se ha descrito previamente. Por el conducto 27 se extraen 112,0 moles por hora de gas de oxosíntesis producido, con una relación CO/H₂ de 1,00 que es sustancialmente mayor que la relación molar CO/H₂ de 0,57 en el conducto 6. El análisis del gas de la corriente 27 se

30 encuentra en la Tabla I. Se recuperan 12,3 moles por hora

385748



1970

1 de CO₂ al 100 % y se reciclan al convertidor de desplazamiento 70 por los conductos 28 y 29, el compresor 30, el conducto 31, el cambiador de calor 32 y los conductos 13, 12 y 14. La presión de la corriente de CO₂ en el conducto
5 13 es aumentada hasta que supera a la presión de la corriente primaria de alimentación de gas de síntesis en el conducto 11, mediante el compresor 30.

Alrededor de 368,9 moles por hora de la corriente primaria de alimentación de gas de síntesis en el conducto 10, a una temperatura de 2600°F (1427°C) se hacen pasar por el conducto 33 y se mezclan en el conducto 34 con 19,8 moles por hora de vapor de agua procedente del conducto 35, a una temperatura de 1000°F (538°C). La mezcla de vapor de agua y gas de síntesis en el conducto 34, constituida sustancialmente por H₂ y CO, se hace pasar por el conducto 36 al convertidor no catalítico 72 de desplazamiento directo de gas de agua donde reaccionan a una presión de 500 psig (35 kg/cm² manométricos) aproximadamente. La corriente efluente desplazada de gas de síntesis abandona el convertidor de desplazamiento 72 por el conducto 37, a una temperatura de 2465°F (1352°C) y es enfriada a una temperatura de 575°F (302°C) en una caldera de calor perdido 38, por intercambio indirecto de calor con agua que entra por el conducto 39 y sale por el conducto 40 en forma de vapor de agua. El vapor de agua en exceso en el conducto 40 es exportado del sistema. Los gases efluentes desplazados abandonan la caldera de calor perdido 38 por el conducto 41 y son enfriados todavía más en el cambiador de calor 32 por intercambio indirecto de calor con la corriente de CO₂ procedente del conducto 31, como se ha descrito previamente.

1
5
10
15
20
25
30

385748



1970

1 Aunque no es necesario en este ejemplo, opcionalmen-
te puede introducirse oxígeno libre (95 % en moles o más)
por el conducto 73 en el convertidor de desplazamiento di-
recto 72, en cantidad suficiente para mantener la tempera-
5 tura en su interior en un valor de 1500^oF (815^oC) como mí-
nimo.

La corriente de gas efluente desplazado enfriado del
conducto 42 se introduce en una zona convencional de recu-
peración 43 de hollín de carbono que es similar a la zona
10 de recuperación 23 de hollín de carbono previamente descri-
ta.

De la corriente de gas efluente desplazado se separa
la totalidad del hollín de carbono a excepción de alrededor
de 2 partes por millón de hollín de carbono por peso de gas
15 seco y se extrae del sistema por el conducto 44. El gas
efluente desplazado exento de hollín en el conducto 45 es
introducido en una zona de recuperación 46 de CO₂, que es
similar a la zona de recuperación 26 de CO₂ previamente des-
crita. Alrededor de 360,0 moles por hora de gas de síntesis
20 desplazado, con una relación molar CO/H₂ de 0,50 que es in-
ferior a la relación molar (CO/H₂) de la corriente efluente
de gas de síntesis en el conducto 6, son extraídos por el
conducto 47 de la zona de recuperación 46 de CO₂. En la Ta-
bla I se encuentra un análisis de este gas. Una corriente
25 de 14,5 moles por hora de CO₂ suplementario es extraída de
la zona de recuperación 46 de CO₂ por los conductos 48 y 49.
En el conducto 29 se mezclan alrededor de 13,4 moles por ho-
ra de CO₂ procedentes del conducto 50 con una corriente de
12,3 moles por hora de CO₂ procedente del conducto 28. Al-
30 rededor de 1,1 moles por hora de CO₂ en exceso es sacado del



1 sistema por los conductos 51 y 52 y la válvula 53. Las co-
rrientes combinadas de CO₂, que totalizan 25,7 moles por
hora de CO₂ suplementario, se calientan en el cambiador de
5 calor 32 y después se dirigen al convertidor 14 de despla-
zamiento invertido de gas de agua, no catalítico, a través
de los conductos 13 y 12, como se ha descrito anteriormen-
te.

TABLA I
Análisis de los gases

Compo- nente moles %	Número de la corriente								
	6	13	15	28	27	35	37	48	47
CO	32,4		36,9		49,0		28,2		32,7
H ₂	56,9		36,9		49,0		56,5		65,3
CO ₂	1,3	100	8,2	100	-		3,7	100	-
H ₂ O	7,9		16,7		0,33	100	10,1		0,34
CH ₄	0,38		0,36		0,42		0,35		0,41
A	0,78		0,65		0,87		0,72		0,87
N ₂	0,34		0,29		0,38		0,33		0,38
	100,00	100	100,00	100	100,00	100	100,00	100	100,00
CO/H ₂	0,57	-	1,00	-	1,00	-	0,50	-	0,50
Moles/Hr.	491,9	25,7	148,7	12,3	112,0	19,8	388,8	14,5	33,60

25 Aunque el esquema y el ejemplo específicos anterio-
res ilustran y describen una operación en la cual se obtie-
nen simultáneamente dos productos gaseosos específicos, es
decir un gas de alimentación de oxosíntesis y un gas de ali-
mentación para la síntesis de metanol, pueden utilizarse
30 los mismos principios para la obtención de una corriente de
gas producto. Por ejemplo, la realización del procedimiento

385748



NOV. 1970

1 para preparar solamente gas de oxosíntesis está ilustrada
en el Ejemplo 2. La realización del procedimiento para pre-
parar solamente gas de síntesis de metanol o de Fischer-
Tropsch está descrita en el Ejemplo 3.

5

EJEMPLO 2

Refiriéndonos a la figura, 491,9 moles por hora de
gas efluente abandonan la zona de reacción del generador 1
de síntesis no catalítica, de flujo libre y sin relleno,
a través del conducto 6, como se ha descrito en el Ejem-
10 plo 1. Estando cerrada la válvula 7 y abierta la válvula 8,
la totalidad de esta corriente de gas efluente se hace pa-
sar por los conductos 6, 9 y 11 y se mezcla en el conducto
12 con 53,8 moles por hora de una corriente de dióxido de
carbono con una pureza del 100 %, procedente de una fuente
15 exterior, que es introducida en el sistema por el conducto
54, la válvula 55 y los conductos 56, 49 y 50 y mezclada
en el conducto 29 con 49,1 moles por hora de una corriente
reciclada de CO₂, procedente de la zona de recuperación 26
de CO₂ a través de los conductos 28 y 29. Mediante el com-
20 presor 30, la corriente mezclada de CO₂ suplementario del
conducto 29 se hace pasar por el conducto 31 hasta el cam-
biador de calor 32 donde aumenta su temperatura hasta
1000°F (538°C) y desde allí la corriente de CO₂ suplementa-
rio pasa a los conductos 13, 12 y 14.

25

La reacción de desplazamiento invertido de gas de
agua tiene lugar en el convertidor 70 de desplazamiento in-
vertido no catalítico a una temperatura de 2035°F (1112°C)
aproximadamente y una presión de unas 500 psig. (35 kg/cm²
manométricos). Por el conducto 27 salen de la zona de recu-
30 peración 26 de CO₂ 448 moles por hora de gas de oxosínte-

385748



1970

1 sis, cuyo análisis químico se encuentra en la Tabla II.

TABLA II

Análisis de los gases

Componente moles %	Número de la corriente				
	6	13	15	28	27
CO	32,4		36,9		49,0
H ₂	56,9		36,9		49,0
CO ₂	1,3	100	8,2	100	-
H ₂ O	7,9		16,7		0,33
CH ₄	0,38		0,36		0,42
A	0,78		0,65		0,87
N ₂	0,34		0,29		0,38
	100,00	100	100,00	100	100,00
CO/H ₂	0,57		1,00	-	1,00
Moles/Hr.	491,9	102,9	594,8	49,1	545,7

EJEMPLO 3

Este ejemplo describe otra realización del procedimiento de la invención aplicada a la manufactura de gas de síntesis de metanol a partir de un residuo de torre de vacío de refinería de petróleo e ilustra la conversión por desplazamiento directo de gas de agua, en flujo libre, adiabática, no catalítica y múltiple y la adición de oxígeno suplementario al convertidor de desplazamiento.

Se hacen reaccionar 133,2 moles por hora de Residuo de Vacío a una temperatura de 750°F (399°C) con 133,2 moles por hora de oxígeno puro en una corriente de 99 moles % de O₂, a una temperatura de 300°F (149°C) y 116,5 moles por hora de vapor de agua a una temperatura de 750°F (399°C). El Residuo de Vacío tiene un peso específico API de 4,5°.

385748



1970

1 una capacidad calorífica de 17.500 BTU por libra (9722 kilocalorías/kg) y el siguiente análisis final en porcentaje en peso: C, 85,8; H₂, 9,1; S, 5 y cenizas, 0,1.

5 Todo el gas efluente del generador de gas de síntesis, es decir alrededor de 605 moles por hora, a una temperatura de unos 2500°F (1371°C) y una presión de 500 psig (35 kg/cm² manométricos) aproximadamente y con la composición indicada en la siguiente Tabla II se mezcla con 390 moles por hora de vapor de agua a una temperatura de 500°F
10 (260°C). La mezcla se introduce inmediatamente en un primer convertidor de desplazamiento directo de gas de agua, adiabático, de flujo libre y no catalítico, donde el agua del vapor de agua gaseoso reacciona con el CO para producir H₂ y CO₂ adicional.

15 Del primer convertidor de desplazamiento directo de gas de agua, adiabático y no catalítico, salen 995,1 moles por hora de gas de síntesis efluente desplazado, a una temperatura de 1750°F (955°C) y una presión de 500 psig (35 kg/cm² manométricos) aproximadamente. Este gas efluente
20 presenta una relación molar CO/H₂ de 0,54, lo que representa una reducción del 53,8 % de la relación molar CO/H₂ del gas efluente del generador de gas de síntesis. La composición de esta corriente gaseosa se encuentra en la siguiente Tabla II .

25 Se mezclan 111 moles por hora de vapor de agua suplementario a una temperatura de 500°F (260°C) y alrededor de 2 moles por hora de oxígeno suplementario a una temperatura de 300°F (149°C) con los citados 995,1 moles por hora de gas efluente desplazado. La mezcla gaseosa se introduce
30 directamente en una segunda zona de conversión de desplace-



1 miento directo de gas de agua, de flujo libre, adiabática
y no catalítica, donde el oxígeno añadido reacciona exo-
téricamente con H₂, C o CO para mantener la temperatura
5 en la segunda zona de conversión de desplazamiento por en-
cima de 1700°F (927°C), de forma que pueda tener lugar rá-
pidamente la reacción de conversión por desplazamiento di-
recto de gas de agua. Simultáneamente tiene lugar la reac-
ción de desplazamiento de gas de agua y más CO se convier-
te en CO₂.

10 De la segunda zona de conversión por desplazamiento
directo de gas de agua, de flujo libre y no catalítica,
salen 1106,1 moles por hora de gas efluente, a una tempera-
tura de 1750°F (955°C) y una presión de 500 psig (35 kg/cm²
manométricos). El producto gaseoso efluente tiene una rela-
15 ción molar (CO/H₂) de 0,48, lo que representa una reducción
del 59 % de la relación molar CO/H₂ del gas efluente del
generador de gas de síntesis. La composición de esta co-
rriente gaseosa se encuentra en la Tabla II. Esta corrien-
te gaseosa se introduce en una caldera de calor perdido
20 donde es enfriada a una temperatura de 600°F (315°C) apro-
ximadamente por vaporización de 887 moles por hora de agua
de alimentación de la caldera a vapor de agua saturado a
una temperatura de 500°F (260°C) y una presión de 665 psig
(47 kg/cm²). Como ya se ha descrito, alrededor de 617 mo-
25 les por hora de este vapor de agua saturado se reciclan par-
cialmente como alimentación del generador de gas de síntesis
y también como alimentación de la primera y segunda zo-
nas de conversión por desplazamiento directo de gas de agua,
de flujo libre, adiabáticas y no catalíticas. Alrededor de
30 270 moles por hora de este vapor de agua saturado queda a

385748



NOV. 1970

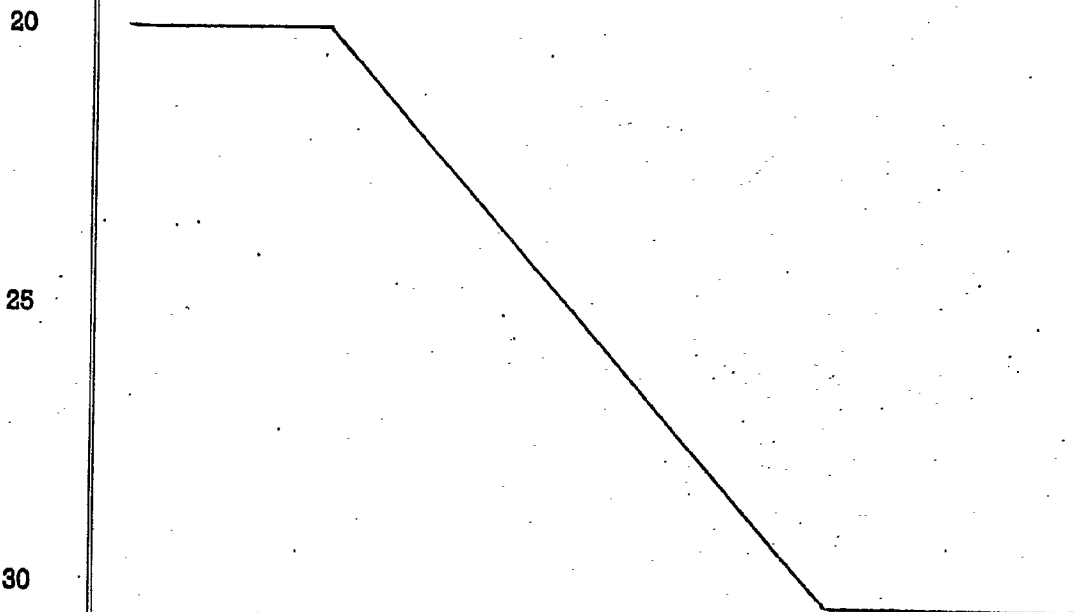
1 disposición de otras aplicaciones en la planta.

TABLA II

Análisis de los gases

5	Compo- sición, moles %	Gas efluente de		
		Generador de gas de síntesis	Primera zona de con- versión por despla- zamiento directo, no catalítico	Segunda zona de conversión por desplazamiento, no catalítico
	CO	45,6	18,1	14,6
	H ₂	39,0	33,4	30,6
10	CO ₂	3,7	11,9	12,3
	H ₂ O	10,2	35,7	41,7
	CH ₄	0,21	0,12	0,21
	A	0,22	0,14	0,10
	H ₂ S	1,0	0,62	0,56
15	COS	0,07	0,04	0,04
	CO/H ₂	1,2	0,54	0,48

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





REIVINDICACIONES

1
5
10
15
2. Un procedimiento para la producción de gas de síntesis que comprende las operaciones de introducir una corriente gaseosa de alimentación constituida por monóxido de carbono e hidrógeno en mezcla con un gas suplementario seleccionado entre el grupo formado por vapor de agua y dióxido de carbono en una zona de conversión por desplazamiento de gas de agua, adiabática, no catalítica y de flujo libre, y hacer reaccionar entre sí dichos gases a una temperatura de 1500°F (815°C) como mínimo, produciendo una corriente producto de gas de síntesis que contiene CO, H₂, H₂O y CO₂ cuya relación molar (CO/H₂) en comparación con la relación molar (CO/H₂) de dicha corriente gaseosa de alimentación es mayor cuando dicho gas suplementario es CO₂ y es menor cuando dicho gas suplementario es vapor de agua.

20
3. Un procedimiento según la Reivindicación 1, en el que dicho gas suplementario es CO₂ y la relación molar (CO/H₂) de la corriente de producto gas de síntesis es prácticamente la requerida para la síntesis de compuestos orgánicos oxigenados.

25
4. Un procedimiento según la Reivindicación 1, en el que dicho gas suplementario es vapor de agua y la relación molar (CO/H₂) de la corriente de producto gas de síntesis es prácticamente la requerida para el proceso de Fischer-Tropsch.

30
5. Un procedimiento según cualquiera de las precedentes reivindicaciones, en el que se produce una mezcla gaseosa efluente por oxidación parcial de un combustible hidrocarbonado en la zona de reacción de un generador de gas de síntesis, no catalítico y de flujo libre, a una tem-

ME



1

peratura autógena comprendida aproximadamente entre 2000 y 3000°F (1093 y 1649°C) y se introduce directamente en dicha zona de conversión por desplazamiento de gas de agua, no catalítica, prácticamente en las mismas condiciones de temperatura y presión producidas en dicho generador de gas de síntesis.

5

5. Un procedimiento según cualquiera de las precedentes reivindicaciones, en el que se introduce oxígeno libre suplementario (95 % en moles de O₂ o más) en dicha zona de conversión por desplazamiento de gas de agua, adiabática y no catalítica, en una cantidad suficiente para mantener la temperatura de reacción en dicha zona de conversión por desplazamiento en un valor comprendido entre 1700 y 2800°F (927 y 1538°C).

10

15

6. Un procedimiento según la Reivindicación 2, que comprende la separación prácticamente total del CO₂ que puede encontrarse presente en dicha corriente de producto de gas de síntesis procesando dicha corriente de gas producido en una zona de recuperación convencional de dióxido de carbono para producir una corriente gaseosa que contiene como mínimo 95 moles % de CO₂ y el reciclado de dicha corriente de CO₂ a la citada zona de conversión por desplazamiento de gas de agua, adiabática y no catalítica, constituyendo por lo menos 1 parte de dicha corriente suplementaria de CO₂.

20

25

7. Un procedimiento según las Reivindicaciones 2 ó 6, en el que por lo menos una porción de dicha corriente de dióxido de carbono suplementario es suministrada como corriente gaseosa de alimentación procedente de una fuente externa que comprende por lo menos 25 moles % de CO₂.

30

McE

385748



NOV. 1970

1 8. Un procedimiento según la Reivindicación 2, que
comprende la introducción de una corriente de dióxido de
5 carbono suplementario y de dicha corriente de producto gas
de síntesis en una segunda zona de conversión por despla-
zamiento de gas de agua, adiabática y no catalítica, donde
dicho CO₂ reacciona con H₂ a una temperatura de 1500°F
(815°C) como mínimo y a una presión comprendida entre 1 y
350 atmósferas aproximadamente, produciendo una corriente
de producto gas de síntesis que contiene CO, H₂, H₂O y CO₂
10 con una relación molar (CO/H₂) mayor que la relación molar
(CO/H₂) de la corriente de producto gas de síntesis proce-
dente de la primera zona de conversión por desplazamiento
invertido de gas de agua, adiabática y no catalítica.

15 9. Un procedimiento según la Reivindicación 8, que
comprende adicionalmente la introducción de oxígeno libre
suplementario (95 % en moles de O₂ o más) en dicha zona de
conversión por desplazamiento de gas de agua, adiabática
y no catalítica, en una cantidad suficiente para mantener
la temperatura de reacción en dicha segunda zona de conver-
20 sión por desplazamiento de gas de agua, adiabática y no ca-
tálítica, en un valor comprendido aproximadamente entre
1700 y 2800°F (927 y 1538°C).

25 10. Un procedimiento según la Reivindicación 3,
que comprende la introducción de la mezcla de gas de sín-
tesis producida en dicha primera zona de conversión por des-
plazamiento en una caldera de calor perdido en intercambio
térmico indirecto con una corriente de agua con objeto de
producir por lo menos una parte de dicha corriente de H₂O
30 suplementaria.

mfe



20 NOV. 1970

385748

1
5
10
15
20
28
30

11. Un procedimiento según cualquiera de las precedentes reivindicaciones, en el que una primera porción de una corriente de gas de alimentación que comprende CO y H₂ es introducida junto con una corriente que comprende dióxido de carbono suplementario en una zona de conversión por desplazamiento invertido de gas de agua, adiabática y no catalítica, para producir una corriente de gas de oxosíntesis, mientras que una segunda porción de dicha corriente de gas de alimentación con una corriente de vapor de agua suplementario es introducida en una zona de conversión por desplazamiento directo de gas de agua, adiabática y no catalítica, para producir una corriente de gas de síntesis de metanol.

12. 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"

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

Madrid, 20 noviembre de 1970

BERNARDO UNGRIA
p.p.

385748

SINGLE PAGE

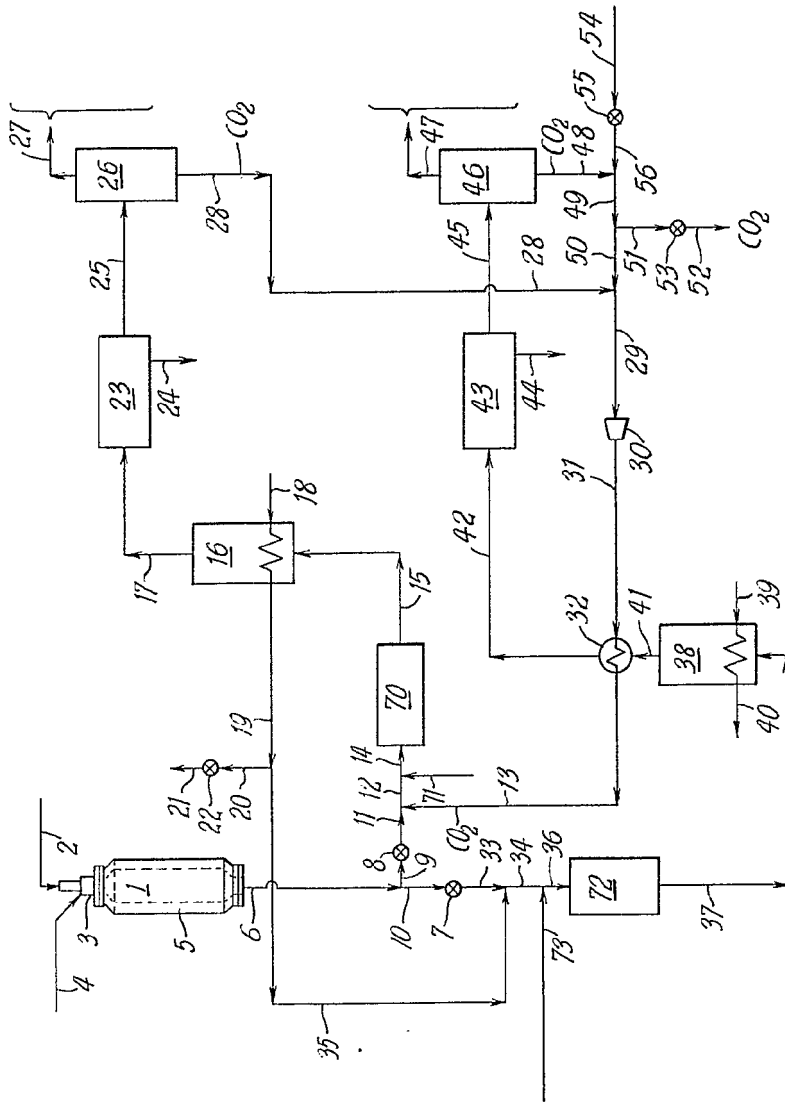
385748

385748

385748

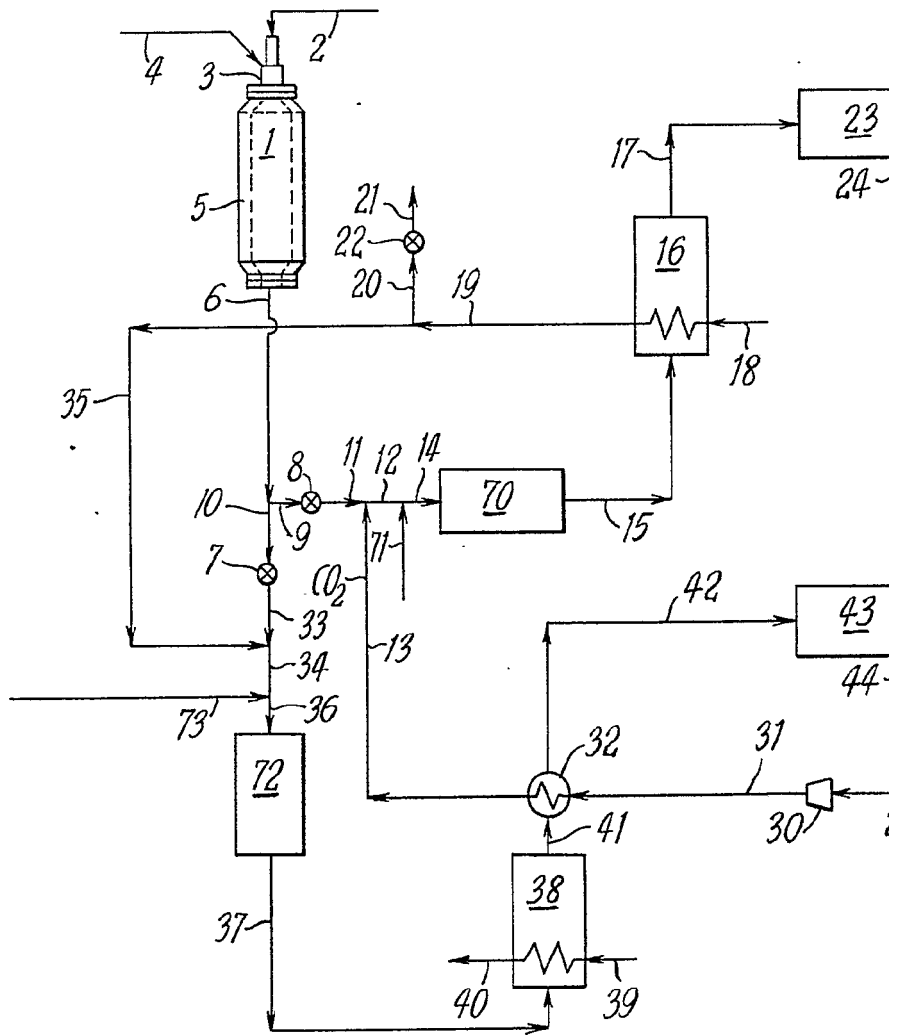


1970



F. S. ...
 MADRID, 20 DE NOVIEMBRE DE 1970.
 BERNARDO UNGERIA
 P. R.

385748

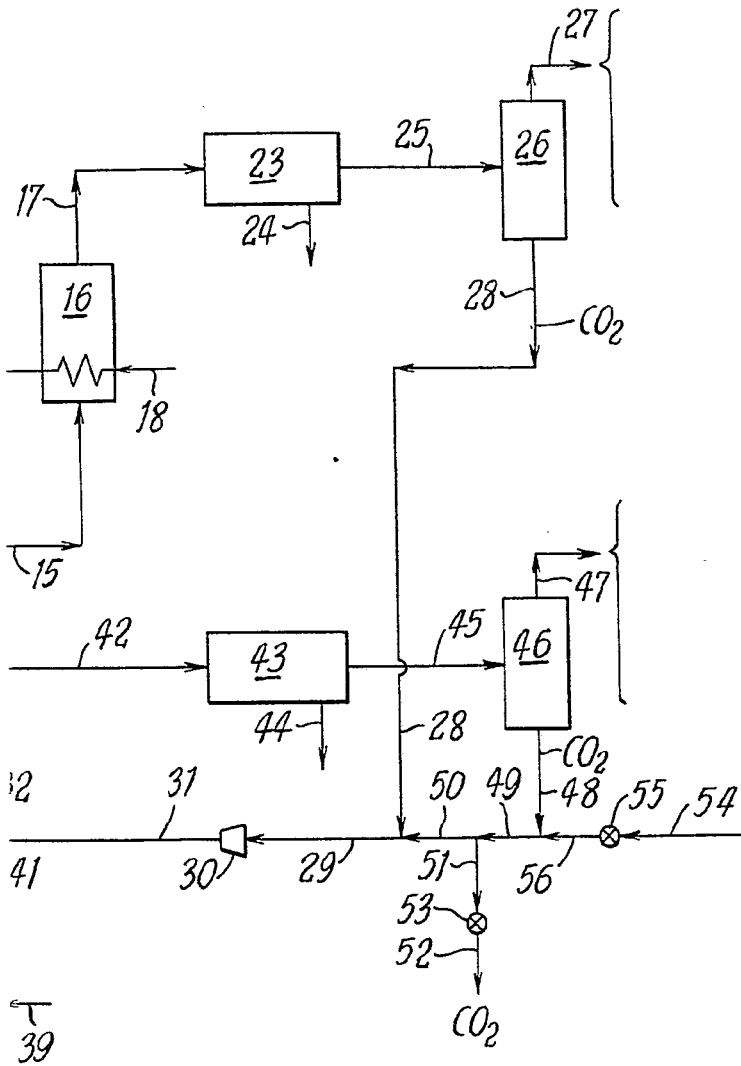


385748

UNICA HOJA

385748

385748



ESCALA VARIABLE
 MADRID, 20 DE NOVIEMBRE DE 1970
 BERNARDO UNGRÍA
 P. E.