

MINISTERIO DE INDUSTRIA
REGISTRO DE LA PROPIEDAD INDUSTRIAL



ESPAÑA

19 ES	21 NUMERO 478879	10 A 1
	22 FECHA DE PRESENTACION 22 MAR. 1978	

PATENTE DE INVENCION

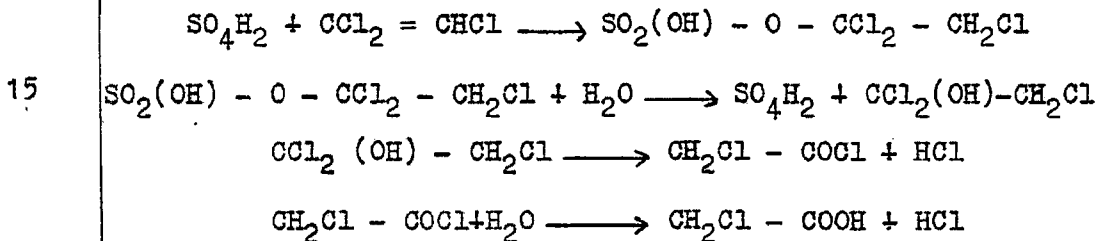
Concedido el Registro de acuerdo con los datos que figuran en la presente descripción y según el contenido de la Memoria adjunta.

30 PRIORIDADES: 31 NUMERO 78.08264	32 FECHA 22 de Marzo de 1.978	33 PAIS Francia
47 FECHA DE PUBLICIDAD	34 CLASIFICACION INTERNACIONAL C07C51/58, 53/20	62 PATENTE DE LA QUE ES DIVISIONARIA
54 TITULO DE LA INVENCION PROCEDIMIENTO DE OBTENCION EN CONTINUO DE CLORURO DE MONOCLORACETILO.		
71 SOLICITANTE (S) RHONE-POULENC INDUSTRIES.		
DOMICILIO DEL SOLICITANTE 22, Avenue Montaigne, 75-PARIS (8ème) Francia.		
72 INVENTOR (ES) Yves CORREIA, Ing., Gérard DUMAS, Ing.		
73 TITULAR (ES)		
74 REPRESENTANTE D. JOSE MIGUEL GOMEZ-ACEBO y POMBO		

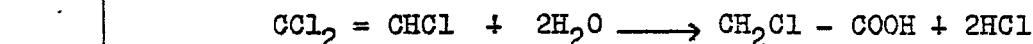
La presente invención se refiere a un procedimiento -
 de obtención de cloruro de monocloracetilo eventualmente acompa-
 ñado de ácido monocloracético, por hidratación de tricloretileno
 y/o de tetracloro-1,1,1,2 etano, en presencia de un catalizador
 al cloruro de hierro.

Es conocido el preparar ácido monocloracético según -
 la patente USA 1.304.108 por reacción de hidratación de triclore-
 tileno a 150-200°C, en presencia de ácido sulfúrico que tiene -
 una concentración de al menos 95 % ó de oleo, como agente de hi-
 dratación.

Los autores de esta patente se basan en la puesta en -
 presencia de reacciones hipotéticas para explicar la formación
 de ácido monocloracético, siendo estas reacciones las siguientes:



lo que, globalmente, pone de manifiesto como si el agua sola pro-
 dujese la transformación:

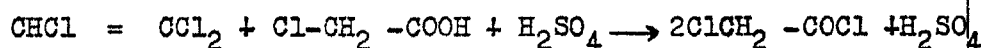


Sin embargo, la formación intermedia de cloruro de mo-
 nocloracetilo no se ha demostrado ó evidenciado, lo que surge -
 claramente de la patente francesa nº 516.367 que indica la obten-
 ción del ácido monocloracético exclusivamente, haciendo reaccio-
 nar: agua y tricloretileno en presencia de ácido sulfúrico al 90%
 a 190°C.

La patente suiza nº 86192 describe específicamente la
 obtención de cloruro de monocloracetilo a partir de tricloroeti-
 leno igualmente por calentamiento hacia 110°C con ácido sulfúrico

pero en estado anhidro (100 %). No puede por tanto tratarse de una reacción de hidratación de tricloroetileno en este procedimiento.

Más recientemente, la patente USA 3.742.047 ha descrito un procedimiento de obtención de cloruro de monocloroacetilo haciendo reaccionar una mezcla de tricloroetileno y de ácido monocloroacético con un derivado de ácido sulfónico ó de ácido sulfúrico a 75-125°C. El ácido utilizado en esta reacción está esencialmente exento de agua tal como el ácido sulfúrico al 100 % ó los ácidos toluenosulfónicos, metanosulfónico, etanosulfónico, y clorosulfónico. En el caso del ácido sulfúrico al 100 %, la ecuación global de la reacción se escribe:



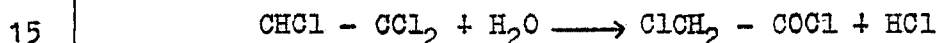
Sin embargo, este procedimiento consume ácido monocloroacetico mientras que por su parte se trata de un producto de partida útil para numerosas síntesis, por ejemplo las de compuestos dotados de propiedades herbicidas ó parasiticidas que contienen el grupo cloro-acetilo. Además, la conducción de la reacción exige un control riguroso de la temperatura que no debe sobrepasar 125°C puesto, por encima de ella, se forman sub-productos de polimerización, de sulfonación y de deshidratación (anhidridos).

Según la patente francesa 2.070.428, esta última reacción se realiza bajo presión de cloruro de hidrógeno, pero utilizando cloruro férrico como catalizador en lugar de ácido sulfúrico ó sulfónico. Sin embargo, este procedimiento consume ácido monocloroacetico como el anterior. Además, para un funcionamiento en continuo del procedimiento, es necesario introducir a presión ácido monocloroacetico al estado fundido, el catalizador anhidro en forma sólida, mientras que el tricloroetileno está en

fase líquida. Estas operaciones plantean problemas técnicos difíciles de resolver.

El procedimiento descrito en la patente francesa nº 2.070.427 que no difiere de la patente francesa anterior más -
5 que por el reactivo de partida el cual es tetracloro-1,1,1,2 -
etano, en lugar de tricloroetileno, presenta las mismas dificultades técnicas que obstaculizan una realización fácil a escala de fabricación industrial.

La presente invención, tiene como finalidad remediar
10 los inconvenientes mencionados por la realización práctica de -
un procedimiento simple de fabricación, en continuo, de cloruro de monocloroacetilo, acompañado, eventualmente, de ácido monocloroacético por la acción directa del agua sobre el tricloroetileno según la reacción:



Conforme a la invención, se hace reaccionar agua con tricloroetileno y/o tetracloro-1,1,1,2 etano, siendo efectuada esta reacción de hidratación en fase líquida en presencia de -
cloruro férrico, parcialmente en suspensión, y bajo presión de
20 cloruro de hidrógeno, a una temperatura comprendida entre 80 y 180°C.

La presión de cloruro de hidrógeno para realizar el -
procedimiento de la invención está comprendido entre 5 y 80 bares absolutos, más ventajosamente entre 15 y 60 bares absolutos,
25 y, preferentemente, de 20 a 40 bares absolutos.

La entidad solicitante ha comprobado que para cada -
valor de presión de trabajo dada, tomada en el intervalo mencionado, la velocidad de reacción toma un valor máximo para una -
temperatura específica, lo que permite definir un intervalo pre-
30 ferido de temperatura que enmarca esta temperatura específica -

para la presión de trabajo elegida. Por ejemplo, cuando se opera a 30 bares absoluto, se observa que a las temperaturas por debajo de 100°C y a las temperaturas por encima de 180°C, la reacción es prácticamente despreciable, y la velocidad de reacción comienza a decrecer a partir de 160°C aproximadamente, por lo que el intervalo preferido de temperatura de reacción se sitúa entre 140 y 170°C cuando se elige operar a 30 bares aproximadamente absolutos.

Según la invención, la relación molar de los reactivos tricloroetileno y/o tetracloro-1,1,1,2 etano de alimentación/agua es en general, de al menos 0,6. Se observa que la cantidad de ácido monocloracético que acompaña el cloruro de monocloroacetilo es tanto mayor cuanto la relación molar tricloroetileno y/o tetracloro-1,1,1,2 etano de alimentación/agua se acerca a 0,6. Por el contrario, para valores de esta relación molar más allá de dos, las cantidades de productos secundarios indeseables tales como pentacloretano y percloroetileno, que proceden de la cloración aditiva de tricloroetileno por $FeCl_3$ y reducción concomitante de una parte de $FeCl_3$ en $FeCl_2$, y de pentaclorobutadieno que procede de la dimerización de tricloroetileno, resultan no despreciables, incluso importantes. Por lo que se puede perfectamente operar con relaciones molares de 2,5 a 3 por ejemplo si estos productos secundarios se desean.

En el caso en que se dirija la obtención de cloruro de monocloroacetilo con una excelente selectividad, es interesante utilizar relaciones molares tricloroetileno y/o tetracloro-1,1,1,2 etano de alimentación/agua comprendidas entre 1,2 y 1,8.

Cuando se desea obtener simultánea y esencialmente cloruro de monocloroacetilo y de ácido monocloracético la relación molar tricloroetileno y/o tetracloro-1,1,1,2 etano de alimentación

/agua se elige entre 06 y 1,2.

5 La cantidad de cloruro férrico que se introduce en el medio reaccional está comprendida entre 0,1 y 15 % en peso del medio reaccional, fuera del cloruro de hidrógeno tanto gaseoso como el que allí está disuelto. Por debajo del 0,1 % en peso de FeCl_3 , la velocidad de reacción es excesivamente débil, mientras que por encima de 15 % en peso, la separación y la recuperación ulterior del catalizador que se encuentra en el medio reaccional se complican. En el caso en que se forma cloruro ferroso como -
10 consecuencia de las reacciones indeseables señaladas más arriba, el catalizador puede separarse del medio reaccional por cualquier medio conocido y el cloruro ferroso puede obturarse de nuevo en FeCl_3 por cloro gaseoso ó un agente susceptible de liberar cloro activo como agua de cloro, agua de Javel, ó bióxido de cloro ó -
15 en general, por cualquier oxidante de HCl. El catalizador así - regenerado puede reciclarse entonces al medio reaccional.

Según una forma particularmente ventajosa de realización del procedimiento de la invención, el cloruro férrico se introdu-
ce en el medio reaccional bajo la forma de una solución acuosa.

20 En una forma de recuperación del catalizador dentro del marco del procedimiento de la invención, se somete el efluen- te de la zona de reacción a un fraccionamiento para separar el - cloruro de monocloracetilo y los hidrocarburos clorados que no - han reaccionado, de la mezcla que contiene los cloruros ferroso y férrico. Esta mezcla es tratada con agua y reóxidada por ejem-
25 plo por cloro, y la solución férrica que así resulta es a conti- nuación reciclada a la zona de reacción.

El tiempo de paso de los reactivos por la zona de reac- ción, calculado sobre los caudales de entrada, generalmente es -
30 de 1 a 8 horas y preferentemente de 2 a 6 horas.

El tricloretileno de partida puede, según la invención, proceder de tetracloro-1,1,1,2 etano, el cual en las condiciones de la reacción de hidratación de la invención, sufre una deshidrocloración al menos parcial, in situ, en tricloretileno que establece así un equilibrio que depende de la temperatura y de la presión utilizadas, entre el tetracloro-1,1,1,2 etano y el tricloretileno. Por lo que se puede utilizar como producto de partida, según la invención, tricloretileno y/o tetracloro-1,1,1,2 etano, lo que expresa la relación molar de los reactivos tricloretileno y/o tetracloro-1,1,1,2 etano/agua.

Así pues, dentro del marco de un procedimiento en continuo, el tetracloro-1,1,1,2 etano, con el mismo título que el ácido monocloracético, es un sub-producto útil que puede reciclarse con el tricloretileno de la alimentación. Por su parte, el ácido monocloracético eventualmente formado, puede si se desea, ser reciclado ventajosamente en mezcla con el cloruro férrico sobre todo cuando éste es utilizado en forma de una solución acuosa. En este caso, la cantidad de cloruro férrico es superior al 20 % en peso con respecto a la cantidad presente de ácido cloracético en el medio reaccional y puede sobrepasar hasta 10 veces el peso de este ácido presente.

Los ejemplos siguientes tienen como única finalidad ilustrar el procedimiento de la presente invención y no deben considerarse como limitativos.

En estos ejemplos, el grado de conversión de tricloretileno y/o de tetracloro-1,1,1,2 etano utilizado, según el caso, como producto de partida, se define por la relación:

$$\frac{\text{número de moles de } (CCL_2 - CHCl + CCL_3CH_2Cl) \text{ transformados}}{\text{número de moles de } (CCL_2 = CHCl + CCL_3CH_2Cl) \text{ alimentados al reactor}} \times 100$$

con el numerador igual a la diferencia entre el número de moles

de ($\text{CCl}_2 = \text{CHCl} + \text{CCl}_3\text{CH}_2\text{Cl}$) alimentados al reactor y el número de moles de ($\text{CCl}_2 = \text{CHCl} + \text{CCl}_3\text{CH}_2\text{Cl}$) sacados del mismo.

La selectividad en $\text{ClCH}_2 - \text{COCl}$ se define por la relación:

$$\frac{\text{número de moles de } \text{ClCH}_2 - \text{COCl} \text{ producidos}}{\text{número de moles de } (\text{CCl}_2 = \text{CHCl} + \text{CCl}_3\text{CH}_2\text{Cl}) \text{ transformados}} \times 100$$

La selectividad en $\text{ClCH}_2 - \text{COOH}$ se define por la relación:

$$\frac{\text{número de moles de } \text{ClCH}_2 - \text{COOH} \text{ producidos}}{\text{número de moles de } (\text{CCl}_2 = \text{CHCl} + \text{CCl}_3 - \text{CHCl}) \text{ transformados}} \times 100$$

Ejemplo 1

En un reactor de acero al vidrio, agitado, equipado de regulaciones de presión y de nivel, se introduce en continuo - 1.264 kg/h (9,61 kilomoles) de tricloretileno y 181 kg/h de una solución acuosa de FeCl_3 que contiene 40,3 % de FeCl_3 (0,45 kilomoles de FeCl_3 y 6 kilomoles de H_2O).

La relación molar tricloretileno/agua es de 1,6 y la cantidad de FeCl_3 representa el 5,8 % en peso del medio reaccional fuera de HCl (tanto gaseoso como el que allí está disuelto).

La presión reinante en el reactor es mantenida a 30 bares absolutos y la temperatura es fijada a 150°C. El tiempo de paso de los reactivos es de 4 horas. Se trasiega en continuo del reactor 1.257 kg/h de líquido excepto el HCl disuelto que contienen:

- 656,5 kg de cloruro de monocloracetilo,
- 9,5 kg de ácido monocloracético,
- 366 kg de tricloretileno,
- 141 kg de tetracloro-1,1,1,2 etano,
- 16 kg de productos pesados clorados (punto de ebullición > 150°C),

- 49 kg de FeCl_3

- 19 kg de FeCl_2 .

5 Se recuperan en total 5,16 kilomoles/h de HCl que corresponden al HCl trasegado en continuo en fase gaseosa y al HCl disuelto degasificado por la expansión ulterior del efluente líquido.

10 A fin de recuperar el catalizador, este efluente es fraccionado para separar el cloruro de monocloracetilo y los hidrocarburos clorados que no han reaccionado, de la mezcla que comprende los cloruros ferrosos y férrico. Esta mezcla es tratada con agua y reoxidada por cloro para dar una solución férrica antes de ser reciclada al reactor.

15 El grado de conversión, las selectividades en $\text{ClCH}_2\text{-COCl}$ y en $\text{ClCH}_2\text{-COOH}$ tales como se han definido más arriba son respectivamente de 62,3 %, 97,0 % y 1,7 %.

Ejemplo 2

20 Siguiendo las mismas etapas del proceso y en las mismas condiciones de temperatura y de presión de cloruro de hidrógeno que el ejemplo 1, se introduce en continuo en este reactor 1.151 kg/h (8,75 kilomoles) de tricloretileno y 266,5 kg/h de una solución acuosa de FeCl_3 que contiene 27,3 % en peso de FeCl_3 (10,75 kilomoles de H_2O y 0,45 kilomoles/ m^3 de FeCl_3).

25 La relación molar tricloretileno/agua es de 0,81. La cantidad de FeCl_3 representa el 7,1 % en peso del medio reaccional excepto el CHL (tanto disuelto como gaseoso).

30 El caudal de entrada de los reactivos es de 1 m^3 /h. El tiempo de paso de los reactivos por el reactor es de 4 horas. Se trasiega del reactor 1.032 kg/h de producto reaccional excepto de HCl disuelto que contienen:

- 430,5 kg de cloruro de monocloracetilo,

- 328 kg de ácido monocloracético,
- 167 kg de tricloretileno,
- 32 kg de tetracloro-1,1,1,2 etano
- 2 kg de productos pesados clorados (punto de ebullición $> 150^{\circ}\text{C}$),
- 70 kg de FeCl_3 ,
- 2,6kg de FeCl_2 ,
- 10,56 kilomoles/h de HCl que son recuperados.

5

El grado de conversión, las selectividades en $\text{CH}_2\text{Cl}-\text{COCl}$ y en $\text{CH}_2\text{Cl}-\text{COOH}$ tales como se han definido más arriba, son respectivamente de 83,3 %, 52,3 % y 47,6 %.

10

Ejemplo 3

Siguiendo las mismas etapas del proceso y en las mismas condiciones de temperatura, de tiempo de paso y de presión de cloruro de hidrógeno que el ejemplo 1, se introducen en continuo en este reactor:

15

- 1.249,5 kg/h (9,5 kilomoles) de tricloretileno,
- 190,5 kg/h (7,6 kilomoles H_2O y 0,33 kilomoles FeCl_3) de solución acuosa de FeCl_3 que contiene 28,1 % en peso de FeCl_3 .

20

La relación molar tricloretileno/agua es de 1,25. La cantidad de FeCl_3 representa 4,5 % en peso del medio reaccional excepto el cloruro de hidrógeno que está allí disuelto tanto como el que está en estado gaseoso.

25

El caudal de entrada de los reactivos es de $1 \text{ m}^3/\text{h}$.

Se trasiegan del reactor 1.188,5 kg/h de producto reaccional excepto el HCl disuelto que contienen:

- 447 kg de cloruro de monocloracetilo,
- 172 kg de ácido monocloracético
- 393 kg de tricloretileno

30

- 119 kg de tetracloro-1,1,1,2 etano
- 6 kg de productos pesados clorados (punto de ebullición $> 150^{\circ}\text{C}$)
- 45,5 kg de FeCl_3
- 6 kg de FeCl_2
- 6,89 kilomoles/h de HCl recuperado.

El grado de conversión, las selectividades en $\text{CH}_2\text{Cl}-\text{COCl}$ y en $\text{CH}_2\text{Cl}-\text{COOH}$ tales como se han definido más arriba, son respectivamente de 61,1 %, 68,3 % y 31,4 %.

Ejemplo 4

Efectuando las mismas etapas y en las mismas condiciones de temperatura y de presión de HCl que el ejemplo 1, se introducen en continuo en este reactor:

- 1.663,5 kg/h (12,65 kilomoles) de tricloretileno
- 260,5 kg/h (9,05 kilomoles H_2O y 0,6 kilomoles FeCl_3) de solución acuosa al 37,4 % en peso de FeCl_3 .

La relación molar tricloretileno/agua es de 1,4. El caudal de entrada de los reactivos es de $1,33 \text{ m}^3/\text{h}$. El tiempo de paso de los reactivos en el reactor es de 3 horas. La cantidad de FeCl_3 representa el 5,9 % en peso con respecto al medio reaccional excepto el HCl (tanto el que está en estado gaseoso como el que está en estado disuelto).

Se trasiegan entonces del reactor 1.649 kg/h de producto reaccional excepto el HCl disuelto que contienen:

- 545 kg de cloruro de monocloracetilo,
- 200 kg de ácido monocloracético
- 539 kg de tricloretileno,
- 254 kg de tetracloro-1,1,1,2 etano
- 24 kg de productos pesados clorados (punto de ebullición $> 150^{\circ}\text{C}$)
- 57 kg de FeCl_3

- 30 kg de FeCl_2
- 7,54 kilomoles/h de HCl recuperado.

El grado de conversión, las selectividades en $\text{CH}_2\text{Cl}-\text{COCl}$ y en $\text{CH}_2\text{Cl}-\text{COOH}$ tales como que se ha definido más arriba, son -
5 respectivamente de 55,7 %, 68,5 % y 30,1 %.

Ejemplo 5

En las mismas condiciones de temperatura, de presión de HCl y efectuando las mismas etapas del proceso que en el ejemplo 1, se introducen en continuo en el reactor:

- 10 - 1.097 kg/h de tricloretileno
- 196 kg/h de tetracloro-1,1,1,2 etano reciclado que proceden del efluente del reactor
- 110 kg/h de agua
- 90 kg/h de ácido monocloracético reciclado que -
15 procede igualmente del efluente del reactor,
- 66 kg/h de FeCl_3 de los que el 95 % proceden del reciclado del catalizador recuperado del efluente del reactor.

20 La relación molar $(\text{CHCl}=\text{CCl}_2 + \text{CCl}_3-\text{CH}_2\text{Cl})/\text{H}_2\text{O}$ es - 1,56. El caudal de entrada en el reactor de los constituyentes - de la mezcla reaccional es de $1\text{ m}^3/\text{h}$ aproximadamente y su tiempo de paso es de 4 horas. La cantidad de FeCl_3 representa el 4,9 % en peso del medio reaccional excepto el HCl (tanto disuelto como
25 gaseoso).

Se trasiegan del reactor 1.336 kg/h de mezcla reaccional excepto el HCl disuelto que contienen:

- 690,5 kg de cloruro de monocloracetilo,
- 90 kg de ácido monocloracético,
- 30 - 284 kg de tricloretileno.

- 196 kg de tetracloro-1,1,1,2 etano
- 14,5 kg de productos pesados clorados (punto de ebullición $> 150^{\circ}\text{C}$)
- 45 kg de FeCl_3
- 16 kg de FeCl_2
- 6,11 kilomoles/h de HCl recuperado.

El grado de conversión del tricloretileno y del tetracloro-1,1,1,2 etano alimentado y la selectividad en $\text{ClCH}_2\text{-COCl}$ tal como se ha definido más arriba, son respectivamente de 65 % y - 98,9 %.

Ejemplo 6

En las mismas condiciones de temperatura, de presión de HCl y efectuando las mismas operaciones que en el ejemplo 1, se introducen en continuo en el reactor:

- 2.125 kg/h de tetracloro-1,1,1,2 etano
- 260,5 kg/h (9,05 kilomoles H_2O y 0,6 kilomoles FeCl_3) de solución acuosa a 37,4 % en peso de FeCl_3 .

La relación molar tetracloro-1,1,1,2 etano/agua es de 1,4. El caudal de entrada de los reactivos es de $1,49 \text{ m}^3/\text{h}$.

El tiempo de paso de los reactivos en el reactor es de 2,7 horas. La cantidad de FeCl_3 representa el 6 % en peso con respecto al medio reaccional excepto el HCl (tanto disuelto como gaseoso).

Se trasiegan entonces del reactor 1.632,5 kg/h de producto reaccional excepto el HCl disuelto que contienen:

- 864,5 kg de cbruro de monocloracetilo,
- 65 kg de ácido monocloracético
- 393 kg de tricloretileno
- 201,5 kg de tetracloro-1,1,1,2 etano
- 18 kg de productos pesados clorados (punto de -

ebullición $> 150^{\circ}\text{C}$)

- 25,5 kg de FeCl_2

- 65 kg de FeCl_3

- 20,6 kilomoles/h de HCl recuperado.

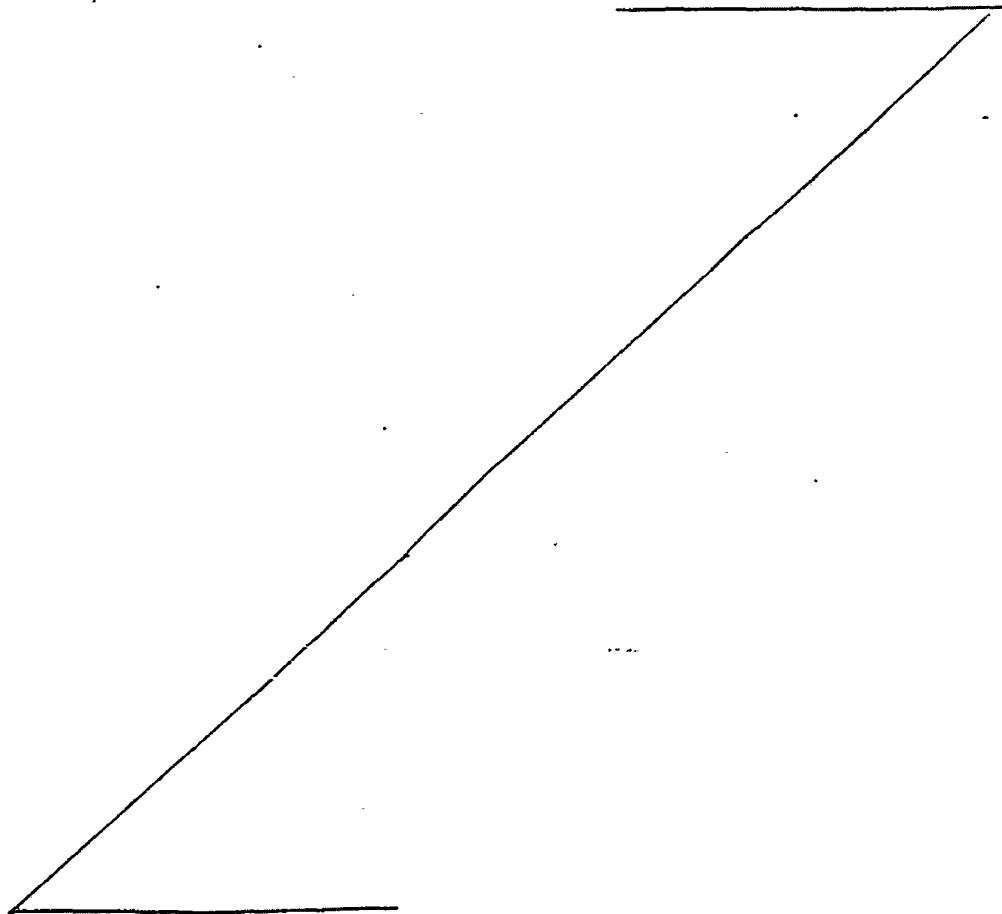
5

El grado de conversión de tetracloro-1,1,1,2 etano y las selectividades en CHCl-COCl y en $\text{CH}_2\text{Cl-COOH}$ son respectivamente de 68,9 %, 90,4 % y 8,2 %.

10

Descrita suficientemente la naturaleza del invento, así como la manera de realizarlo en la práctica, debe hacerse constar que las disposiciones anteriormente indicadas son susceptibles de modificaciones de detalle en cuanto no alteren su principio fundamental.

15



REIVINDICACIONES

5 1.- Procedimiento de obtención en continuo de cloruro de monocloracetilo, eventualmente acompañado de ácido monocloracético a partir de tricloretileno y/o tetracloro-1,1,1,2 etano, caracterizado porque se efectúa una reacción de hidratación del tricloretileno y/o del tetracloro-1,1,1,2 etano bajo presión de cloruro de hidrógeno en fase líquida en presencia de cloruro férrico parcialmente en suspensión.

10 2.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque la hidratación se efectúa a una temperatura comprendida entre 80 y 180°C y, preferentemente, entre 140 y 170°C.

3.- Procedimiento según la reivindicación 1 ó 2, caracterizado porque el cloruro férrico se introduce en el medio reaccional en forma de una solución acuosa.

15 4.- Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 3, caracterizado porque el tricloretileno y/o el tetracloro-1,1,1,2 etano y el agua se introducen en la zona de reacción en una relación molar superior a 0,6.

20 5.- Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 4, caracterizado porque el tricloretileno y/o el tetracloro-1,1,1,2 etano y el agua están en una relación molar comprendida entre 1,2 y 1,8.

25 6.- Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 5, caracterizado porque el tricloretileno para la alimentación procede en parte ó en su totalidad de la deshidrocloración in situ de tetracloro-1,1,1,2 etano.

7.- Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 6, caracterizado porque el ácido monocloracético eventualmente formado es reciclado al medio reaccional.

30 8.- Procedimiento según una de las reivindicaciones 1

a 7, caracterizado porque la cantidad de FeCl_3 está comprendida entre 0,1 y 15 % en peso del conjunto del medio reaccional, excepto el cloruro de hidrógeno tanto en estado gaseoso como el que está allí disuelto.

5 9.- Procedimiento según las reivindicaciones 3 y 7, - caracterizado porque el ácido monocloracético eventualmente formado es reciclado ventajosamente en mezcla con la solución de - cloruro férrico.

10 10.- Procedimiento según la reivindicación 9, caracte- rizado porque la cantidad de cloruro férrico es superior a 20 % en peso con respecto a la cantidad presente de ácido monoclora- cético en el medio reaccional.

15 11.- Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 10, caracterizado porque la presión de cloruro de hidrógeno es de 5 a 80 bares absolutos, y preferentemente de 20 a 40 bares absolutos.

20 12.- Procedimiento según una de las reivindicaciones 1 a 11, caracterizado porque en el caso en que el cloruro férrico del medio reaccional dé cloruro ferroso como consecuencia de reacciones secundarias, éste es reoxidado por cloro activo en - FeCl_3 .

25 13.- Procedimiento según la reivindicación 12, caracte- rizado porque la reoxidación del cloruro ferroso se efectúa - después de que se somete el medio reaccional efluente a un frac- cionamiento para separar el cloruro de monocloracetilo y los hi- drocarburos clorados que no han reaccionado, de la mezcla que - contiene los cloruros ferroso y férrico.

30 14.- Procedimiento de obtención en continuo de cloruro de monocloracetilo; tal y como queda sustancialmente descrito en la presente Memoria.

Esta Memoria consta de 16 hojas escritas a máquina -
por una sola cara.

Madrid, 22 MAR. 1979

RHONE-POULENC INDUSTRIES.

J. M. GONZALEZ Y POMBO
p. p. Firmado: J. Suarez Diaz

