

ESPAÑA

451239

(19) ES	(18) NUMERO	(10) A1
(21)	451.239	
(22)	FECHA DE PRESENTACION	
	3.9.76	

PATENTE DE INVENCION

(30) PRIORIDADES: (31) NUMERO P 25 39 546.4	(29) FECHA 5.9.75	(32) PAIS alemana
(47) FECHA DE PUBLICIDAD	(51) CLASIFICACION INTERNACIONAL F23D	(52) PATENTE DE LA QUE ES DIVISIONARIA
(70) TITULO DE LA INVENCION PROCEDIMIENTO PARA LA COMBUSTION CASI ESTEQUIOMETRICA DE MATERIALES CON CONTENIDO DE CARBONO.		
(71) SOLICITANTE (S) METALLGESELLSCHAFT AKTIENGESELLSCHAFT.		
DOMICILIO DEL SOLICITANTE Reuterweg 14 6000 FRANKFURT (MAIN) 1, Alemania Federal.		
(72) INVENTOR (ES) Lothar REH, Martin HIRSCH, de nacionalidad alemana y Per Harald GOLLIN y Sune Natanael FLINK de nacionalidad sueca. Los cuales cedieron sus derechos a la Compañia Solicitante.		
(73) TITULAR (ES) El mismo solicitante.		
(74) REPRESENTANTE DON BERNARDO UNGRIA GOIBURU.		

POOR
QUALITY

1 El invento se refiere a un procedimiento para la com-
bustión casi estequiométrica de materiales carbonados en la
capa fluidizada, con devolución de los sólidos descargados
a la capa fluidizada y evacuación del calor de combustión
5 mediante superficies de refrigeración.

Para la combustión de materiales carbonados se han uti-
lizado ya numerosos grupos. Entre otras cosas, es conocido
emplear para ello reactores de capa fluidizada, aplicando
para ello el método citado más arriba (compárense la paten-
10 te británica nº 784.595 y J.R. GRACE "Fluidization and its
Application to Coal Treatment and Allied Processes", AICHE
Symposium Series 141, volumen 70 (1974) págs. 21 a 26, así
como D.L. KLEAIRNS et al. "Design of a Fluidized Bed Combustion
Boiler for Industrial Steam Generation, AICHE Symposium
15 Series 126, volumen 68 (1972) págs. 259 a 266).

El inconveniente de los procedimientos conocidos es que
hay que trabajar con una altura de lecho relativamente pe-
queña, con el fin de mantener la pérdida de presión dentro
de límites tolerables; que como consecuencia de la existen-
20 cia de superficies de refrigeración en el espacio inferior
del reactor, se perturba el entremezclado transversal del
sólido en el lecho fluidizado, de modo que se producen fal-
tas de homogeneidad de la temperatura (sobrecalentamiento,
incrustaciones), y que una adaptación del modo de funciona-
25 miento del reactor a las necesidades de potencia existentes
y desde luego fluctuantes, es posible tan solo de manera in-
completa. La adaptación es prácticamente posible tan solo
a través de una disminución de la temperatura, lo que no
obstante lleva inherente condiciones empeoradas de la com-
30 bustión y la fluidización, o bien desconectando algunas

1 unidades del reactor.

La misión del invento estriba en preparar un procedimiento que evite los inconvenientes conocidos, en especial los mencionados anteriormente, y que no obstante pueda ser
5 puesto en práctica sin un gasto más alto en cuanto a aparatos, o procedimiento.

El problema se resuelve, por el hecho de que el procedimiento del tipo citado al principio se perfecciona de tal modo conforme al invento, que la combustión se lleva a cabo
10 con dos corrientes parciales de gases oxigenados alimentados en alturas distintas, de las que al menos una es incorporada como gas secundario en uno o varios planos superpuestos;

porque la relación volumétrica entre el gas de fluidización y el gas secundario se ajusta a un valor comprendido
15 entre 1 : 20 y 2 : 1;

porque por encima del punto de alimentación del gas secundario, y mediante el ajuste de la velocidad del gas y de la relación entre gas de fluidización y gas secundario, se
20 crea un estado de la capa fluidizada con una densidad media de suspensión de 15 a 100 kg/m³;

porque al menos una parte sustancial del calor de combustión se evacúa por medio de superficies de refrigeración situadas en el espacio libre del horno, por encima del punto de alimentación del gas secundario;

25 porque la parte preponderante del material carbonado se carga en el espacio mantenido practicamente libre por debajo del punto de alimentación del gas secundario, al no contener estructuras internas, y

30 porque los sólidos se toman del sistema de circulación formado por el reactor de capa fluidizada, el separador y

1 la conducción de retorno.

El principio de capa fluidizada aplicado en el invento está caracterizado por el hecho de que -a diferencia de la capa fluidizada "clásica", en la que una fase densa está se-
5 parada, por un marcado salto de densidad, de la cámara de gas situada encima- existen estados de distribución sin capa límite definida. No existe un salto de densidad entre la fase densa y la cámara de polvo existente encima; en cambio la concentración de sólido aumenta en el reactor constantemente desde abajo hacia arriba.
10

En la definición de los condiciones de funcionamiento mediante las características de Froude y Arquímedes, resultan las zonas

15
$$0,1 \leq 3/4 \cdot \frac{u^2}{g \cdot d_k} \cdot \frac{\rho_g}{\rho_k - \rho_g} \leq 10,$$

o respectivamente

$$0,01 \leq Ar \leq 100,$$

siendo

$$Ar = \frac{d_k^3 \cdot g(\rho_k - \rho_g)}{\rho_g \cdot \nu^2}$$

20 Significan a este respecto:

u, la velocidad relativa del gas en m/segundo;

Ar, el coeficiente de Arquímedes;

ρ_g , la densidad del gas en kg/m^3 ;

ρ_k , la densidad de la partícula de sólido en kg/m^3 ;

25 d_k , el diámetro de la partícula de forma esférica en m

ν , la tenacidad cinemática en $\text{m}^2/\text{segundo}$;

g, la constante de gravitación en m/segundo^2 .

30 La división de los gases oxigenados necesarios en total para la combustión, en dos corrientes parciales alimen-

1 todas a altura distinta, origina que la combustión tenga lu-
gar en dos etapas. Se obtiene con ello una combustión "blan-
da", es decir, una combustión sin fenómenos locales de sobre-
calentamiento, que además de evitar la formación de incrus-
5 taciones, contiene la formación de óxidos de nitrógeno en
valores inferiores a 100 ppm.

Debido a la falta casi absoluta de estructuras inte-
riores en el espacio inferior del reactor, situado por deba-
jo del punto de alimentación del gas secundario, se consi-
10 gue instantáneamente una buena distribución del material
carbonado cargado. La rápida mezcla con el material calien-
te del lecho garantiza además una buena ignición del combus-
tible. El empleo previsto del material carbonado en forma
de grano fino, por ejemplo, con un diámetro medio de grano
15 de 30 a 250 μ , y por consiguiente con una gran superficie,
hace posible tiempos cortos de reacción.

El reactor de lecho fluidizado que sirve para la com-
bustión puede ser de sección transversal rectangular, cua-
drada o circular. La zona inferior del reactor de capa flui-
20 dizada puede ser también de forma cónica, lo que es ventajo-
so especialmente tratándose de secciones transversales gran-
des de reactor, y al emplearse un gas inerte en calidad de
gas de fluidización.

Las velocidades del gas reinantes en el reactor de ca-
25 pa fluidizada por encima del punto de alimentación del gas
secundario son, a presión normal, por lo general superiores
a 5 m/segundo, y pueden ascender hasta a 15 m/segundo.

La relación entre el diámetro y la altura del reactor
de capa fluidizada debe elegirse de modo que se obtengan
30 tiempos de permanencia del gas de 0,5 a 8,0 segundos, con

1 preferencia de 1 a 4 segundos.

5 Como gas de fluidización puede ser empleado prácticamente cualquier gas que no menoscabe la calidad del gas de escape. Son apropiados, por ejemplo, gases inertes tales como el gas de humo (gas de escape) reconducido, el nitrógeno y el vapor de agua. Ahora bien, en atención a la intensificación del proceso de combustión es ventajoso que una corriente parcial de los gases oxigenados que han de ser alimentados sea conducida el reactor de lecho fluidizado en calidad de gas de fluidización.

10

Para la puesta en práctica del procedimiento resultan por consiguiente las posibilidades siguientes:

15

1. Emplear gas inerte como gas de fluidización. Es entonces indispensable introducir el gas oxigenado de combustión en calidad de gas secundario en al menos dos planos superpuestos.

20

2. Emplear como gas de fluidización gas ya oxigenado. Basta entonces con introducir el gas secundario en un solo plano. Naturalmente puede efectuarse también en esta forma de realización todavía un reparto de la entrada de gas secundario en dos planos.

Dentro de cada plano de introducción son ventajosos varios orificios de alimentación para el gas secundario.

25

En una forma de realización preferente del procedimiento conforme al invento, el gas secundario es alimentado a una altura de hasta 30 % con relación a la altura total del reactor de capa fluidizada, si bien por lo menos 1 m por encima de la entrada del gas de fluidización. Siempre que el gas secundario sea alimentado en varios planos, se trata a este particular de la posición de altura de la conducción

30

1 de gas secundario extrema superior. Esta altura proporciona
por una parte un espacio suficientemente grande para la pri-
mera etapa de combustión, con una reacción casi completa en-
5 tre el material carbonado y el gas oxigenado -bien sea ali-
mentado como gas de fluidización, o bien como gas secundario
en un plano situado más bajo- y por otra parte ofrece la po-
sibilidad de alojar superficies de refrigeración suficiente-
mente grandes en el espacio superior del reactor, situado
por encima del punto de alimentación del gas secundario.

10 Otro agrandamiento de las superficies de refrigeración
puede conseguirse si, de acuerdo con otro perfeccionamiento
conveniente del procedimiento, se montan superficies de re-
frigeración adicionales en las paredes del reactor de lecho
fluidizado. Estas superficies de refrigeración pueden tam-
15 bién recubrir las paredes de la parte inferior del reactor,
ya que con ello no se menoscaba la mezcla del sólido. La
misma pared puede estar conformada a manera de superficie
de refrigeración.

20 Las superficies de refrigeración consisten por lo gene-
ral en paredes rectangulares de tubos refrigeradas por cir-
culación forzada, en separaciones interiores de al menos
150 mm, con preferencia de 250 a 500 mm. Tales superficies
de refrigeración se emplean también en la refrigeración de
la pared. El curso de los ejes de los tubos debe ser a este
25 respecto paralelo a la dirección del flujo de la suspensión
gas/sólido, lo que produce un mínimo de erosión. En compa-
ración con una disposición de los tubos con eje horizontal
y, por consiguiente, perpendicular a la dirección del flujo,
lleva ello inherente desde luego una transición de calor
30 insignificamente menor por unidad de superficie de refri-

1 geración. Ahora bien, teniendo presente que en el procedi-
miento conforme al invento pueden alojarse grandes superfi-
cies de refrigeración en el reactor de lecho fluidizado y,
eventualmente, también en el grupo separador y recuperador
5 montado detrás, no tiene importancia la reducción de la
transición de calor.

En el caso de que los materiales carbonados contengan
tan solo pequeños componentes incombustibles, no es económi-
co el aprovechamiento del calor sensible después de haber
10 sido retirados éstos del sistema circulatorio reactor de ca-
pa fluidizada/separador/conducción de retorno. Ahora bien,
si es elevado el contenido de tales componentes, es venta-
joso convertir en aprovechable la capacidad térmica. Para
ello se pueden enfriar los sólidos en un refrigerador de ca-
15 pa fluidizada. Desde el punto de vista de un balance térmi-
co óptimo se procede por lo tanto, como mejora ventajosa del
procedimiento de acuerdo con el invento, a enfriar los sólidos
en un refrigerador de capa fluidizada, preferentemente
con varias cámaras recorridas sucesivamente, caldeándose con
20 ello el gas que sirve para el reactor de capa fluidizada co-
mo gas de fluidización y/o como gas secundario, de modo que
la capacidad térmica de los sólidos vuelve al proceso de
combustión.

Es ventajoso asimismo extraer calor del gas de escape
25 del reactor de capa fluidizada que sirve para la combustión.
Puede efectuarse ésto trabajando conforme a la técnica usual
de las calderas de vapor, o bien -lo que es especialmente
ventajoso- conduciendo el gas de escape en calidad de gas de
fluidización a un refrigerador de capa fluidizada. El refri-
30 gerador de capa fluidizada conformado, por ejemplo, a manera

1 de ciclón Venturi, puede poseer sección transversal rectan-
gular, cuadrada o circular, y estar formado por paredes de
tubos. Eventualmente puede tener lugar también el intercambi-
5 de calor con un refrigerante fluyente a través de haces
de tubos. Las dos formas de refrigeración pueden ser emplea-
das además conjuntamente. Lo más conveniente es emplear agua
como refrigerante, que con ello, se caldea y entonces es
aprovechada para la evaporación y/o sobrecalentamiento de
10 las superficies de refrigeración del reactor de capa fluidi-
zada que sirve para la combustión.

Para mantener pequeño el contenido de azufre en el gas
de escape, es conveniente hacer discurrir el proceso de com-
bustión en presencia de desulfurantes de grano fino, tales
15 como cal, dolomita y similares. Los desulfurantes, que deben
tener aproximadamente la granulosisidad del material carbonado
sólido, se cargan de manera sencillísima junto con él.

Pueden conseguirse aumentos de rendimiento en dimensio-
nes predeterminadas del reactor, si de acuerdo con otro per-
feccionamiento del invento el proceso de combustión se pone
20 en práctica, en lugar de con aire, con aire enriquecido con
oxígeno, y/o bajo presión, con preferencia de hasta 20 at-
mósferas manométricas. Frente al funcionamiento con aire y
respectivamente bajo presión normal, se puede aumentar en-
25 tonces en cada caso las superficies de refrigeración, por
ejemplo, montando otros registros de refrigeración en el es-
pacio del horno situado por encima de la conducción de gas
secundario. Si se emplea aire enriquecido con oxígeno, debe
la densidad de la suspensión en el espacio del reactor de
30 por encima del punto de alimentación del gas secundario no-
verse, en la gama superior de entre 15 y 100 kg/m³, puesto

1 que en este caso las densidades de la corriente de calor son mayores, alcanzándose coeficientes de transmisión térmica más altos al ser más alto el contenido de sólidos.

5 La ventaja sobresaliente del procedimiento de acuerdo con el invento consiste en que puede ser adaptado de manera sencillísima a la potencia necesaria, desde luego muy variable en la práctica. Para ello, y según una mejora ventajosa del invento, se regula la potencia de combustión a través de la densidad de la suspensión en el espacio de horno del reactor de capa fluidizada situado por encima del punto de alimentación del gas secundario.

10 Un estado reinante de servicio bajo volúmenes precalculados de gas de fluidización y gas secundario y de la determinada densidad media de la suspensión de ello resultante, lleva inherente una determinada transmisión de calor. La transmisión de calor sobre las superficies de refrigeración aumenta si para ello se eleva la densidad de la suspensión mediante aumento de la cantidad de gas de fluidización y, eventualmente, también de la cantidad de gas secundario. Con la aumentada transmisión de calor, y siendo la temperatura de la combustión prácticamente constante, viene dada la posibilidad de evacuar las cantidades de calor que se producen al ser más alta la potencia de combustión. La mayor demanda de oxígeno preciso como consecuencia de la mayor potencia de combustión, es satisfecha aquí casi automáticamente por las mayores cantidades de gas de fluidización y, eventualmente, de gas secundario, empleadas para elevar la densidad de la suspensión.

15
20
25
30 De manera análoga, y a efectos de adaptación a una menor potencia necesaria, se puede regular la potencia de

1 combustión, reduciendo para ello la densidad de la suspen-
sión en el espacio de horno del reactor de capa fluidizada
situado por encima de la conducción de gas secundario. Co-
mo consecuencia de reducirse la densidad de la suspensión,
5 disminuye también la transmisión de calor, de modo que es
evacuado menos calor del reactor de capa fluidizada. Sus-
tancialmente sin variación de la temperatura, se puede con
ello reducir la potencia de combustión.

10 La carga del material carbonado se efectúa de la mane-
ra usual, convenientemente a través de una o varias lanzas,
por ejemplo, mediante insuflación neumática. Debido al buen
entremezclado transversal, basta a este particular un núme-
ro relativamente pequeño de lanzas, y tratándose de dimen-
siones menores del reactor de capa fluidizada, una tan solo.

15 La reconducción de los residuos sólidos de la combus-
tión descargados del reactor de capa fluidizada con los ga-
ses de escape, se efectúa por medio de separadores de ci-
clón o desviando la corriente de gas, pudiendo las paredes
de los dispositivos de reconducción estar provistas de su-
20 perfcies de refrigeración, que preferentemente son barri-
das en sentido paralelo.

25 La purificación final de los gases puede tener lugar
de la manera tradicional, por ejemplo, con un filtro eléc-
trico. Resulta posible devolver al reactor de capa fluidi-
zada el sólido que con ello es separado, con el fin de con-
seguir un contenido lo menor posible de carbono.

30 El procedimiento de acuerdo con el invento es apropia-
do en especial para la combustión de carbones de todas cla-
ses, escorias, cenizas acumuladas, pizarra bituminosa, así
como fuel-oil, y mezclas de ellos. Si se emplea fuel-oil

1 en calidad de material carbonado, es necesario un material
para el lecho tal como, por ejemplo, cal o dolomita de gra-
no fino u otras materias minerales.

5 La ventaja sustancial del procedimiento conforme al in-
veto consiste en que en la combustión de materiales carbo-
nados se consigue en todo el sistema de circulación, consti-
tuido por el reactor de capa fluidizada, separador y dispo-
sitivo de retorno, una constancia de temperatura no alcanza-
da hasta hoy en día. Debido al intenso movimiento de los só-
10 lidos, no se producen gradientes de temperatura, de modo que
se evita un sobrecalentamiento de partículas sueltas de só-
lidos.

15 En la forma de realización preferente del procedimiento,
con adición de desulfurantes, la alta constancia de la tem-
peratura repercute también de manera positiva en la desulfu-
ración de los gases de escape. En efecto, se consigue que
los desulfurantes conserven su actividad como consecuencia
de la alta constancia de la temperatura, y con ello también
su potencia de absorción con respecto al azufre. La gran fi-
20 nura de grano del desulfurante complementa dicha ventaja,
ya que la relación entre superficie y volumen es especial-
mente favorable para la velocidad de enlace del azufre, de-
terminada sustancialmente por la velocidad de difusión.

25 El procedimiento de acuerdo con el invento permite ade-
más una combustión completa del material carbonado, con can-
tidades de oxígeno tan solo insignificadamente superiores
a la demanda estequiométrica. El exceso es por lo regular
inferior a 10 %.

30 El invento será explicado a manera de ejemplo y con más
detalle a base de las figuras y de los ejemplos de realiza-

1 ción, ilustrando:

La fig. 1, de manera esquemática, una sección a través de un reactor de capa fluidizada, con espacio cilíndrico de reacción;

5 la fig. 2, de manera esquemática, una sección a través de un reactor de capa fluidizada, con espacio de reacción cilíndrico y conformado a manera de cono en la parte baja, y

la fig. 3, de manera esquemática, una sección a través del reactor de capa fluidizada conforme a la fig. 1, con aparatos acoplados.

10

El reactor 1 de capa fluidizada está equipado con superficies de refrigeración 3 por encima de la conducción 2 de gas secundario. Otras superficies de refrigeración 4 y 5 se encuentran en las paredes del reactor 1 de capa fluidizada y, respectivamente del separador 6, que forma una unidad constructiva con el reactor 1 de capa fluidizada. Para que resulte especialmente bien visible la posición de las superficies de refrigeración, se ha elegido aquí, en contra

15 de la forma preferente de realización, una disposición horizontal de los diversos tubos.

20

Durante el funcionamiento se cargan en el reactor 1 de capa fluidizada, a través de la lanza 7, material carbonado, a través de la conducción 8, gas de fluidización, y a través de la conducción 2, gas secundario. En la zona comprendida entre la conducción 2 para gas secundario, y el

25 punto de alimentación del gas de fluidización, se encuentra una capa fluidizada relativamente densa, cuya densidad de la suspensión puede ascender hasta casi la densidad aparente del material del lecho. Por encima de la conducción 2 para el gas secundario asciende la densidad media de la sus-

30

1 pensión a 15 hasta 100 kg/m^3 .

El sólido descargado del reactor 1 de capa fluidizada
junto con el gas de escape, es separado en el separador 6
de dicho gas, y devuelto a través de la conducción 9 al
5 reactor 1 de capa fluidizada. El exceso de producción de sólido es extraída a través de la conducción 10.

En el reactor de capa fluidizada de acuerdo con la fig.
2, la parte interior es de forma cónica. La alimentación del
gas secundario tiene lugar aquí a través de conducciones 2a,
10 2b, 2c y 2d, dispuestas a distintas alturas. Los demás signos de referencia concuerdan con los de la fig. 1.

En la forma de realización conforme a la fig. 3, está
montados detrás del grupo según la fig. 1, en el lado del
gas de escape, una caldera de recuperación del calor perdido,
15 designada con 11, y un filtro eléctrico 12. Un refrigerador de capa fluidizada 14 equipado con registros de refrigeración, sirve para enfriar el sólido descargado a través de la conducción 10.

En la caldera 11 de recuperación del calor perdido,
20 conformada a manera de refrigerador de capa fluida, se toma más calor sensible del gas de escape que sale del separador 6 del reactor 1 de capa fluidizada. En el filtro eléctrico 12 tiene lugar la purificación fina del gas de escape. El sólido que con ello se obtiene, se junta a través de la conducción 15 con el sólido evacuado a través de la conducción 10, y es conducido al refrigerador 14 de capa fluidizada.

El refrigerador 14 de capa fluidizada, que está dotado de cuatro cámaras recorridas sucesivamente, se fluidiza con gas oxigenado, aportado a través de la conducción 16.
30 El gas se acumula en la caperuza y, a través de la conduc-

1 ción 2, es alimentado como gas secundario al reactor 1 de
capa fluidizada. En los registros de refrigeración 13 tiene
lugar un enfriamiento indirecto de los sólidos con el gas,
eventualmente oxigenado, que es aportado a través de la con-
5 ducción 17. El gas saliente de los registros de refrigera-
ción 13 sirve para el reactor 1 de lecho fluidizado, con
excepción de una corriente parcial, como gas de fluidiza-
ción, que es alimentado a través de la conducción 8. La
otra corriente parcial derivada se aprovecha para la carga
10 neumática del material carbonado, a través de la lanza 7.
Ejemplo 1 (con relación a la fig. 1)

15 Se quemó carbón con aire. Para ello sirvió un reactor
1 de capa fluidizada con una base de 1 x 1 m, y una altura
de 12 m. El reactor estaba equipado en toda su pared con
60 m² de superficie de refrigeración 4. Además se encontra-
ban en el espacio del reactor, por encima de la conducción
2 de alimentación del gas secundario, superficies planas
20 verticales 3, con otros 27 m² de superficie refrigerante.
La lanza 7 para el combustible se hallaba 0,2 m por encima
de la parrilla, y la conducción 2 para el gas secundario,
2,5 m por encima del mismo.

25 A través de la lanza 7 se carga por vía neumática, me-
diante 150 m³ normales de aire por hora, 1 t de carbón por
hora, con una potencia calorífica de $H_u = 7170$ kcal/kg
(= 30,0 MJ/kg) y un diámetro medio de grano de 0,1 mm. A
través de la parrilla se alimentaron al reactor 1 de lecho
fluidizado 4000 m³ normales de aire a la hora, y a través
de la conducción 2, 4300 m³ normales de aire a la hora,
siendo la temperatura de ambos de 300° C. La densidad me-
30 dia de la suspensión en el espacio del reactor situado por

1 debajo del punto de alimentación 2 del gas secundario ascen-
dió a 300 kg/m^3 , y en el espacio situado encima, a 50 kg/m^3 .
La temperatura en todo el sistema de circulación era de
unos 350°C . Los residuos de la combustión fueron separados
5 del gas de escape en el dispositivo separador 6, y devuel-
tos al reactor 1 de capa fluidizada. Una corriente parcial
fué desviada en 10. Se calculó de tal modo, que por unidad
de tiempo se devolvieron cinco veces más residuos, que só-
lido existía en el reactor de capa fluidizada.

10 En las condiciones mencionadas del procedimiento se
alcanzaron coeficientes de transmisión térmica de 120
vatios/ m^2 grado. De la cantidad total de calor alimentado,
de $9,2 \cdot 10^6$ vatios, se derivaron, $5,8 \cdot 10^6$ vatios para ge-
nerar vapor saturado con 60 bar sobre las superficies de re-
15 frigeración. El aprovechamiento del combustible ascendió a
 99% , y el contenido de CO en el gas de escape fué de $0,1\%$.

Ejemplo 2 (con relación a la fig. 1)

20 Fué quemado carbón con aire enriquecido con oxígeno.
Para ello sirvió el reactor 1 de capa fluidizada descrito en
el ejemplo 1, habiéndose agrandado hasta 37 m^2 las superfi-
cies de refrigeración situadas en el espacio superior del
reactor. Además se habían instalado en el separador 6 15 m^2
adicionales de superficies de refrigeración en las paredes.

25 En el funcionamiento a plena carga se cargaron por vía
neumática, por medio de 300 m^3 normales a la hora de gas
oxigenado de 300°C , con 60% en volumen de oxígeno, $2,7 \text{ t}$
de carbón a la hora ($H_u = 7170 \text{ kcal/kg}$), con un diámetro
medio de grano de $0,1 \text{ mm}$. En el reactor 1 de capa fluidiza-
da se introdujeron a través de la parrilla 4700 m^3 normales
30 a la hora de gas oxigenado de 300°C , con 60% en volumen

1 de oxígeno, y a través de la conducción 2, otros 3100 m³ nor-
males a la hora de gas oxigenado de 300° C, con asimismo
60 % en volumen de oxígeno. La densidad de la suspensión
ascendió en el espacio del reactor existente debajo de la
5 conducción 2 de alimentación de gas secundario a unos 300
kg/m³, y en el espacio superior del reactor fué la densidad
media de la suspensión de unos 90 kg/m³. La temperatura fué
de 850° C en todo el sistema de circulación. De los sólidos
separados en el separador 6 de los gases de escape, se de-
10 volvió tal cantidad al reactor 1 de capa fluidizada, que el
retorno de sólidos ascendió a ocho veces el contenido del
reactor. El resto se descargó a través de la conducción 10.

En estas condiciones se alcanzaron índices de transmi-
sión térmica de 290 vatios/m² grado. De la cantidad de ca-
15 lor alimentada en total, 23,4 · 10⁶ vatios, se derivaron
18,7 · 10⁶ vatios para generar vapor saturado con 60 bar so-
bre las superficies de refrigeración.

Como consecuencia de una menor demanda de potencia,
se quiso rebajar a un tercio la producción de vapor en la
20 instalación.

Sin efectuar variaciones en el reactor 1 de capa flui-
dizada y en las superficies de refrigeración 4 y 5 instala-
das, se redujo la carga de carbón a 0,9 t/hora. Para la car-
25 ga a través de la lanza 3, sirvieron 100 m³ normales de
aire. Las cantidades de gas de fluidización y de gas secun-
dario (de estado no variado) se redujeron a 400 y respecti-
vamente 2200 m³ normales a la hora.

En dichas condiciones aumentó la concentración de sólidos
30 dos en el espacio inferior del reactor hasta unos 530 kg/m³
y se redujo la concentración de sólidos en el espacio supe-

1 rior a unos 30 kg/m^3 . Los coeficientes de transmisión térmica disminuyeron hasta $100 \text{ vatios/m}^2 \text{ grado}$.

5 Por consiguiente se pudo conseguir una adaptación a la demanda de potencia, variando exclusivamente la alimentación de carbón y la dosificación del gas de fluidización, así como la del gas secundario. El contenido de sólidos en todo el reactor de capa-fluidizada, así como la temperatura de $850^\circ \text{ C} \pm 10$ en el sistema de circulación, permanecieron invariables:

10 El cambio a una potencia más alta o a plena carga, resultó posible en un tiempo brevísimo.

Ejemplo 3. (con relación a la fig. 1)

15 Se quemó fuel-oil con aire, a presión elevada. Para ello sirvió el reactor 1 de capa fluidizada descrito en el ejemplo 1, que estaba dotado en total con 132 m^2 de superficie refrigeradora. De ellos se encontraban 60 m^2 en las paredes del espacio inferior del reactor, 25 m^2 en las paredes del separador 6, y 47 m^2 en el espacio libre del reactor situado por encima de la conducción 2 para gas secundario. Una cantidad suficiente de piedra caliza se encontraba como material del lecho en el reactor de capa fluidizada.

20 A través de la lanza 7 se cargaron $1,5 \text{ t/hora}$ de fuel-oil, con una potencia calorífica de 9600 kcal/kg ($\approx 40,2 \text{ MJ/kg}$) y un contenido de azufre de $3,2 \%$ en peso. Además se
25 agregaron por vía neumática, con 50 m^3 normales de aire, a la hora 278 kg de piedra caliza (aproximadamente 97% en peso de CaCO_3) con un diámetro medio de grano de aproximadamente $0,1$ a $0,2 \text{ mm}$, en calidad de material para el lecho y de desulfurante, correspondientemente a una relación molar de $1,8$ moles de CaC por cada mol de azufre contenido en
30

1 el fuel-oil.

5 A través de la parrilla se introdujeron a la hora 10.500 m³ normales, y a través de la conducción para gas secundario 2,7000 m³ normales de aire, en cada caso con una presión de 5 bar y una temperatura de 300° C. La retirada de sólidos a través de la conducción 10, y la devolución de sólidos a través de la conducción 9, estaban calculadas de modo que la cantidad devuelta ascendió a ocho veces los sólidos contenidos en el reactor de capa fluidizada.

10 En estas condiciones de servicio se produjeron densidades medias de suspensión de 300 kg/m³ en el espacio del reactor de debajo de la conducción 2 para gas secundario, y respectivamente de 60 kg/m³ en el espacio del reactor de por encima de la conducción 2 para gas secundario. Los coeficientes de transmisión térmica fueron de 150 vatios/m² grado. De la cantidad de calor alimentada en total, 18,6 · 10⁶ vatios, se aprovecharon 11,4 · 10⁶ vatios para la generación de vapor saturado con 60 bar sobre las superficies de refrigeración, formadas por tubos.

20 El aprovechamiento del combustible ascendió a 99 %. El contenido de CO en el gas de escape fué inferior a 0,1 % en volumen, y el contenido de NOx, inferior a 100 ppm. Se consiguió un grado de desulfuración de 90 %.

Ejemplo 4 (con relación a la fig. 3)

25 Fueron quemadas escorias de carbón con aire enriquecido con oxígeno. Para ello sirvió el reactor 1 de capa fluidizada descrito en el ejemplo 1, que poseía en las paredes 60 m² de superficie refrigerante, 58 m² en el espacio superior del reactor, y 25 m² en el separador 6.

30 A través de la lanza 7 se introdujeron 9,1 t/hora de

1 escorias de carbón con un contenido de cenizas de 67 % en
peso, un contenido de materia combustible de 30 % en peso,
una humedad de 3 % en peso, un tamaño medio de grano de 0,08
5 mm, y una potencia calorífica de 2000 kcal/kg (= 8,4 MJ/kg),
empleando para ello 1000 m³ normales a la hora de gas de
transporte con 60 % en volumen de oxígeno y 450° C. A través
de la parrilla se introdujeron 400 m³ normales a la hora de
gas de fluidización, y a través de la conducción 2, 2.700
10 m³ nominales a la hora de gas secundario, en cada caso con
60 % en volumen de oxígeno y 450° C.

La densidad media de la suspensión por debajo de la
conducción 2 de alimentación de gas secundario fué de unos
250 kg/m³, y por encima de la conducción 2 de alimentación
de gas secundario, de unos 70 kg/m³.

15 La recuperación de cenizas estaba calculada de modo que
por unidad de tiempo se devolvieron al reactor diez veces su
contenido. La parte restante fué descargada a través de la
conducción 10. La temperatura en todo el sistema de circula-
ción fué de unos 850° C.

20 El residuo caliente, incombustible y descargado a tra-
vés de la conducción 10, fué cargado en un refrigerador 14
de capa fluidizada, dotado de cuatro cámaras y registros de
refrigeración 13 unidos, sumergidos en las diversas cámaras.
Como gas de fluidización sirvieron 2700 m³ normales de gas
25 a la hora, con 60 % en volumen de oxígeno, y como refrige-
rante indirecto, 5000 m³ normales de gas de la misma condi-
ción, que en cada caso se caldearon a 450° C y que fueren
alimentados al reactor 1 de capa fluidizada en calidad de
gas secundario o respectivamente gas de fluidización o gas
30 de transporte.

1 El residuo incombustible fué descargado del refrigerador
14 con una temperatura de 150° C. En estas condiciones se al-
canzaron coeficientes de transmisión térmica de 200 vatios/
m² grado. De la cantidad de calor alimentada en total,
5 22,6 · 10⁶ vatios, se derivan 16,6 · 10⁶ vatios para la ge-
neración de vapor saturado con 60 bar sobre las superficies
de refrigeración.

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

10 - REIVINDICACIONES -

1. Procedimiento para la combustión casi estequiomé-
trica de materiales carbonados en la capa fluidizada, con
devolución de los sólidos descargados a la capa fluidizada y
evacuación del calor de combustión mediante superficies de
15 refrigeración, caracterizado porque

la combustión se lleva a cabo con dos corrientes par-
ciales de gases oxigenados alimentados en alturas dis-
tintas, de las que al menos una es incorporada como
gas secundario en uno o varios planos superpuestos;
20 porque la relación volumétrica entre gas de fluidiza-
ción y gas secundario se ajusta a un valor comprendido
en la gama de entre 1 : 20 y 2 : 1;

25 porque por encima del punto de alimentación del gas se-
cundario, y mediante el ajuste de la velocidad del gas
y de la relación entre gas de fluidización y gas secun-
dario, se crea un estado de la capa fluidizada con una
densidad media de suspensión de 15 a 100 kg/m³;

porque al menos una parte sustancial del calor de la
combustión se evacúa por medio de superficies de refri-
geración situadas en el espacio libre del horno de por

1

encima del punto de alimentación del gas secundario; porque la parte preponderante del material carbonado se carga en el espacio practicamente libre de estructuras internas, situado por debajo del punto de alimentación del gas secundario, y

5

porque los sólidos se toman del sistema de circulación formado por el reactor de capa fluidizada, el separador y la conducción de retorno.

10

2. Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1, caracterizado porque una de las corrientes parciales de los gases oxigenados que han de ser alimentados, es alimentada al reactor de capa fluidizada en calidad de gas de fluidización.

15

3. Un procedimiento de acuerdo con las reivindicaciones 1 ó 2, caracterizado porque la conducción extrema superior para el gas secundario se dispone a una altura del 30% con relación a la altura total del reactor de capa fluidizada, pero por lo menos a 1 m por encima de la conducción de introducción del gas de fluidización.

20

4. Un procedimiento de acuerdo con las reivindicaciones 1, 2 ó 3, caracterizado por evacuarse calor de la combustión por medio de otras superficies de refrigeración situadas en las paredes del reactor de capa fluidizada.

25

5. Un procedimiento de acuerdo con una o varias de las reivindicaciones 1 a 4, caracterizado porque el enfriamiento se lleva a cabo por medio de superficies de refrigeración, formadas por tubos unidos mediante piezas de unión y discurrerentes en sentido paralelo con respecto a la dirección del flujo de la suspensión de gas/sólido.

30

6. Un procedimiento de acuerdo con una o varias de

1

las reivindicaciones 1 a 5, caracterizado porque en el caso de ser quemados combustibles ricos en residuos, los residuos son enfriados en un refrigerador de capa fluidizada, dotado preferentemente de varias cámaras recorridas sucesivamente, caldeándose con ello el gas que sirve para el reactor de capa fluidizada como gas de fluidización y/o como gas secundario.

5

10

7. Un procedimiento de acuerdo con una o varias de las reivindicaciones 1 a 6, caracterizado porque el gas de escape del reactor de capa fluidizada que sirve para la combustión, se introduce en un refrigerador de capa fluidizada en calidad de gas de fluidización, enfriándose en intercambio de calor con un refrigerante que circula por superficies de refrigeración.

15

8. Un procedimiento de acuerdo con una o varias de las reivindicaciones 1 a 7, caracterizado porque el proceso de combustión se lleva a cabo en presencia de un desulfurante de grano fino.

20

9. Un procedimiento de acuerdo con una o varias de las reivindicaciones 1 a 8, caracterizado porque el proceso de combustión se lleva a cabo con aire enriquecido con oxígeno.

25

10. Un procedimiento de acuerdo con una o varias de las reivindicaciones 1 a 9, caracterizado porque el proceso de combustión se lleva a cabo bajo presión, con preferencia de hasta 20 atmósferas manométricas.

30

11. Un procedimiento de acuerdo con una o varias de las reivindicaciones 1 a 10, caracterizado porque, a efectos de adaptación a las necesidades de potencia, se regula la potencia de la combustión a través de la densidad de la

1 suspensión en el espacio de horno del reactor de capa flui-
dizada, situado por encima de la conducción de alimentación
de gas secundario.

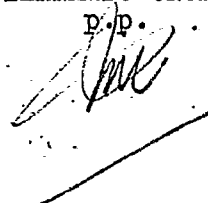
5 12. Un procedimiento de acuerdo con la reivindicación
11, caracterizado porque, a efectos de adaptación a unas
menores necesidades de potencia, se regula la potencia de
la combustión mediante la reducción de la densidad de la
suspensión en el espacio de horno del reactor de capa flui-
dizada, situado por encima de la conducción del gas secun-
10 dario.

13. Se reivindica por último como objeto sobre el
que ha de recaer la Patente de Invención que se solicita:
PROCEDIMIENTO PARA LA COMBUSTION CASI ESTAQUIOMETRICA DE MA-
TERIALES CON CONTENIDO DE CARBONO.

15 Todo conforme queda descrito y reivindicado en la pre-
sente memoria descriptiva que consta de veinticuatro páginas
mecanografiadas y dibujos que se acompañan.

Madrid, 3 septiembre 1.976
BERNARDO UNGRIA

P.P.



20

25


30

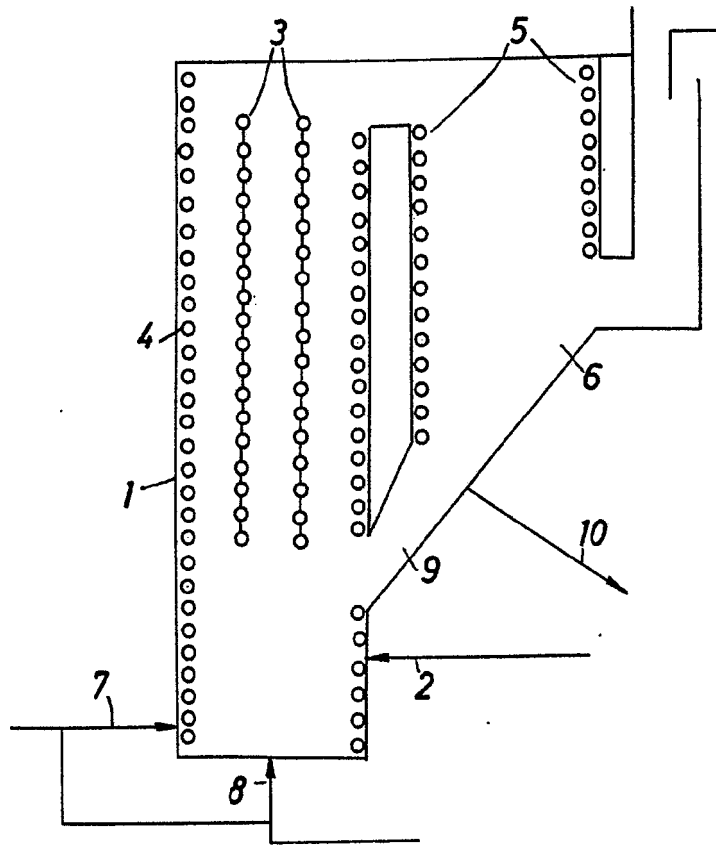


Fig.1

ESCAJA VARIABLE
Madrid, 3 septiembre 1.976
BERNARDO UNGRIA

D.P.
[Handwritten signature]

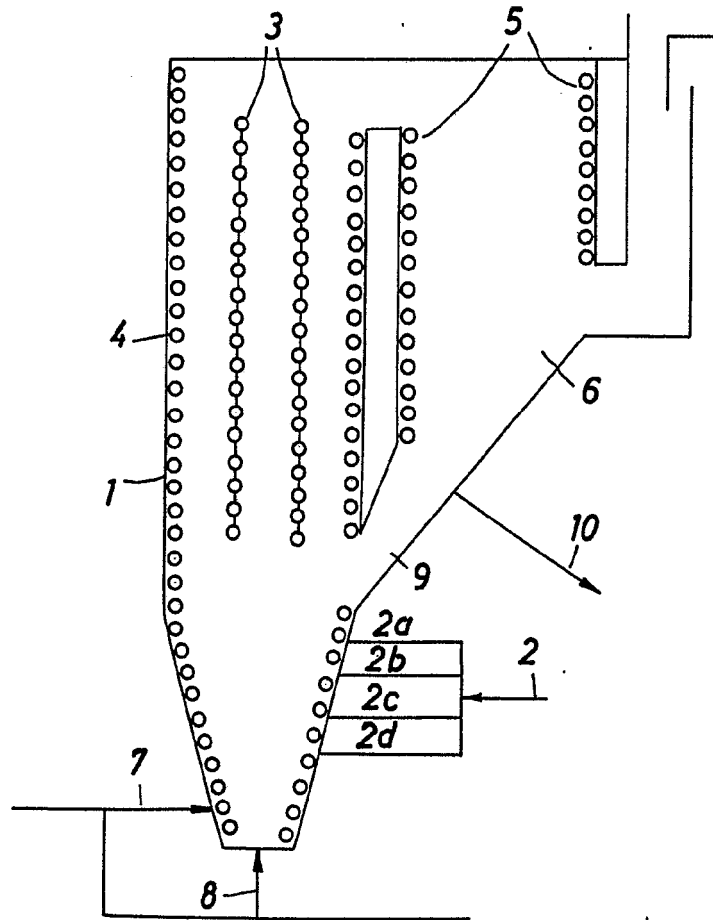


Fig.2

ESCALA VARIABLE
Madrid, 3 septiembre 1.976
- BERNARDO UNGRIA

P.D.

[Handwritten signature]

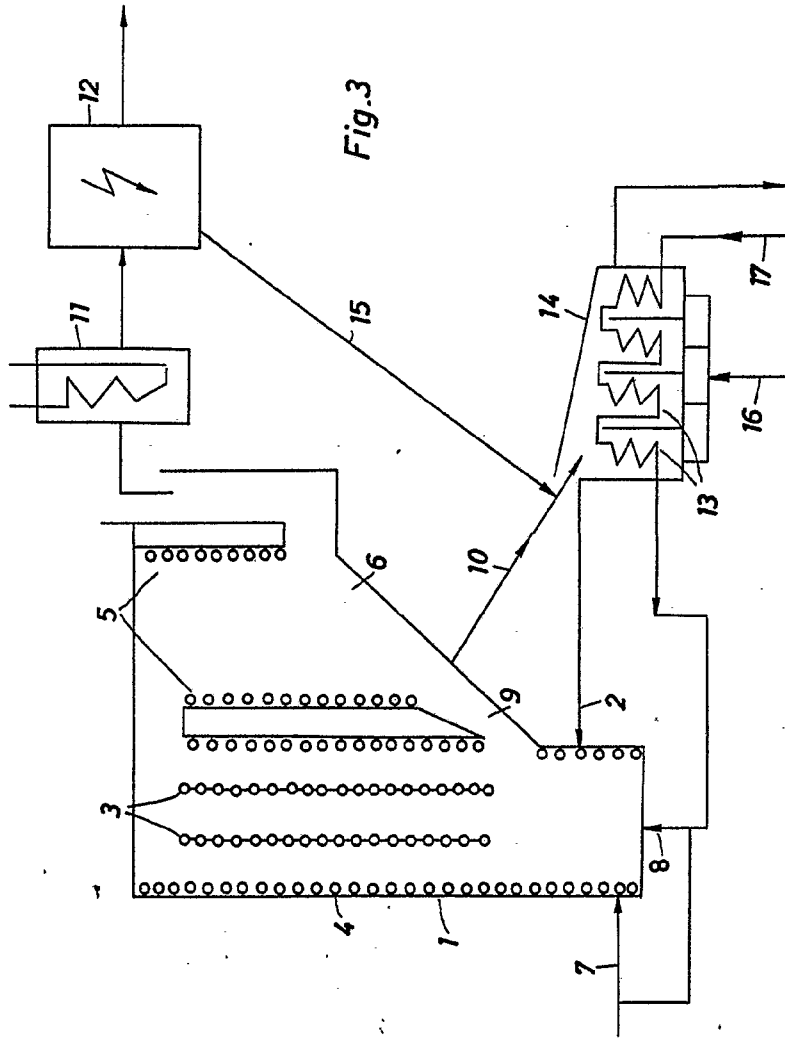
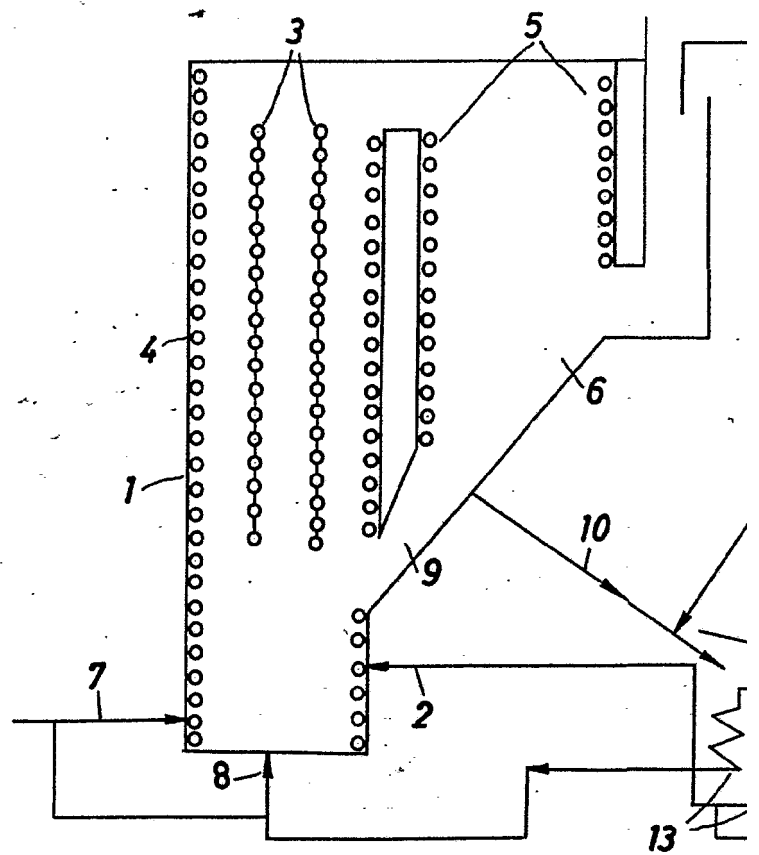
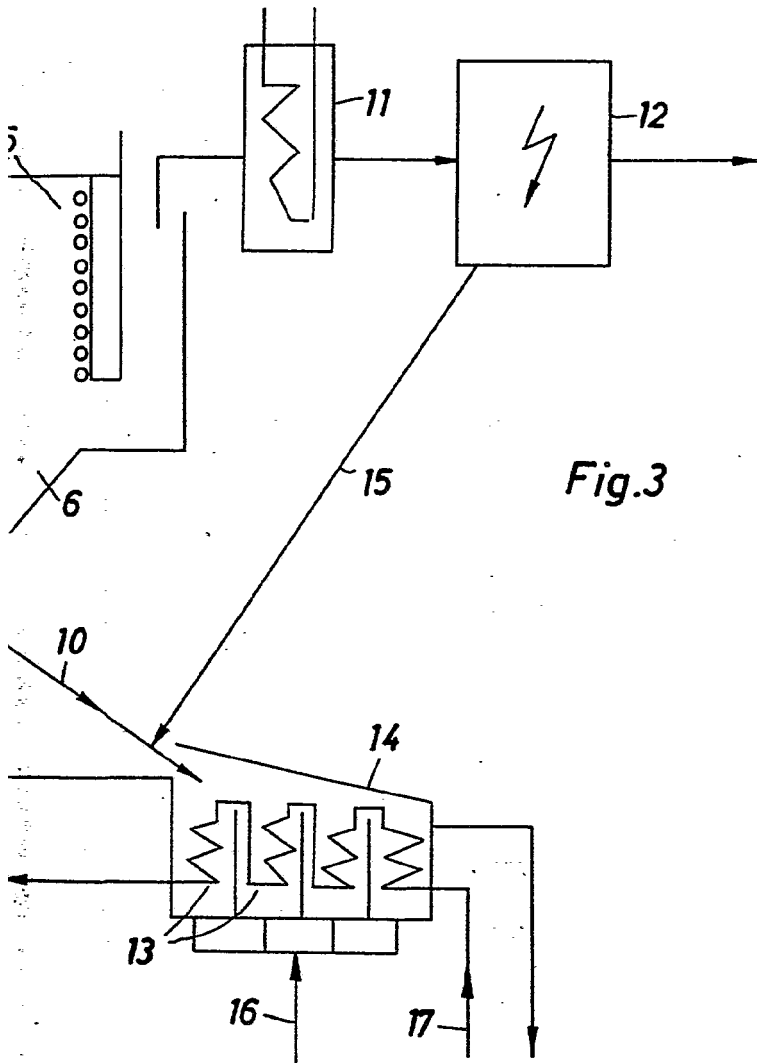


Fig. 3

ESCALL VARIABLE
TRANSFORMER
BENJAMIN L. ESCALL
P. 1





ESCALA VARIABLE
Madrid, 3 septiembre 1.976
BERNARDO UNGRIA
P.P.