

MINISTERIO DE INDUSTRIA
REGISTRO DE LA PROPIEDAD INDUSTRIAL



ESPAÑA

(10) ES	(11) NUMERO 445.978	(10) A1
	(22) FECHA DE PRESENTACION 11-3-76	

PATENTE DE INVENCION

(30) PRIORIDADES: (31) NUMERO 10303/75	(32) FECHA 12-3-75	(33) PAIS INGLATERRA
--	-----------------------	-------------------------

(47) FECHA DE PUBLICIDAD	(51) CLASIFICACION INTERNACIONAL F27B	(62) PATENTE DE LA QUE ES DIVISIONARIA
--------------------------	--	--

(54) TITULO DE LA INVENCION UN PROCEDIMIENTO DE CALCINACION TERMICA.

(71) SOLICITANTE (S) THE ASSOCIATED PORTLAND CEMENT MANUFACTURERS LIMITED.

DOMICILIO DEL SOLICITANTE Portland House, Stag Place, LONDON SW1E 5BJ INGLATERRA.
--

(72) INVENTOR (ES) ANTHONY ROBIN PENNELL, PETER LESLIE DOVER, WILLIAM MARTIN DAVIES, todos de nacionalidad británica.

(73) TITULAR (ES)

(74) REPRESENTANTE D. BERNARDO UNGRIA GOIBURU.



1 El invento se refiere al tratamiento térmico de sus-
tancias, en particular materias sólidas en forma subdividida, por
ejemplo, en forma de partículas, gránulos, nódulos, material flui-
dizado o nodulizado, o material en trozos o piezas, pero también
5 para el tratamiento de sustancias que presentan estados diferen-
tes, por ejemplo material fundido. Más particularmente, el inven-
to se refiere al tipo de procedimiento en el cual una sustancia
de este tipo sufre un cambio endotérmico en una operación y a con-
tinuación está sometida a una temperatura sustancialmente más ele-
10 vada en una operación ulterior del proceso. El invento es aplica-
ble de manera particularmente ventajosa a los procedimientos en
los cuales la operación ulterior incluye una reacción exotérmica
a una temperatura final relativamente elevada.

Existen numerosos procedimientos en los cuales, es
15 preciso hacer reaccionar o tratar de otro modo una materia prima
sólida, usualmente bajo la forma de partículas, gránulos o nódu-
los a temperatura elevada, y en los cuales una cantidad notable
del calor aplicado para esta finalidad sale a continuación de la
zona de reacción bajo la forma de gas caliente que representa un
20 desperdicio potencial, el cual no se recupera totalmente, incluso
cuando se aplica ulteriormente al precalentamiento de las materias
primas sólidas. Los procesos de este tipo que son de interés par-
ticular con relación al invento, son aquellos en los cuales la
reacción que se efectúa es endotérmica y exige utilizar una can-
25 tidad considerable de calor, con la correspondiente posibilidad
de perder una cantidad apreciable de calor, en particular si los
sólidos que reaccionan en la operación endotérmica deben reaccio-
nar ulteriormente a una temperatura sustancialmente superior en
condiciones de calentamiento que no son fácilmente compatibles con
30 las de la operación endotérmica.



1 Un proceso típico de este tipo es la producción de
clinker de cemento Portland a partir de materias primas prepara-
das, durante la fabricación continua del cemento Portland. Aun-
que un procedimiento de este tipo pueda ser considerado como in-
5 cluyendo más de una operación tal como secado, disociación y com-
binación, por lo menos las dos últimas operaciones se realizan tí-
picamente en una sola cámara de reacción, tal como un horno gira-
torio calentado en una extremidad por una llama de gas, combusti-
ble líquido o carbón pulverizado, para facilitar todo el calor ne-
10 cesario en cada operación. Cada operación que sigue a la prime-
ra ha de recibir una cantidad suficiente de calor para satisfacer
los requisitos de las operaciones anteriores. En la práctica,
existe un residuo de calor de desperdicio que sale de la primera
operación, pero un desperdicio de energía más importante se pro-
duce cuando la operación de calentamiento final es exotérmica, en
15 razón de la disparidad entre la temperatura a la cual se desarro-
lla el calor en la operación exotérmica y la temperatura más baja
a la cual se necesita la mayor parte del calor en las etapas ante-
riores.

20 En el caso de la producción de clinker de cemento
Portland, por ejemplo, un mismo horno constituye el espacio de re-
acción no solamente para la descarbonatación del componente calcá-
reo de la materia prima, sino también el espacio de reacción para
la sinterización y la reacción ulterior de los sólidos descarbona-
25 tados a una temperatura mucho más elevada hacia la extremidad del
horno donde se efectúa el calentamiento. En el procedimiento hú-
medo, el mismo horno debe también recibir una fase de secado ini-
cial antes de la descarbonatación. En el procedimiento seco, se
utiliza generalmente uno de varios métodos para preparar los mate-
30 riales iniciales dándoles el estado seco apropiado, por medio de



1 una fase de precalentamiento donde se seca la materia prima y ,
eventualmente se calcina o se descarbonata parcialmente, antes
de entrar en el horno, por ejemplo por medio de una parrilla mó
vil calentada, de un horno preliminar, de un precalentador por
5 suspensión de gas o de un precalentador secador del tipo de pul-
verización.

Los procedimientos convencionales de este tipo son
térmicamente ineficaces por muchos motivos, entre los cuales el
principal, que se ha indicado ya, es la pérdida de calor en los ga
10 ses de escape procedentes del proceso, a pesar de la utilización
general de los gases de escape procedentes del horno para suminis-
trar el calor utilizado en la operación de secado o precalenta-
miento mencionada más arriba. Desde luego, en ciertos casos, se
suministra una cantidad de calor suplementaria a partir de una
15 fuente auxiliar tal como un quemador, al precalentador utilizado
en este proceso.

Se han hecho hasta ahora numerosos intentos para re-
cuperar el calor de los gases de escape en este tipo de proceso,
pero estos intentos han sido limitados debido a la temperatura re-
20 lativamente baja de los gases de escape.

Como se ha indicado ya, a título de ejemplo, el pro-
ceso de calcinación del cemento puede ser considerado como consis-
tiendo en tres operaciones distintas, es decir secado y precalen-
tamineo (ya sea en una cámara separada, ya sea en la misma cámara)
25 la descarbonatación, y la desinteración a alta temperatura. Cada
una de estas operaciones requiere una cantidad diferente de calor
con relación a la producción de sólidos, a una temperatura dife-
rente de las demás operaciones. La zona de sinterización exige
una temperatura más elevada, típicamente de 1.450°C aproximada-
30 mente, pero una cantidad de calor relativamente pequeña, ya que



1 las reacciones en cuestión son exotérmicas; la zona de descarbo-
natación requiere la mayor cantidad de calor, puesto que la reac-
ción es endotérmica, pero a una temperatura más baja de aproxima-
damente de 950°C ; la operación de secado o de precalentamiento ne-
5 cesita una cantidad de calor que varía de acuerdo con el conteni-
do de humedad de la materia prima y otros factores, principalmen-
te físicos, pero también a una temperatura relativamente más ba-
ja.

En este tipo de operación es conocido introducir ca-
10 lor en una fase de precalentamiento que da lugar a un cierto gra-
do de calcinación, por medio de una fuente de calor auxiliar tal
como un horno auxiliar, mientras que al mismo tiempo se reduce la
cantidad de combustible líquido necesaria en la operación de sin-
terización. Es posible obtener de esta manera una explotación
15 más económica del horno y una mayor producción, pero la dispari-
dad excesiva que se ha mencionado más arriba, entre las temperatu-
ras de las sucesivas fases permanece sin cambiar, y se produce un
desperdicio de energía inevitable en el transporte del calor sin
trabajo útil desde una zona caliente a una zona menos caliente;
20 en resumen el calor se degrada.

Un objeto del invento, consiste en explotar la dis-
paridad térmica esencial de este proceso extrayendo útilmente el
calor sobrante del proceso en una fase intermedia donde la tempe-
ratura de los gases es elevada con relación a la demanda de la si-
25 guiente etapa en el trayecto de circulación de los gases (la eta-
pa anterior en el tratamiento de los sólidos) y aprovechando la
elevada temperatura de los gases.

Un objeto más general del invento consiste en dis-
tribuir el calor a las etapas individuales, en un proceso en el
30 cual se trata una sustancia a temperaturas sucesivamente más ele-



1 vadas, en cantidades que se acercan más de cerca a las necesida-
des de calor reales de cada etapa respectiva, y aplicar el calor
no consumido resultante, a la producción de energía.

5 De acuerdo con el invento, se proporciona un pro-
cedimiento en el cual una sustancia sufre un cambio endotérmico
dentro de una gama de temperatura predeterminada, por lo menos en
una fase del proceso, y se somete a continuación a una temperatur
ra sustancialmente más elevada en una fase ulterior del proceso,
10 caracterizado porque el calor procedente de dicha fase ulterior
se eleva y el suministro de calor resultante se aplica parcialment
te a la producción de energía, y parcialmente a dicho cambio endot
térmico.

La expresión utilizada aquí 'temperatura sustancialm
ente más elevada' significa que el gradiente de temperatura es
15 suficiente para permitir la producción de energía aunque la cantid
dad real de calor que pueda ser derivada, pueda necesitar ser aum
mentada antes de que se justifique la producción de energía. La
palabra 'aumentada' significa la adición de una cantidad de energ
ía suplementaria.

20 Generalmente, la energía producida es energía eléct
trica, obtenida de manera conocida por medio de una turbina arrast
rada por medio de vapor formado en una caldera por medio del cal
or que se le aplica.

De acuerdo con unos modos de realización preferidos
25 del invento, el proceso es un proceso continuo de fabricación de
cemento Portland, y la sustancia tratada es la materia prima par
a la producción de clinker de cemento Portland.

La fase suplementaria que se menciona aquí, puede,
por consiguiente, ser exotérmica de formación de clinker, por
30 ejemplo en combinación con un horno giratorio. El cambio endotér



1 mico puede incluir la calcinación o la descarbonatación, es de-
cir la disociación, y puede incluir una operación de secado, por
ejemplo en un precalentador, un secador de pulverización de le-
chada o en un molino calentado, o simplemente un cambio de tempe-
5 ratura como en un calentador de lechada.

El calor suministrado para aumentar la cantidad de calor que sale de la fase suplementaria mencionada aquí, puede obtenerse y suministrarse de cualquier manera adecuada, por ejemplo bajo la forma de combustible líquido que se quema en una cal-
10 dera o en una zona de reacción tal como un calcinador, o bajo la forma de gases de combustión calientes procedentes de un quemador de combustible líquido, particularmente un quemador de capa fluidi-
zada, o bajo la forma del calor sobrante no consumido o recupera-
do procedente de otra operación del proceso, generalmente trans-
15 portado por un fluido tal como gas o agua.

El invento facilita la adopción de combustibles líquu-
dos de calidad relativamente baja o incluso de materiales de des-
perdicio tales como basuras, para suministrar el calor destinado a
ser utilizado en la producción del cambio endotérmico, en lugar
20 de tener que utilizar el calor sobrante de una fase exotérmica pa-
ra la cual es necesario emplear un combustible de calidad más ele-
vada y más costoso. Los varios medios utilizados para aplicar el
calor pueden ser elegidos y distribuidos individualmente a las fa-
ses respectivas del proceso, y la cantidad de calor suministrada
25 a la fase ulterior mencionada más arriba pueden no ser sustancial-
mente superior a la que se necesita para mantener la actividad
exotérmica. En varios modos de realización del invento, el com-
bustible líquido suministrado a la fase exotérmica representa de
5 a 25% del peso del combustible líquido total necesario para el
30 proceso.



1 El principio del invento puede ser llevado a la
práctica de diferentes maneras, y puede ser utilizado más de una
vez en el mismo esquema de circulación del proceso, según se ilus
tra más adelante con referencia a los dibujos. Por ejemplo, una
5 caldera para recuperación de energía puede ser alimentada con el
combustible líquido y el gas calentado por contacto en un refrige
rador por medio del producto de la fase suplementaria mencionada
más arriba (figura 1). El refrigerador puede ser el refrigera
10 dor en el cual se descarga el clinker caliente de un horno gira
torio. El residuo de calor resultante que no se suministra ni se
consume en la caldera se transmite a continuación a una fase en
dotérmica tal como una fase de disociación, por ejemplo de descar
bonatación en un calcinador o precalentador antes del horno gira
torio.

15 En otro ejemplo que puede ser adoptado con o sin el
ejemplo que se acaba de indicar, una fase del proceso que inclu
ye una disociación se alimenta con combustible y con gas calenta
dos por contacto en un refrigerador con el producto de la fase ul
terior, y se alimenta una caldera con combustible líquido y gas
20 caliente procedente de la fase del proceso que incluye la disocia
ción (véase figura 2). En este caso, el calor residual resultan
te no suministrado a la caldera o que no ha sido consumido en es
ta puede ser transmitido a una fase endotérmica que incluye una
precalcinción o un secado, o ambas operaciones.

25 En otro ejemplo, se alimenta una caldera con el gas
caliente procedente de la fase ulterior, la cual en este caso pue
de ser un horno de clinkerización o un descarbonatador, y con el
agua caliente reciclada procedente de un economizador situado en
una fase de precalentamiento que incluye un cambio endotérmico,
30 tal como un precalcinador (véase figura 3). El mismo proceso pue



1 de utilizar el principio del invento, haciendo que la caldera sea
alimentada con el agua de reciclado procedente de la parte de pre
calentamiento mencionada más arriba, y con el calor procedente de
una o varias fases siguientes del proceso, y el calor residual se
5 utiliza en una fase preliminar tal como la primera sección de un
precalentador bajo la forma de aire calentado por el condensado
de la caldera. El medio de transferencia de calor fluido que se
utiliza para recibir el calor procedente del vapor de condensa-
ción puede ser ventajosamente aire u otro fluido, y se utiliza pa
10 ra transferir el calor a los sólidos que han de ser precalentados,
por ejemplo en un dispositivo de secado. El agua puede ser uti-
lizada como un medio de transferencia de calor y puede ser emplea
da para satisfacer demandas externas, por ejemplo una instalación
de calefacción de grupos de inmuebles.

15 De la manera indicada más arriba o de otro modo, las
fases del proceso según el invento pueden ser repetidas, utilizan
do una pluralidad de fases que incluyen cambios endotérmicos, y
una caldera común.

20 El aire que ha de ser suministrado al proceso, pa-
ra el intercambio térmico, por ejemplo en un refrigerador de clin-
ker o en un secador de materia prima, o para la combustión en un
horno giratorio, un calcinador o un quemador de caldera, puede, si
se desea, ser precalentado mediante intercambio térmico con el
efluente fluido de la turbina, por ejemplo agua o vapor. El aire
25 utilizado para la combustión puede, si se desea, ser enriquecido
con oxígeno, por ejemplo en el horno, donde no podrá interferir
con el proceso.

30 Las ventajas de la operación según el invento, ade-
más de cumplir con los objetos mencionados más arriba, incluyen
los siguientes: cada fase del proceso puede efectuarse en un equi



1 po separado, diseñado y adaptado específicamente para esta fase,
con el resultante incremento de rendimiento y la consiguiente re
ducción de inversión de capital; sin embargo, este equipo puede
ser un equipo ya existente, aprovechado más completamente. Todo
5 el proceso puede ser controlado en grado mucho más importante que
hasta la fecha, lo que permite obtener una calidad de producto
más elevada y más uniforme, a partir de una gama de materias primi
mas más amplia. El proceso es al mismo tiempo más estable y más
flexible. La energía extraída del proceso, obtenida muy adecuada
10 mente mediante formación de vapor que sirve para generar electrici
dad reduce el grado de dependencia de la instalación del proce
so respecto a las fuentes de electricidad externas, y permite utili
zar energía eléctrica para obtener la temperatura de tratamiento.

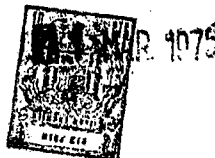
15 El invento se describirá más completamente a título
de ejemplo, haciendo refererencia a los dibujos adjuntos en los
cuales:

La figura 1 es un diagrama de circulación de un proce
so según el invento, en el cual un dispositivo generador de vapo
20 r está situado entre las fases de sinterización y de descarbonata
ción en la producción de clinker de cemento;

La figura 2 es un diagrama de circulación de un proce
so que incorpora el invento en el cual la generación de vapor
se hace entre la descarbonatación y el secado en la producción
25 de clinker de cemento;

La figura 3 es un diagrama de circulación de una
parte del proceso, en la cual la generación de vapor se hace con
relación a las fases de precalentamiento del proceso;

La figura 4 es un diagrama de circulación del proce
30 so que incorpora el invento más de una vez en una operación de seca



1 cado de fabricación de cemento; y

La figura 5 es un diagrama de circulación de un proceso que incorpora el invento más de una vez en un proceso (semi-) húmedo de fabricación de cemento.

5 La figura 1 representa un esquema básico de extracción de calor para producir energía entre las fases de sinterización y de descarbonatación de un proceso de producción de clinker de cemento Portland. En este esquema las tres principales operaciones del tratamiento de las materias primas que tienen inicialmente la forma de una lechada o de nódulos o gránulos húmedos, se efectúan secuencialmente en tres zonas, es decir las zonas de secado y precalentado, descarbonatación y sinterización a alta temperatura 1, 2 y 3, respectivamente. Un cierto grado de descarbonatación puede producirse en la zona de precalentamiento, la cual puede tomar cualquier forma adecuada y puede estar situada en la misma cámara o en el mismo grupo de cámaras comunicantes de la zona de descarbonatación. Sin embargo, la zona de descarbonatación 2 y la zona de sinterización 3 constituyen cámaras distintas. Por ejemplo, las zonas 1 y 2 pueden incluir un precalentador de parrilla móvil o de suspensión en un gas mientras que la zona 3 es un horno giratorio. Una cuarta operación, de enfriamiento, se produce en la zona de refrigeración 4.

15 Las materias primas para fabricación de clinker de cemento se introducen a partir de una fuente de suministro 5 a través de la zona de precalentamiento 1 donde se secan o se deshidratan y se precalientan por medio de intercambio térmico con gas caliente, a una temperatura de 150 - 600°C, por ejemplo, de una manera bien conocida. Los sólidos precalentados se introducen, por ejemplo, mediante gravedad o por medio de un transportador 6, hacia y a través de la zona de descarbonatación 2 donde se produce



1 un intercambio térmico suplementario con un gas y se produce dió
xido de carbono, a una temperatura superior a la de la zona de
precalentamiento 1, de por ejemplo 900 - 1.100°C. El producto
sólido descarbonatado es transferido, generalmente por el tubo
5 de descenso 7 bajo el efecto de la gravedad, a la zona de sinte-
rización 3, es decir a un horno giratorio a través del cual los
sólidos se desplazan y que está calentado por un combustible lí-
quido de modo que se mantenga una temperatura final de aproxima-
mente 1.500°C, dando así lugar a la sinterización de los sólidos
10 y a la reacción de formación del clinker. El clinker caliente sa-
le aproximadamente a 1.400°C por el tubo de descenso 9 bajo el
efecto de la gravedad, hasta el refrigerador 4, y a través del re-
frigerador llega al orificio 10 de salida del producto del proceso.

El combustible fluido (gas, petróleo o carbón pul-
15 verizado) procedente de una fuente de alimentación 11, que repre-
senta por ejemplo el 10% aproximadamente del peso del combustible
total necesario para el proceso, se inyecta con el aire a partir
de la fuente de suministro 12 en la zona de sinterización 3 (pe-
ro no necesariamente en la extremidad de la misma como se ilustra)
20 y es suficiente para mantener las reacciones exotérmicas netas de
formación de clinker en esta zona. Ya que se necesita en esta o-
peración una reducida proporción de combustible fluido, la produc-
ción específica en función del tamaño del horno será considerable-
mente superior a la producción convencional. Este efecto puede
25 ser aumentado todavía más utilizando aire enriquecido con oxíge-
no procedente de la fuente de suministro 12 para elevar la tempe-
ratura de la llama y reducir el volumen de gas desperdiciado. Tam-
bién puede utilizarse un horno eléctrico para producir la tempe-
ratura elevada que se necesita.

30 El gas de combustión caliente sale de la zona de sin



1 terización 3 y penetra en la zona de descarbonatación 2 por me-
dio del conducto 13 (que puede ser un tubo vertical que incorpo
ra también el tubo de descenso 7) donde se añade al suministro
de calor principal que penetra por el conducto 14 que se mencio-
5 nará más adelante. El gas de escape que incluye el dióxido de car-
bono que se ha desprendido, se extrae a través del pasillo 15, de
la zona de precalentamiento 1 y del orificio de escape 16 de la
manera convencional, es decir por medio de uno o varios ventilado
res accionados eléctricamente .

10 El aire atmosférico aspirado en 117, o el aire ca-
lentado por intercambio térmico con vapor condensado (véase tube-
ria 128, figura 3) y que se suministra a la tubería 217, penetra
por la tubería 17 en el refrigerador 4 y alcanza una temperatura
del orden de 1.000°C y es conducido no al horno como se hacia de
15 manera convencional, sino a través de los conductos 18, 115 a un
generador de vapor 19, donde se utiliza para asegurar la combus-
tión del restante 90% del peso del combustible fluido total nece-
sario para el proceso, que se suministra por las tuberías 20 y
115 a la caldera o al generador de vapor 19. En el generador de
20 vapor 19 el agua que llega por la tubería 21 es transformada en
vapor que sale por el orificio de salida 22 a una temperatura ade-
cuada para la producción de energía . Los gases de combustión
que salen del generador de vapor 19 siguen el conducto o tubo de
escape 14 y se suministran a una temperatura de 1.000°C aproxima-
25 damente a la zona de descarbonatación 2 donde constituyen la fuen-
te principal de la proporción relativamente elevada del calor to-
tal necesario para la descarbonatación, y, a través del conducto
15 para el secado. La deshidratación de la arcilla se produce tam-
bién en estas zonas pero no necesita cantidades de calor tan con-
siderables.
30



1 La energía producida por medio del vapor suminis -
trado por la tubería 22 puede, naturalmente, ser utilizado en una
instalación auxiliar, por ejemplo en molinos para materia prima,
en ventiladores, sistemas de transmisión giratorios y calentamiento.
5

Naturalmente, se conoce la utilización de calderas
de calor desperdiciado para recuperar el calor procedente de los
hornos de cemento giratorios, pero éstas calderas utilizan el ca
lor procedente de la extremidad posterior del horno a la extremi-
dad delantera del cual se aplica la totalidad del combustible fluido.
10 do, mientras que según el invento, no solamente se proporciona el
suministro de combustible fluido a las varias tareas que han de
ser realizadas sino que se extrae el calor para producción de
energía en el punto o en los puntos más ventajosos. Por tanto,
15 mientras que en el modo de realización que se acaba de describir
con referencia a la figura 1 el calor se divide entre la zona de
sinterización y la zona de descarbonatación, en el modo de reali-
zación que se describirá con referencia a la figura 2, el calor
previsto para producción de energía se extrae después de la ope-
20 ración de descarbonatación en la dirección de circulación del ca
lor.

En el modo de realización de la figura 2, el proce-
so de producción de clinker se realiza de nuevo en tres operacio-
nes sucesivas, respectivamente en la zona de secado y de preca-
25 lentamiento 1, en la zona de descarbonatación 2 y en la zona de sin-
terización 3, después de la cual está situado el refrigerador 4.
En este modo de realización, igualmente, las zonas de precalenta-
miento y descarbonatación pueden asociarse en una sola cámara siem-
pre y cuando estén eficazmente compartimentadas con respecto a la
30 circulación del gas.



1 Haciendo referencia a la figura 2, las materias
primas para la producción de clinker de cemento se introducen a
partir de la fuente de suministro 5, a la temperatura ambiente o
a la temperatura de almacenado de por ejemplo 25°C, a través de
5 la zona de precalentamiento 1 donde se secan y se precalientan
mediante intercambio térmico con gas caliente a la temperatura
de por ejemplo 150 - 600°C de manera bien conocida. Los sólidos
precalentados se introducen, como se ha descrito ya con relación
a la figura 1, por un dispositivo de transporte 6 y a través de
10 la zona de descarbonatación 2 en la cual penetran por ejemplo a
la temperatura de 500°C. En esta se produce un intercambio tér-
mico suplementario con gas caliente y se desprende dióxido de
carbono, suministrándose el gas caliente de la manera descrita más
arriba, a una temperatura más elevada que la que tiene en la zo-
na de precalentamiento 1, por ejemplo a 900 - 1.100°C. El produco
15 to sólido descarbonatado es transferido de la manera ya indicada,
por medio del conducto 7 a una temperatura de 1.100°C aproxima-
damente, a la zona de sinterización 3, es decir a un horno girato-
rio a través del cual los sólidos se desplazan y que está calen-
20 tado por medio de un combustible fluido de modo que se mantenga
una temperatura final de aproximadamente 1.500°C, dando así lugar
a la sinterización y a la reacción de los sólidos para formar el
clinker. El clinker saliente sale en el refrigerador 4 y atravies
sa esta llegando al orificio de salida de productos 10 a la tem-
25 peratura de 100°C aproximadamente.

 En un ejemplo práctico, por cada kilogramo de pro-
ducto obtenido en el orificio de salida 10, se necesitan aproxi-
madamente 1,65 kg de materia prima con un contenido de humedad de
3% en el dispositivo de alimentación 5, y a partir de esta mater
30 ria prima se evapora aproximadamente 0,05 kg de agua y se elimi-



1078

1 na 0,5 a 0,6 kg de dióxido de carbono, en las zonas 1 y 2.

El combustible fluido, como en el modo de realización de la figura 1, procedente de una fuente de suministro 11, pero que no representa más del 6% del peso del combustible fluido total necesario para el proceso, se inyecta con aire procedente de la fuente de suministro 112 o con aire enriquecido con oxígeno, en la zona de sinterización 3 y basta para mantener las reacciones exotérmicas netas de formación de clinker en esta zona.

Una cierta cantidad de gas de combustión caliente a la temperatura de 1.500°C aproximadamente, sale de la zona de sinterización 3 penetrando en la zona de descarbonatación 2 por medio del conducto 13, donde se añade al calor principal suministrado a esta zona.

El aire atmosférico aspirado en 117, o el aire calentado por intercambio térmico con el vapor condensado (véase tubería 128, figura 3) y que se suministra a la tubería 217, penetra por medio de la tubería 17 en el refrigerador 4 y alcanza una temperatura del orden de 1.100°C , pasando a continuación por el conducto 118 a la zona de descarbonatación 2 donde contribuye a la función de calentamiento de esta zona, facilitando la combustión de hasta el 79% del combustible fluido necesario total para el proceso que llega por la tubería 120, por ejemplo en un quemador auxiliar adecuado de la zona 2, para suministrar una proporción relativamente importante del calor total necesario en el proceso para la descarbonatación y, como se indicará más adelante para el secado.

El gas que sale de la zona de descarbonatación se extrae por medio del conducto 215 a 1.100°C aproximadamente, y se une al 15% restante del combustible fluido del proceso procedente de la línea 220 y al aire caliente procedente de la tubería



1 218, para suministrar, durante una combustión suplementaria, el ca
lor que da lugar a la formación de vapor en el generador de vapor
19 y para formar el gas caliente que pasa por la tubería 315 a
una temperatura de $600 - 700^{\circ}\text{C}$ y que se utiliza en el precalenta
5 dor y en el secador. El gas de desperdicio procedente de la zo
na de precalentamiento 1 se escapa por el orificio de escape 16
aproximadamente a $50 - 100^{\circ}\text{C}$.

En el generador de vapor 19, el agua suministrada
por la tubería 21 o por la tubería 121 de reciclado de condensa
10 do se transforma en vapor que se suministra al orificio de salida
22 a una temperatura de 400°C , aproximadamente, adecuada para pro
ducción de energía.

Para las operaciones de secado, precalentamiento y
descarbonatación, es conveniente utilizar estructuras de intercam
15 bio térmico a contracorriente para producir la recuperación del
calor procedente de los gases de desperdicio. Sin embargo, algu
nos procesos de fabricación de cemento convencionales utilizan dis
positivos de contacto de gas-sólido de circulación cruzada que son
térmicamente ineficaces. Una manera particularmente ventajosa pa
20 ra unir un intercambiador térmico de circulación cruzada de la zo
na de precalentamiento con una parte del ciclo de vapor, se ilus
tra en la figura 3.

En esta figura se ilustra una zona de precalenta
miento 1, por ejemplo un precalentador de parrilla móvil, que for
25 ma parte de un proceso de tratamiento de materias primas sólidas,
tales como las que sirven para la fabricación de clinker de
cemento Portland, y en el cual las materias primas precalentadas
se someten a un tratamiento térmico suplementario en una o varias
zonas ulteriores, no representadas, y se extraen los gases de es
30 cape de dicha zona o de dichas zonas ulteriores a una temperatura



1 y en una cantidad adecuada para la formación de vapor destinado
a producir energía, así como a suministrar calor a la zona de
precalentamiento 1. La zona de precalentamiento se considera co
mo teniendo una sección de secado 101 alimentada con materias
5 primas sólidas a la temperatura ambiente, de por ejemplo 25°C,
por medio de la tubería 5, y otra sección de precalentamiento 102,
alimentada por las materias primas secas a 100°C, por medio de la tu
bería 55.

Esta figura representa también una caldera de va
10 por 19 que forma vapor por medio del calor suministrado bajo la
forma de gases calientes a través del conducto 115 a una tempera
tura de 1.100°C aproximadamente, a partir de la zona o de las zo
nas siguientes, mencionadas más arriba, tales como la zona de des
carbonatación y/o de sinterización de un proceso de fabricación
15 de clinker de cemento. Los gases calientes, después de su utili
zación para la formación de vapor, se suministran a través del
conducto 415 a una temperatura de 700 - 900°C o más, a la zona
de precalentamiento 1, de la manera ilustrada, o por medio de una
zona siguiente mencionada más arriba, tal como una zona de des
20 carbonatación situada entre la zona de suministro de calor conec
tada con el conducto 115 y el precalentador. Los sólidos preca
lentados pasan por un dispositivo 6 a la zona siguiente tal como
la zona de descarbonatación.

El agua de alimentación se suministra a la caldera
25 por la tubería 21, o bajo la forma de condensado reciclado bombea
do por la tubería 121 por medio de una bomba de alta presión 23.
El vapor formado en la caldera se aplica por la tubería 22 a un
generador eléctrico 24 y llega por la tubería 25 a un condensador
de aire 26 que funciona a la presión atmosférica. En variante, el
30 vapor de alimentación del generador 24 puede ser recalentado, ha-



1 ciéndolo pasar a través de la tubería 34, del intercambiador tér-
mico 35 montado en los gases calientes del precalentador, y la
tubería de retorno 36, antes de alcanzar el generador 24 y el
condensador 26. El aire suministrado por la tubería 27 al con-
5 densador 26 atraviesa el conducto 28 para suministrar el calor de
secado necesario para el secador 101 antes de ser conducido a
50°C aproximadamente a la chimenea de evacuación 29. El aire del
conducto 28 puede ser conducido también por la tubería 128 para
otras utilizaciones tales como la refrigeración del clinker, en
10 la instalación de tratamiento asociada.

El condensado de vapor se toma del condensador por
medio de la tubería 30 con una bomba de baja presión 31 y se su-
ministra al economizador 32, montado de modo que extraiga el ca-
lor de los gases de escape procedentes de la sección de precalen-
15 tamiento 102, y sigue la tubería 33, llegando a la bomba 23 que
lo hace volver bajo la forma de agua precalentada de alimentación
de caldera, mientras que los gases de escape son conducidos a la
chimenea 29 a una temperatura de 50°C aproximadamente.

De esta manera, el calor de desperdicio que se hu-
biese perdido en la chimenea se recupera en el ciclo de produc-
20 ción de vapor y el rendimiento térmico del proceso en su conjun-
to aumenta.

En una variante de realización, el condensador 26
puede ser un condensador de agua que funciona a una presión in-
25 ferior a la presión atmosférica y que suministra calor a tempera-
tura moderada para su utilización externa en calefacción de gru-
pos de inmuebles.

Haciendo referencia a la figura 4, y expresando las
cantidades de materia en función del peso necesario por cada ki-
30 lograma de clinker producido, se suministra en 51 la materia pri-



1 ma húmeda necesaria para fabricación de cemento Portland, que in
cluye 1,51 kg de sólidos y 0,08 kg de agua a 20°C, a un molino
de materia prima 52 al cual se suministra gas caliente, de la ma
5 nera explicada más adelante. Los 1,51 kg de producto triturado
sale del molino por medio del transportador 53 mientras que 2,32
kg de gases de escape y de agua evaporada a 80°C se conducen a
los precipitadores de recogida de polvo y a la chimenea de escape
no representada.

El material triturado procedente del transportador
10 53 penetra en un precalentador de dos fases 1A, 1B, por ejemplo
una columna precalentadora por suspensión de gas o una parrilla
móvil compartimentada, pasando desde la primera fase 1A por el
conducto 56 a la fase 1B mientras que el gas caliente a 750°C a
proximadamente atraviesa el sistema precalentador por medio del
15 conducto 55, penetrando a la temperatura de 800°C a partir del
conducto 315.

Los sólidos, precalentados a 700°C, son conducidos
por el conducto 6 a un calcinador 2 para completar las reaccio-
nes de disociación empezadas en la sección precalentadora 1B. A
20 partir del calcinador 2, se introduce 1,0 kg de producto calcina
do a 900°C en 7, en el interior del horno giratorio 3, saliendo
el producto de disociación gaseoso, principalmente CO₂, conjunta
mente con otros gases a 900°C, por el conducto 215. El calcina-
dor 2 recibe 0,33 kg de producto de combustión gaseoso caliente
25 por la tubería 13 a 1.500°C a partir del horno 3, conjuntamente
con aire calentado en el refrigerador 4 para constituir 1,71 kg
de gas a 980°C en la tubería 118 y con 0,078 kg de combustible
fluido en 120, para su combustión en el calcinador.

A partir del horno 3, la cantidad de 1,0 kg de pro
30 ducto de clinker a 1.250°C pasa al refrigerador giratorio 4 por



1 medio del conducto 9, atraviesa el refrigerador y llega a la sa
lida 10 a la temperatura de 170°C.

El aire 27 suministrado a 20°C se calienta a 150°C
en un calentador 26 mediante intercambio térmico con el agua de
5 reciclado de la turbina como se describirá más adelante, y 1,41
kg de este aire se suministra por las tuberías 128 y 217 al refri
gerador giratorio 4, mientras que otra cantidad de 0,3 kg de es
te aire se transmite por la tubería 212 del horno 3 para facili
tar la combustión de 0,03 kg de combustible fluido suministrado
10 al horno en 11.

El calcinador 2 recibe así el calor efluente no con
sumido procedente del horno 3, debido al producto de combustión
gaseoso a través de 13 y por medio del refrigerador 4 y de la tu
bería 118, y recibe igualmente combustible fluido por medio de
15 la tubería de alimentación 120. El calor así aumentado se apli
ca parcialmente a los cambios endotérmicos de calcinación, y par
cialmente a la producción de energía. Esta última se obtiene ha
ciendo pasar los 2,24 kg de efluente gaseoso caliente a 900°C pro
cedente del calcinador, por el conducto 215, a la caldera 19 don
20 de contribuye a la formación de vapor para creación de energía.

La caldera 19 que funciona a una presión de 63 kg/
cm² (900 libras/pulgada²) recibe el calor bajo la forma de gas
caliente suministrado por el conducto 215, y bajo la forma de 0,25
kg de combustible fluido por medio de la tubería 220, estando di
25 cho combustible destinado a su combustión en la caldera. El agua
de alimentación suministrada a la caldera por la tubería 121 se
precalienta también como se indicará más adelante, El calor así
elevado se aplica parcialmente a la formación de vapor para pro
ducción de energía y parcialmente a los cambios endotérmicos que
30 se efectúan en el precalentador 1A, 1B, debido a la conducción de



1 los 2,24 kg de gas a la temperatura más baja de 800°C hasta la
sección precalentadora 1B, y a través del conducto 55 a la tem
5 peratura de 750°C hasta la sección precalentadora 1A.

El precalentador 1A, 1B, suministra el calor efluen
5 te no consumido bajo la forma de 2,24 kg de gas que tiene ahora
la temperatura de 450°C, por la tubería 415, al economizador 32
donde imparte calor a 0,49 kg de agua de caldera a 70°C por la
tubería 30, reciclada a la temperatura resultante de 277°C, a
la caldera 19 por medio de la tubería de alimentación 121. El
10 calor efluente así aumentado en el economizador se aplica así
parcialmente a la formación de vapor, y el resto se aplica por
medio de la tubería 155, bajo la forma de 2,24 kg de gas que
tiene ahora la temperatura de 210°C, para calentar el molino
de materia prima 52.

15 La caldera 19 suministra 0,49 kg de vapor a 426°C
por medio de la tubería 22 a la turbina 24 que arrastra un
generador eléctrico (no representado) para producir una ener
gía de salida P. El efluente fluido acuoso procedente de la
turbina está constituido por 0,38 kg de agua a 50°C que se
20 recicla por la tubería 125, a través del condensador 126 y
de las tuberías 226 y 30 hacia el economizador, de la manera
ya mencionada; y 0,11 kg de vapor y de agua a 150°C son lleva
dos por el conducto 25 al calentador de aire 26. El condensa
dor calienta 6,3 kg de agua de refrigeración a 50°C. El fluido
25 de la tubería 25 se recicla a 150°C a través del calentador
de aire y las tuberías 225 y 30.

En un proceso de secado convencional equivalente de
una planta de fabricación típica, se necesitan 1262 kcal/kg
de clinker, como energía primaria, es decir 962 kcal/kg de com
bustible líquido de alta calidad y 100 KWh/t de energía, mien
30 tras que el proceso que se acaba de describir necesita solamente 905



1 kcal/kg de energía, bajo la forma de tan solo 200 kcal/kg de com
bustible líquido de alta calidad, y como máximo 705 kcal/kg de
combustible líquido de baja calidad, permitiendo obtener 100 KWh/t
de energía eléctrica. Se obtienen así grandes reducciones tota-
5 les de pérdida de gas de desperdicio, de pérdida de gas de esca
pe del refrigerador y de pérdidas totales, con una reducción no-
table de la pérdida de polvo, al precio de una cierta pérdida
en el condensador.

Haciendo ahora referencia a la figura 5, se repre-
10 senta en ésta un proceso cuya mayor parte es exactamente como en
la figura 4, es decir concretamente el precalentador 1A, 1B, el
calcínador 2, el horno 3, el refrigerador 4, la caldera 19, el
economizador 32, la turbina 24, y sus interconexiones y relacio-
nes mútuas así como la circulación de los materiales que los
15 atraviesan, salvo las excepciones que siguen.

Expresando de nuevo las cantidades de materias en fun-
ción de la producción de 1,0 kg de clinker, se suministran 2,16
kg de lechada de cemento en 51 al precalentador de lechada
101 calentado por el efluente de la turbina, como se describirá
20 más adelante. La lechada, calentada a 150°C, es conducida por el
transportador 201 al secador-pulverizador 401 a partir del cual
1,51 kg de sólidos secados por pulverización resultantes, a la
temperatura de 100°C, son transportados hasta el precalentador
por el transportador 53.

25 El efluente gaseoso caliente procedente del precalen-
tador se divide entre 1,12 kg a 450°C por la tubería 415 que van
al economizador, y 1,12 kg a 450°C que van al secador-pulverizador
401, por medio de la tubería 515.

El suministro de combustible fluido 220 a la caldera
30 19 es de 0,038 kg, y se aplica a la turbina 24 0,705 kg de va-



1 por 22 producido en la caldera, a la temperatura de 426°C. El
efluente fluido acuoso procedente de la turbina se utiliza de
cuatro maneras, es decir que una cantidad de 0,13 kg de vapor a
150°C es conducida por la tubería 25 a un calentador de aire 225,
5 una cantidad de 0,245 kg de vapor a 150°C es conducida por la tu-
bería 325 al precalentador de lechada 101, una cantidad de vapor
de 0,25 kg de vapor a 150°C es conducida por la tubería 125 al
condensador 126, y es reciclada a 50°C por medio de la tubería
226, eyectores de aire y orificios 127 y por la tubería 326; y
10 0,08 kg de vapor a 150°C por la tubería 426 en el desaireador y
en el depósito 129. El agua de reciclado es conducida también a
150°C a partir del calentador de aire por las tuberías 130 y
330 y a partir del precalentador de lechada a 150°C por las tube-
rías 230 y 330 hasta el desaireador y el depósito. El agua de re-
15 ciclado recogida en el depósito 129 se devuelve por la tubería
30 al economizador.

De la cantidad de 2,01 kg de aire a 20°C suministrada
en 27 al calentador de aire 225, 0,3 kg pasa directamente al
secador de pulverización 401 para la combustión de 0,03 kg de
20 combustible suministrado en 301, y 1,71 kg de aire calentado en
el calentador 225 a 150°C se divide entre 0,3 kg de aire de
combustión en el horno 3 y 1,41 kg de aire de refrigeración en
el refrigerador 4, por medio de las tuberías 128, 212 y 128, 217
respectivamente.

25 A partir del secador de pulverización 401, una cantidad de
2,07 kg de efluente gaseoso y de vapor a 110°C se escapa por la
chimenea en 54; y una cantidad de 1,12 kg de efluente gaseoso es
conducida a la chimenea a 150°C a partir del economizador en 154.

30 Un proceso húmedo convencional equivalente en una ins-
talación típica, necesitaría 1.917 kcal/kg de clinker, como

1 energía primaria, es decir 1.457 kcal/kg de combustible fluido
de alta calidad, 160 kcal/kg de combustible fluido de baja cali-
dad, y 100 KWh/t de energía, mientras que el proceso así descri-
to necesitaría solamente 1.196 kcal/kg de energía, bajo la for-
5 ma de tan solo 200 kcal/kg de combustible fluido de alta calidad
y como máximo 996 kcal/kg de combustible fluido de baja calidad,
produciendo 100 KWh/t de energía eléctrica. Se obtienen así gran-
des reducciones totales respecto a evaporación, pérdidas en los
gases de escape, pérdidas en el recinto, y pérdidas en el polvo,
10 con reducción notable en la pérdida en los gases de escape del re-
frigerador, al precio de una cierta pérdida en el condensador.


Con relación a las cantidades mencionadas con res-
pecto a las figuras 4 y 5, se supone que el combustible fluido su-
ministrado tiene un valor calorífico de 7.000 kcal/kg bruto (o
15 6.500 kcal/kg neto).

Los métodos descritos aquí de manera general pue-
den aplicarse fácilmente a otros procesos distintos de la fabri-
cación del cemento, por ejemplo a la calcinación de cal o dolomi-
ta, o a otras industrias.

20 En resumen, la presente Patente de invención que se
solicita deberá recaer en las siguientes:

REIVINDICACIONES

1.) Un procedimiento de calcinación térmica en el cual
una sustancia que va a ser calcinada sufre un cambio endotérmico den-
25 tro de una gama de temperatura predeterminada, por lo menos en una ope-
ración del proceso, y a continuación está sometida a una temperatura
sustancialmente más elevada en otra operación del proceso, caracteri-
zado porque el calor efluente procedente de dicha operación ulterior
30 aumenta y el suministro resultante de calor se aplica parcialmente a la
producción de energía, y parcialmente a dicho cambio endotérmico.



1 2.) Procedimiento según la reivindicación 1, caracte-
terizado porque esta energía es energía eléctrica producida por
una turbina arrastrada por el vapor formado en una caldera por
dicho calor que se le aplica.

5 3.) Procedimiento según la reivindicación 2, caracte-
terizado porque dicha sustancia es un sólido subdividido.

 4.) Procedimiento según la reivindicación 3, caracte-
terizado porque se trata de un proceso continuo de fabricación de
cemento Portland y dicha sustancia es la materia prima que sirve
10 para producir el clinker de cemento Portland.

 5.) Procedimiento según la reivindicación 3, caracte-
terizado porque dicha operación suplementaria es exotérmica.

 6.) procedimiento según la reivindicación 5, caracte-
terizado porque el dispositivo de aplicación de calor está distri-
15 buído individualmente en dichas operaciones respectivas y la can-
tidad de calor suministrada a dicha operación suplementaria no es
sustancialmente superior a la que se necesita para mantener la
actividad exotérmica.

 7.) Procedimiento según la reivindicación 6, caracte-
20 terizado porque la caldera está alimentada con combustible fluí-
do y con gas calentado mediante contacto en un refrigerador con
el producto de dicha operación suplementaria.

 8.) Proceso según la reivindicación 7, caracteriza-
do porque el cambio endotérmico incluye una disociación.

25 9.) Procedimiento según la reivindicación 8, caracte-
terizado porque una operación del proceso que incluye la disocia-
ción se alimenta con combustible fluído y con gas calentado me-
diante contacto en un refrigerador con el producto de dicha can-
tidad suplementaria, y la caldera se alimenta con combustible
30 fluído y con gas calentado procedente de dicha operación del pro

E

1 ceso que incluye la disociación.

10.) Procedimiento según la reivindicación 9, caracterizado porque el cambio endotérmico incluye el secado.

5 11.) Procedimiento según la reivindicación 9, caracterizado porque dicha operación del proceso que incluye la disociación recibe también gas caliente procedente de la operación exotérmica.

10 12.) Procedimiento según la reivindicación 3, caracterizado porque la caldera es alimentada con gas caliente procedente de dicha operación suplementaria y con agua de reciclado caliente procedente de un economizador situado en una operación que incluye un cambio endotérmico.

13.) Procedimiento según la reivindicación 12, caracterizado porque el cambio endotérmico incluye una disociación.

15 14.) Procedimiento según la reivindicación 12, caracterizado porque el cambio endotérmico incluye un secado.

20 15.) Procedimiento según la reivindicación 2, caracterizado porque las fases del proceso se repiten, utilizando una pluralidad de operaciones que dan lugar a cambios endotérmicos y una caldera común.

16.) Procedimiento según la reivindicación 2, caracterizado porque el aire suministrado para el intercambio térmico y para la combustión se precalienta mediante intercambio térmico con el efluente de la turbina de fluido.

25 17.) Procedimiento según la reivindicación 6, caracterizado porque el aire de combustión es aire enriquecido con oxígeno.

30 18.) Procedimiento según la reivindicación 6, caracterizado porque el combustible suministrado a la operación exotérmica representa de 5 a 25% del peso del combustible total neces-

6

1 rio para el proceso.

19.) Procedimiento según la reivindicación 6, ca-
racterizado porque la operación exotérmica consiste en la for-
mación de clinker de cemento Portland en un horno giratorio.

5 20.) Procedimiento según la reivindicación 19, ca-
racterizado porque el cambio endotérmico incluye una descarbona-
tación en un calentador situado antes del horno giratorio.

21.) Se reivindica por último como objeto sobre
el que ha de recaer la Patente de Invención que se solicita:
10 UN PROCEDIMIENTO DE CALCINACION TERMICA.

Todo conforme queda descrito y reivindicado en
la presente memoria descriptiva que consta de veintiocho pági-
nas mecanografiadas y dibujos que se acompañan.

Madrid 11 de marzo de 1976
BERNARDO UNGRIA
P.P.

15

20

25

30

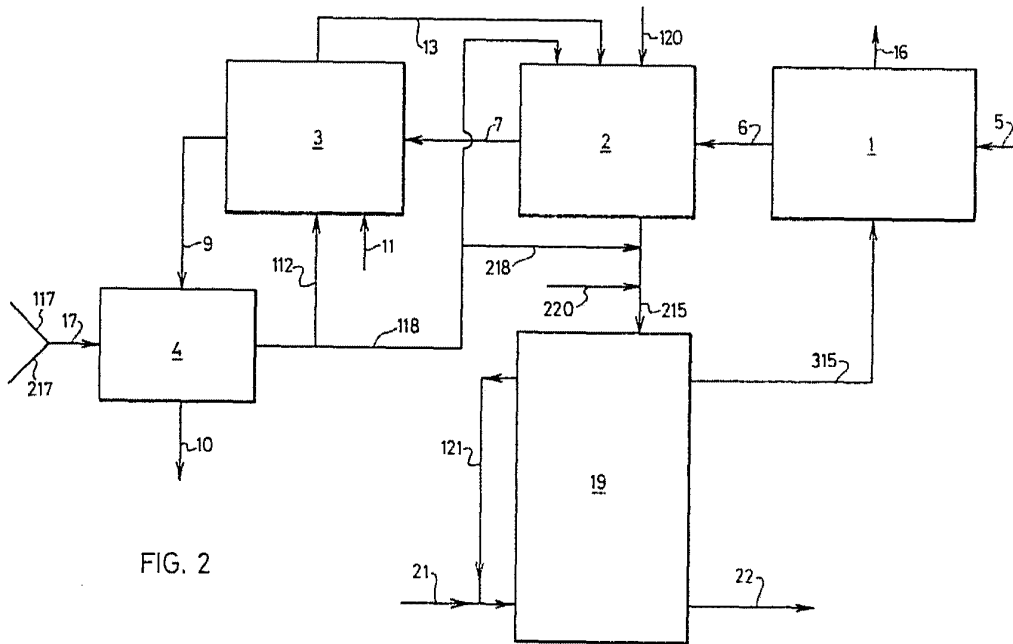
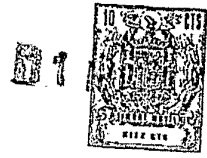
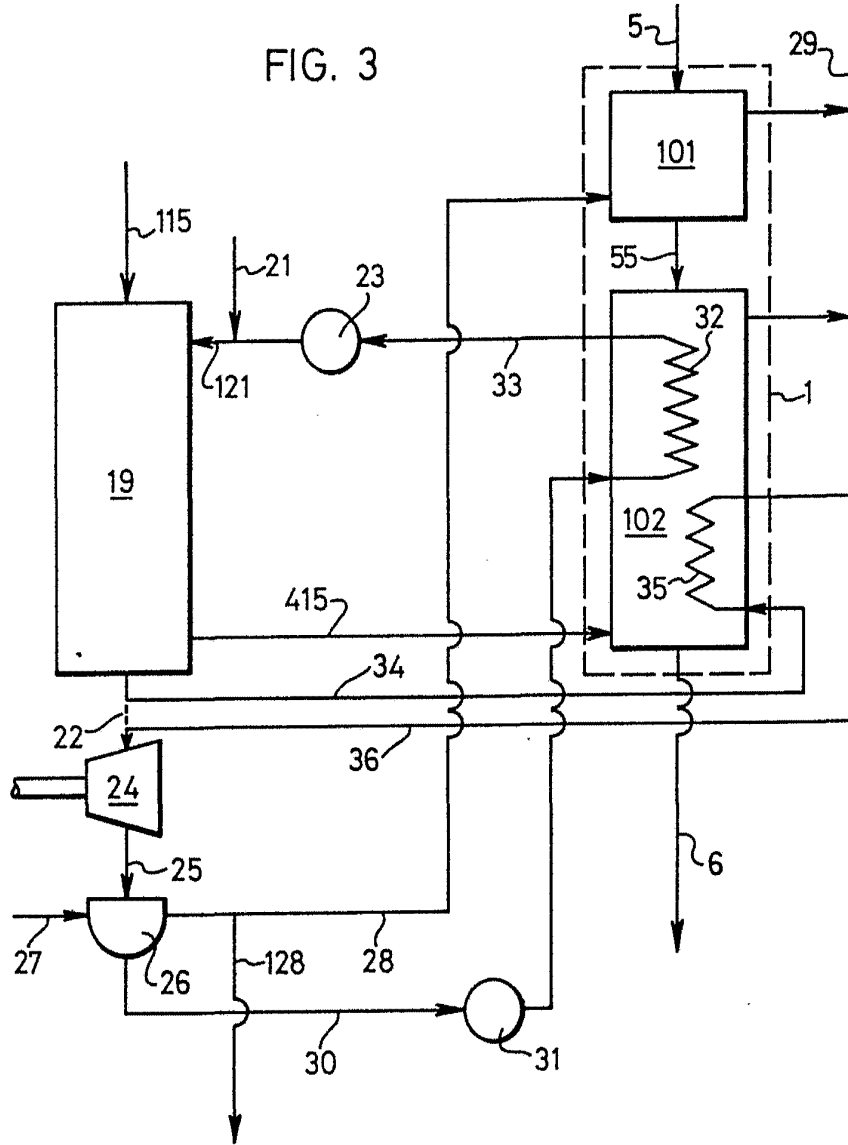


FIG. 2

ESCALA VARIABLE
Madrid, 11 de Marzo de 1976
BERNARDO UNGRIA
P.P.



FIG. 3



ESCALA VARIABLE
Madrid, 11 de Marzo de 1976
BERNARDO UNGRIA
P.P.

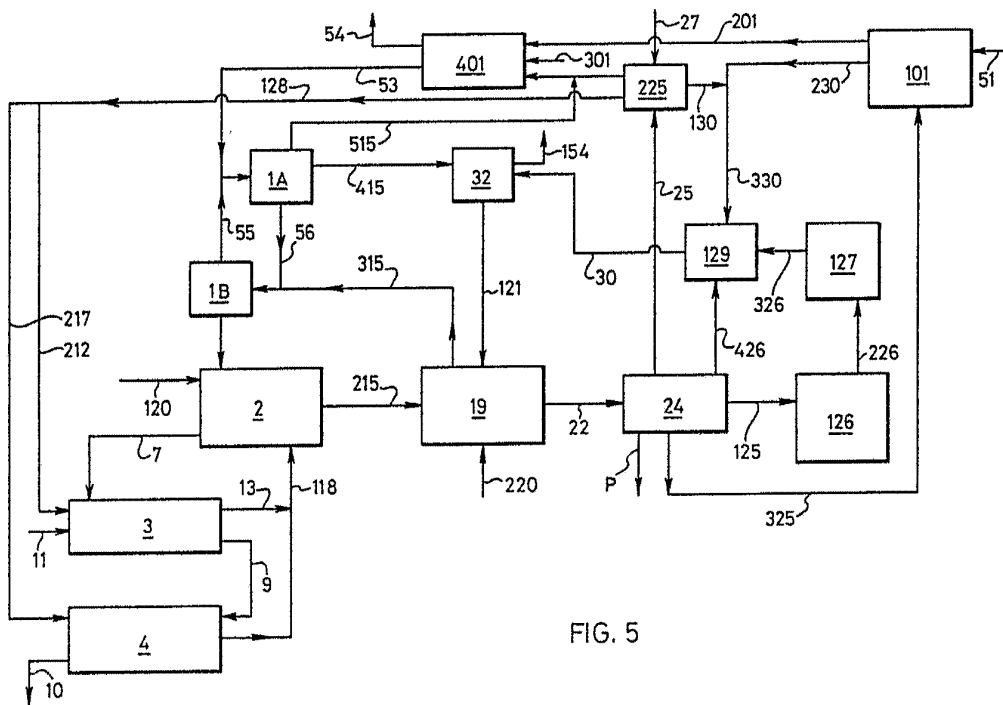


FIG. 5

ESCALA VARIABLE
 Madrid, 11 de Marzo de 1976
 BERNARDO UNGRIA
 p.p.