



347476

347,476

# MEMORIA DESCRIPTIVA

correspondiente a la solicitud de concesión de una

## PATENTE DE INVENCION

SOLICITANTE: TEXACO DEVELOPMENT CORPORATION

RESIDENCIA: 135 East 42nd Street, New York, New  
York 10017, U.S.A.

ENUNCIADO: "UN PROCESO PARA LA PRODUCCION DE HI  
DROGENO"

Prioridad: Patente ..... n.º ..... del .....

GC.-



1  
5  
10  
15  
20  
25  
30

Esta invención se relaciona con un proceso para la producción de hidrógeno a altas presiones, es decir, a presiones superiores a 1.000 lpc (70,30 k. por  $\text{cm}^2$ ), de preferencia a 1.500 lpc (105,45 k. por  $\text{cm}^2$ ) o más elevados haciendo reaccionar un aceite de hidrocarburo con oxígeno y vapor (o agua).

La oxidación parcial directa de hidrocarburos en monóxido de carbono o hidrógeno mediante reacción no catalítica con oxígeno y vapor es ahora un proceso bien conocido. Los hidrocarburos líquidos, especialmente los aceites combustibles pesados, son combustibles económicamente atractivos para el proceso. Aún cuando puede usarse en el proceso aire o aire enriquecido con oxígeno, se prefiere usualmente oxígeno prácticamente puro.

En nuestro método para la oxidación parcial directa de los hidrocarburos líquidos a presiones elevadas, se suministra de preferencia vapor o agua líquida precalentada hacia la zona de reacción en proporciones relativas dentro de la escala de 1 libra (0,454 k.) de vapor o de agua por 1 a 4 libras (0,454 a 1,816 k.) de aceite de hidrocarburo, de preferencia dentro de la escala de 1 libra (0,454 k.) de vapor o de agua a 2 ó 3 libras (0,908 a 1,362 k.) de aceite de hidrocarburo. Un oxígeno prácticamente puro, es decir, oxígeno de por lo menos una pureza de 95 por ciento en volumen, se suministra a la zona de reacción en una cantidad dentro de la escala de 0,69 a 0,85 metros cúbicos normales de oxígeno por kilogramo de aceite. Las proporciones relativas del aceite, del vapor y del oxígeno dentro de las escalas indicadas se regula para asegurar una temperatura autógena en la zona de reacción dentro de la escala de



1 2.200°F (1.204°C) a 2.800°F (1.538°C).

5 El gas efluente de la zona de reacción que contiene monóxido de carbono, hidrógeno, vapor de agua y cantidades pequeñas de impurezas, se descarga a la temperatura -  
de la zona de reacción directamente hacia la zona de contacto de gas líquido en contacto directo con el agua prácticamente a la presión de la reacción. El agua, precalentada hasta la temperatura de equilibrio de la zona de contacto de gas-líquido se suministra hacia la misma en una cantidad en  
10 exceso de aquella cantidad que puede vaporizarse mediante - el calor contenido en dicho gas efluente. La corriente de gas enfriado resultante que consiste de monóxido de carbono e hidrógeno y que contiene una cantidad añadida de vapor de agua que resulta de la vaporización del agua en la zona de  
15 enfriamiento, se hace pasar a dicha presión de la zona de enfriamiento directamente hacia una zona de reacción de desplazamiento de gas de agua que contiene un catalizador que efectúa la conversión del monóxido de carbono en dióxido de carbono con la producción simultánea de hidrógeno. Después  
20 de la purificación, se obtiene como un producto el hidrógeno a alta presión.

Se ha propuesto anteriormente generar gas de síntesis mediante procesos de oxidación parcial directa a alta presión. No se ha desarrollado ningún proceso para la  
25 producción de gas de síntesis a presiones muy elevadas de 1.000 lpc (70,30 k. por cm<sup>2</sup>) o más, sin embargo, antes de haberse desarrollado el proceso que se da a conocer.

La generación del gas de síntesis mediante oxidación parcial de hidrocarburos líquidos mediante reacción  
30 con oxígeno y vapor usualmente da por resultado la conver-



1 sión del 90 al 92 por ciento del carbono en la corriente de  
alimentación de hidrocarburo en monóxido de carbono. La oxi-  
dación parcial de los hidrocarburos a las temperaturas pre-  
5 feridas de 2.200°F (1.204°C) a 3.000°F (1.649°C), se efec-  
túa la conversión de los combustibles, en el gas producto -  
que consiste principalmente de monóxido de carbono e hidró-  
geno y que contiene cierta cantidad de vapor de agua y pe-  
queñas cantidades de dióxido de carbono y carbono libre. --  
Una pequeña cantidad de metano, v. gr., de 0,2 a 0,5 por --  
10 ciento molar, sobre una base en seco, hay usualmente presen-  
te en el gas producto. Puede haber también incluídas cierta  
cantidad de nitrógeno y argón en el gas producto, dependien-  
do de la pureza del oxígeno que se suministra en el proceso.

15 Para la producción de hidrógeno o de mezclas de  
hidrógeno y nitrógeno apropiadas para la síntesis del amo-  
niaco, el gas producto de la reacción de oxidación parcial  
debe enfriarse, tratarse para eliminar el carbono, someter-  
se a una reacción de desplazamiento de gas de agua y purifi-  
carse mediante la eliminación de dióxido de carbono, vapor  
20 de agua, hidrocarburos, argón, etc., para rendir hidrógeno  
puro o una mezcla de hidrógeno y nitrógeno prácticamente --  
exenta de otros constituyentes. En la reacción de desplaza-  
miento de gas de agua, el gas del generador de gas de sínte-  
sis mezclado con vapor, se hace pasar a través de un catali-  
25 zador para efectuar la reacción entre el monóxido de carbo-  
no y el vapor y de esta manera producir hidrógeno y dióxido  
de carbono. Para la síntesis del amoníaco, se añade nitróge-  
no puro obtenido mediante licuefacción y rectificación del  
aire, usualmente a la corriente purificada de hidrógeno.

30 Se ha encontrado que la reacción de desplaza---



1 miento de gas de agua puede llevarse a cabo muy eficiente-  
mente a presiones superiores a 1.000 lpc (70,30 k. por  $\text{cm}^2$ )  
y que la eliminación del dióxido de carbono del gas de sín-  
tesis desplazado se facilita mediante la presión muy alta.  
5 Se requiere relativamente poca o ninguna compresión del gas  
de alta presión purificado para la síntesis del amoníaco, -  
alcoholes o hidrocarburos de manera que también se efectúan  
ahorros considerables en los costos de compresión.

10 Un método preferido para eliminar las impurezas  
secundarias, v. gr., argón y metano del hidrógeno es lavado  
la corriente de hidrógeno, después de la eliminación del --  
dióxido de carbono y agua, con nitrógeno líquido práctica--  
mente puro. Tanto el oxígeno de alta pureza como un nitróge  
no prácticamente puro pueden producirse mediante la licue--  
15 facción parcial y rectificación de aire tal y como es bien  
sabido en el arte. En la operación de lavado en nitrógeno,  
cierta cantidad del nitrógeno líquido se vaporiza hacia la  
corriente de hidrógeno que experimenta la purificación. Al  
mismo tiempo, los constituyentes de un punto de ebullición  
20 más elevado, v. gr., argón, metano y monóxido de carbono se  
condensan de la corriente de hidrógeno y se retiran de la -  
operación de lavado junto con la porción no vaporizada del  
nitrógeno líquido. El lavado de la corriente de hidrógeno -  
con nitrógeno líquido produce una mezcla de nitrógeno e hi-  
25 drógeno prácticamente exenta de otros gases lo cual es espe  
cialmente ventajoso para la síntesis del amoníaco.

La síntesis del amoníaco se efectúa haciendo --  
reaccionar nitrógeno con hidrógeno a presión elevada, por -  
lo general a una presión dentro de la escala de 1.500 lpc -  
30 (105,45 k. por  $\text{cm}^2$ ) a 4.500 lpc (316,35 k. por  $\text{cm}^2$ ). Se em



1 plea un catalizador apropiado para la reacción, por ejemplo  
un catalizador preparado a partir de óxido de hierro magné-  
tico activado con óxidos de potasio y de aluminio y reduci-  
do subsecuentemente en hierro metálico.

5 La generación del gas de síntesis a alta presión  
reduce el costo de compresión. La oxidación parcial de los  
hidrocarburos da por resultado un aumento en el volumen de  
los productos con relación al volumen de los reactivos. Por  
ejemplo, la oxidación parcial de metano con oxígeno puro en  
10 monóxido de carbono e hidrógeno produce aproximadamente dos  
volúmenes del producto, monóxido de carbono e hidrógeno, pa-  
ra cada volumen de los reactivos, metano y oxígeno, que se  
hayan consumido. De manera semejante, el volumen de los pro-  
ductos de la oxidación parcial de los hidrocarburos más ele-  
15 vados con oxígeno y vapor excede del volumen de los reacti-  
vos pero en cantidad menor debido al contenido menor de hi-  
drógeno de los hidrocarburos más elevados. Los hidrocarbu-  
ros líquidos tienen la ventaja añadida, sin embargo, de que  
pueden cargarse al generador de gas de síntesis como un lí-  
20 quido de manera que se evita la compresión de grandes volú-  
menes de gas. El vapor puede generarse a cualquier presión  
requerida hasta de aproximadamente 5.000 lpc (351,50 k. por  
cm<sup>2</sup>). Appresiones dentro del orden de 1.000 lpc (70,30 k. -  
por cm<sup>2</sup>) a 3.000 lpc (210,90 k. por cm<sup>2</sup>) o más elevadas, --  
25 puede suministrarse agua líquida directamente hacia el gene-  
rador de gas de síntesis sin la necesidad de un generador -  
de vapor. Consecuentemente, la única compresión de gas que  
se requiere en la generación del gas de síntesis desde el -  
aceite a presión elevada, es la compresión de aire hasta --  
30 una presión relativamente moderada, v. gr., de 30 lpc (2,11



1 k. por  $\text{cm}^2$ ) para la licuefacción y rectificación y la com--  
presión subsecuente o bombeo del oxígeno hacia la alta pre--  
sión de la reacción de oxidación parcial.

5 En el proceso de la presente invención, la oxi--  
dación parcial directa de hidrocarburos con oxígeno y vapor  
en monóxido de carbono e hidrógeno se lleva a cabo a presio--  
nes por lo menos de 1.000 lpc (70,30 k. por  $\text{cm}^2$ ) de prefe--  
rencia a más de 1.500 lpc (105,45 k. por  $\text{cm}^2$ ), unas presio--  
nes que son considerablemente más elevadas de lo que se con--  
sideraba comercialmente posible en anterioridad. Además del  
10 peligro evidente y perjuicio contra la operación de un reac--  
tor de alta temperatura a una presión muy elevada, v. gr.,  
de 1.000 lpc (70,30 k. por  $\text{cm}^2$ ) a 5.000 lpc (351,50 k. por  
 $\text{cm}^2$ ) debido a la posibilidad de sobrecalentamiento acciden--  
tal del recipiente de presión, se ha considerado impráctico  
15 llevar a cabo el proceso a presiones muy elevadas ya que se  
cree que las presiones superiores a aproximadamente 400 lpc  
(28,12 k. por  $\text{cm}^2$ ) afectarían perjudicialmente la calidad --  
del gas de síntesis y el funcionamiento del convertidor de  
20 desplazamiento y los pasos del proceso de purificación. An--  
teriormente, los límites de presión prácticos han sido den--  
tro del orden de 600 lpc (42,18 k. por  $\text{cm}^2$ ).

25 Cuando se descarga un gas caliente a temperatu--  
ra superior a 2.000°F (1.093°C) desde el generador de gas --  
de síntesis que funciona a presión superior a 1.000 lpc ---  
(70,30 k. por  $\text{cm}^2$ ), se enfría a la presión del generador me--  
diante contacto directo inmediato con agua en una cantidad  
ligeramente en exceso de aquélla que pueda vaporizarse me--  
diante el calor contenido en el gas caliente, y se encuen--  
30 tra que la cantidad de agua vaporizada hacia el gas de sín--



1 tesis caliente es mayor que a presiones más bajas, v. gr.,  
de 100 lpc (7,03 k. por  $\text{cm}^2$ ) a 600 lpc (42,18 k. por  $\text{cm}^2$ ).  
De preferencia, el agua de enfriamiento se precalienta has-  
ta la temperatura de equilibrio del sistema de enfriamiento,  
5 v. gr., a temperatura de 535°F (279°C) a presión de 1.500 -  
lpc (105,45 k. por  $\text{cm}^2$ ) antes de ponerse en contacto con el  
gas de síntesis, caliente. La porción no vaporizada del ---  
agua de enfriamiento separa el carbono que se ha quitado de  
la corriente de gas. El gas enfriado enriquecido con vapor  
10 se hace luego pasar directamente hacia el convertidor de des-  
plazamiento que funciona prácticamente a la misma presión -  
que el generador de gas de síntesis, de preferencia sin ca-  
lentamiento adicional ni dilución de vapor.

15 El carbono producido como un sub-producto de la  
generación de gas de síntesis mediante la oxidación parcial  
de hidrocarburos a presión alta, es decir a más de 1.000 --  
lpc (70,30 k. por  $\text{cm}^2$ ), tiene valores de absorción de acei-  
te que son mucho mayores que para el carbono que se produce  
a presión más baja, v. gr., dentro de la escala de 300 lpc  
20 (21,09 k. por  $\text{cm}^2$ ) a 400 lpc (28,12 k. por  $\text{cm}^2$ ). Los valo--  
res de absorción de aceite del carbono que se obtiene a pre-  
siones de 1.200 lpc (84,36 k. por  $\text{cm}^2$ ) a 1.500 lpc (105,45  
k. por  $\text{cm}^2$ ) en los siguientes ejemplos son aproximadamente  
25 de 50 a 60 galones por 100 libras de carbono seco (4 a 5 --  
 $\text{cm}^3$  por gramo). Esto se compara con valores de 30 a 40 galo-  
nes por 100 libras (2,5 a 3,3  $\text{cm}^3$  por g.) que son típicos -  
de las operaciones a presión más baja por ejemplo a presio-  
nes de 400 lpc (28,12 k. por  $\text{cm}^2$ ) a 600 lpc (42,18 k. por -  
30  $\text{cm}^2$ ). Las áreas superficiales de los carbonos que se produ-  
cen a dichas presiones elevadas también son mucho mayores -



1 que aquéllas de los negros de carbón comerciales.

5 A presiones más elevadas superiores a aproximadamente 1.000 lpc (70,30 k. por  $\text{cm}^2$ ), el generador de gas de síntesis puede hacerse funcionar con aceite en forma de vapor o en forma líquida como el material de alimentación -  
de hidrocarburos sin necesidad de cambios en el quemador. -  
Por lo tanto no es necesario paralizar ni quitar la presión del sistema del generador para cambiar desde vapor a líquido, o viceversa, como el combustible. En el caso de generación de gas de síntesis de alta presión usual, por ejemplo  
10 a 400 lpc (28,12 k. por  $\text{cm}^2$ ) hasta 600 lpc (42,18 k. por  $\text{cm}^2$ ), un cambio de vapor a líquido requiere un cambio de quemadores.

Una ventaja inesperada del funcionamiento a una  
15 presión superior a aproximadamente 1.000 lpc (70,30 k. por  $\text{cm}^2$ ) es la de que puede suministrarse el agua precalentada directamente al generador de gas de síntesis sin vaporización anterior y sin efecto considerable en el gas producto. El aceite y el agua pueden premezclarse y alimentarse directamente hacia el generador de gas de preferencia precalentados a una temperatura de por lo menos 700°F (371°C).

20 Son posibles rendimientos excepcionalmente elevados con el generador de presión muy elevada. Mientras que las operaciones a presión elevada usual producen rendimientos de producto de gas seco de aproximadamente 6.000  $\text{pies}^3$  (169,80  $\text{m}^3$  de gas por hora) a 13.000  $\text{pies}^3$  (367,90  $\text{m}^3$  de gas por hora) por 1  $\text{pie}^3$  (2,83  $\text{cm}^3$ ) de espacio de reacción del generador, pueden lograrse regímenes de gas producto de más  
25 de 20.000  $\text{pies}^3$  (566  $\text{m}^3$  normales) por 1  $\text{pie}^3$  (2,83  $\text{cm}^3$ ) de volumen de reactor a presiones de generador superiores a 1.000  
30



1 lpc (70,30 k. por  $\text{cm}^2$ ).

Los siguientes ejemplos muestran datos de comparación para la generación de gas de síntesis mediante oxidación parcial de aceite de hidrocarburo a la presión convencional alta y a presión muy elevada. En cada uno de los ---  
5 ejemplos, el gas producto del generador de gas de síntesis se enfría mediante contacto directo con agua a la presión - del generador de gas de síntesis y el análisis se da a cono- cer sobre una base en seco.

10

EJEMPLOS

Se generó gas de síntesis en un reactor sin empa- car mediante la oxidación parcial de aceites de hidrocarbu- ro mediante reacción no catalítica con oxígeno y vapor a va- rias presiones y bajo las condiciones de funcionamiento o -  
15 que se indican en la siguiente tabla. La alimentación de acei- te para el generador de gas de síntesis del Ejemplo era acei- te crudo de San Ardo, California, para los ejemplos restan- tes se usaron aceites combustibles pesados. El volumen in- terno del reactor para el Ejemplo 1 era de 4 pies<sup>3</sup> (11,32 -  
20  $\text{cm}^3$ ) y para los ejemplos restantes era de 1,85 pies<sup>3</sup> (5,22  $\text{cm}^3$ ). El gas de síntesis caliente del generador en cada caso, con excepción del Ejemplo 1, se pone en contacto a presión del generador con agua precalentada a la temperatura prevale- cente en la zona de enfriamiento. Una cantidad de agua en ex-  
25 ceso de la cantidad que puede vaporizarse mediante el gas de síntesis caliente, se usa para el enfriamiento inmediato -- del gas de síntesis caliente para asegurar un contacto ade- cuado entre el gas de síntesis y el agua de enfriamiento y para separar el carbono contenido en la misma. Después de la  
30 separación del carbono del agua de enfriamiento, el exceso -



1 de agua se hace recircular hacia el sistema de enfriamiento. Cierta cantidad del agua se pierde en el sistema con el carbono y cierta cantidad se descarta para controlar la --

5 de enfriamiento. Tal y como se ha indicado en la siguiente tabla, se hace recircular un volumen de agua relativamente grande, a temperaturas de enfriamiento. El gas producto enfriado enriquecido con vapor en cada caso se hace pasar hacia un convertidor de desplazamiento que contiene un catalizador de óxido de hierro pardo de la Badische Anilin Sodafabrik (BASF) que consiste de óxido férrico activado con óxidos de níquel y de cromo. El convertidor de desplazamiento se hace funcionar prácticamente a la misma presión que el -

10 generador de gas de síntesis y que el sistema de enfriamiento.

15 to.

Ejemplo Número	1	2	3	4
Alimentación de Aceite				
API	9,0	11,1	17,4	17,7
<u>Condiciones de funcionamiento</u>				
Presión, kg/cm <sup>2</sup>	24,25	64,30	84,36	107,56
Temperatura, °C.	1395	1232	1249	1232,5
Precalentamiento				
Aceite-vapor, °C.	383,5	402,5	464	457
Oxígeno, °C.	17	19	20	27
<u>Regímenes de Alimentación</u>				
Oxígeno, metros cúbicos normales por hora	148,80	149,37	161,68	175,02
Aceite, kilogramos/hora	191,59	206,80	210,85	231,90
Vapor, kilogramos/hora	118,49	131,55	150,15	149,15
Relación de vapor/aceite	0,59	0,64	0,71	0,64
Tiempo de Permanencia, segundos	2,36	3,02	3,61	4,31
<u>Regímenes de Producción</u>				
Gas Seco, metros cúbicos normales por hora	629,48	654,41	692,27	766,39
Carbono, % en peso de C en la alimentación	4,10	2,54	1,82	1,51



Ejemplo Número	1	2	3	4	
<u>Gas Producto</u>					
En seco, % Molar					
	Hidrógeno	46,92	46,75	47,97	48,04
	Monóxido de Carbono	47,06	45,80	44,47	43,98
	Dióxido de Carbono	5,20	6,37	6,50	6,77
5	Nitrógeno y Argón	0,30	0,15	0,14	0,19
	Metano	0,36	0,74	0,92	0,98
	Sulfuro de Hidrógeno	0,16	0,19	--	0,04
Metros Cúbicos Normales de O <sub>2</sub> /Miles de metros cúbicos normales de H <sub>2</sub> +CO			7,28	7,19	7,20
<u>Sistema de Enfriamiento</u>					
10	Régimen de Agua, kilogramos por hora		2,471	3,345	2,943
	Agua de Recirculación, kilogramos por hora		2,288	2,309	2,245
	Temperatura, °C.		248	268	285
	Vapor/CO en el gas, moles/mol		3,4	4,0	4,1
<u>Convertidor de Desplazamiento</u>					
	Temperatura de Entrada, °C.		312	333	338
	Temperatura de Salida, °C.		418	407,5	407,5
15	Velocidad espacial, metros cúbicos normales por hora/metros cúbicos de cat.		42,43	18,56	26,29
	Conversión de CO, % molar		90,1	91,9	90,9

• se aumentó a 4,0 mediante la adición de vapor antes de introducirse en el convertidor de desplazamiento.

20 Los ejemplos anteriormente citados ilustran el funcionamiento del sistema de enfriamiento rápido y el convertidor de desplazamiento esencialmente en la misma presión del generador de gas de síntesis. Se observará que a presiones de 1.200 lpc (84,36 k. por cm<sup>2</sup>) y más elevadas se genera una cantidad suficiente de vapor en el sistema de enfriamiento para suministrar todo el vapor requerido para el convertidor de desplazamiento. El gas enriquecido con vapor -- desde el sistema de enfriamiento rápido se hace pasar en relación de intercambio de calor con el gas de salida desde --

25

30 el convertidor de desplazamiento que eleva su temperatura a



1 aquella necesaria para el funcionamiento del convertidor de  
desplazamiento sin la necesidad del precalentador acostum--  
brado que se calienta externamente.

5 En resumen, la Patente de Invención que se soli  
cita, recaerá sobre las siguientes

- REIVINDICACIONES -

10 1.- Un proceso para la producción de hidrógeno -  
mediante oxidación parcial directa de un líquido de hidro--  
carburo con oxígeno en una zona de reacción compacta exenta  
de empaque en donde el hidrocarburo, el vapor o el agua y -  
oxígeno se introducen en la zona de reacción a una presión  
mayor de 1.000 lpc (70,30 k. por cm<sup>2</sup>) y en proporciones re-  
lativas para producir a una temperatura autógena dentro de  
15 la escala de 2.200°F (1.204°C) a 2.800°F (1.538°C), descar-  
gar el gas efluente que consiste en hidrógeno, monóxido de  
carbono y vapor de agua desde la misma, enfriar el gas ----  
efluente en una zona de contacto con agua para enfriar que  
se suministra a prácticamente dicha presión de la zona de -  
reacción y a la temperatura de equilibrio de la zona de con-  
20 tacto de gas líquido y en una cantidad en exceso de aquella  
que será vaporizable mediante el gas efluente y luego hacer  
pasar el monóxido de carbono, la mezcla de hidrógeno enri--  
quecida con vapor de agua en contacto con un catalizador de  
reacción de desplazamiento de gas de agua prácticamente a -  
25 dicha presión de la zona de reacción y recuperar el hidróge-  
no de la misma.

30 2.- Un proceso de conformidad con la reivindica-  
ción 1, en donde la cantidad de oxígeno que se suministra -  
hacia dicha zona de reacción es de 0,69 a 0,85 metros cúbi--  
cos normales de oxígeno por kilogramo de hidrocarburo.



1

3.- Un proceso de conformidad con las reivindicaciones 1 ó 2, en donde las proporciones relativas del vapor quedan dentro de la escala de 0,454 kilogramos de vapor a aproximadamente de 0,454 kilogramos a 1,816 kilogramos de hidrocarburo.

5

4.- Un proceso de conformidad con cualesquiera - de las reivindicaciones anteriores, en donde todo el vapor se suministra hacia la zona de reacción como agua líquida y se convierte en vapor dentro de dicha zona de reacción.

10

5.- Un proceso de conformidad con cualesquiera - de las reivindicaciones anteriores, en donde dicho vapor o agua se suministra hacia dicha zona de reacción en proporciones relativas de 0,454 kilogramos por cada 0,908 a 1,362 kilogramos de hidrocarburo.

15

6.- Un proceso de conformidad con cualesquiera - de las reivindicaciones anteriores, en donde el gas efluyente se descarga de dichas zonas de reacción a razón de -- 424,50 metros cúbicos normales por hora por 2,83 metros cúbicos de volumen de dicha zona de reacción.

20

7.- Se reivindica por último, como objeto sobre el que ha de recaer la Patente de Invención que se solicita: "UN PROCESO PARA LA PRODUCCION DE HIDROGENO".

25

30

-----  
-----  
-----  
-----  
-----  
-----  
-----



1

Todo conforme queda descrito y reivindicado en la presente memoria que consta de quince páginas mecanografiadas.

5

Madrid 22 de noviembre de 1.967

BERNARDO UNGRIA

p.p.

10

15

20

25

30