

P.- 38.995

O. Nº 21001
Sak 11-"Kritisk buten"

356199

Memoria descriptiva



para solicitar PATENTE DE INVENCION por 20 años

a nombre de SENTRALINSTITUTT FOR INDUSTRIELL FORSKNING

entidad / ~~de nacionalidad~~ noruega

con domicilio en Forskningsveien 1, Oslo, Noruega

por: " PROCEDIMIENTO PARA LA PREPARACION DE C₅-C₈-OLEFINAS "
(Clase Internacional C07c)



Este invento se refiere a un procedimiento para la producción de olefinas C_5-C_8 y es particularmente apropiado para la producción de 3-metil-pentenos, y especialmente para la producción simultánea de 3-metilpentenos e isopentenos.

Tal como se utiliza aquí, el término "3-metil-pentenos" comprende también el compuesto isomérico de doble enlace 2-etil-buteno-1.

Los isopentenos y 3-metilpentenos, particularmente el 3-metil-penteno-2, son materias primas valiosas que tienen una importancia vital tanto en calidad de aditivos para la gasolina como particularmente en calidad de compuestos intermedios orgánicos. Así, por ejemplo, el isopenteno puede ser deshidrogenado y el 3-metilpenteno-2 puede ser desmetanizado a isopenteno que es un compuesto importante en la industria del caucho sintético.

Se conocen métodos de producir isopentenos y 3-metilpentenos separadamente. Así, por ejemplo, el eteno y el propeno pueden ser codimerizados por reacción con trial cohil aluminio a temperaturas y presiones superiores (patente belga número 622.435). A partir de la patente USA 3.087.978 es conocido que el eteno y el buteno-1 pueden ser codimerizados utilizando catalizadores de metal alcalino a temperaturas por encima de $100^{\circ}C$, preferiblemente a una temperatura entre 150 y $225^{\circ}C$.

Se ha encontrado ahora un método, el cual por la utilización de catalizadores selectivos y condiciones de reacción apropiadas hace posible preparar olefinas C_5-C_8 con buenos rendimientos a partir de una mezcla de eteno y buteno y opcionalmente propeno bajo condiciones de reac-



ción muy suaves. Las olefinas o mezclas de olefinas forma-
das en las reacciones de craqueo de hidrocarburos supe-
riores forman una base de materia prima natural para es-
te procedimiento. Una ventaja importante del procedimien-
to es que todas las olefinas formadas directamente en ca-
5 lidad de productos principales en dichas reacciones pue-
den ser utilizadas simultaneamente y convertidas en valio-
sos compuestos intermedios orgánicos. De esta manera, se
proporciona al procedimiento una materia prima barata y
10 fácilmente disponible a una gran escala industrial.

Las reacciones que tienen lugar principalmente en
el procedimiento de acuerdo con el invento son las siguien-
tes:

- 1.- Dimerización de eteno a olefinas C_4
- 15 2.- Codimerización de eteno y propeno a olefinas
 C_5
- 3.- Codimerización de eteno y buteno a olefinas
 C_6
- 4.- Dimerización de propeno a olefinas C_6
- 20 5.- Codimerización de propeno y buteno a olefi-
nas C_7
- 6.- Dimerización de buteno a olefinas C_8
- 7.- Formación de olefinas superiores.

Normalmente, la formación de olefinas C_4 por di-
25 merización de eteno (reacción 1) tendrá lugar con mucha
mayor rapidez que la conversión adicional de olefinas C_4
en productos superiores, (reacciones 3,5 y 6). Esto sig-
nifica que las olefinas C_4 deben ser consideradas como
producto de reacción, lo cual indudablemente será una ca-
30 racterística antieconómica debido al precio relativamen-



te bajo que se puede obtener para el buteno, cuando la finalidad del procedimiento es la de producir las olefinas C₅-C₈ superiores y más valiosas.

5 De acuerdo con el invento se crea un procedimiento para la producción de olefinas C₅-C₈ por codimerización catalítica de una mezcla de eteno y buteno y, si se desea, propeno. El procedimiento está caracterizado porque para la reacción catalítica en una zona de reacción se utiliza una concentración de buteno igual o superior a la concentración de buteno con la que tiene lugar la conversión de 10 buteno en olefinas superiores a la misma velocidad que la formación de butenos por dimerización de eteno en la zona de reacción (\overline{C}_4 crit, tal como se define seguidamente), con la formación de una mezcla de olefinas desde la cual los butenos normales son separados y recirculados a 15 la zona de reacción, mientras que las olefinas C₅ a C₈ son recuperadas como producto de reacción.

La concentración de buteno, con la cual la formación de olefinas C₄ es tan rápida como la conversión 20 adicional de olefinas C₄ en olefinas superiores ha sido denominada en lo que sigue la concentración crítica de buteno, \overline{C}_4 crit, y sobre la base de consideraciones cinéticas de reacción de las condiciones en la zona de reacción en la que están presentes las olefinas eteno, propeno y buteno, está dada por las siguientes condiciones: 25



$$\frac{d[C_4]}{dt} = \frac{d[C_6]}{dt} + \frac{d[C_7]}{dt} + \frac{2 d[C_8]}{dt} \quad \text{es decir (I)}$$

$$k_{22}[Cat][C_2]^2 = k_{24}[Cat][C_2][C_4]_{crit} +$$

5

$$k_{34}[Cat][C_3][C_4]_{crit} + 2 k_{44}[Cat][C_4]_{crit}^2 \quad \text{(II)}$$

10

en que k = constante de velocidad, y los corchetes representan la concentración del material. Como la formación de olefinas superiores a C_8 es muy pequeña, esta no se toma en consideración. Eligiendo catalizadores apropiados es posible hacer pequeña la formación de olefinas C_7 ,

$$\frac{d[C_7]}{dt}, \quad \text{y la formación de olefinas } C_8, \frac{d[C_8]}{dt}, \quad \text{com-$$

15

parado con la formación de olefinas C_6 . La concentración de buteno puede ser expresada por lo tanto aproximadamente por

$$k_{22}[C_2] = k_{24}[C_4]_{crit} \quad \text{es decir (III)}$$

20

$$[C_4]_{crit} = \frac{k_{22}}{k_{24}}[C_2] \quad \text{(IV)}$$

25

en que k_{22} y k_{24} son constantes de velocidad de reacción para la formación de olefinas C_4 a partir de eteno y la conversión adicional de olefinas C_4 en olefinas C_6 respectivamente, y $[C_2]$ es la concentración de eteno en la zona de reacción.

30

Como un funcionamiento satisfactorio del procedimiento depende de que $[C_4]_{crit}$ sea relativamente baja comparada con el límite superior que está dado por la concentración de buteno líquido (aproximadamente 12 moles/



litro), es importante que la proporción k_{22}/k_{24} sea lo más baja posible cuando se escoge un sistema catalítico apropiado.

5 A partir de la ecuación IV resulta que el valor de $[C_4]_{crit}$ con un sistema catalítico dado es dependiente directamente de la concentración de eteno, $[C_2]$, en la zona de reacción. En un procedimiento continuo en que la velocidad de alimentación de eteno es constante, la concentración de eteno está determinada por la proporción
10 entre la velocidad de alimentación de eteno y la aptitud de la mezcla de reacción para convertir eteno.

De acuerdo con el presente invento, es posible aumentar la aptitud de la mezcla de reacción para convertir eteno en productos valiosos haciendo pasar propeno
15 también dentro de la mezcla de reacción, con lo que algo del eteno introducido es utilizado para la formación de isopenteno. De esta manera, disminuye la concentración de eteno en la zona de reacción, y esto provoca una disminución de $[C_4]_{crit}$.

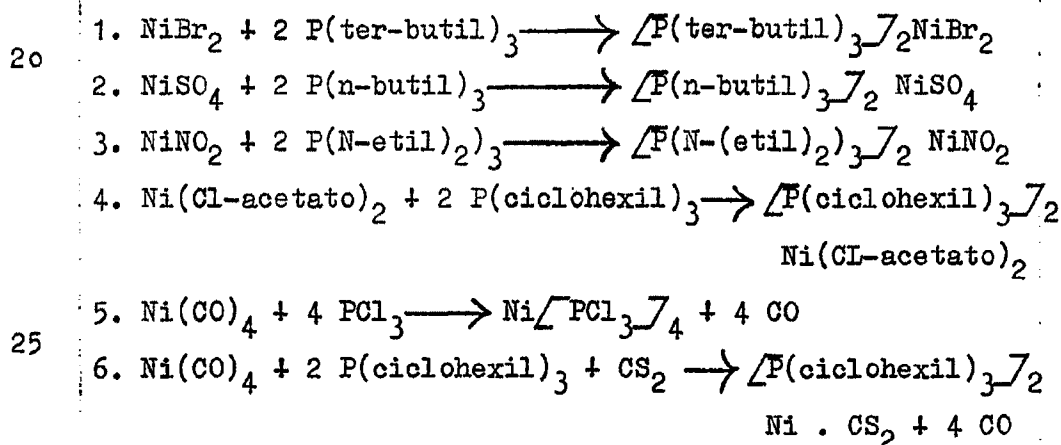
20 Desde un punto de vista de funcionamiento, así como desde un punto de vista económico, es favorable para el procedimiento que la concentración crítica de buteno sea lo más baja posible, ya que de esta manera se ahorran volumen de reactor, fraccionamiento y recirculación
25 de buteno desde la unidad de fraccionamiento a la zona de reacción. Por medio del presente invento es posible hacer que las anteriores reacciones 2 y 3 sean fuertemente preferidas, ajustando al mismo tiempo estas reacciones para dar un buen rendimiento de olefinas C_5 que tienen
30 estructura de isopenteno (hasta 95 % de las olefinas C_5)



y olefinas C₆ que tienen estructura de 3-metilpenteno (hasta 97 % de las olefinas C₆).

Para la reacción de eteno y buteno con la formación de 3-metil-pentenos, y para la reacción de eteno, propeno y buteno con formación simultanea de isopentenos y 3-metil-pentenos se forman sistemas catalíticos apropiados, por ejemplo por una reacción entre un compuesto de níquel, un compuesto de fósforo trivalente y un ácido de Lewis. Para sistemas catalíticos particularmente apropiados es característica la utilización de un compuesto de níquel que puede ser combinado con el compuesto de fósforo en la forma de una fosfina o un trihalogenuro de fósforo con la formación de compuestos de adición de fósforo y níquel solubles, y la utilización de un compuesto de aluminio en calidad de ácido de Lewis.

Los siguientes son ejemplos de tales compuestos de níquel y de sus reacciones con los tipos antes mencionados de compuestos de fósforo:



Estas reacciones pueden ser realizadas separadamente o "in situ" en la mezcla de reacción, preferiblemente, los compuestos de níquel y fósforo son preparados se-



paradamente en los casos en que el compuesto original de níquel es ligeramente soluble en el medio de reacción y en que la formación del compuesto de fósforo y níquel tiene lugar lentamente.

5 Debido a la formación selectiva de isopentenos y 3-metil-pentenos, es conveniente emplear un exceso de fosfinas sobre el grado en el que estas son unidas al compuesto de níquel. Las fosfinas apropiadas están caracterizadas usualmente por una gran fuerza como bases de Lewis, 10 tales como por ejemplo trimetil-fosfina, triisopropil-fosfina, triterbutil-fosfina, tri(dietilamino)fosfina, 1,5-bis-diciclohexil-fosfino-penteno, triciclohexil-fosfina y compuestos análogos. En calidad de base de Lewis se emplean apropiadamente uno o más compuestos del tipo $Al(R)_n$ 15 $(X)_{3-n}$ en que $n = 0 - 2$, $R =$ radical hidrocarbonado alifático o aromático que contiene de 1 a 50 átomos de carbono, y $X =$ radical ácido monobásico, preferiblemente halógeno y/o alcoholato tal como

20 $\sqrt{Al(CH_3)_2 Cl, Al(C_2H_5)_2 Cl, Al(fenil)(C_4H_9) Cl, Al(O-C_2H_5)(C_2H_5) Cl, Al(n-C_8H_{17})_2 Cl, Al(iso-C_3H_7) Br_2 y Al(C_2H_5)_2 I_2.}$

Los compuestos de fosfina pueden ser añadidos a la mezcla de reacción solos o juntamente con el compuesto de aluminio, opcionalmente en la forma de compuestos de 25 adición de Al y fosfina tales como

30 $\sqrt{Al(C_2H_5)_2 Cl_2 \cdot P(C_6H_{11})_3 y Al(fenil)(C_4H_9) Cl \cdot P(n-butyl)_3.}$

La concentración del compuesto de níquel puede



escogerse dentro del margen de 10^{-6} a 10^{-1} moles por litro de mezcla de reacción, en que concentraciones dentro del margen de 10^{-5} a 10^{-2} moles por litro son favorables y concentraciones dentro del margen de 10^{-4} a 10^{-2} moles por litro son las más apropiadas. La proporción molar entre el compuesto de níquel y el compuesto de aluminio deberá escogerse de manera que sea menor que 1. Se escoge Ni/Al preferiblemente dentro del margen de 1/2 a 1/100.

La cantidad de fosfina añadida a la mezcla de reacción en exceso sobre la fosfina que puede ser unida al compuesto de níquel de antemano, deberá escogerse de manera que la proporción molar entre fosfina y aluminio sea menor de 1,5. Esta proporción se escoge de la manera más eficaz dentro del margen de 1/1 a 1/5.

El procedimiento del invento puede llevarse a cabo de manera discontinua o continua. Se pueden emplear una o más zonas de reacción en serie. El catalizador y el posible disolvente pueden ser separados apropiadamente desde los productos de reacción por destilación fraccionada.

La temperatura en la zona de reacción puede variar desde -50°C hasta $+150^{\circ}\text{C}$, mientras que son favorables las temperaturas desde 0°C a 120°C y las más apropiadas son las temperaturas entre 20°C y 100°C .

La presión de reacción se ajusta según la velocidad de reacción teniendo en consideración especial la construcción del aparato con respecto a la eliminación del calor de reacción. En la práctica, se pueden utilizar presiones hasta de 100 atmósferas, mientras que son favorables presiones entre 1 atmosfera y 40 atmósferas, y son



las más apropiadas las presiones entre 1 atmósfera y 20 atmósferas.

5 El procedimiento puede llevarse a cabo con o sin utilización de disolventes. Disolventes apropiados comprenden hidrocarburos alifáticos, alicíclicos y aromáticos y sus derivados halogenados y compuestos de tipo similar. Benceno, tolueno, clorobenceno, bromobenceno, n-heptano, xileno, cloruro de metileno, dicloroetano y similares son disolventes apropiados particularmente. Sin embargo, el
10 procedimiento se lleva a cabo preferiblemente utilizando productos de reacción C_6 , C_7 o superiores en calidad de disolvente.

15 El componente catalítico puede ser añadido a la mezcla de reacción directamente o en la forma de una solución en un disolvente apropiado.

20 El procedimiento está caracterizado por una gran flexibilidad con respecto a la elección de la composición del material de partida. Sin embargo, en la preparación de isopentenos y de 3-metilpentenos la proporción entre eteno y propeno en la zona de reacción deberá escogerse de manera que se obtenga una formación satisfactoria de olefinas C_5 sin una dimerización demasiado rápida de propeno a olefinas C_6 . Apropiadamente, la proporción molar entre propeno y eteno en el reactor es menor de 2. Lo
25 más conveniente es escoger la proporción molar de propeno y eteno dentro del margen de 1,5 a 0,25.

30 La concentración de buteno en la zona de reacción deberá ser ajustada de acuerdo con el material de partida, de manera que cuando se utilizan los manantiales de materia prima que tienen el máximo contenido de butenos, se



escogen las máximas concentraciones de buteno en la zona de reacción. Si el material de partida es una mezcla pura de eteno y propeno, la concentración media de buteno se escoge igual a la concentración crítica de buteno mantenida en la zona de reacción re-circulando butenos desde la zona de fraccionamiento. Si el material de partida, además de eteno y propeno, contiene también buteno, la concentración de buteno elegida en la zona de reacción deberá ser superior a la concentración crítica de buteno, y deberá ser tal que cuanto más buteno contiene el material de partida mayor es la concentración escogida de buteno.

En calidad de butenos pueden utilizarse los butenos normales, buteno-1, buteno-2-cis y buteno-2 trans, y mezclas de estos. Debido a la formación selectiva de 3-metil-pentenos, se emplea apropiadamente una mezcla de butenos que tiene un alto contenido de los isómeros de buteno-2. Cuando se escoge un sistema catalítico que da un alto rendimiento de buteno-1 puede ser apropiado someter a la mezcla de butenos que es recirculada a la zona de reacción, a una isomerización del doble enlace, en que el buteno-1 es convertido a buteno-2.

Un procedimiento discontinuo puede realizarse por ejemplo haciendo pasar eteno y propeno por ejemplo durante 1/4 a 5 horas a un reactor en el que el buteno esta presente en una concentración superior a la concentración crítica de buteno, juntamente con un catalizador y el posible disolvente, y separando acto seguido el producto de reacción desde el catalizador por los métodos usuales, tales como destilación fraccionada. Durante la



primera parte de la reacción la cantidad total de buteno en el reactor disminuirá hasta que se haya alcanzado la concentración crítica de buteno. Después de este periodo de tiempo aumentará la cantidad total de buteno, y después de un periodo de reacción definido será igual a la cantidad original de buteno que estaba presente en el reactor antes de iniciarse la reacción. En los procedimientos en los que se ha de utilizar buteno en calidad de material de partida, la reacción debe ser interrumpida por lo tanto después de un periodo de reacción más corto que el antes mencionado. El buteno es recirculado apropiadamente al reactor durante la siguiente tanda, y el buteno consumido es compensado o repuesto por adiciones desde el manantial de material de partida. Las olefinas C_5 y C_6 son recuperadas como producto de reacción. Las olefinas superiores y el posible disolvente son recuperados o recirculados parcialmente, juntamente con el catalizador, al reactor que se ha de utilizar en la siguiente tanda.

La figura 1 es un organigrama que ilustra la manera en que el procedimiento puede llevarse a cabo de manera continua. Refiriéndose a los números de los dibujos, los componentes del catalizador y el disolvente son mezclados en la zona 3. El componente de níquel es añadido desde la zona 1 y el componente de aluminio juntamente con el compuesto de fosforo son añadidos desde la zona 2. El disolvente es añadido desde la zona 15. El catalizador es hecho pasar continuamente dentro de la zona de reacción 7 por la conducción 16 en el grado necesario para reemplazar el catalizador consumido. El catalizador, juntamente con cantidades secundarias de olefinas superiores y posi-



blemente disolvente, son recirculados también continuamente de vuelta a la zona de reacción por la conducción 24 desde la zona de separación 8. Eteno, propeno y buteno de nueva aportación son introducidos en la zona de reacción desde las zonas 4, 5 y 6 por las conducciones 17, 18 y 19 respectivamente, mientras que el eteno, propeno y buteno que no han reaccionado son recirculados a la zona de reacción por la conducción 20 y, si se desea, son sometidos a una isomerización en la zona 26 antes de ser recirculados.

En la zona 7 el eteno, propeno y buteno, experimentan una reacción catalizada con la formación de un producto de reacción que consiste principalmente, desde 70 a 99%, en butenos normales, olefinas C_5 (de las cuales 70 a 95% tienen estructura de isopentano), y olefinas C_6 (de las cuales 60 a 97% tienen estructura de 3-metilpentano), y además cantidades secundarias de olefinas C_7 y superiores. El tiempo medio de permanencia de los reaccionantes en la zona 7 es ajustado de manera que se obtiene la anterior composición de producto. La mezcla de reacción es retirada continuamente por la conducción 21 a la zona de separación 8. En la zona 8, el eteno, propeno y buteno que no han reaccionado, juntamente con las olefinas C_5 y C_6 , son separados de la mezcla de reacción. Las condiciones de destilación en la parte superior de la columna se escogen apropiadamente dentro del margen de temperaturas desde 20 a 100°C a una presión desde 0,15 a 2,0 atmosferas. La fracción de cabezas de la zona de separación 8 es hecha pasar por la conducción 22 a la zona de separación 9 en que las olefinas C_5 y C_6 son separadas



de los componentes que tienen puntos de ebullición menores, y son hechas pasar por la conducción 23 a una zona de separación 10 en que las olefinas C_5 , que consisten principalmente en isopentenos, son recuperadas como fracción de cabezas y son hechas pasar a la zona de almacenamiento 11. Las olefinas C_6 que consisten principalmente en 3-metilpentenos son recuperadas en la forma de la fracción de mayor punto de ebullición y son hechas pasar a la zona de almacenamiento 12. Condiciones de destilación apropiadas en la parte superior de las columnas 9 y 10 son desde aproximadamente $5^{\circ}C$ y desde aproximadamente $45^{\circ}C$, respectivamente a presión normal. La fracción de colas de la columna 8 es recirculada parcialmente a la zona de reacción 7 y parcialmente por la conducción 25 en que el disolvente es separado de las olefinas superiores, que consisten principalmente en olefinas C_7 y C_8 , y es hecha pasar acto seguido por la conducción 27 a la zona 3 para utilización posterior. El catalizador es retirado con la fracción de colas de la columna 15 y puede ser desechado. En el ejemplo anterior se utiliza un disolvente que tiene un punto de ebullición inferior que el más bajo punto de ebullición de C_7 en la mezcla de reacción. Cuando se escoge un disolvente que tiene un punto de ebullición entre los de las olefinas C_7 y C_8 , el disolvente puede ser recuperado eficazmente como una fracción intermedia. Las olefinas C_7 y C_8 y superiores son hechas pasar para el almacenamiento a la zona 13 y 14 respectivamente.

El consumo de catalizador en el procedimiento es muy bajo. Cuando se utilizan materiales de partida puros, es posible obtener conversiones que da 10^3 a 10^4 kg de



producto por kg de compuesto de níquel.

Los siguientes ejemplos ilustran el invento con más detalle.

Ejemplo 1.- 107 mg de $\left[\text{P}(\text{ciclohexil})_3 \right]_2 \text{Ni}(\text{Cl-acetato})_2$ fueron cargados a un autoclave de acero de 1 litro
5
acto seguido el autoclave fue puesto bajo vacío durante aproximadamente una hora, hasta menos de 10^{-2} mm Hg. 160g de buteno purificado procedente de un pequeño recipiente a presión (de 1000 cm³) fueron succionados dentro del
10 autoclave. Acto seguido el autoclave fue calentado hasta 40°C por medio de un baño de agua en que la temperatura era mantenida constante con una variación de $\pm 1^\circ\text{C}$ durante toda la tanda. Desde un pequeño recipiente a presión (de 25 cm³) 635 mg de $\text{Al}(\text{C}_2\text{H}_5)_2 \text{Cl}$ + 700 mg de $\text{P}(\text{ciclohexilo})_3$
15 disueltos en 10 g de clorobenceno fueron introducidos acto seguido bajo presión dentro del autoclave por medio de la sobrepresión de eteno. La reacción se inició inmediatamente después de esto haciendo pasar una mezcla gaseosa de eteno y propeno dentro del autoclave. La mezcla
20 gaseosa, que consistía en 2 partes en volumen de eteno y 1 parte en volumen de propeno, fue hecha pasar al autoclave a una velocidad constante de 0,8 litros en condiciones normales por minuto. Por medio de un serpentín interno de refrigeración la temperatura de la mezcla de
25 reacción fue mantenida constante a $40 \pm 1^\circ\text{C}$. La presión en el autoclave durante la tanda varió desde 2,8 a 1,8 kg/cm².

Después de un tiempo de reacción de 60 minutos se interrumpe la tanda, y la mezcla de reacción fue tratada por medio de destilación fraccionada, y las fraccio-
30



La concentración de buteno al comienzo de la reacción ha sido demasiado baja en esta tanda, ya que se han producido 5 g de olefinas C_4 .

5 Ejemplo 3.- Procedimiento tal como se describe en el Ejemplo 1. Temperatura $40^{\circ}C$. Presión 3-2 kg/cm². Monómero 160 g de buteno (137,2 g del Ejemplo 1 + 22,8 g de un manantial de material de partida) y eteno. Velocidad de introducción de etano: 1 litro en condiciones normales. minuto⁻¹.

10 Catalizador :

70 mg de $\left[P(\text{ter-butil})_3 \right]_2 NiSO_4$
317 mg de $Al(C_2H_5)Cl_2$ }
300 mg de $Al(C_2H_5)_2Cl$ } Disueltos en 10 g de cloroben-
506 mg de $P(\text{butilo})_3$ } ceno en atmosfera de argón

15

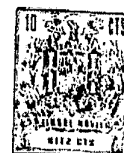
Tiempo de reacción 30 minutos. Producto de reacción 145,0 g de olefinas C_4 (de las cuales 96% son buteno-2); 46,3 g de olefinas C_6 (de las cuales 90% son 3-metilpentenos) y 6,3 g de olefinas C_8 y superiores.

20 Ejemplo 4.- Procedimiento tal como se describe en el Ejemplo 1 Temperatura $40^{\circ}C$. Presión 3-2 kg cm⁻². Monómero: eteno y 160 g de buteno. Velocidad de introducción de eteno: 1 litro en condiciones normales minuto⁻¹.

Catalizador:

25 86,4 mg de $\left[P(\text{butil})_3 \right]_2 Ni(Cl\text{-acetato})_2$
635 mg de $Al(C_2H_5)Cl_2$ }
253 mg de $P(\text{butil})_3$ } 13,3 g de clorobenceno.
175 mg de $P(\text{ciclohexil})_3$ }

30 Los resultados de la tanda han sido tabulados en



la siguiente tabla:

	Tiempo minutos	Temperatura °C	Presión atmosferas.	Composición del producto, %			Composición del producto, g		
				C ₄	C ₆	C ₈	C ₄	C ₆	C ₈
5	0	39,3	4,3	100	0	0	160	0	0
	15	40,0	3,2	80,9	15,6	3,5	145,7	28,0	6,4
	30	40,2	3,1	77,2	21,9	3,9	138,4	48,4	7,6
	45	40,0	3,0	66,4	29,4	4,2	138,4	61,3	8,7
	60	40,0	2,9	62,4	32,8	4,8	139,0	72,9	10,6
10	90	39,7	2,8	58,3	37,8	3,9	148,1	96,0	10,0
	120	40,2	2,9	60,0	35,5	4,5	171,2	101,3	12,8

Composición del producto (120 minutos)

Olefinas C₄: 97 % de buteno-2 y 3 % de buteno-1

Olefinas C₆: 86 % de 3-metilpentenos y 14 % de n-hexenos.

15 La presente solicitud que corresponde a la presentada en Noruega el 17 de julio de 1.967 con el número 169.072 se acoge a los beneficios del artículo 51 del vigente Estatuto sobre Propiedad Industrial.

20

N O T A

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 siguientes:

25 1º.- Procedimiento para la preparación de C₅-C₈-olefinas por codimerización catalítica de una mezcla de eteno y buteno y, si se desea, propeno, caracterizado
30 porque para la reacción catalítica en una zona de reacción



se utiliza una concentración de buteno igual o superior a la concentración de buteno con la que tiene lugar la conversión de buteno en olefinas superiores a la misma velocidad que la formación de butenos por dimerización de eteno en la zona de reacción ($\sqrt{C_4}$ crit, tal como se define anteriormente); con la formación de una mezcla de olefinas a partir de la cual los butenos normales son separados y recirculados a la zona de reacción, mientras que las olefinas C_5 a C_8 son recuperadas como producto de reacción.

20 2^a.- Procedimiento de acuerdo con la reivindicación 1, caracterizado porque en calidad de catalizador se utiliza un sistema catalítico formado a partir de un compuesto de un metal del octavo subgrupo de la tabla periódica, un compuesto de ácido de Lewis de un metal del segundo grupo y/o tercer grupo de la Tabla Periódica, y un compuesto de base de Lewis de un elemento del quinto grupo y/o del sexto grupo de la Tabla Periódica en la forma de un compuesto de adición con los componentes catalíticos antes mencionados y/o en forma libre, con la formación de un producto de reacción que consiste principalmente en buteno normal, hexenos y posiblemente isopentenos, consistiendo los pentenos principalmente en 3-metil-pentenos, los butenos normales son recirculados a la zona de reacción, y los 3-metilpentenos y los posibles isopentenos son recuperados como productos de reacción.

25 3^a.- Procedimiento de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones 1 y 2, caracterizado por utilizar en la zona de reacción una temperatura entre 0 y 120° C, y por utilizar una presión desde 1 a 100 atmósferas.

30 4^a.- Procedimiento para la preparación de C_5-C_8 -



olefinas.

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

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

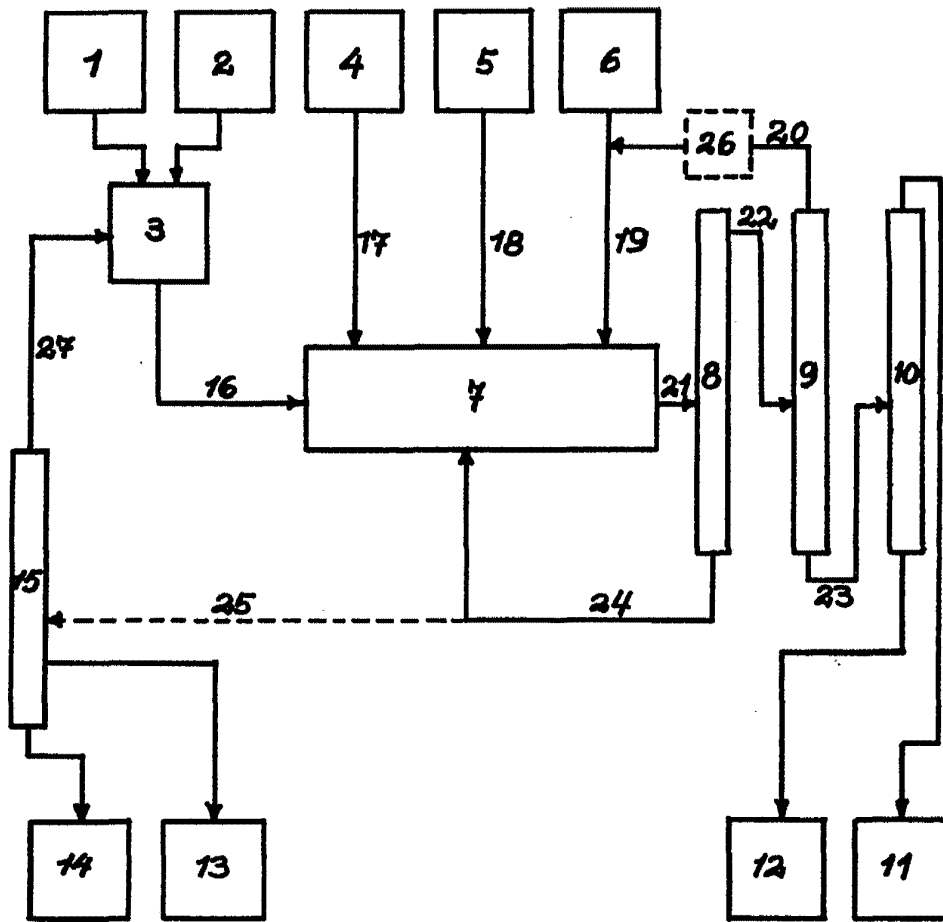
Madrid,

23 de 68

P. A.

Alberto de Ezabara
Por Poder

24.8.68
MTR/.



Mikro de Erhverv
Paa Fagene

