

MINISTERIO DE INDUSTRIA Y ENERGIA

Registro de la Propiedad Industrial



ESPAÑA

5 ENE. 1979

ES

11

21

22

NUMERO	471.412
FECHA DE PRESENTACION	4 Julio 1978

AT

Concedido el Registro de acuerdo con los datos que figura en la presente descripción y según el contenido de la Memoria adjunta.

PATENTE DE INVENCION

<p>30 PRIORIDADES:</p> <p>31 NUMERO</p> <p>28049/77</p>	<p>32 FECHA</p> <p>5 Julio 1977</p>	<p>33 PAIS</p> <p>Gran Bretaña</p>
---	-------------------------------------	------------------------------------

<p>47 FECHA DE PUBLICIDAD</p>	<p>51 CLASIFICACION INTERNACIONAL</p> <p>B01J</p>	<p>62 PATENTE DE LA QUE ES DIVISIONARIA</p>
-------------------------------	---	---

54 TITULO DE LA INVENCION

"METODO DE MANEJAR LA ENTALPIA DE REACCION DE REACCIONES QUIMICAS RAPIDAS, HOMOGENEAS EN FASE GASEOSA"

71 SOLICITANTE (S)

KINETICS TECHNOLOGY INTERNATIONAL B.V. (28049/77)

DOMICILIO DEL SOLICITANTE

26 Bredewater, Zoetermeer, Holanda

72 INVENTOR (ES)

Mircea Dinulescu

73 TITULAR (ES)

74 REPRESENTANTE

DON ALBERTO DE ELZABURU MARQUEZ (P.-69.465)

jga

1 Las reacciones químicas homogéneas en fase gaseosa -
representan una gran parte de la clase de reacciones quí-
micas aplicadas en la industria. La temperatura de estas
5 reacciones va desde moderada (100-200°C) hasta muy alta -
(2.000 - 2.500°C), mientras que la presión abarca un mar-
gen comprendido entre el alto vacío y miles de bares.

El efecto térmico de estas reacciones se maneja, ac-
tualmente, mediante tres métodos distintos:

10 a) mediante transferencia térmica desde una superficie só
lida en contacto con los reaccionantes. La superficie só
lida puede ser una superficie continua, que separa los --
reaccionantes del medio refrigerante o calefactor (cambia-
dores de calor calentados por combustión y sin combustión)
o puede estar en forma de partículas sólidas, que se en--
frían o calientan antes de ponerlas en contacto con los -
reaccionantes (lecho fluidificado, reactor regenerador).

15 b) Mediante contacto directo. Los reaccionantes pueden -
ponerse en contacto con un gas más caliente o más frío, o
con un líquido acompañado o no por vaporización o conden-
sación.

20 c) Mediante arco eléctrico. Las partículas cargadas, con
alta velocidad, que se mueven en un campo eléctrico, trans-
fieren energía a las moléculas de gas mediante colisión.
La entalpía del gas solamente puede aumentarse.

25 Usualmente es deseable realizar la reacción en un --
campo de temperatura, presión y concentración homogéneo,
de los componentes químicos; generalmente, cualquier des-
viación desde la homogeneidad tiene un efecto perjudicial
sobre los productos de reacción. En el caso de las reac-
30 ciones en fase gaseosa, la condición de campo de concen--

1 tración homogéneo da como resultado la condición de homo-
geneidad de la presión y de la temperatura, siempre que -
el campo de concentración inicial sea homogéneo. De es-
5 tos dos parámetros, la presión puede ser mantenida homogé-
nea con facilidad, mientras que la temperatura presenta -
un campo no homogéneo, debido a la gran cantidad de calor
que ha de ser transferido a los reaccionantes o desde és-
tos.

10 Por lo tanto, es la distribución de temperaturas en
la zona de reacción, la que es responsable del rendimien-
to de un reactor químico. Los métodos a), b) y c) ante-
riores de manejar el efecto térmico de la reacción, pre-
sentan un cierto grado de falta de homogeneidad en el cam-
po de temperaturas que es más importante cuanto más cor-
15 tos son los tiempos de reacción y mayores los efectos tér-
micos.

20 Cuando el tiempo de reacción es prolongado (por ejem-
plo, más de un segundo) el transporte de calor dentro del
volumen de gas puede conseguirse en un tiempo mucho más -
corto que el tiempo de reacción (por ejemplo, en los reac-
tores de circulación con circulación turbulenta o en los
reactores discontinuos dotados de un buen mezclado) lo --
que da como resultado un campo de temperaturas práctica-
mente homogéneo. Sin embargo, en el caso de las reaccio-
25 nes químicas rápidas (tiempo de reacción de 0,0001 a 0,1
segundos) el tiempo necesario para el transporte de ener-
gía mediante el uso de los métodos a), b) o c) anteriores,
puede ser mucho mayor que el tiempo de reacción, lo que -
da como resultado un campo de temperaturas muy poco homo-
30 géneo.

1 El método a) anterior, que encuentra la aplicación -
práctica mayor, crea un campo de temperaturas no homogé--
neo, debido a la diferencia de temperaturas entre la su--
5 perficie sólida y el gas reaccionante. Debido a esta di-
ferencia de temperatura, la velocidad de reacción (que au-
menta usualmente con mucha rapidez al aumentar la tempera-
tura) es mayor en las partículas de gas más calientes, lo
que da como resultado un campo de concentraciones no homo-
gáneo.

10 El método b) anterior crea un campo de concentracio-
nes no homogéneo, no solamente debido a la transferencia
de calor como se ha explicado arriba, sino también debido
al procedimiento de mezclado de los reaccionantes con un
fluido de diferente composición. El método c) anterior,
15 aunque proporciona la ventaja de transferir calor directa-
mente al volumen de gas mediante colisión de las particu-
las cargadas que se mueven rápidamente con las moléculas
de gas, el flujo de partículas cargadas no está uniforme-
mente distribuido por el volumen de gas, creando así una
20 disipación de energía no uniforme y, por lo tanto, un cam-
po de temperaturas y de concentraciones no homogéneo.

Ahora bien, la invención se refiere a un método de -
manejar la entalpía de reacción de las reacciones quími--
cas en fase gaseosa homogénea rápidas.

25 De acuerdo con la presente invención, se puede conse-
guir un campo de temperaturas mucho más homogéneo, al tiem-
po que se realiza la reacción con un tiempo de permanen--
cia muy corto (0,0001 a 0,1 segundos), utilizando la ener-
gía mecánica en forma de trabajo efectuado por las super-
30 ficies que se mueven en contacto con los reaccionantes, -

1 -- suministrada al reactor en el caso de las reacciones endo-
térnicas, y suministrada por el reactor al medio circun-
dante, en el caso de las reacciones exotérmicas.

5 Existen dos procedimientos termodinámicos principa-
les para transferir energía en forma de trabajo mecánico,
que pueden utilizarse con provecho para la finalidad arri-
ba mencionada: la compresión o expansión adiabáticas del
gas, y la disipación adiabática de energía mecánica en --
forma de calor. Ambos procedimientos de transferencia de
10 energía tienen lugar por el trabajo efectuado sobre las -
superficies que se mueven o por las superficies que se mue-
ven, en contacto con el gas de reacción. La compresión y
expansión adiabáticas del gas puede conseguirse con baja
disipación, en un tiempo muy corto, debido al tiempo muy
15 corto que necesitan las diferencias de presión para nive-
larse en el volumen de gas. En el caso de las reacciones
exotérmicas, el trabajo efectuado sobre el medio circun-
dante durante la expansión adiabática, da como resultado
una disminución de energía interna, que compensa el calor
20 desprendido como resultado de la reacción, permitiendo el
control de la reacción al nivel de temperatura deseado. -
En el caso de las reacciones endotérmicas, la compresión
adiabática da como resultado un aumento de energía inter-
na, que compensa el calor absorbido por la reacción. El
25 nivel de turbulencia en la mezcla de reacción puede mante-
nerse bajo, dando como resultado una escasa disipación de
energía y una lenta transferencia de calor entre el gas y
las paredes. La reacción puede realizarse a una tempera-
tura mucho más alta que las paredes enfriadas circundan-
30 tes, restringiéndose la región de campo de temperaturas -

1 no homogéneo a una delgada capa límite térmica a lo largo
de las paredes. En el caso de la mayor parte de las reac-
ciones realizadas con un nivel de conversión alto, que --
tienen interés para la aplicación industrial, la entalpía
5 de la reacción es mayor que el trabajo que el gas puede -
intercambiar mediante expansión o compresión. En tales -
casos, la temperatura de la reacción puede controlarse me-
diante dilución de los reaccionantes en un gas (por ejem-
plo, H_2 , He, Ar, N_2 , H_2O) que no reacciona químicamente -
10 en las condiciones de la reacción. El trabajo mecánico -
intercambiado es una cantidad proporcional a la cantidad
total de gas (diluyente + reaccionantes), mientras que la
entalpía de reacción es proporcional a la cantidad de reac-
cionantes. Cambiando la relación de diluyente/reacciona-
15 tes, puede equilibrarse el trabajo mecánico con la ental-
pía de reacción, con el fin de mantener la reacción bajo
control.

La disipación de energía mecánica en calor puede uti-
lizarse solamente en el caso de las reacciones endotérmicas,
20 ya que la única posible dirección de intercambio de
trabajo es desde el medio circundante hacia el sistema en
el que tiene lugar la disipación. La disipación se consi-
gue mediante la creación de un campo turbulento de alta -
intensidad, a pequeña escala, en el volumen de gas reac-
25 cionante, como resultado del movimiento de las superficies
sólidas dentro del volumen de gas. Durante este movimien-
to, las superficies encuentran una fuerte resistencia ae-
rodinámica. La forma de la superficie debe ser tal que -
la fuerza de fricción de cizallamiento sea mucho menor --
30 que la fuerza de aspiración, de tal manera que la mayor -

1 parte del trabajo mecánico efectuado por la superficie --
sólida se convierte en energía cinética del gas y esta --
energía cinética se disipa adicionalmente en forma de ca-
5 lor, en pequeños remolinos distribuidos homogéneamente en
el volumen de gas. Enfriando la superficie, puede reali-
zarse la reacción a una temperatura mucho más alta que la
de las superficies del recinto.

Basándose en los métodos anteriores de realizar las
reacciones químicas en fase gaseosa homogénea, la inven-
10 ción proporciona nuevos tipos de reactores químicos, que
utilizan la energía mecánica en forma de trabajo efectua-
do mediante las superficies en movimiento en contacto con
los reaccionantes, como fuente de entalpía de la reacción,
cuyas ventajas principales consisten en el tratamiento de
15 grandes cantidades de gas, de una manera continua, en un
tiempo de reacción muy corto (0,0001 segundos a 0,1 segun-
dos) en un campo de temperaturas homogéneo.

La invención proporciona, además, los procedimientos
en los que estos nuevos tipos de reactores pueden ser uti-
20 lizados para la ejecución de las reacciones químicas a es-
cala industrial.

Se presentan tres tipos de reactores químicos: máqui-
nas de desplazamiento positivo, similares a los motores -
de cuatro tiempos convencionales, reactores de tipo axial
25 de turbina compresora, reactores de tipo axial disipado--
res de energía. Estos tres tipos de reactores pueden ser
utilizados para derivar algunos procedimientos.

REACTOR DE TIPO ALTERNATIVO (máquina de desplazamien-
to positivo).

30 El reactor de tipo alternativo es un reactor discon-

1 -tinuo, en el cual se admite dentro del reactor un volumen
de gas, se expone al ciclo de reacción y, seguidamente se
evacúa desde el reactor, repitiéndose el ciclo con otro -
volumen de gas, produciendo el reactor una corriente con-
5 tinua de productos de reacción.

El reactor consiste en un pistón (1) (figura 1a) que
se mueve dentro de un cilindro (2), garantizándose el - -
cierre hermético entre el pistón y el cilindro mediante -
los aros (3) de cierre hermético. El eje (7) que gira a
10 una velocidad angular constante, está conectado con el --
pistón (1) por la barra de conexión (6). La válvula de -
entrada (4) y la válvula de salida (5) funcionan en una -
secuencia similar a la de un motor alternativo de cuatro
15 tiempos (figura 1b). El cilindro puede ser refrigerado --
con agua de refrigeración o con otros líquidos si la tem-
peratura de reacción es demasiado alta. El lubricante --
utilizado debe seleccionarse de tal manera que no reaccio-
ne químicamente con los productos de reacción, ni los con-
tamine. El diseño del reactor es de un tipo convencional,
20 basado en los conocimientos técnicos disponibles en el --
campo de los motores alternativos de cuatro tiempos.

La figura 1c indica el perfil de temperaturas del --
gas a lo largo del ciclo. El gas, mezclado con un dilu-
yente si es necesario, se precalienta antes de ser admiti-
do en el reactor desde la conducción de suministro de ali-
25 mentación, a una temperatura para la cual sea desprecia-
ble la velocidad de reacción. Durante la compresión, - -
aumentan la presión y la temperatura. En el punto A (A')
la temperatura es suficientemente alta para iniciar la --
30 reacción. La reacción tiene lugar en la región ABC (A'B'

1 C') que es congelada por la expansión del gas después del
punto C (C') acompañada por una disminución de temperatu-
ra. El gas se evacúa a la conducción de producto y se --
5 inicia un nuevo ciclo. En el caso de las reacciones endo-
térmicas (ABC) la temperatura en la salida es menor que -
la temperatura de entrada, debido al calor absorbido por
la reacción y a las pérdidas de calor. En el caso de las
reacciones exotérmicas, la temperatura de salida es mayor
que la temperatura de entrada, si el calor de reacción es
10 mayor que las pérdidas de calor.

REACTOR DE TIPO AXIAL DE TURBINA COMPRESORA.

Este tipo de reactor es un reactor de circulación, -
en el cual la temperatura y la presión del gas varían co-
mo resultado del intercambio de trabajo mecánico mientras
15 circula de una manera continua por las etapas del reactor
diseñadas como etapas de compresor y/o reactor, de tal ma-
nera que se obtiene el perfil de temperaturas deseado. -
El reactor (figura 2a) consiste en un rotor (1) que trans-
fiere trabajo mecánico a/desde el medio circundante, por
20 la vía de un eje (2). El rotor (1) está provisto de ála-
bes (3) giratorios, los cuales giran entre los álabes esta-
cionarios (4) fijados a la envolvente 5. El diseño del -
reactor es de tipo convencional. La forma de los álabes
estacionarios y de los álabes giratorios debe seleccionar-
25 se de tal manera que el reactor proporcione el perfil de
transferencia de energía deseado en forma de trabajo de -
compresión o de expansión para adaptarse a la reacción pró-
xima. La compresión y/o expansión se consiguen con alta
eficacia hidráulica. Las ventajas de este tipo de reac-
30 tor consisten en la posibilidad de diseñar el reactor pa-

1 ra un perfil de entrada de energía arbitrario (en forma -
de trabajo de compresión o de expansión) y la aptitud pa-
ra tratar grandes cantidades de gas de una manera conti-
nua.

5 El reaccionante diluido si es necesario, se precalien-
ta a una temperatura a la cual la velocidad de reacción -
es despreciable, se admite dentro del reactor y se hace
circular por los álabes estacionarios y giratorios siguien-
do el deseado perfil de temperatura y presión (figura 2b).
10 La reacción tiene lugar en la región ABC (A'B'C') siendo
bruscamente enfriada mediante la expansión adicional del
gas. Otra posibilidad de enfriar bruscamente la reacción
en un corto tiempo, consiste en inyectar un fluido frío -
(por ejemplo agua) a la salida del reactor o entre las --
15 etapas.

REACTOR DE TIPO AXIAL DISIPADOR DE ENERGIA.

Este tipo de reactor puede ser utilizado solamente -
para las reacciones endotérmicas. El reactor (figura 3 y
4) es de una construcción similar a la indicada en la fi-
20 gura 2a, a excepción de la forma de los álabes (figura -
3b), que se diseña de tal manera que una parte principal
del trabajo del eje se disipe en forma de calor. Los ála-
bes pueden ser, por ejemplo, rectos y de sección transver-
sal rectangular (figura 3a) con los álabes estacionarios
25 (4) colocados en la dirección axial, y con los álabes gi-
ratorios (3) ligeramente inclinados, de tal manera que se
pueda conseguir una pequeña compresión, con el fin de ha-
cer circular al gas por el reactor, sin una caída de pre-
sión apreciable o incluso con un ligero aumento de presión.
30 De acuerdo con esta geometría de los álabes, dada aquí --

1 como ejemplo solamente, sin excluir otras formas diferen-
tes que pudieran utilizarse para disipar el trabajo del -
eje en forma de calor, se comunica al gas una alta veloci-
dad tangencial, disipándose esta energía cinética en for-
5 ma de calor en los álabes estacionarios, mediante el cam-
bio de modo abrupto de la dirección de circulación desde
la tangencial a la axial.

El término de la reacción puede conseguirse mediante
dos métodos diferentes. Como primer método, las etapas -
de disipación pueden ir seguidas por las etapas de turbi-
10 na (figura 4) que ejecutan una rápida expansión del gas -
con una elevada eficacia hidráulica, acompañada por una -
caída de temperatura. Como segundo método (figura 3a), -
se puede inyectar un gas frío o un líquido, después de la
15 última etapa del reactor o entre las últimas etapas, con-
siguiéndose el rápido enfriamiento de los productos de --
reacción mediante la transferencia de calor sensible y/o
de calor latente al fluido inyectado.

La presente invención es particularmente adecuada pa-
20 ra la conversión no catalítica y endotérmica y, especial-
mente, para la preparación de olefinas a partir de una --
gran diversidad de materiales de partida, que van desde -
el etano hasta el gasóleo, variando solamente la composi-
ción de la corriente efluente que sale del reactor, con -
25 la naturaleza del material de partida. El etano propor--
ciona para grados usuales de conversión de un 55 a un 65%
por ejemplo, solamente un 5% de productos secundarios más
pesados, mientras que de la nafta, además de etileno, se
obtienen cantidades bastante grandes de butilenos y de bu-
30 tadieno y además propileno, gasolina y algo de fueloil. --
Todos estos materiales de partida pueden utilizarse tam--

1 bién con el procedimiento de acuerdo con la invención.

EJEMPLO I

5 Se realizaron ensayos de craqueo térmico de propano diluido en nitrógeno, utilizando una instalación como se muestra esquemáticamente en la figura 5. En esta instalación, una corriente de propano de alta pureza (99,9%) obtenida de un depósito (1), se mezcla con una corriente de nitrógeno puro (máximo contenido de impurezas 50 partes -
10 lar de propano a nitrógeno en la mezcla se ajusta mediante la variación independiente del caudal de ambas corrientes. La mezcla así formada se hace circular por el tambor (3), el cual sirve para la finalidad de amortiguar la oscilación aerodinámica del sistema. La mezcla procedente del tambor (3) se precalienta en el precalentador (4), que consiste en un quemador (5) de propano y un serpentín calentador (6) en un alojamiento (7). El combustible de propano para el quemador se obtiene de una fuente de propano no mostrada. La mezcla, precalentada hasta una temperatura para la cual la velocidad de reacción es despreciable, pasa al reactor (8), que consiste en un motor de un solo cilindro, de relación de compresión variable, de tipo CFR diseñado para ensayar las propiedades detonantes de los combustibles, que se usa ahora como reactor de tipo alternativo, como se ha descrito arriba. El cilindro del motor se refrigera con agua de refrigeración, mantenida a una temperatura media de 50°C. El eje (9) del motor es accionado por medio de un motor eléctrico (10) a una
20 velocidad de 1870 revoluciones por minuto. El perfil de temperatura seguido por el gas durante un ciclo, puede ---
25
30

1 - calcularse a partir del balance de masas y energía a lo -
largo del ciclo, y se indica para el experimento número 1
(véase Tabla 1) en la figura 6. La reacción empieza en -
el punto A, antes del centro del punto muerto superior, y
5 finaliza aproximadamente 0,0045 segundos más tarde (punto
C). El producto de reacción se evacúa a la conducción de
producto, desde la cual puede extraerse una mezcla y en--
friarse para su análisis. Los resultados del análisis --
efectuado para las condiciones de funcionamiento indica--
10 das en la Tabla 1, se dan en la Tabla 2.

15

20

25

30

27078

TABLA 1

Experi- mento N ^o	Circulación N ₂ , kg/hora	Circulación C ₃ H ₈ , kg/hora	MOTOR					Velocidad rpm.
			Tempera- tura de entrada, °C	Salida °C	Compresión	Presión de entrada, - bares abso- lutos	Presión - total - máxima, bares - absolu- tos	
1	18,7	0,174	408	196	15	1,4	36,7	1870
2	17,8	0,176	386	192	15	1,4	34,2	1870
3	20,2	0,173	362	182	15	1,3	37,9	1870
4	20,8	0,172	340	176	15	1,4	39,1	1870
5	20,5	0,171	316	170	15	1,4	37,9	1870

TABLA 2

Experimento N.º	1	2	3	4	5
Conversión	83,8%	77,1%	76,6%	68,5%	55,6%
Componente	P.M.	MOL.%	MOL.%	MOL.%	MOL.%
Hidrógeno	H ₂	26,164	24,142	22,215	20,071
Monóxido de carbono	CO	0,022	0,075	0,024	0,020
Dióxido de carbono	CO ₂	44,010	0,031	0,976	0,047
Metano	CH ₄	16,042	19,121	18,294	17,073
Etano	C ₂ H ₆	30,068	2,508	2,846	3,214
Etileno	C ₂ H ₄	28,052	30,405	29,677	28,120
Acetileno	C ₂ H ₂	26,036	4,953	4,472	3,348
Propano	C ₃ H ₈	44,094	11,660	12,033	17,406
Propileno	C ₃ H ₆	42,078	5,078	5,204	6,561
Propadieno	C ₃ H ₄	40,062	0,357	0,350	0,301
i-butano	C ₄ H ₁₀	58,120	---	0,016	0,027
n-butano	C ₄ H ₁₀	58,120	---	0,016	0,027
l-buteno	C ₄ H ₈	56,104	0,364	0,406	0,502
trans-2-buteno	C ₄ H ₈	56,104	0,030	0,041	0,040

TABLA 2 (Continuación)

Cis-2-buteno	C ₄ H ₈	56,104	0,027	0,023	0,049	0,040	--
1,3-butadieno	C ₄ H ₆	54,088	0,642	0,627	0,545	0,536	0,427
Metilacetileno	C ₃ H ₄	40,062	0,709	0,627	0,594	0,522	0,276
i-pentano	C ₅ H ₁₂	72,146	0,009	--	--	--	0,072
n-pentano	C ₅ H ₁₂	72,146	0,046	--	--	--	--
Total			100,000	100,000	100,000	100,000	100,000

1 A partir de estos datos se pone de manifiesto que, -
utilizando un reactor de tipo alternativo, puede obtener-
se verdaderamente una elevada conversión a temperaturas -
elevadas, con un tiempo de permanencia corto. Sin embar-
5 go, el craqueo del propano realizado en estas condiciones
no resulta económicamente atractivo, aunque este procedi-
miento puede ser atractivo para otras reacciones. Los ex-
perimentos sobre los que se informa arriba, se realizan -
como simulación del procedimiento descrito en el siguien-
10 te ejemplo, el cual representa una de las aplicaciones --
prácticas más atractivas de la presente invención.

EJEMPLO II

15 Se utiliza un sistema de reactor representado esque-
máticamente en la figura 7, para el craqueo de un gran --
caudal de propano, en las condiciones simuladas en la ins-
talación descrita en el Ejemplo I. Como se muestra esque-
máticamente en la figura 8, se utiliza un reactor de tipo
axial disipador de energía. Este está compuesto por un -
alojamiento (1) provisto de una serie de 44 etapas de ála-
20 bes (2) estacionarios y rectos, colocados en dirección --
axial, conteniendo cada etapa 100 álabes. Dentro del alo-
jamiento está montado de manera giratoria, un rotor de --
1,4 metros de diámetro, que comprende un cuerpo de rotor
(3) provisto de 43 etapas de álabes (4) giratorios y rec-
25 tos, los cuales están ligeramente inclinados con relación
a la dirección axial, con el fin de proporcionar una lige-
ra compresión al gas reaccionante, conteniendo cada etapa
100 álabes. El reactor está diseñado para el tratamiento
de 2,8 kg/segundo de propano. El hecho de que no pueda -
30 detectarse ninguna formación de coque durante la simula--

1 - ción, es indicativo de que el corto tiempo de reacción y
las condiciones de vacío suprimen la formación de coque
y, por lo tanto, no se necesita vapor de agua de dilución.
5 A la entrada del reactor, la sección abierta es de 0,115
 m^2 , con una altura de álabe de 26 mm, y a la salida del
reactor, la sección abierta es de 0,082 m^2 , con una altura
de álabe de 19 mm. La longitud del aparato es de 2,58
m.

10 El perfil de temperatura y de presión seguido por --
los reaccionantes está indicado en la figura 9. El gas --
circula en dirección axial con una velocidad de 500 m/se-
gundo, mientras que la velocidad tangencial de las hojas
giratorias es de 450 m/segundo.

15 La energía disipada por etapa es constante y ascien-
de a 280 kilowatios, siendo la potencia total del eje ab-
sorbida por el reactor, de 12.030 kilowatios, para una ve-
locidad del rotor de 6.000 revoluciones por minuto. La -
alimentación de propano entra en el reactor a 650°C y 0,1
bares absolutos (A). En la región A-B la velocidad de --
20 reacción es baja y la entrada de energía da como resulta-
do un aumento de la temperatura. En la región B-C la ve-
locidad de reacción aumenta, disminuyendo la pendiente, -
debido al aumento de entalpía de la reacción. En la re--
25 gión C-D la entalpía de la reacción es aproximadamente --
igual a la entrada de energía, dando como resultado un --
perfil de temperatura casi constante. En la región D-E,
el número de reacciones endotérmicas que tiene lugar, au-
menta debido al aumento de la concentración de los produc-
30 tos de reacción y, por lo tanto, la entalpía de la reac-
ción es mayor que la entrada de energía, dando como resul

1 tado una disminución de temperatura. En el punto E que --
corresponde a la salida de los álabes del reactor, se in-
yecta agua de enfriamiento brusco, lo que da como resulta
5 do un brusco descenso de temperatura E-F. En el punto F
la reacción se detiene prácticamente, continuando el en--
friamiento en la región F-G. El gas se evacúa del reac--
tor a 700°C y 0,4 bares absolutos (H), en un cambiador de
calor convencional de envolvente y tubos, en el que el gas
se enfría adicionalmente y de modo brusco hasta 320°C.

10 Este reactor está integrado de una manera económica
en el esquema indicado en la figura 7. La alimentación --
de propano a 100°C y 20 bares absolutos, se precalienta --
hasta 600°C en el serpentín C-2 de una sección (1) de con
vección convencional y, seguidamente, se expande en el --
15 dispositivo de expansión (2) de la alimentación hasta 0,3
bares absolutos y 440°C. Esta corriente se precalienta --
adicionalmente hasta 640°C en el serpentín C-1 y se intro
duce en el reactor (3) (presentado esquemáticamente en la
figura 8) a una presión de 0,1 bares absolutos. Los pro-
20 ductos de reacción salen del reactor a 700°C y 0,4 bares
absolutos, siendo enfriados adicionalmente en el lado de
la envolvente del dispositivo (4) de refrigeración brusca.
El efluente del dispositivo de refrigeración brusca se --
comprime desde 0,3 bares absolutos y 320°C hasta 1,1 ba--
25 res absolutos y 456°C, mediante el compresor (5) acciona-
do por el dispositivo (2) de expansión de la alimentación.
El efluente del reactor se envía después a la unidad de --
separación convencional de la instalación.

30 El reactor es accionado mediante una turbina (6) de
gas convencional. Parte del gas de escape de la turbina

1 de gas, rico en oxígeno, se precalienta a 1.200°C en el quemador (7) y se utiliza para la recuperación de energía a alta temperatura en la sección (1) de convección. El resto del gas de escape de la turbina de gas se utiliza para la recuperación de calor de baja temperatura en la sección (1) de convección. Tanto la turbina de gas como el quemador, utilizan un combustible fósil convencional (por ejemplo, gas natural, en cuyo caso el consumo de combustible combinado es de 3.300 kg/hora). Se generan 28.000 kg/hora de vapor de agua a alta presión (82 bares absolutos, 295°C) mediante el enfriamiento de los gases de escape hasta 230°C en la sección (1) de convección, y mediante el enfriamiento del efluente del reactor en el dispositivo (4) de refrigeración brusca.

15 La reacción tiene lugar en la región BCDEF (Figura 9) en 0,0045 segundos. Los perfiles de temperatura y de presión son similares a los obtenidos durante la simulación explicada en el Ejemplo 1 (figura 6). Por lo tanto, se espera obtener rendimientos similares indicados en la Tabla 3 para una conversión de propano del 83,2%. En la Tabla 3 se indican los rendimientos obtenidos con hornos de craqueo convencionales, permitiendo una valoración del aumento de rendimiento realizado mediante el nuevo tipo de reactor. Puede verse que el efluente del nuevo reactor, que ha sido hecho funcionar en las condiciones específicas de la presente invención, es más rico en acetileno y en etileno, en comparación con el efluente de un horno de craqueo convencional, utilizando propano como material de alimentación.

1

TABLA 3

	Efluente de un horno de craqueo convencional	Efluente del reactor - de tipo axial disipador de energía.
5	H ₂ 1,3 % en peso	2,5 % en peso
	CH ₄ 22,2	15,7
	C ₂ H ₂ 0,7	8,7
	C ₂ H ₄ 32,0	41,8
	C ₂ H ₆ 4,4	2,7
10	C ₃ H ₆ 14,1	9,7
	C ₃ H ₈ 16,2	16,2
	C ₄ 3,0	2,5
	C ₅₊ 6,1	0,2
15	TOTAL 100,0	100,0

Ejemplo III

El etano, obtenido como producto secundario en una refinería y que tiene una temperatura de 100°C y que está a una presión de 10 bares, se introduce en un sistema de reactor como el que se muestra esquemáticamente en la figura 10, donde es precalentado primeramente de la manera usual.

De este modo, se obtiene una corriente de gas que se hace pasar al reactor, teniendo dicha corriente de gas una temperatura de unos 600°C y estando a una presión de unos 0,2 bares absolutos.

El reactor absorbe 9.480 kilowatios de potencia de eje; dicha potencia es suministrada, por un lado, por un aparato accionador que suministra 7.710 kilowatios y, por otro lado, por dos turbinas de expansión para la alimenta

1 ción, acopladas también al reactor, las cuales suministran,
respectivamente, 942 kilowatios y 743 kilowatios, y por -
la combinación de una turbina de expansión para el efluen
te y un compresor de producto, que suministran juntos 85
5 kilowatios (1.132 kilowatios que se obtienen en la turbi-
na de expansión para el efluente, menos 1047 kilowatios -
que se utilizan en el compresor de producto).

El aparato accionador que suministra 7.710 kilowa---
tios es, preferiblemente, una turbina de gas; tal turbina
10 proporciona un buen rendimiento debido al acoplamiento di
recto al reactor, mientras que los gases de escape pueden
servir para precalentar el etano. El reactor de turbina
de tipo axial compresora, tal como el que se aplica aquí,
es un compresor de 30 etapas, que tiene 75 a 85 álabes --
15 por etapa, que se hace girar a unas 6.000 revoluciones ---
por minuto y suministra una velocidad de gas axial de 100
metros/segundo.

Este compresor tiene una longitud total de unos 2,4
20 metros (longitud por etapa 80 mm), de tal manera que el -
tiempo de permanencia es de $2,4/100 = 0,024$ segundos.

En este sistema, las etapas de la turbina de expan---
sión que suceden a las etapas de compresión en el reactor,
proporcionan, por un lado, un rápido enfriamiento del --
efluente del reactor y mediante el trabajo recuperado, ha
25 cen posible disminuir la cantidad total de calor que debe
ser introducida en la turbina de gas.

30

1 Explicación de las leyendas de los dibujos no indicadas
en la parte descriptiva anterior.

Fig. 1a.- Reactor de tipo alternativo

A = Entrada de reaccionantes.

5 B = Salida de productos.

Fig. 1b.- Secuencia de abertura de la válvula

C = Válvula de salida abierta.

D = Válvula de entrada cerrada.

Fig. 1c.- Perfil de temperatura y presión total

10 T = Temperatura en °C.

P = Presión

1 = Exotérmica

2 = Endotérmica

3 = Admisión

15 4 = Compresión

5 = Expansión

6 = Evacuación

Fig. 2a.-

E = Entrada de reaccionantes

20 F = Salida de productos

G = Inyección de fluido de enfriamiento (opcional)

Fig. 2b.- Reactor de tipo axial compresor/turbina.

T = Temperatura en °C

P = Presión

25 1 = Exotérmica

2 = Endotérmica

3 = Inyección de fluido de enfriamiento.

Fig. 3a.-

H = Entrada de reaccionantes

30 I = Salida de productos

- 1 J = Inyección de fluido frío
K = Etapas de disipación
Fig. 3b.- Etapas de disipación
Fig. 3c.- Reactor de tipo axial disipador de energía en-
- 5 friado por inyección de fluido frío.
T = Temperatura en °C
P = Presión
Fig. 4.- Reactor de tipo axial disipador de energía en-
- 10 friado por expansión en etapas de turbina.
L = Etapas de disipación
M = Etapas de turbina
T = Temperatura en °C
P = Presión
Fig. 5.-
- 15 A.E. = Agua de enfriamiento
D.F. = Detector de flujo
S = Sumidero
Fig. 6.-
- 20 T = Temperatura en °C
= grados sexagesimales
t = Tiempo (m,s)
Fig. 7.-
- 25 8 = Agua alimentada a la caldera
9 = Caldera
10 = Alimentación
11 = Efluente del reactor
12 = Combustible
13 = Agua de enfriamiento
14 = Combustible
- 30 15 = Aire

1 Fig. 9.-

T = Temperatura en °C

P = Presión

Fig. 10.-

5 C = Combustible.

A = Aire

H₂O = Agua

R = Reactor

E.G. = Expansionador de gas

10 E.A. = Expansionador de alimentación.

T.G. = Turbina de gas.

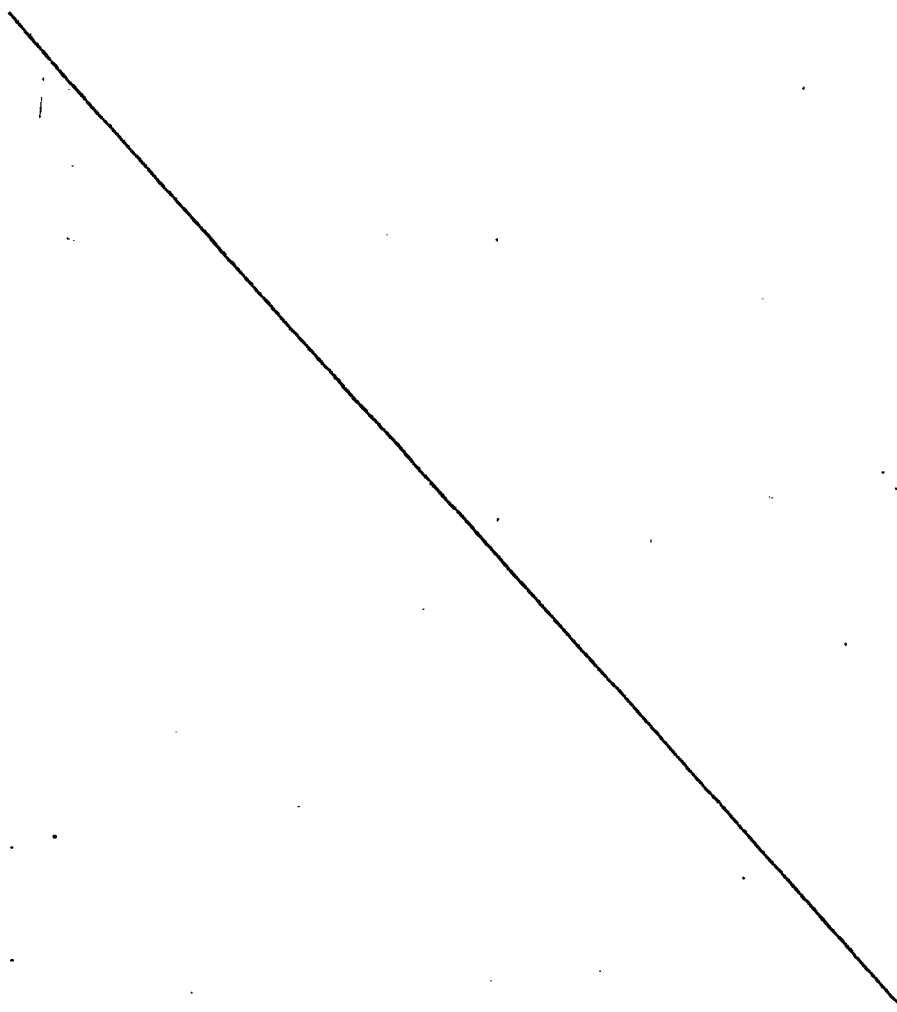
15

20

25

30

30088



1

REIVINDICACIONES

5

10

Los puntos de invención propia y nueva, que se presentan para que sean objeto de esta solicitud de Patente de Invención en España, por VEINTE años, son los que se recogen en las reivindicaciones siguientes:

15

1ª.- Método de manejar la entalpía de reacción de reacciones químicas rápidas, homogéneas en fase gaseosa, caracterizado porque se utiliza energía mecánica en forma del trabajo efectuado por las superficies en movimiento, en contacto con los reaccionantes, para añadir energía o retirar energía desde los reaccionantes gaseosos.

20

2ª.- Método de acuerdo con la reivindicación 1ª, caracterizado porque la energía mecánica es la energía de compresión y/o expansión adiabáticas del gas reaccionante.

25

3ª.- Método de acuerdo con la reivindicación 2ª, caracterizado porque el gas reaccionante es comprimido y/o expandido adiabáticamente, por el movimiento de un pistón en un cilindro.

30

4ª.- Método de acuerdo con la reivindicación 2ª, caracterizado porque el gas es comprimido y/o expandido adiabáticamente, por el movimiento de los álabes giratorios de una turbina compresora de tipo axial.

27078

5ª.- Método de acuerdo con la reivindicación 1ª, ca-

1 racterizado porque con una reacción endotérmica, la energía mecánica es disipada adiabáticamente en forma de calor, dentro del volumen de gas, por el movimiento de los álabes giratorios de una máquina giratoria de tipo axial.

5 6a.- METODO DE MANEJAR LA ENTALPIA DE REACCION DE REACCIONES QUIMICAS RAPIDAS, HOMOGENEAS EN FASE GASEOSA.

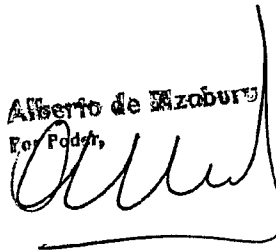
Tal y como se ha descrito en la Memoria que antecede, representado en los dibujos que se acompañan y para los fines que se han especificado.

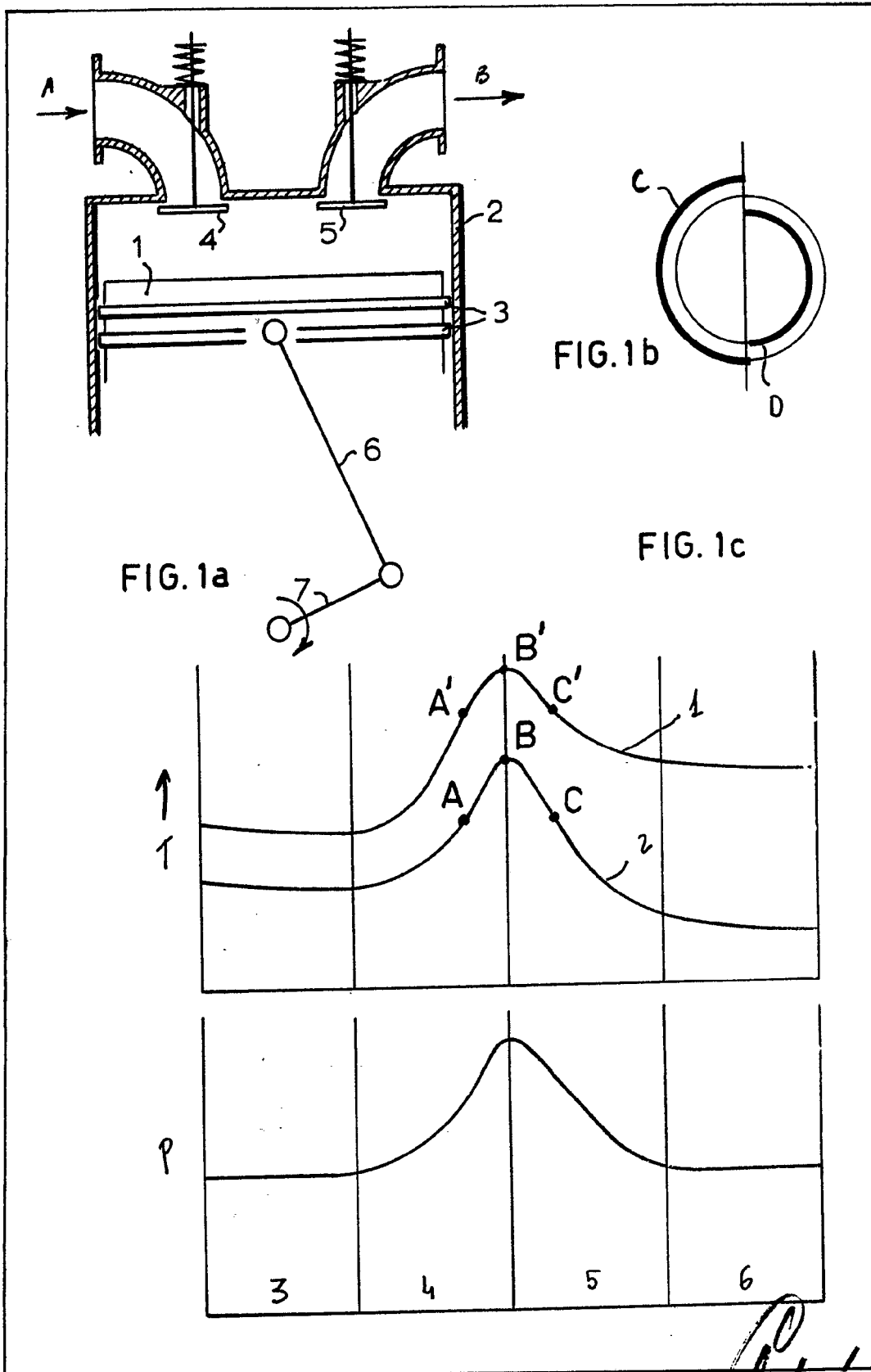
10 Esta Memoria consta de veintiseis hojas escritas a máquina por una sola cara.

Madrid, 11.OCT.1978

P.A.

Alberto de Azaburo
For Fodor,





Alberto de Elizaburu
Por Tpa.

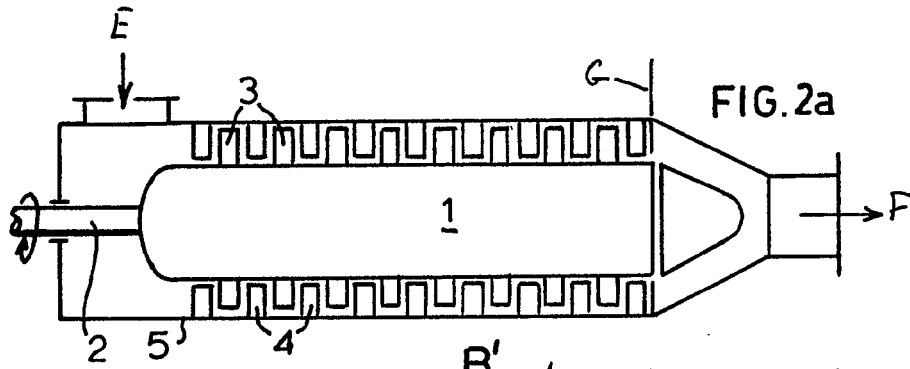


FIG. 2a

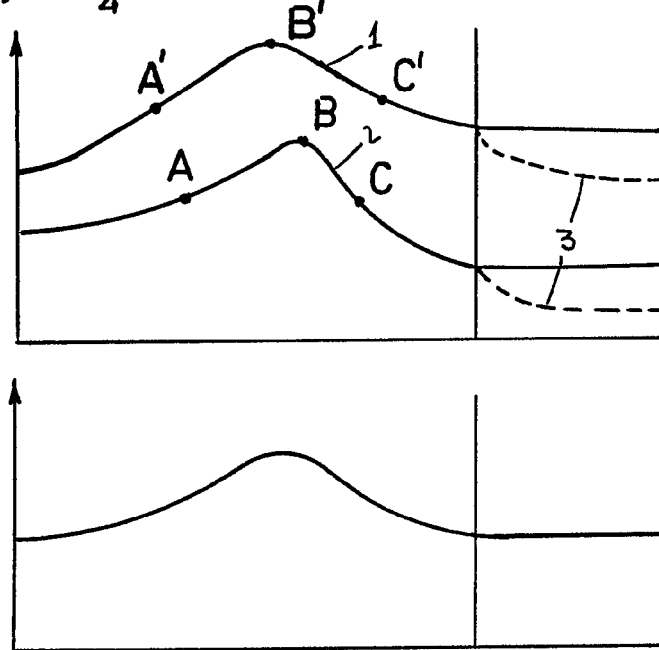


FIG. 2b

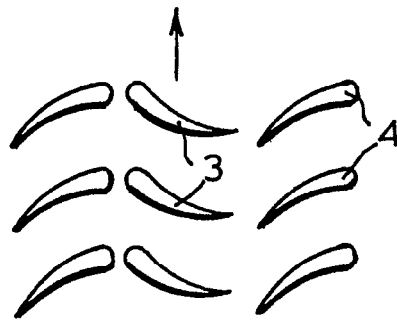
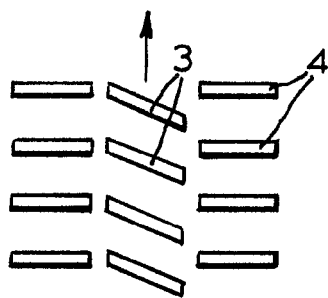
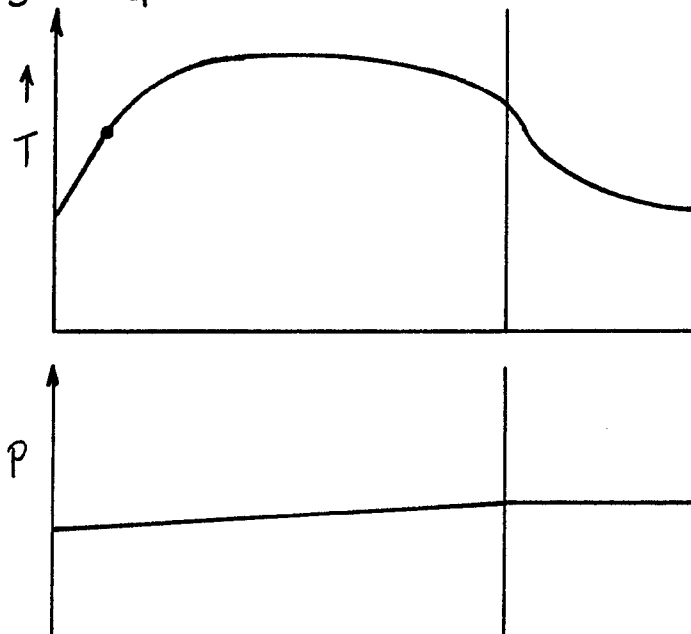
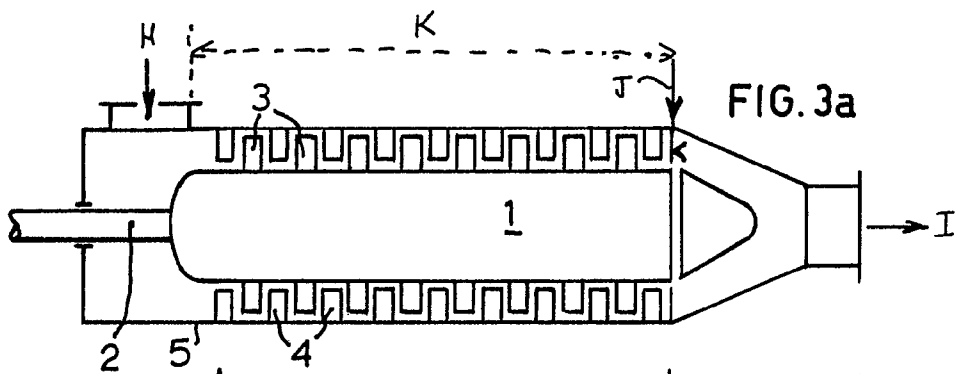


FIG. 2c

Alberto de Elizaburu
Por Poder,



Alberto de Elzaburo
Por Poder

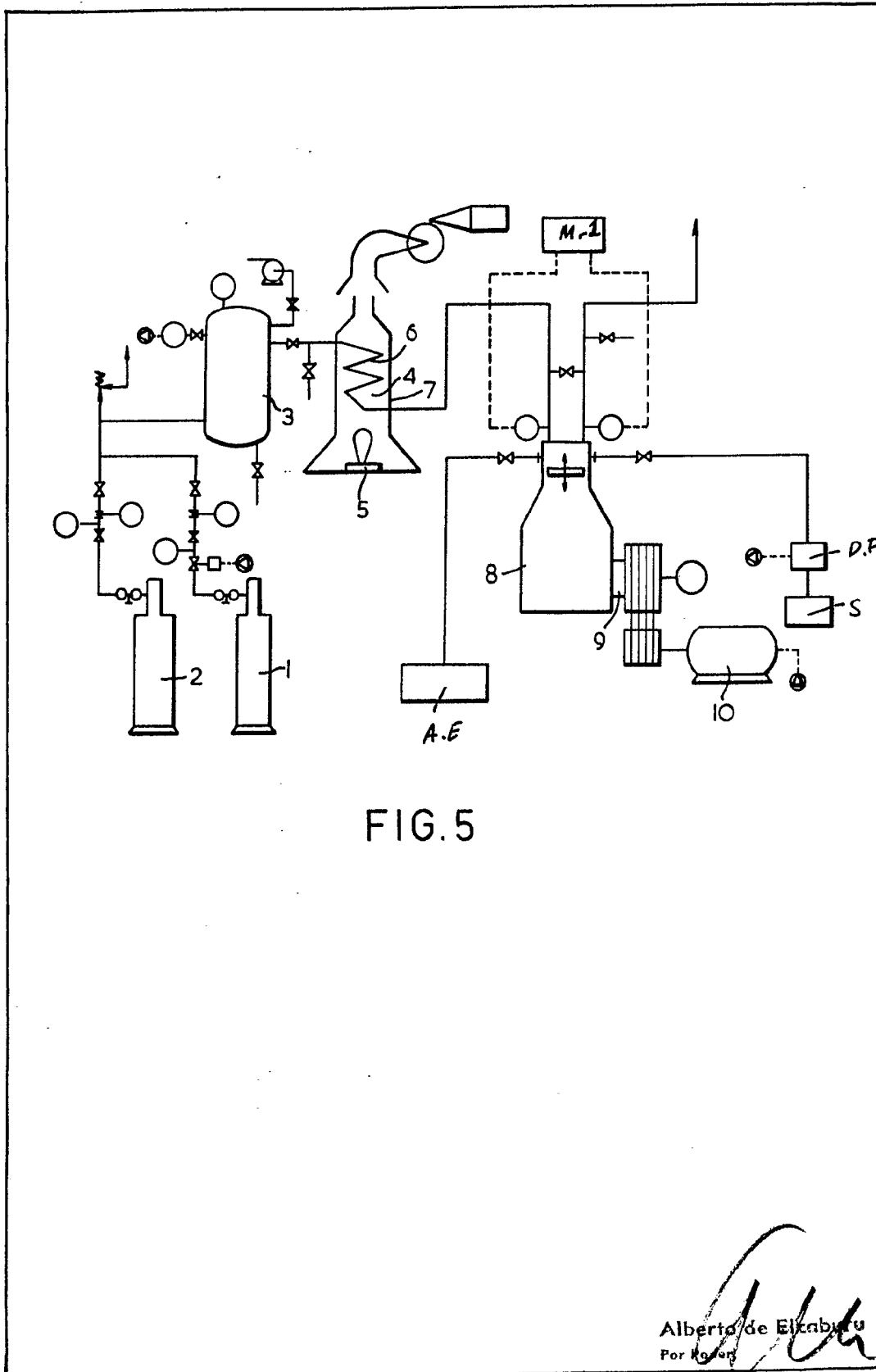


FIG. 5

Alberto de Elcarriz
Por Poderes

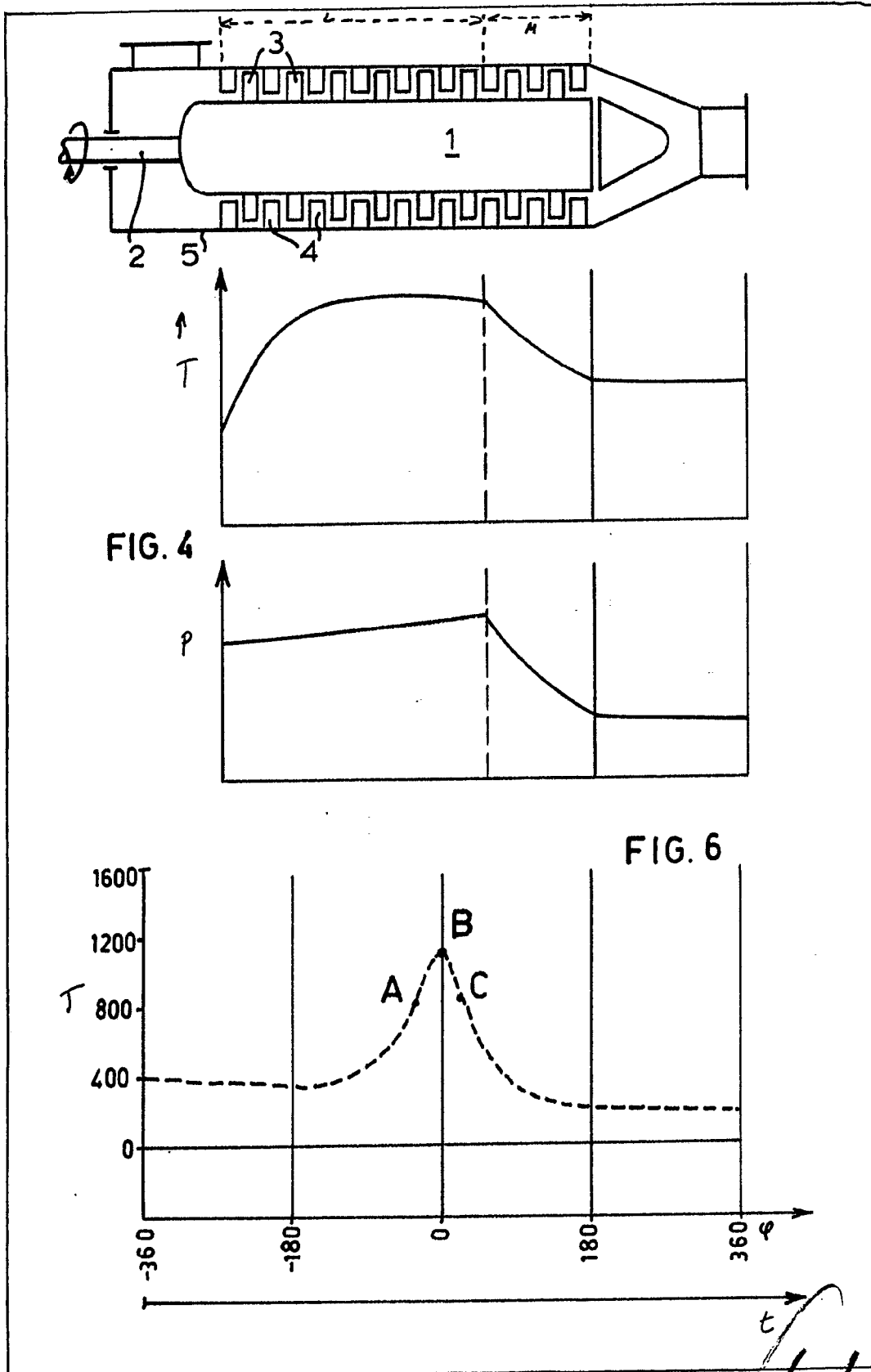
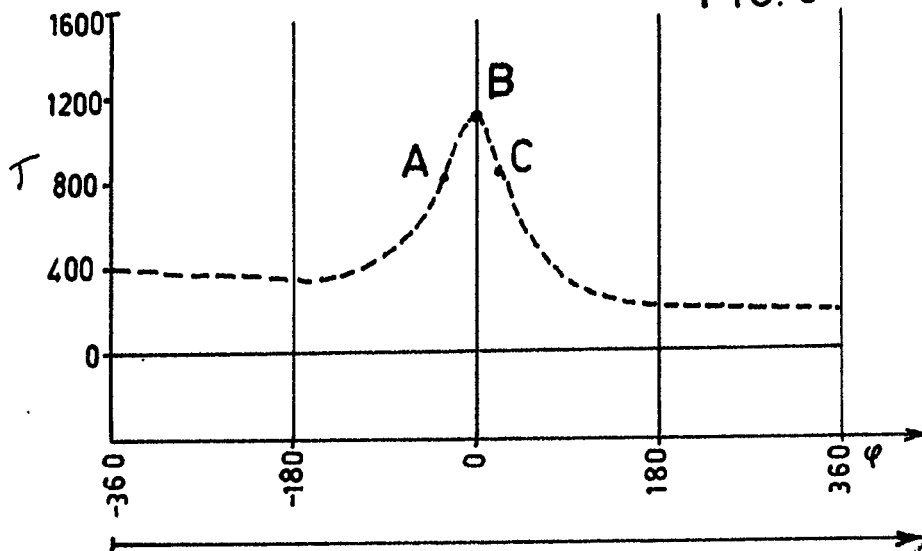


FIG. 4

FIG. 6



Alberfo de Elizaburu
Por Poder

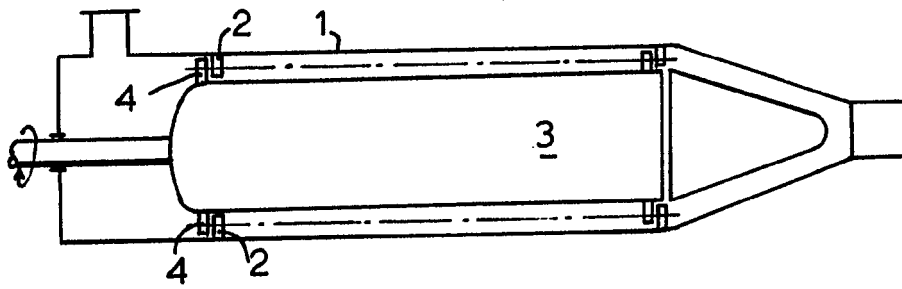


FIG. 8

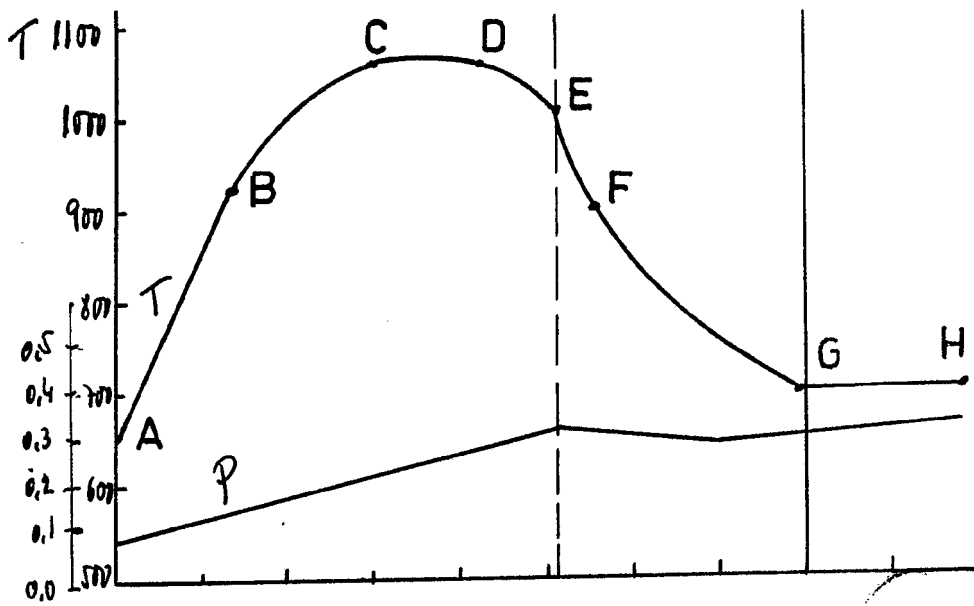
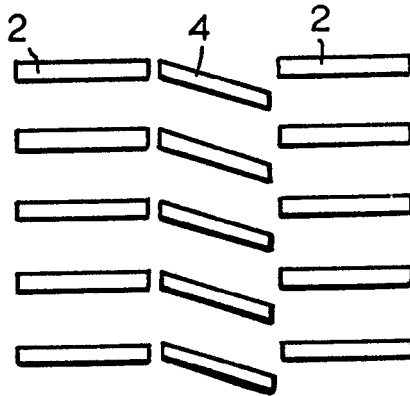


FIG. 9

Alberto de Elzaburu
Por Poder,

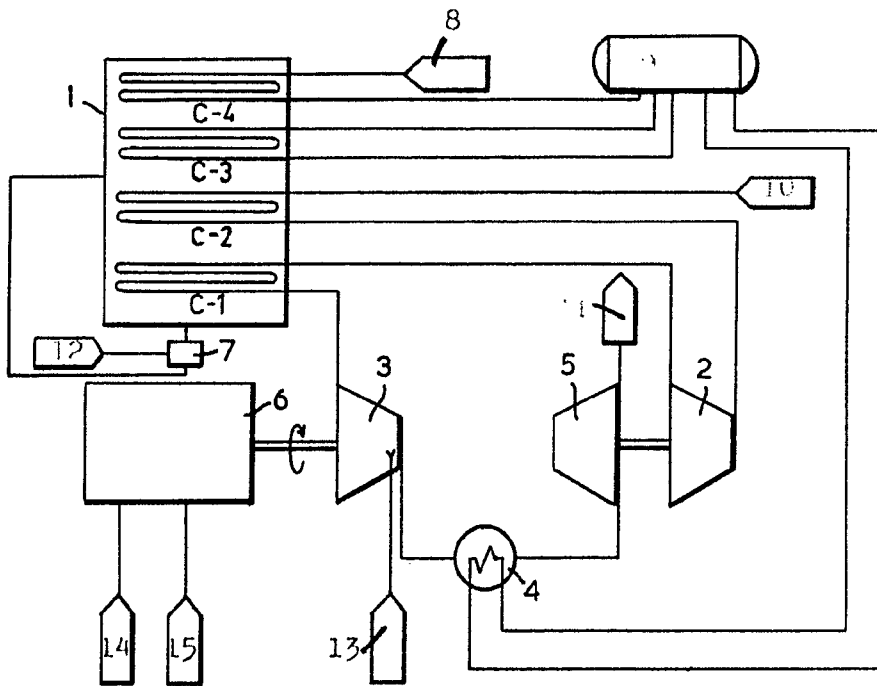


FIG.7

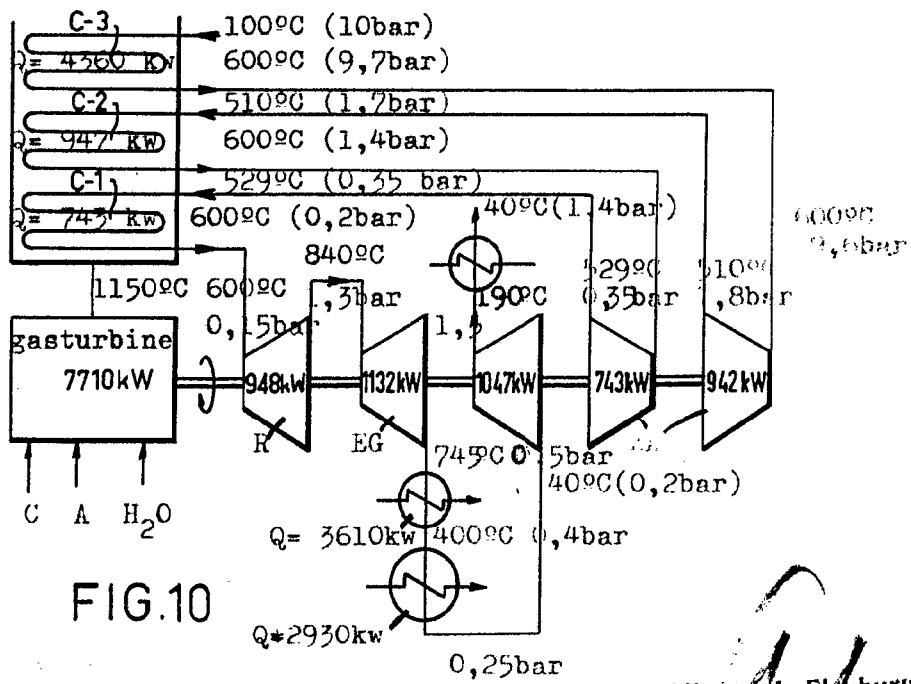


FIG.10

Alberto de Elizaburu
Por Favor