

ESPAÑA

10 ES	11 21	NUMERO 457.243	10 A3
	22	FECHA DE PRESENTACION 26.3.77	

P.- 65.189

PATENTE DE INTRODUCCION

47 FECHA DE PUBLICIDAD	51 CLASIFICACION INTERNACIONAL C10L
------------------------	--

54 TITULO DE LA INVENCION "PROCEDIMIENTO PARA CONVERTIR DESECHOS SOLIDOS DE UN CONTENIDO DE HUIDEDAD DADO EN GAS QUE CONTIENE METANO"
--

56 PATENTE EXTRANJERA U OTRA FUENTE DE INFORMACION Estados Unidos de América nº 4.005.994, presentada el 22 de Febrero de 1.975
--

61 SOLICITANTE (S) SYNGAS RECYCLING CORPORATION
--

DOMICILIO DEL SOLICITANTE Suite 801, 121 Richmond Street W. Toronto, Ontario, Canadá
---

72 INVENTOR (ES) Herman F. Feldmann
--

73 TITULAR (ES)
-----------------

74 REPRESENTANTE D. FERRIANO DE ELZABURU MARQUEZ
---

Fundamentos y resumen de la invención

Actualmente la mayoría de las ciudades de los Estados Unidos se enfrentan con una grave escasez de gas natural, que está restringiendo el funcionamiento y la expansión industriales, reduciendo los suministros de combustible a instituciones tales como escuelas y hospitales, y -- forzando a que en la construcción de nuevas viviendas se utilice la costosa energía eléctrica para calefacción y cocina, lo que da como resultado no solo unos precios más altos, sino que también causa una eficacia muy baja de utilización de los recursos. Debido a una disminución continuada en la producción de gas natural, esta crisis se hará más grave y se hará sentir incluso en las áreas metropolitanas canadienses, a medida que su crecimiento y consumo de energía excedan del suministro disponible de gas natural. Anticipando este problema, Canadá ya está reduciendo las exportaciones de gas natural a los EE. UU., y considerando seriamente la gasificación de carbón en las provincias occidentales, para reducir el impacto de la escasez de gas natural. Irónicamente, en las áreas metropolitanas, donde más grave es la escasez de gas, la eliminación de un volumen cada vez en aumento de desechos sólidos, procedentes de operaciones municipales, industriales y de tratamiento de residuos, constituye también un problema, en aumento, de grandes proporciones.

La conversión de estos desechos sólidos en un gas natural sintético, de manera aceptable desde el punto de vista ambiental, ayudaría por tanto a la solución de dos problemas urbanos muy graves. La conversión de desechos sólidos en un gas combustible, de poder calorífico mucho

1 menor que el del gas natural, es posible con procedimientos  
y aparatos conocidos, pero la producción de gas natural --  
sintético, que pueda reemplazar al gas natural, no ha sido  
comercialmente práctica antes de ahora. El único procedi-  
5 miento de que se dispone ahora para convertir desechos só-  
lidos en gas natural sintético es por digestión biológica.  
Los dos principales problemas de la digestión biológica --  
son:

1. El largo tiempo de permanencia de los dese-  
10 chos sólidos requiere una capacidad en recipientes extre-  
madamente grande, si se han de tratar grandes volúmenes de  
desechos.

2. Eliminación de los lodos, subproducto del --  
procedimiento.

15 La invención aquí descrita ofrece las siguientes  
ventajas respecto a los procedimientos anteriores:

1. No se requiere separación previa entre metal  
y vidrio.

2. Se producen rendimientos de metano mayores  
20 que los que son posibles por tecnología alternativa.

3. Se produce gas a la presión apropiada para  
purificación.

4. Se conserva el valor de recirculación del me-  
tal y vidrio, ya que no hay oxidación ni sinterización.

25 5. Volumen relativamente pequeño de residuo a  
eliminar.

El fundamento general de la tecnología se da en  
las patentes de los EE. UU. nº 3.733.187 y 3.729.298. Pa-  
ra los fines de la presente invención, las dos patentes se  
30 incorporan como anterioridades para información sobre fun-

1 damentos, y muestran el estado de la técnica.

La intención de esta exposición es enseñar cómo  
tomar desechos sólidos de desperdicios municipales y siste-  
mas de eliminación de basuras, sistemas de tratamiento de  
5 residuos, recogida de desechos industriales, etc, y conver-  
tirlos en hidrocarburos utilizables, en base práctica, con  
un mínimo de ceniza a eliminar al final del procedimiento.  
La presente invención enseña también cómo aumentar mucho  
el rendimiento de metano por unidad de desechos, respecto  
10 al conseguido usando sistemas de conversión de la técnica  
anterior.

Aunque hay amplia variedad de posibles constitu-  
yentes químicos individuales en la infinita variedad de ma-  
teriales de desecho sólidos enumerados, el hecho es que co-  
15 mo grupo total, entremezclado en el curso ordinario del --  
transporte a un vertedero o instalación de tratamiento, la  
distinción en cantidades de composición química es algo li-  
mitada. En su mayoría, los desechos sólidos incluyen gran-  
des porciones de carbono, y oxígeno e hidrógeno considera-  
20 bles. Un objetivo primordial de la presente invención es  
convertir el carbono en hidrocarburos gaseosos utilizables.

Es bien sabido que la puesta en contacto de dese-  
chos sólidos con gas que contiene hidrógeno convertirá al-  
gunos de los compuestos de carbono en metano, etano, y qui-  
25 zá otros hidrocarburos. La presente invención ilustra:

1. Que es ventajoso separar físicamente el reac-  
tor de producción de metano del reactor gasificador en el  
que se produce el gas de síntesis que contiene hidrógeno,  
siendo el reactor de producción de metano una zona confina-  
30 da, a presión, en la que los desechos sólidos se ponen en

1 contacto con gas que contiene hidrógeno, siendo el reactor  
gasificador una cámara a presión donde el residuo carbonoso  
(llamado material carbonizado) procedente de la zona --  
confinada se pone en contacto con vapor de agua y oxígeno  
5 gaseoso.

2. Que es deseable controlar el grado de conver-  
sión de carbono en el reactor de producción de metano, por  
debajo de un nivel crítico, para asegurar que se suminis-  
tre al reactor gasificador el suficiente material carboni-  
10 zado. Al suministrar cantidades apropiadas de material --  
carbonizado al reactor gasificador, el gas de síntesis pro-  
ducido en él tendrá el calor sensible suficiente para lle-  
var a los desechos sólidos hasta la temperatura de reac-  
ción (cuando el gas de síntesis se suministra al reactor  
15 de producción de metano).

3. Hay un punto de funcionamiento en estado es-  
tacionario dentro del sistema, para determinados caudales  
de alimentación de sólidos, vapor de agua y oxígeno, pre-  
sión del sistema, y tipos de reactores de producción de me-  
20 tano y reactores de gasificación, en el que casi todo el  
carbono de los desechos se consume o convierte durante el  
procedimiento.

4. El punto de funcionamiento en estado estacio-  
nario se desplaza por modificación de una o más de las va-  
25 riables antes enumeradas, a otro punto de estado estaciona-  
rio.

5. El rendimiento de metano y el consumo de oxí-  
geno por unidad de desechos sólidos tratados depende de es-  
te punto de funcionamiento en estado estacionario. En ge-  
30 neral, cuanto más próximo esté el funcionamiento del reac-

1 tor de producción de metano a los máximos niveles de con-  
versión de carbono, mayor será el rendimiento de metano y  
menor el consumo de oxígeno.

5 Se cree que los compuestos de carbono de los de-  
sechos sólidos quedan sometidos a craqueo en la zona con-  
finada a presión y temperatura, y que, con hidrógeno gaseo-  
so disponible, las moléculas de carbono de craqueo tienden  
a reaccionar con hidrógeno formando metano. Sin embargo,  
10 en ausencia de hidrógeno la tendencia es a polimerizarse  
y formar cadenas de carbono más largas, con aumento de la  
formación de gomas de hidrocarburo y alquitrán. Se ha de-  
terminado experimentalmente que una presión de aproximada-  
mente 18 atmósferas es satisfactoria para conseguir el gra-  
do de conversión deseado y producir un gas que es tan rico  
15 en metano como pobre en alquitranes. A esta presión, los  
recipientes de reacción se pueden construir económicamente,  
y el coste de la subsiguiente purificación del gas produc-  
to del reactor de producción de metano se reduce mucho, --  
respecto al que sería a presión atmosférica. Además, la  
20 introducción de los desechos sólidos en la zona confinada  
se puede conseguir a esta presión por uso de tolvas de cie-  
rrre usuales. Por tanto, la mayor parte del trabajo experi-  
mental sobre el que se basa este concepto se efectuó a cer-  
ca de 18 atmósferas de presión.

25 Dado este parámetro, la temperatura de la cámara  
de reacción se hace importante, ya que a una temperatura  
demasiado alta el metano producido tiende a craquearse en  
carbono e hidrógeno. Se descubrió que se puede conseguir  
un rendimiento de metano satisfactoriamente grande en el  
30 reactor de producción de metano a temperaturas de la masa

1 de 900°C, aunque la mezcla de gas que contiene hidrógeno  
se puede introducir en la zona de reacción confinada a tem-  
peraturas mucho más altas, debido a que se alcanzará muy  
rápidamente un equilibrio térmico entre los desechos del  
5 enfriador y el gas caliente que contiene hidrógeno. El car-  
bono de los desechos sólidos se convierte parcialmente en  
metano y pequeñas cantidades de otros hidrocarburos de ba-  
jo peso molecular, en la zona confinada, y la mezcla gaseo-  
sa se arrastra a una zona de limpieza y purificación en la  
10 que se elimina dióxido de carbono y se forma metano adicio-  
nal por reacción del exceso de monóxido de carbono e hidró-  
geno en el gas producto. Tras este tratamiento, el gas re-  
sultante se puede usar como sustituto del gas natural.

15 El material carbonizado que contiene carbono se  
descarga de la zona confinada tras la conversión parcial,  
cayendo por un conducto, en general vertical, hacia un ba-  
ño de agua para enfriamiento rápido. Un ramal lateral del  
conducto vertical está dispuesto para recibir un chorro de  
vapor de agua dirigido transversalmente, que se llevará --  
20 consigo los desechos sólidos de peso más ligero (principal-  
mente material carbonizado) mientras que los desechos sólidos  
más pesados (usualmente vidrio y metal) caerán hacia  
abajo, hacia el baño de agua para enfriamiento rápido, don-  
de el calor contenido en el metal y vidrio se recuperará  
25 por conversión a vapor de agua que asciende en contraco-  
rriente con el vidrio y metal que caen.

El material carbonizado que es soplado al ramal  
lateral por el chorro de vapor de agua se dirige a una cá-  
mara de reacción, y se inyecta simultáneamente oxígeno en  
30 la cámara. La combinación de material carbonizado que con-

1 tiene carbono, vapor de agua y oxígeno, a una presión de  
aproximadamente 18 atmósferas, hace que tengan lugar reac-  
ciones químicas de gasificación bien conocidas, con la re-  
sultante formación de gas de síntesis consistente esencial-  
5 mente en monóxido de carbono, dióxido de carbono, hidróge-  
no gaseoso, y algo de vapor de agua que ha quedado. Glo-  
balmente, las reacciones de gasificación son exotérmicas,  
pero requieren una temperatura por encima de 900°C para --  
que la reacción tenga lugar a una velocidad comercialmente  
10 razonable. El calor se suministra por combustión de parte  
del carbono con oxígeno. El gas de síntesis caliente se  
retira del gasificador y se suministra al reactor de pro-  
ducción de metano, para proporcionar el gas que contiene  
hidrógeno usado para las reacciones de formación de metano.  
15 El residuo de ceniza que queda en la cámara de reacción --  
después de la gasificación solo es un tanto por ciento muy  
pequeño del peso neto de desechos sólidos inicialmente su-  
ministrado a la zona confinada.

#### Breve descripción de los dibujos

20 La Figura 1 es una vista esquemática de los ele-  
mentos básicos del aparato necesario para la presente in-  
vención.

La Figura 2 es un gráfico de valores experimen-  
tales y calculados útiles en la invención.

25 En dicha Figura 2 en el eje de ordenadas se re-  
presentan los kg de carbono en el material carbonoso resi-  
dual del reactor de producción de metano/kg de alimentación  
de alimentación de desechos. En el eje de abscisas se re-  
representa los pies cúbicos de hidrógeno (1 atm. y 15°C) ali-  
30 mentados al reactor de producción de metano/libres de car-

1 bono. Multiplicando dichos valores por 62,3 se obtienen los valores en litros/kg.

Los puntos representados por • se refieren a los datos experimentales en caída libre, mientras que los representados por -φ- se refieren a los datos experimentales en lecho móvil.

Descripción de las realizaciones preferidas

Inicialmente en el funcionamiento de la presente invención, los desechos sólidos a utilizar se desmenuzan por un desmenuzador 10 de basuras usual. Luego se suministra mediante tolvas de alimentación, cierres herméticos y mecanismo de dosificación (que no se muestra) adecuados, por el conducto 12, a una zona confinada o reactor 14 de producción de metano.

15 Como se ilustra, la zona 14 confinada tiene unos medios 16 de deflector que sobresalen radialmente hacia -- dentro desde sus lados, para retardar el flujo de desechos sólidos a través de la cámara. La presente invención incorpora el concepto de caída libre, con cualesquiera medios de deflector necesarios, así como un tipo de estructura de lecho móvil, y la ilustración de los deflectores 16 es simplemente un ejemplo de medios para retardar el paso de desechos sólidos. Los tornillos de alimentación y medios de agitación tales como los que serían inherentes a un tipo de funcionamiento en lecho móvil están dentro del concepto de la invención. El tiempo de permanencia requerido para los desechos sólidos en la zona 14 confinada es función del tipo de reactor, tamaño de partícula, presión y temperatura, como se explicará subsiguientemente.

30 El gas de síntesis es alimentado por un distribui

1 dor 18 a la sección inferior de la zona 14 confinada, y as-  
ciende en contracorriente con el flujo de los desechos sólidos. Las reacciones químicas tienen lugar en la zona --  
confinada, como se explicará subsiguientemente, y los ga-  
5 ses de reacción resultantes se retiran cerca de la parte  
superior de la zona 14, por 20. Los gases retirados por  
la salida 20 se suministran a otro sitio para enfriamiento  
y purificación. Tal purificación puede consistir en meta-  
nación, eliminación de gases ácidos tales como  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$ ,  
10 y lo que sea necesario además para producir un hidrocarburo  
gaseoso que arda con limpieza. El procedimiento de pu-  
rificación para obtener la mezcla de hidrocarburo deseada  
no forma parte de la presente invención, y tales aparatos  
y técnicas son bien conocidos por los que tienen la expe-  
15 riencia ordinaria en la técnica, y no se describirán.

Los desechos sólidos sin reaccionar continúan pa-  
sando a través de la zona confinada vertical, y salen por  
válvulas apropiadas a un conducto 22, en general vertical,  
donde los desechos sólidos se hallan en estado de caída li-  
20 bre. Este conducto 22 vertical de caída libre se empleará  
tanto si la zona 14 confinada es del diseño de lecho móvil  
como si es de caída libre.

Se anticipa que los desechos sólidos desmenuza-  
dos o triturados procedentes del desgarrador 10 contendrán  
25 metal, vidrio, papel, hueso, y toda clase de otros materia-  
les sólidos, y es necesario separar las porciones que con-  
tienen carbono de los desechos sólidos sin reaccionar (lla-  
madas material carbonizado), de los materiales que no con-  
tienen carbono. Por tanto, se dispone un chorro 24 de al-  
30 ta presión a lo largo de un lado del conducto 22 de caída

1 libre, y se dirige un chorro de vapor de agua transversal-  
mente, a través de la trayectoria de los desechos sólidos  
en caída libre. Inmediatamente al otro lado del conducto,  
desde el chorro 24, hay un ramal 26 lateral que conduce a  
5 una segunda cámara 27 de reacción. Debido a la velocidad  
del vapor de agua procedente del chorro 24, y a la posi-  
ción del ramal 26 lateral, los desechos sólidos que contie-  
nen carbono, de peso más ligero, serán desviados al ramal  
26, y separados así del metal y vidrio más pesados, en caí-  
10 da libre. Las partículas más pesadas caerán más allá del  
ramal 26 lateral, hacia abajo, a una cámara 28 de extrac-  
ción de calor, que contiene un baño 30 de agua. El calor  
del metal y vidrio será extraído por el agua; el vapor sa-  
turado procedente del baño 30 ascenderá por tiro, o se for-  
15 zará a que ascienda, hacia el conducto 22, en contracorrien-  
te con el vidrio y metal que caen, y será aspirado o impul-  
sado por el chorro 24 al ramal 26 lateral.

En el fondo de la cámara de extracción de calor  
se indica una válvula 32 con el fin de permitir la descar-  
20 ga de metal y vidrio del baño, como suspensión en agua.

Volviendo a la segunda cámara 27 de reacción, se  
inyecta una carga de oxígeno en la corriente móvil de va-  
por de agua y material carbonizado, en 34, según entra en  
la cámara. El carbono del material carbonizado reacciona  
25 con el vapor de agua y oxígeno, formando un gas de sínte-  
sis. La composición exacta de este gas de síntesis depen-  
derá de cómo se hace funcionar el gasificador. Hay varias  
especies de sistemas de gasificación que son técnicamente  
posibles. El tipo de esquema de puesta en contacto es op-  
30 cional, y puede comprender un lecho móvil, un lecho fluidi-

zado y/o gasificación de arrastre. Para esta aplicación concreta se prefiere un gasificador de arrastre, debido a que es el más sencillo de integrar con el reactor de producción de metano, y por tanto, para fines de ilustración, los cálculos siguientes se basan en resultados señalados para un gasificador de arrastre. Un gas de síntesis típico procedente de un gasificador de arrastre comprendería los siguientes compuestos principales, en aproximadamente las proporciones que se muestran.

Nombre	Tanto por ciento
Monóxido de carbono	35
Hidrógeno	35
Dióxido de carbono	10
Vapor de agua	20

A las temperaturas de gasificación (por encima de 900°C) todo el oxígeno se consume, y sustancialmente todo el carbono del material carbonizado se convertirá en los productos gaseosos antes relacionados, descargándose cualquier cosa que no se convierta, como cenizas, por la válvula 36. La combinación del oxígeno y vapor de agua con el material carbonizado es una reacción exotérmica que está destinada, en esta operación, a elevar la temperatura del gas de síntesis formado en la cámara 27 de reacción hasta aproximadamente 1260°C, y es arrastrado por el conducto 38 para suministrarlo a aproximadamente esa temperatura al distribuidor 18, en la parte inferior de la zona 14 confinada.

Hay varios parámetros interrelacionados que determinan las condiciones que tienen como resultado un funcionamiento aceptable. Específicamente, hay seis parámetros de diseño o funcionamiento que se pueden controlar, y

1 que influirán sobre el funcionamiento del sistema. Son como sigue:

1. Tipo del reactor de producción de metano.
2. Tiempo de permanencia de los desechos en el reactor de producción de metano.
- 5 3. Tipo del reactor de gasificación.
4. Tiempo de permanencia del material carbonizado en el reactor de gasificación.
5. Caudales de alimentación de vapor de agua y oxígeno al reactor de gasificación.
6. Presión del sistema.

10 Los parámetros se describen con más detalle a -- continuación.

1. Tipo del reactor de producción de metano

Se han evaluado experimentalmente dos esquemas de puesta en contacto, en caída libre y lecho móvil, y los resultados se muestran en la sección de ejemplos. Ambos esquemas de puesta en contacto, en lecho móvil y caída libre, permiten la utilización más eficaz del calor contenido en los gases calientes que ascienden por el reactor, -- permitiendo que el calor contenido en el gas seque y precaliente los sólidos. La zona 14 confinada se puede concebir como tres zonas apiladas una sobre otra. Cuando los desechos se alimentan a la zona confinada se han de (1) secar, (2) calentar y (3) hacer reaccionar. Así, para mejor eficacia térmica, el gas de síntesis se fuerza en contracorriente con el flujo de desechos. El gas de síntesis caliente se suministra al reactor de producción de metano mediante el distribuidor 18 (a aproximadamente 1260°C), y -- reacciona con los desechos sólidos calentados y secados, formando metano. Los gases formados ascienden en estado más frío, y calientan hasta la temperatura de reacción a

15  
20  
25  
30

1 los desechos que descienden. Continuando hacia arriba, los  
gases, aún más fríos, secan a los desechos húmedos de en-  
trada, antes de ser arrastrados por la lumbrera 20. Así,  
el calor del gas de síntesis se usa en tres etapas para ex-  
5 traer tanto calor como sea económicamente útil.

La temperatura de salida del gas para estos dos  
esquemas alternativos de puesta en contacto es mucho menor  
que para el funcionamiento en lecho fluido, en el que el  
gas sale a la temperatura de reacción. Es preferible hacer  
10 que el gas salga del reactor de producción de metano a una  
temperatura lo más baja posible, debido a que una recupe-  
ración eficaz de calor del gas caliente fuera del reactor  
es difícil, ya que la naturaleza sucia del gas causa pro-  
blemas de ensuciamiento en el cambiador de calor.

15 Además, el funcionamiento en lecho móvil o caída  
libre permitirá funcionar con mayor gama de contenido de  
humedad en los desechos sólidos, sin requerir secado pre-  
vio de los desechos ni modificación de otros parámetros de  
funcionamiento. Otra ventaja de los dos esquemas evalua-  
20 dos experimentalmente es que las temperaturas de conversión  
de desechos permanecerán relativamente constantes con con-  
tenidos variables de humedad en los desechos sólidos, mien-  
tras que en un lecho fluido la temperatura estará afectada  
por las variaciones del contenido de humedad en los dese-  
25 chos. Los cambios del contenido de humedad en los desechos  
sólidos, en los sistemas en caída libre y lecho móvil, sim-  
plemente cambian la temperatura de salida del gas producto,  
en vez de cambiar la temperatura de reacción, como suceder-  
ría en un lecho fluido.

## 2. Tiempo de permanencia de desechos sólidos en el reactor de producción de metano

Los estudios de tiempos de permanencia de los desechos sólidos han variado entre aproximadamente un segundo en los experimentos en caída libre hasta aproximadamente media hora en los experimentos en lecho móvil, efectuándose operaciones con éxito entre los extremos. En breve, la conclusión de este estudio es que se forma una cantidad sustancial de metano a una velocidad que solo está limitada por la velocidad de transmisión de calor a la partícula. Por ejemplo, el rendimiento de metano a un segundo de tiempo de permanencia, típico de un funcionamiento en caída libre, es aproximadamente el 80 por ciento del de una experiencia en lecho móvil, en el que el tiempo de permanencia de los desechos es del orden de 15 minutos. Por tanto, la bastante amplia gama de tiempos de permanencia, comprendidos entre 1 segundo para un sistema de reactor de caída libre y 30 minutos para un sistema en lecho móvil, permitirá una conversión suficiente de los desechos sólidos. También se debe señalar que si los niveles de conversión en el reactor de producción de metano son demasiado grandes, el contenido de carbono en el material carbonizado será demasiado bajo para constituir adecuadamente el combustible en el reactor de gasificación, como se explicará subsiguientemente.

## 3. Tipo del reactor de gasificación

Aquí, como en el caso del reactor de producción de metano, se puede elegir entre opciones de puesta en contacto, incluyendo sistemas de reactor en lecho móvil, lecho fluido, caída libre en contracorriente, o arrastre en

1 corrientes paralelas, para convertir en gas de síntesis el  
material carbonizado carbonoso procedente del reactor de  
producción de metano. Debido a la baja densidad aparente  
del material carbonizado carbonoso, que está comprendida  
5 entre aproximadamente  $0,08$  y  $0,24 \text{ g/cm}^3$ , un sistema de --  
arrastre en corrientes paralelas parece particularmente --  
atractivo para el reactor de gasificación, debido a su fia-  
bilidad mecánica, y a su capacidad para utilizar completa-  
mente el carbono que queda en el material carbonizado car-  
10 bonoso.

Con esta selección, el caudal de alimentación de  
desechos previsto, y una presión elegida para el sistema,  
se pueden calcular los caudales de alimentación de vapor  
de agua y oxígeno para conseguir las proporciones deseadas  
15 de gases en el gas de síntesis. Inyectando los valores --  
calculados, el sistema alcanzará rápidamente el equilibrio,  
como se explicará subsiguientemente.

#### 4. Tiempo de permanencia del material carboni- zado en el reactor de gasificación

20 El tiempo de permanencia requerido para conver-  
tir el material carbonizado carbonoso completamente en gas  
de síntesis depende mucho de la temperatura del reactor de  
gasificación. Dado que, por las razones antes esquematiza-  
das, se favorece el uso de un reactor de arrastre, el tiem-  
25 po de permanencia del material carbonizado será del orden  
de segundos. Así, se requieren temperaturas relativamente  
altas. Estas temperaturas más altas se requieren también  
para proporcionar el calor suficiente al reactor de produc-  
ción de metano, como se ha explicado antes.

30 Por ejemplo, un gas de síntesis a  $1260^{\circ}\text{C}$  permiti-

1 ría tanto la conversión completa del carbono del material  
carbonizado, en el reactor de gasificación, como el propor-  
cionar calor suficiente para efectuar la conversión de los  
desechos sólidos en el reactor de producción de metano, su-  
5 poniendo que los desechos brutos contengan hasta 20 por --  
ciento de humedad. A esa temperatura se podría conseguir  
una conversión casi completa del carbono en el tiempo de  
permanencia, de un segundo o así, típico del reactor pre-  
ferido de gasificación por arrastre.

10 5. Caudales de alimentación de vapor de agua y  
oxígeno

Los caudales de alimentación de vapor de agua y  
oxígeno proporcionan el control clave de la temperatura del  
gasificador, que como se ha señalado antes, es el paráme-  
15 tro clave para proporcionar calor para el reactor de pro-  
ducción de metano, y asegura una utilización completa del  
carbono en el reactor de gasificación.

Dado que la influencia de los caudales de vapor  
de agua y oxígeno sobre las temperaturas de gasificación  
20 del carbono ha sido descrita (en Chemistry of Coal Utiliza-  
tion, publicado por John Wiley en 1963, particularmente en  
las páginas 988 a 992) y se pueden calcular dichos cauda-  
les y temperaturas (a diferencia de los procedimientos que  
tienen lugar en el reactor de producción de metano), los  
25 detalles de esos cálculos no se repetirán aquí.

Los intervalos de temperatura del gas de síntesis que parecen ser más prácticos para el sistema integra-  
do varían entre 1038°C hasta aproximadamente 1370°C, y el  
caudal de alimentación de oxígeno se ajustaría para propor-  
30 cionar la temperatura apropiada. (La temperatura se puede

1 elevar inyectando más oxígeno, lo que aumentaría la propor-  
ción de  $\text{CO}_2$  en el gas de síntesis). El extremo inferior  
del intervalo de temperaturas del gas de síntesis está de-  
terminado por la necesidad de conseguir altos niveles de  
5 conversión de carbono en el reactor de gasificación, y el  
nivel superior de temperatura está dictado por el conteni-  
do de humedad en la alimentación de desechos sólidos al  
reactor de producción de metano.

#### 6. Presión del sistema

10 La presión óptima es una que permita un equili-  
brio razonable entre los siguientes factores.

- a. Capacidad de alimentar sólidos desde la pre-  
sión atmosférica a un recipiente a presión.
- b. Coste de la inversión en recipientes de reac-  
ción para la instalación.
- 15 c. Coste de purificación del gas.
- d. Capacidad de producir metano y minimizar la  
producción de alquitranes.

Debido a la falta de datos sobre el efecto de la  
20 presión sobre los tipos de productos a formar en el reac-  
tor de producción de metano, la presión para los estudios  
experimentales se eligió en base a (a) la capacidad de ali-  
mentar sólidos, (b) el coste de purificación del gas, y --  
(c), en menor grado, la estimación de lo que serían los  
25 costes de los recipientes. En base a estas consideracio-  
nes se eligió 18 atm para que fuese la presión a la que se  
efectuasen los estudios experimentales. Como lo indican  
los datos del ejemplo adjunto, 18 atm permitieron grandes  
rendimientos de metano y proporcionaron rendimientos de al-  
30 quitrán sorprendentemente bajos. A presiones más bajas,

1 los costes de purificación del gas aumentan muy rápidamente, y a presiones mayores aumenta la dificultad de alimentar sólidos a recipientes a presión.

5 Funcionamiento del reactor de producción de metano y reactor de gasificación integrados

El funcionamiento mecánico del sistema de reacción, y los factores que influyen en la selección de los parámetros de diseño y funcionamiento, han sido descritos antes. A continuación, los datos experimentales generados para el reactor de producción de metano, y los resultados calculados para un reactor de gasificación de arrastre, se usan para demostrar cómo los dos sistemas de reactor alcanzan un balance de equilibrio tal que todo el carbono alimentado con los desechos sólidos se utiliza para producir metano o etano directamente, o monóxido de carbono e hidrógeno, que se pueden usar para producir metano adicional por la bien conocida reacción de metanación ( $\text{CO} + 3\text{H}_2 \longrightarrow \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$ ).

20 Por ejemplo, se ha hallado experimentalmente que el carbono convertido en metano en el reactor de producción de metano aumenta al aumentar el hidrógeno en el gas de alimentación al reactor de producción de metano. Al mismo tiempo, el volumen de gas de síntesis generado depende de la cantidad de carbono en el material carbonizado alimentado al gasificador. Un aumento de carbono tiene como resultado un aumento de gas de síntesis, y por tanto un aumento de volumen de hidrógeno.

25 Observando la Fig. 2, la curva 42 muestra el hidrógeno en el gas de síntesis procedente de un gasificador de arrastre, en función del carbono alimentado al gasifica-

30

1 dor, y se calculó usando las correlaciones, antes mencio-  
nadas, del tratado "Chemistry of Coal Gasification". Las  
curvas 44 y 46 se representan a partir de datos experimen-  
tales presentados en el ejemplo que sigue.

5 En la Figura 2 se muestran dos tendencias para-  
lelas (curvas 44 y 46), donde los datos experimentales, --  
que muestran cómo el carbono en el material carbonizado re-  
sidual procedente del reactor de producción de metano de-  
pende del hidrógeno alimentado al reactor de producción de  
10 metano, se representan para los experimentos tanto en caí-  
da libre (curva 44) como en lecho móvil (curva 46), en el  
reactor de producción de metano. Además, la Figura 2 mues-  
tra cómo la cantidad de hidrógeno en el gas de síntesis  
aumenta con el carbono que está disponible para su produc-  
15 ción. Así, la intersección de la curva 42 con la curva 44  
o curva 46 es donde el sistema trabajará en equilibrio, es  
decir, donde el carbono del material carbonizado proporcio-  
nará el hidrógeno suficiente para conseguir esa conversión  
concreta de carbono. Este punto de equilibrio es muy esta-  
20 ble, y se compensarán automáticamente los cambios de las  
condiciones que puedan ocurrir con las fluctuaciones de los  
parámetros del sistema.

Por ejemplo, supóngase que en el material carbo-  
nizado hay demasiado carbono para satisfacer la proporción  
25 de la alimentación de hidrógeno/desechos sólidos a la zona  
14 confinada. Esto causa automáticamente un aumento del  
hidrógeno generado en el reactor de gasificación. Este hi-  
drógeno aumentado se alimenta al reactor de producción de  
metano, lo que aumenta la conversión de carbono a metano,  
30 lo que obedecería a la relación experimental que se muestra

1 en la Figura 2, y la conversión de carbono a metano aumentaría hasta que se alcance el punto de equilibrio, es decir, el punto de intersección de las dos curvas según se muestra en la Figura 2. La curva 46 del funcionamiento en lecho móvil cae por debajo de la del funcionamiento en caída libre, curva 44, debido a que la conversión de carbono a gas sería mayor a cualquier proporción de alimentación de hidrógeno/desechos, dejando así en el material carbonizado menos carbono para producción de gas de síntesis.

10 Un factor crítico que se mantiene es una temperatura que no sea suficientemente alta para fundir y soldar entre sí las porciones de vidrio y metal del sólido, que podrían obturar el paso de los sólidos desde la cámara 28 de recuperación de calor. Cuando el reactor trabaja en el modo de caída libre, la fusión no será probablemente problema, debido a que el corto tiempo de permanencia de las partículas no les permitirá llegar a ser fluidas. Sin embargo, en el funcionamiento en lecho móvil la temperatura del gas de síntesis que entra en el reactor de producción de metano se debe mantener por debajo de aquella que hará fundir y soldarse entre sí la porción de metal y vidrio de los desechos sólidos. La temperatura del gas de síntesis se controla probablemente de la mejor forma por inyección de vapor de agua adicional en la tubería 38 de transferencia de gas de síntesis, tal como en 40.

20 Como se ha indicado antes, los caudales de alimentación de desechos, oxígeno y vapor de agua son variables, pero una vez establecidos los parámetros deseados los caudales serán constantes. Desgraciadamente, los factores de autorregulación ilustrados por la Fig. 2 están limitados

1 a su aplicación con caudales de alimentación fijos. Por  
ejemplo, si la alimentación de desechos a la zona confina-  
da se enriquece en carbono debido a la descarga de algún  
desperdicio especializado, el material carbonizado resul-  
5 tante también estará enriquecido en carbono. Los factores  
naturales tenderán a llevar al sistema a un punto de equi-  
librio diferente a lo largo de la línea 42. Sin embargo,  
si el grado de cambio de carbono en el material carboniza-  
do es demasiado grande, el sistema trabajará en estado es-  
10 tacionario en un punto fuera de la línea 42, lo que repre-  
senta condiciones inferiores a las óptimas.

Sin embargo, este estado se puede detectar por  
muestreo del gas de síntesis en el conducto 38 y medida de  
la proporción monóxido de carbono-dióxido de carbono. Si  
15 la proporción es diferente de aproximadamente tres y medio  
a uno, los caudales de oxígeno y vapor de agua se deben mo-  
dificar para restaurar la máxima eficacia deseable.

#### Ejemplo

En la Tabla 1 se muestran algunos experimentos  
20 típicos efectuados en una instalación piloto de reactor de  
producción de metano. La instalación piloto utilizada pa-  
ra estos experimentos era un recipiente de 7,6 cm de diá-  
metro interior con disposiciones para alimentar constante-  
mente desechos sólidos (desmenuzados a aproximadamente 1  
25 centímetro de lado) y retirar el material carbonizado car-  
bonoso resultante. El sistema se diseñó para funcionar a  
temperaturas de aproximadamente 900°C, a una presión de --  
hasta 100 atmósferas. Sin embargo, como lo indican estos  
resultados, una presión de 18 atmósferas resultó ser ade-  
30 cuada para producir un gas que, tras purificación y metana-

1 ción, podría reemplazar al gas natural y al mismo tiempo producir mínimos productos líquidos.

Se hicieron otros experimentos que comprueban los resultados que aquí se muestran. Los detalles completos  
5 de estas experiencias no se tabulan aquí, sin embargo, debido a que fueron de menor duración.

Los desechos sólidos usados en estos experimentos fueron de una composición típica recomendada por la Environmental Protection Agency para estudios de incineración, que se modificó algo para permitir el paso, sin formar puentes, por el reactor de producción de metano, de 7,6  
10 cm. Típicamente, los desechos sólidos usados en estos experimentos tenían el siguiente balance elemental.

<u>Composición de los desechos sólidos típicos usados</u>	
<u>Constituyente</u>	<u>Tanto por ciento en peso</u>
Carbono	35,2
Hidrógeno	4,9
Nitrógeno	0,2
Oxígeno	35,5
Cenizas	1,3
15 Humedad	<u>22,9</u>
	100,0

TABLA 1. RESUMEN DE FUNCIONAMIENTO TIPOICO DE INSTALACION PILOTO DE REACTOR DE PRODUCCION DE METANO.

Experimento en caída libre - Experiencia nº 6

25 Caudal de alimentación de desechos sólidos = 5,36 kg/hr  
Caudal de alimentación de hidrógeno = 2773 litros normales/hr<sup>o</sup>

Presión = 18 atmósferas

Temperatura del reactor = 871°C

30 Tiempo aproximado de permanencia de los desechos sólidos =

1 1 segundo

Rendimiento de material carbonizado carbonoso = 0,271 kg/kg  
de desechos según se alimentan

Rendimiento de aceite = no medido (menos de 1%)

5 Rendimiento de agua = 0,220 kg/kg de desechos según se ali-  
mentan

Rendimiento de gas producto = 904 litros normales/kg de --  
desechos según se alimentan (1153 litros normales/kg de  
desechos secos)

10

Composición del gas producto  
(tanto por ciento en volumen, base seca)

15

H<sub>2</sub> = 61,1

CH<sub>4</sub> = 12,9

CO = 17,4

CO<sub>2</sub> = 4,6

C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> = 1,5

C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> = 0,1

C<sub>6</sub>H<sub>6</sub> = 0,6

N<sub>2</sub> = 1,8

100,0

\* litros normales medidos a 1 atm y 15,6°C

20

Experimento en lecho móvil - Experiencia nº 10

Caudal de alimentación de desechos sólidos = 4,90 kg/hr

Caudal de alimentación de hidrógeno = 1415 litros norma-  
les/hr

Presión = 18 atmósferas

25

Temperatura = 871°C

Tiempo aproximado de permanencia de desechos sólidos = 21  
minutos

Rendimiento de material carbonizado carbonoso = 0,154 kg/kg  
de desechos según se alimentan

30

Rendimiento de aceite = 0,008 kg/kg de desechos según se

1 alimentan

Rendimiento de agua = 0,248 kg/kg de desechos según se alimentan (de la humedad de los desechos sólidos)

5 Rendimiento de gas producto = 542 litros normales/kg de desechos según se alimentan (723 litros normales/kg de desechos secos)

Composición del gas producto

(tanto por ciento en volumen, base seca)

H <sub>2</sub>	= 32,42
CH <sub>4</sub>	= 27,34
CO	= 24,20
CO <sub>2</sub>	= 13,30
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	= 1,50
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	= 0,50
N <sub>2</sub>	= <u>0,74</u>
	100,00

Experimento en lecho móvil - Experiencia nº 11

Caudal de alimentación de desechos sólidos = 4,72 kg/hr

Caudal de alimentación de hidrógeno = 125l litros normales/hr

20 Presión = 18 atm

Temperatura = 816°C

Tiempo aproximado de permanencia de desechos sólidos = 13 minutos

25 Rendimiento de material carbonizado carbonoso = 0,173 kg/kg de desechos según se alimentan

Rendimiento de aceite = 0,008 kg/kg de desechos según se alimentan

Rendimiento de agua = 0,337 kg/kg de desechos según se alimentan

30 Rendimiento de gas producto = 436 litros normales/kg de de-

1 sechos según se alimentan (661 litros normales/kg de de-  
sechos secos)

Composición del gas producto  
(tanto por ciento en volumen, base seca)

5	H <sub>2</sub>	= 33,8
	CH <sub>4</sub>	= 23,8
	CO	= 24,7
	CO <sub>2</sub>	= 13,2
	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	= 1,9
	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	= 1,3
10	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	= 0,2
	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	= 0,7
	N <sub>2</sub>	= 0,4
		<u>100,0</u>

15 El gas bruto que se ha mostrado antes debe puri-  
ficarse y metanarse antes de que pueda reemplazar al gas  
natural. En todos los casos esto se puede realizar usan-  
do tecnología disponible, y el poder calorífico del gas --  
producto final estará comprendido entre más de 8500 y más  
de 8900 kilocalorías/metro cúbico normal, haciendo que pue-  
20 da reemplazar al gas natural en todas las aplicaciones.

Habiendo descrito así la invención en su realiza-  
ción preferida, las modificaciones obvias de los parámetros  
estarán claras para los que tengan una experiencia ordina-  
ria en la técnica. Por tanto, no es intención de los auto-  
25 res estar limitados más que por la redacción de la reivin-  
dicaciones adjuntas.



1 retirar el desecho sólido que queda de la zona confinada,  
suministrando el material carbonizado que contiene carbono,  
en estado sustancialmente exento de componentes inorgánicos  
de dicho desecho, a un reactor de gasificación, y haciéndole  
5 reaccionar con oxígeno y vapor de agua para formar dicho  
gas de síntesis que lleva hidrógeno, incluyendo dicho  
gas de síntesis monóxido de carbono, dióxido de carbono,  
hidrógeno y vapor de agua; y suministrar el gas de síntesis  
a la zona confinada para efectuar dicho contacto del  
10 mismo en contracorriente con dichos desechos.

2ª.- Procedimiento según la reivindicación 1ª,  
donde el material carbonizado se separa de vidrio, metal y  
similares antes de ser suministrado al reactor de gasificación,  
disponiendo un chorro de material gaseoso dirigido  
15 transversalmente a un desecho sólido que cae verticalmente  
descargado de la zona confinada, siendo desviado por el --  
chorro el material carbonizado, de peso más ligero, al --  
reactor de gasificación.

3ª.- Procedimiento según la reivindicación 2ª,  
20 donde el chorro de material gaseoso es vapor de agua.

4ª.- Procedimiento según la reivindicación 2ª,  
que incluye recuperar calor del vidrio, metal y similares  
separados, suministrándolo a un baño de agua.

5ª.- Procedimiento según la reivindicación 1ª,  
25 que incluye retirar todos los sólidos sin reaccionar de dicho  
reactor de gasificación, estando dichos sólidos sustancialmente  
exentos de carbono, habiéndose convertido sustancialmente  
todo dicho carbono en productos gaseosos en dicha zona  
confinada y dicho reactor de gasificación.

30 6ª.- "PROCEDIMIENTO PARA CONVERTIR DESECHOS SO-

1 LIDOS DE UN CONTENIDO DE HUMEDAD DADO EN GAS QUE CONTIENE  
METANO".

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

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

Madrid, 23. ABR 1977.

P. A.

10  
Fernando de Eizaburu  
Por Poder. *Fernando de Eizaburu*

15

20

25

JAC.

30

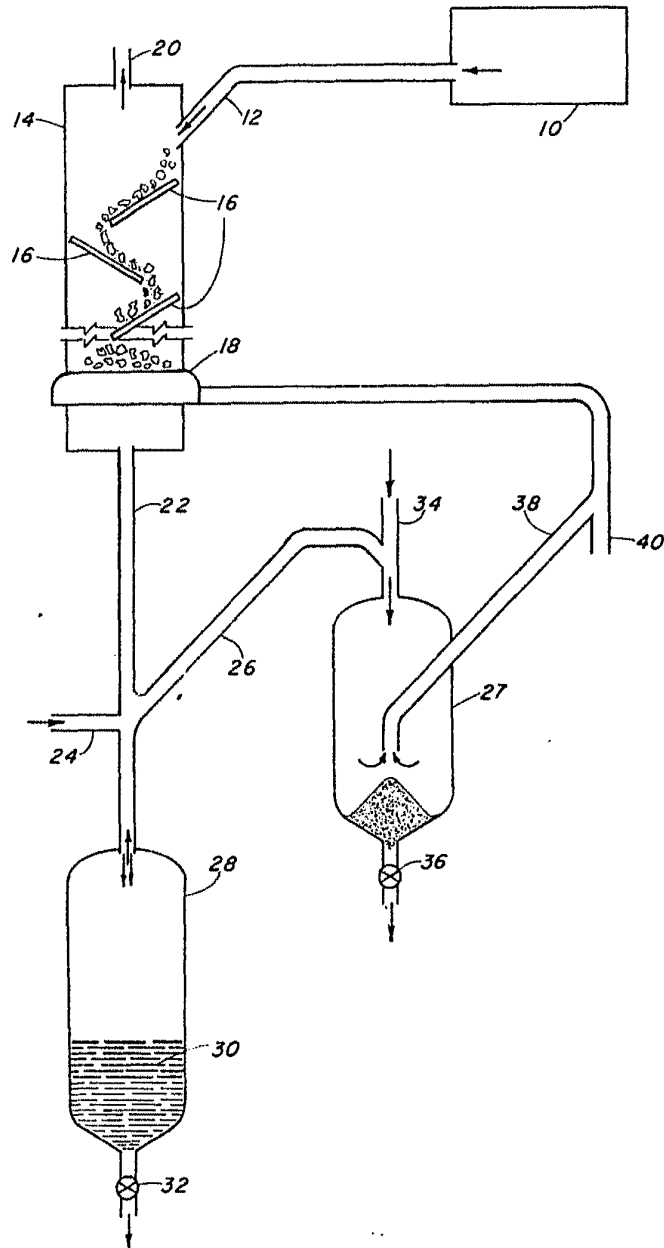


Fig. 1

Fernando de Elizaburu  
Por Poder.

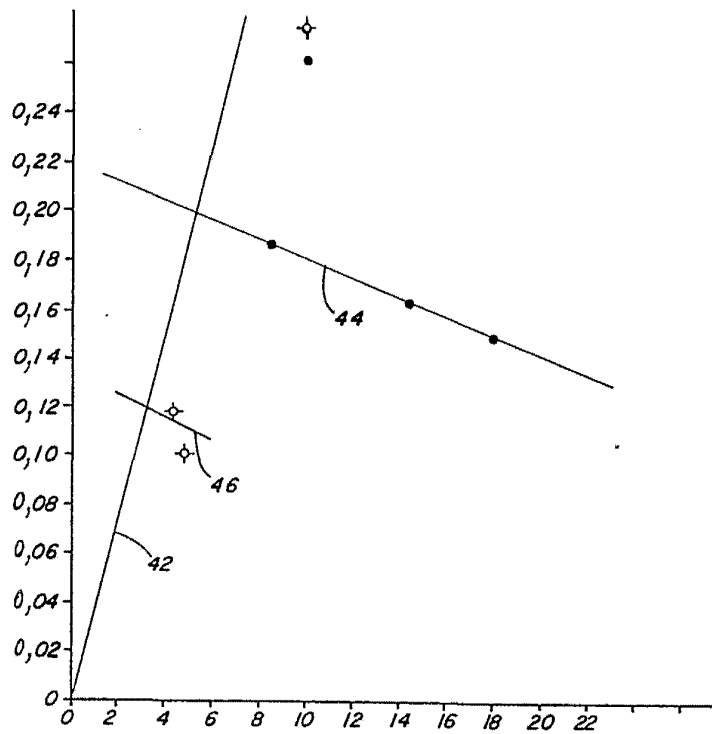


Fig.2

Fernando de Elizaburu  
Por Poder