

319054

P-30.542



P 488.62

30 NOV 1965

319054

MEMORIA DESCRIPTIVA

que se presenta para unir a la solicitud

de

P A T E N T E D E I N V E N C I O N

formulada el 29 de Octubre de 1965, con el nº 319.054

en

E S P A Ñ A

por VEINTE años

a nombre de THE LUMMUS COMPANY, entidad norteamericana, establecida en 385 Madison Avenue, Nueva York, N.Y., Estados Unidos de América, por:

"UN PROCEDIMIENTO PARA LA PRODUCCION DE ETILENO A PARTIR DE UN GAS QUE CONTIENE ETANO, PROPANO O MEZCLAS DE LOS MISMOS"

=====

Esta invención se refiere en líneas generales a la conversión de hidrocarburos, y, más particularmente, a un procedimiento mejorado para producir etileno, propileno y otros productos a partir de etano, propano y mezclas de los mismos. El procedimiento de la invención se caracteriza por una conversión más alta de etano y propano, menor coquización, mayor selectividad para la formación de etileno y propileno, funcionamiento más económico, y menos tiempo de paradas. La invención produce etileno a partir de un gas hidrocarbonado vaporizado en un horno de pirólisis, siendo

5

10

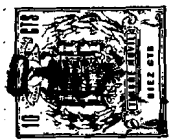
319054



la entrada de calor al horno de 5.400 - 10.800 calorías/
hora/cm² de superficie de tubo (basado en tubos de un diá-
metro exterior de 7'5 a 15 cm), y siendo de menos de un
segundo el tiempo de permanencia. El contenido en azu-
fre de la carga se ajusta a entre 50 y 1000 partes por mi-
llón.

La conversión de hidrocarburos en otros hidrocar-
buros no saturados de peso molecular inferior tiene lugar
a temperaturas de más de 538°C, y, como es una reacción
endotérmica, ha de aplicarse una cantidad sustancial de
calor para obtener un grado de conversión adecuado en cada
paso. El grado de conversión de tales hidrocarburos au-
menta la temperatura. Por otro lado, a las temperatu-
ras a las que tiene lugar al menos un grado de conversión
satisfactorio, aproximadamente 760°C, los productos de
reacción están sometidos a reacciones de polimerización y
condensación, reacciones que son exotérmicas. Un tiempo
de permanencia corto, seguido de un inmediato enfriamien-
to a menos de la temperatura de reacción, ayuda a impedir
tales reacciones.

La tendencia entre los anteriores investigado-
res en este campo de la técnica, ha sido llevar a cabo la
reacción en presencia de algo de azufre a una temperatura
adecuadamente alta durante un período de tiempo tan breve
como fuese posible, para obtener un rendimiento satisfac-
torio, seguido de un rápido enfriamiento a menos de apro-
ximadamente 538°C para impedir las reacciones de polimeri-
zación, separando después los productos deseados de la
corriente enfriada, y volviendo a reciclar parte de los
hidrocarburos que no han reaccionado a la operación de



craqueado.

Es un objeto general de la presente invención proporcionar un procedimiento para la conversión de hidrocarburos, que es en líneas generales más eficiente y económico que los procedimientos de la técnica anterior.

Otro objeto de la presente invención es proporcionar un procedimiento para producir etileno, propileno y similares, en el que la selectividad para el producto deseado para un grado de conversión dado es mayor que la que ha sido posible conseguir hasta ahora.

Otro objeto aún de la invención es proporcionar un procedimiento para producir etileno, propileno y productos similares, en el que la producción de compuestos aromáticos y otros precursores del coque disminuye sustancialmente, y por consiguiente aumenta la duración de una operación sin paradas en un calentador dado.

Otro objeto todavía de la invención es proporcionar un procedimiento para producir etileno, propileno y compuestos similares por pirólisis en un calentador de craqueado, en el que se elimina esencialmente la oscilación térmica, y por consiguiente aumenta la vida de los tubos.

Otros varios objetos y ventajas de la invención se harán evidentes en el curso de la siguiente descripción de una realización de la misma, y las nuevas características se pondrán particularmente de relieve en relación con las reivindicaciones anexas.

La eficiencia de una operación de cracking dada depende de un número de factores, entre los que los prin-

319054



5 principales son el tiempo de permanencia, temperatura de salida del gas, presión de salida y relación de vapor de agua a hidrocarburo. La eficiencia de la operación se enjuicia por el grado de conversión y la selectividad de conversión para un suministro dado de energía.

10 La presente invención se basa, al menos en parte, en el descubrimiento de que con un flujo de calor muy sustancialmente aumentado y con una reducción aún más sustancial en el tiempo de permanencia, se aumenta sustancialmente la selectividad para el etileno, a una conversión dada de la carga.

15 Además, se ha determinado que una operación a una alta temperatura y un corto tiempo de permanencia permite una operación a un grado de severidad mayor sin azufre que el que podría admitirse con un tiempo de permanencia convencional. La necesidad del azufre para impedir la formación de coque en los tubos del horno no puede eliminarse completamente a una severidad muy alta, sin embargo, ya que se ha observado que su presencia en cantidades muy pequeñas no sólo reduce la formación de coque, sino que también reduce la producción de óxidos de carbono e hidrógeno en los gases efluentes, lo que significa que se aumenta la selectividad para los productos finales deseados.

25 En breves palabras, el procedimiento de la invención puede llevarse a cabo, por ejemplo, con una mezcla cruda de etano-propano que se introduce en un calentador de pirólisis, con un tiempo de permanencia de aproximadamente 0'4 a 0'5 segundos, a diferencia de los 2'5 segundos en las unidades convencionales. El flujo de calor

30

319054

30



5 hacia los tubos es de aproximadamente 5.400 - 10.800 calorías/hora/cm², a diferencia de las 2.700-4.050 calorías/hora/cm² que se emplea convencionalmente. La temperatura de salida del gas es aproximadamente 55°C más elevada que la normal, es decir de 816° a 871°C. Así pues, según la invención, el tiempo de permanencia es aproximadamente una cuarta parte del empleado en las operaciones convencionales, el flujo de calor es de dos a cuatro veces mayor, pero la temperatura del gas es solamente un 5% más alta aproximadamente. No obstante, estos cambios en los parámetros de trabajo, dan como resultado tanto una operación más eficiente como más económica. La selectividad para el etileno a un grado de conversión dado aumenta en 0'1 o más, con un aumento consiguiente en el rendimiento en etileno de aproximadamente el 10%. Aún cuando según la invención se gasta más combustible, la energía se puede recuperar en las instalaciones de recuperación de calor, después de la pirólisis.

20 La operación según la invención proporciona también economías en la construcción y mantenimiento del calentador de pirólisis. Así, mientras que un calentador convencional puede requerir un serpentín de 206 metros para proporcionar un tiempo de permanencia suficiente para la conversión de la carga, un calentador para su empleo con la presente invención puede requerir solamente un serpentín de 61 metros, sometido a un flujo de calor más alto, para mantener la misma conversión a la misma velocidad de carga, pero con un tiempo de permanencia muy reducido.

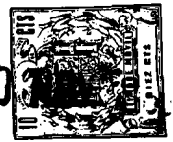
319054



Ha de indicarse que hay limitaciones definidas en los diámetros de tubos que pueden emplearse con éxito en un horno de pirólisis. Así, un pequeño diámetro de tubo transferirá calor de modo más eficiente al flúido en tratamiento, pero requiere mayor número de pasos de tubos paralelos para tratar una cantidad equivalente de carga. Por el contrario, con tubos de gran diámetro es más difícil transferir calor al flúido en tratamiento, y la concentración de calor necesaria en la superficie del tubo puede llegar a ser tan grande que se sobrepasen los criterios normales de liberación de calor y las temperaturas máximas del metal del tubo. Así pues, la medida normal del flujo de calor en un calentador de pirólisis, calorías por hora y por centímetro cuadrado de superficie del tubo, es sólo apropiada para diámetros de tubos que estén dentro de estos límites superior e inferior.

Ha de indicarse que los quemadores y los materiales de construcción adecuados para el trabajo a, por ejemplo, 982°C, tendrían una vida más corta a 1093°C, de modo que es necesario emplear materiales con mejores propiedades refractarias; el mayor coste de tales materiales, no obstante, está más que compensado por el menor tamaño del horno y la eficiencia de la operación.

Se ha comprobado que, junto a una mayor selectividad para la producción de etileno, disminuye correspondientemente la producción de compuestos aromáticos y otros precursores de la formación de coque. Esta característica permite que un horno dado trabaje sin interrupción durante períodos más largos. Aunque no se de-



5 sea atenerse a una teoría particular de la operación, se cree que la temperatura más alta de los gases en tratamiento favorece las reacciones primarias con respecto a las secundarias, lo que desde luego reduce las reacciones de formación de coque, y favorece la reacción entre el coque que se forma y el vapor de agua de dilución. Así mismo, como se ha indicado anteriormente en la memoria, las cantidades muy pequeñas de azufre pasivan aparentemente las superficies de los tubos y disminuyen la formación de óxidos de carbono e hidrógeno.

10 Podría esperarse que la operación a una temperatura más elevada, aún durante períodos más largos de trabajo, redujese materialmente la vida de los tubos debido a los efectos adversos de la oscilación térmica a partir de la temperatura más alta sobre la microestructura del material del tubo. Aún cuando esto podría ser cierto si se siguieran los procedimientos convencionales de limpieza de los tubos, la operación en el intervalo de 816° - 871°C según la invención, hace posible emplear un nuevo método de limpieza de los tubos, que de hecho alarga la vida de los tubos en lugar de acortarla. Este procedimiento forma otro aspecto de la presente invención y comprende las operaciones siguientes: bajando los quemadores en el calentador, pero sin apagarlos, se interrumpen las corrientes de gas de alimentación y la de reciclo, dejando solamente que pase vapor de agua a través del calentador. Puede dejarse que la temperatura del vapor de agua se eleve a algo más de 982°C, y la temperatura en la película superficial del tubo metálico estará en un margen de aproximadamente 55°C alrededor de

15

20

25

30



esta temperatura. A 982°C las reacciones de vapor de agua-coque tendrán lugar rápidamente, y, después de un breve período, los tubos estarán limpios. Naturalmente, durante este período la corriente de salida se desvía, y el gas de agua producido, o bien se descarga a la atmósfera o bien se recupera, según los criterios económicos de la instalación particular. Cuando los tubos en tratamiento están limpios, se abren las corrientes de gas de alimentación y de reciclaje y se reanudan las operaciones normales. La ventaja de este tipo de operación es que los tubos se mantienen calientes continuamente, y se evitan los efectos perniciosos de enfriar y volver a calentar los tubos. Con una pluralidad de calentadores trabajando en paralelo, es posible un funcionamiento continuo del calentador. La descoquización se reduce así a un cierre periódico de la alimentación y a la desviación de la corriente de producto, y de este modo llega a ser una operación rutinaria que puede someterse a un control automático (o sea, programado). Los expertos en la técnica se darán cuenta de que la descoquización de esta manera dará también como resultado una vida más larga del material refractario, debido a la eliminación del agrietamiento y otros problemas asociados a la oscilación térmica de los materiales refractarios. De nuevo ha de hacerse hincapié en que todos los materiales de construcción han de diseñarse para una larga duración bajo las condiciones de temperatura y flujo de calor que se han expuesto, para llevar a efecto la economía potencial de la operación.

Se cree que se conseguirá una mejor comprensión



de la invención haciendo referencia a los siguientes ejemplos específicos de la misma, que sólo se pretende que sean ilustrativos y no han de interpretarse en un sentido limitativo, considerados en unión del dibujo anexo, que es un gráfico que muestra la relación de la conversión de etano a selectividad de etano para una operación convencional y según la invención.

Con el fin de ilustrar mejor las ventajas que han de conseguirse por medio de las operaciones del procedimiento de la presente invención, el Ejemplo I que sigue representa una operación convencional para craquear etano, el Ejemplo II ilustra una operación en la que se sigue en parte el procedimiento de la invención, y el Ejemplo III ilustra un método preferido de operación según la invención. El Ejemplo IV representa una operación convencional para un gas de alimentación que consta principalmente de propano, el Ejemplo V ilustra un método preferido de operación para el gas de alimentación del Ejemplo IV, y el Ejemplo VI ilustra el efecto del azufre en la alimentación trabajando de acuerdo con la invención. En todos los ejemplos, los diámetros exteriores de los tubos estaban en el intervalo de siete y medio a quince centímetros.

EJEMPLO I

El gas de alimentación empleado es esencialmente etano, y tiene el análisis siguiente:

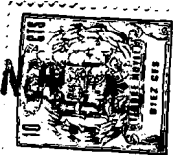


	<u>Componente</u>	<u>Moles por ciento</u>
	etano	98'0
	propano	0'4
	etileno	1'5
5	propileno	0'1

La corriente se diluye con 0'30 partes en peso de vapor de agua por cada parte de gases hidrocarbonados y, después de un adecuado precalentamiento, se introduce en un calentador de pirólisis que tiene un serpentín de 206 metros. El tiempo de permanencia se mantiene entre 2'4 y 2'5 segundos y la presión del fluido de salida es de 1'05 kg/cm² en manómetro. La operación se mantiene en cuatro niveles de flujo de calor, y sus resultados completos se resumen más adelante en la Tabla I. Para conversiones que variaban desde 40 a 65% la selectividad para el etileno variaba, de modo inverso, de 0'82 a 0'68, y la temperatura del gas de salida permaneció dentro del intervalo convencional de 760° - 816°C. La relación de la selectividad para el etileno a la conversión de etano para los cuatro niveles de flujo de calor a este tiempo de permanencia se muestra gráficamente como línea A en la figura 1. Se cree que las cifras de la Tabla I son representativas de muchas plantas comerciales actualmente en funcionamiento.

EJEMPLO II

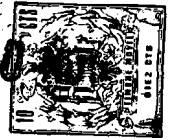
Se utiliza el mismo material de alimentación que el empleado en el Ejemplo I, en un calentador de pirólisis que tiene un serpentín más corto, 125 metros, y el



calentador se hace trabajar a aproximadamente la mitad del tiempo de permanencia que el que se empleó en el. Ejemplo I. La dilución del vapor de agua es aproximadamente igual. Los resultados del funcionamiento a dos diferentes niveles de flujo de calor se exponen más adelante en la Tabla II. Como puede deducirse de la Tabla II, el mayor flujo de calor dió como resultado solamente una menor elevación en la temperatura de salida del gas. La conversión del etano iba acompañada de algo mejor selectividad para el etileno, que valía por término medio aproximadamente 0'755, a diferencia de aproximadamente 0'694 en el Ejemplo I para un índice de conversión del 60%.

EJEMPLO III

Se emplea el mismo material de alimentación que el utilizado en el Ejemplo I. La dilución del vapor de agua es la misma. El calentador de pirólisis utilizado tiene un serpentín de solamente 61 metros de longitud, y el tiempo de permanencia se mantiene de 0'4 a 0'5 segundos, a 1'05 kg/cm² en manómetro. Se realizaron experimentos a cuatro niveles distintos de flujo de calor que variaban desde 6.100 a 7.990 calorías/hora/cm², y los resultados se resumen en la Tabla III de más abajo. Como puede observarse, la conversión del etano variaba desde el 50% al mínimo grado de combustión, hasta el 70% al grado de combustión máximo. La selectividad para el etileno, sin embargo, se mejoró sustancialmente a todos los niveles, como se ilustra por medio de la línea B en la figura 1. Como puede deducirse por comparación de las



líneas A y B de la figura 1, la selectividad para el etileno aumenta al menos en 0'1 a cualquier nivel dado de conversión de etano. Como se muestra en la Tabla III, la temperatura del gas de salida bajo estas condiciones de trabajo variaba desde algo menos de 816°C hasta 871°C.

EJEMPLO IV

El gas de alimentación empleado es esencialmente propano, y tiene el siguiente análisis:

<u>Componente</u>	<u>Moles por ciento</u>
Etano	1'8
propileno	1'1
propano	96'9
butanos	0'2

La corriente se diluye con 0'30 partes en peso de vapor de agua por cada parte de gases hidrocarbonados y, después de un adecuado precalentamiento, se introduce en un calentador de pirólisis que tiene un serpentín de 206 metros. El tiempo de permanencia se mantiene entre 2'4 y 2'5 segundos y la presión del fluido de salida es 1'05 kg/cm² en manómetro. La operación se mantiene a tres niveles de flujo de calor, y los resultados completos de la misma se resumen en la siguiente Tabla IV. Para conversiones que variaban del 64 al 73%, la selectividad para el etileno variaba, inversamente, desde 0'34 a 0'32, y la temperatura de salida del gas permaneció dentro del intervalo convencional de 760° -



816°C. Se cree que las cifras de la Tabla IV son representativas de muchas plantas comerciales de craqueado de propano actualmente en funcionamiento.

EJEMPLO V

5

Se emplean el mismo material de alimentación y mezcla de reciclaje que los utilizados en el Ejemplo IV, y la dilución de vapor de agua es la misma. El calentador de pirólisis utilizado tiene un serpentín de menor diámetro de solamente 61 metros de longitud, y el tiempo de residencia se mantiene en 0'4 a 0'5 segundos, a 1'05 kg/cm² en manómetro. Se realizaron ensayos a cuatro niveles distintos de flujo de calor, que variaban desde 7.780 a 10.690 calorías/hora/cm², y los resultados se resumen en la Tabla V de más abajo. Como puede observarse, la conversión del propano variaba desde 69% al mínimo grado de combustión, hasta el 95% al grado de combustión máximo. La selectividad para el etileno se mejoró sustancialmente, al compararla con las operaciones que se muestran en el Ejemplo IV.

10

15

20

25

30

319054

T A B L A IV

Tiempo de per- manencia, Sg.	Relación en peso de vapor de agua a hidrocarburo.	Flujo de calor Kilocalorías/ hora/cm ² .	Longitud del serpentin, m.	Conversión de propano, % en peso.	Rendi- miento H ₂
2.4 - 2.5	0.3	2'13	206	64.3	1.0 1'
2.4 - 2.5	0.3	2'35	206	73.0	1.1 1'
2.4 - 2.5	0.3	2'24	206	69.4	1.0 1'
T A B L A V					
Tiempo de per- manencia, Sg.	Relación en peso de vapor de agua a hidrocarburo.	Flujo de calor Kilocalorías/ hora/cm ² .	Longitud del serpentin, m.	Conversión de propano, % en peso.	Rendi- miento H ₂
0.4	0.3	7'77	61	69.4	0.9
0.4	0.3	8'75	61	79.7	1.0
0.4	0.3	9'83	61	89.6	1.1
0.4	0.3	10'70	61	94.8	1.2

319054

T A B L A

Tiempo de per-
 manencia, Sg. Relación en peso
 de vapor de agua
 a hidrocARBURO. Flujo de calor
 kilocalorías/
 hora/cm². Longitud del
 serpientein, m. Conversión de
 etano, % en peso.

5	2.4 - 2.5 2.4 - 2.5 2.4 - 2.5 2.4 - 2.5	0.3 0.3 0.3 0.3	1.7 2.13 2.54 2.73	206 206 206 206	40 50 60 65
---	--	--------------------------	-----------------------------	--------------------------	----------------------

10					
15	1.2 - 1.3 1.2 - 1.3	0.3 0.3	4.35 4.78	123 123	50 60

20					
----	--	--	--	--	--

25					
----	--	--	--	--	--

30	0.4 - 0.5 0.4 - 0.5 0.4 - 0.5 0.4 - 0.5	0.3 0.3 0.3 0.3	6.10 6.94 7.40 7.99	61 61 51 61	50.0 60.0 65.0 70.0
----	--	--------------------------	------------------------------	----------------------	------------------------------

T A B L A

Conversión de
 etano, % en peso.

T A B L A I

ujo de calor
longitudes/
m/cm².

Longitud del
serpentina, m.

Conversion de
etano, % en peso.

Rendimiento, % en peso

H₂ CH₄ C₂H₄

Selectividad
para el C₂H₄

Temperatura de
salida del gas en
tratamiento, °C

1'7	206	40	2.2	2.4	33.0	.825	760
2'13	206	50	2.7	3.7	37.1	.742	779
2'54	206	60	3.2	5.5	41.6	.694	799
2'73	206	65	3.4	6.6	44.2	.580	811

T A B L A II

ujo de calor
longitudes/
m/cm².

Longitud del
serpentina, m.

Conversion de
etano, % en peso.

Rendimiento, % en peso

H₂ CH₄ C₂H₄

Selectividad
para el C₂H₄

Temperatura de
salida del gas en
tratamiento, °C

4'35	123	50	3.3	3.6	39.2	.785	793
4'78	123	60	3.7	4.7	45.3	.755	816

T A B L A III

ujo de calor
longitudes/
m/cm².

Longitud del
serpentina, m.

Conversion de
etano, % en peso.

Rendimiento, % en peso

H₂ CH₄ C₂H₄

Selectividad
para el C₂H₄

Temperatura de
salida del gas en
tratamiento, °C

6'10	61	50.0	3.1	2.0	42.2	.845	810
6'54	61	60.0	3.6	3.5	49.1	.818	832
7'40	61	65.0	3.9	4.3	51.7	.795	849
7'55	61	70.0	4.2	5.3	53.7	.766	871





319054

EJEMPLO 6

5

10

15

Hasta ahora se ha sabido que es beneficioso el efecto del azufre en el funcionamiento de un calentador de pirólisis bajo condiciones de trabajo convencionales (es decir, el Ejemplo 1), siempre que la cantidad de azufre presente caiga dentro de ciertos límites, usualmente desde unas décimas por ciento hasta aproximadamente dos por ciento. Cuando se trabaja bajo las condiciones de alta severidad y corto tiempo de permanencia de acuerdo con la presente invención, la cantidad óptima de azufre en la alimentación (tanto si se añade deliberadamente como si se reduce el contenido de azufre en la carga antes del cracking) es de aproximadamente 50 a 1000 partes por millón. Así pues, el límite superior de contenido en azufre según la invención (0'1%) es muy inferior a los límites inferiores utilizados hasta ahora.

20

25

Aunque es difícil ilustrar directamente las ventajas de estos límites de contenido de azufre, ya que los beneficios residen principalmente en una mayor duración de las operaciones sin interrupción, se realizaron dos ensayos comparativos bajo las condiciones expuestas en el Ejemplo III, uno sin ningún azufre esencialmente en la alimentación, y otro con aproximadamente 450 ppm de azufre (0'045%). Las diferencias en la composición del gas efluente en estos dos experimentos era claramente atribuible al azufre, y se exponen en la Tabla VI.

30

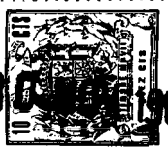


TABLA VI

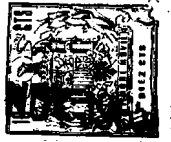
	<u>Componente del gas efluente, % en peso</u>	<u>Nada de S en la alimentación</u>	<u>450 ppm de S en la alimentación</u>
5	CO	43'5%	0'2%
	CO ₂	4'8
	H ₂	5'8	11'4
	C ₂ H ₄	30'1	30'3
	CH ₄	23'2	18'7
10	C ₂ H ₆ y más pesados	24'4	49'7
		

15 A causa de las reacciones del gas de agua en el calentador de pirólisis, el efluente en el caso en que no había nada de azufre llegó hasta más del 100%. Se deduce claramente de las cifras anteriores que la presencia de azufre en la cantidad prescrita elimina tales reacciones.

20 En otros ensayos se observó que la adición de mucho más de 1000 ppm de azufre era perjudicial para la operación, cuando se observaron las condiciones de alta severidad y corto tiempo de permanencia de la invención. A menos de 50 ppm, el azufre causaba una excesiva corrosión del metal de los tubos.

25 Ha de entenderse que por los concededores de la técnica pueden ser hechos varios cambios en los detalles, operaciones, materiales y disposición de las piezas, que se han descrito en la Memoria para ilustrar la invención, dentro del campo de la invención, tal y como se define en las reivindicaciones anexas.

30 Esta solicitud, que corresponde a la presentada



en Estados Unidos de América el 5 de Noviembre de 1964,
con el número 409.149, se acoge a los beneficios del Art.
51 del vigente Estatuto de Propiedad Industrial.

5

N O T A
=====

10

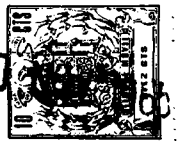
Los puntos de invención propia y nueva, que se
presentan a continuación para que sean objeto de esta so-
licitud de Patente de Invención en España, por ~~VEINTI~~ años,
son los siguientes:

15

1.- Un procedimiento para la producción de etile-
no a partir de un gas que contiene etano, propano o mez-
clas de los mismos, que incluye mezclar dicho gas con va-
por de agua de dilución para dar una mezcla de vapor de
agua y gas e introducir dicha mezcla en una zona de piróli-
sis, cuyo procedimiento comprende las mejoras de: mante-
ner una entrada de calor en dicha mezcla suficiente para
producir al menos una conversión del 50% de etano y una
conversión del 85% de propano; mantener dicha mezcla den-
tro de dicha zona durante no más de un segundo; retirar
dicha mezcla de dicha zona a una temperatura de al menos
aproximadamente 816°C; enfriar dicha mezcla, que incluye
el etileno deseado, a menos de aproximadamente 538°C; y
separar etileno y propileno de la mezcla de reacción.

20
25
30

2.- El procedimiento de la reivindicación 1, ca-



racterizado además por mantener dicha mezcla dentro de dicha zona durante 0,4 a 0,5 segundos.

5 3.- El procedimiento de las reivindicaciones 1 ó 2, caracterizado además porque dicha entrada de calor está dentro del margen de aproximadamente 5.400 a 10.800 calorías /hora/cm², basado en diámetros exteriores de tubo de 7,5 a 15 cm.

10 4.- El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 1-3, caracterizado adicionalmente por dotar a dicho gas con un material que lleva azufre en una cantidad suficiente para mantener desde aproximadamente 50 partes por millón a aproximadamente 1000 partes por millón de azufre dentro de dicho gas antes de la pirólisis del mismo.

15 5.- El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 1-4, caracterizado adicionalmente porque la temperatura de dicha mezcla es de aproximadamente 816°C a 899°C cuando es retirado de dicha zona.

20 6.- El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones precedentes, caracterizado adicionalmente por reciclar al menos una parte de dicha mezcla de reacción a dicha zona de pirólisis.

25 7.- El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones precedentes, caracterizado además por: (a) interrumpir periódicamente el paso de dicho gas a dicha zona de pirólisis, al tiempo que se mantiene el paso de dicho vapor de agua; (b) mantener una temperatura dentro de dichos tubos de al menos 982°C; (c) desviar el vapor de agua efluyente de otras etapas del procedimiento; (d)
30 continuar el paso de vapor de agua a través de dicho tubo

319054

30 NOV 1965



hasta que el mismo queda limpio de coque y otras acreciones cualesquiera; y (e) reanudar el paso de dicho gas e interrumpir dicha desviación.

5 8.- Un procedimiento para la producción de etileno a partir de un gas que contiene etano, propano o mezclas de los mismos.

Tal y como se ha descrito en la Memoria que antecede, representado en el dibujo que se acompaña y con los fines que se han especificado.

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

Madrid,

30 NOV. 1965

P.A.

15

Alberto de Elizaburu

Por Poderes

MES. M. R. 117

31-10-14

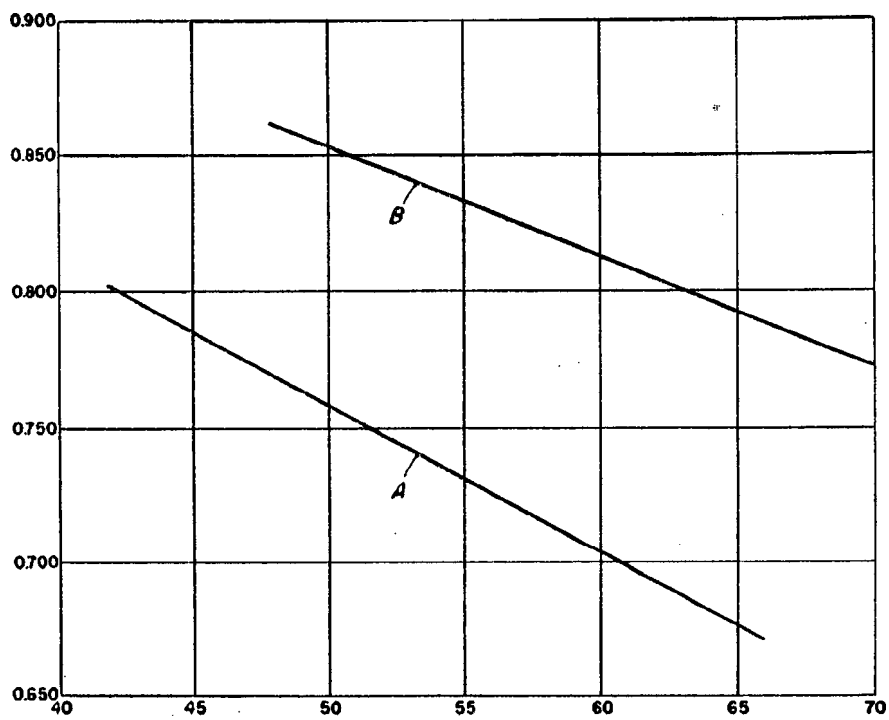


Fig. 1.

Curva