

República Federativa do Brasil
Ministério do Desenvolvimento, Indústria
e do Comércio Exterior
Instituto Nacional da Propriedade Industrial.

(21) PI0619099-5 A2



* B R P I 0 6 1 9 0 9 9 A 2 *

(22) Data de Depósito: 06/12/2006
(43) Data da Publicação: 13/09/2011
(RPI 2123)

(51) Int.CI.:

C07C 27/02
B01D 3/14
B01D 3/22
B01D 3/32
C07C 29/128
C07C 31/20
C07C 68/06
C07C 69/96
C07B 61/00

(54) Título: PROCESSO PARA A PRODUÇÃO DE UM CARBONATO DE DIALQUILA E DE UM DIOL, E, COLUNA DE DESTILAÇÃO CONTÍNUA DE ESTÁGIOS MÚLTIPLOS

(30) Prioridade Unionista: 14/12/2005 JP 2005-360232

(73) Titular(es): Asahi Kasei Chemicals Corporation

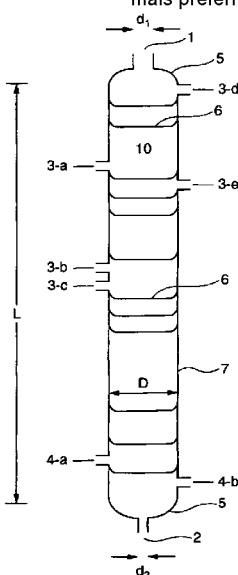
(72) Inventor(es): Hironori Miyaji, Hiroshi Hachiya, Kazuhiko Matsuzaki, Shinsuke Fukuoka

(74) Procurador(es): Custódio De Almeida & Cia

(86) Pedido Internacional: PCT JP2006324355 de 06/12/2006

(87) Publicação Internacional: WO 2007/069514 de 21/06/2007

(57) Resumo: PROCESSO PARA A PRODUÇÃO DE UM CARBONATO DE DIALQUILA E DE UM DIOL, E, COLUNA DE DESTILAÇÃO CONTÍNUA DE ESTÁGIOS MÚLTIPLOS. É um objeto de a presente invenção prover uma solução ao prover um processo específico que permite que um carbonato de dialquila e um diol sejam produzidos em uma escala industrial de não menos do que 2 toneladas/h e não menos do que 1,3 toneladas/h, respectivamente, com elevada seletividade e alta produtividade, de modo estável durante um período prolongado de tempo através de um sistema de destilação reativa tomando-se um carbonato cíclico e um álcool monoidílico alifático como materiais de partida, continuamente alimentando os materiais de partida em uma coluna de destilação contínua de estágios múltiplos em que está presente um catalisador, e realizando a reação e a destilação simultaneamente na coluna. Apesar de terem sido realizadas muitas propostas com relação aos processos para a produção do carbonato de dialquila e do diol através do método de destilação reativa, estas foram todas em um nível de laboratório de escala pequena e tempo de operação curto, e não se encontram quaisquer que sejam descrições sobre um processo ou aparelho específicos permitindo a produção em massa em uma escala industrial. De acordo com a presente invenção, são providos uma coluna de destilação contínua de estágios múltiplos específica tendo uma estrutura especificada, e um processo de produção usando esta coluna de destilação contínua de estágios múltiplos, em que o carbonato de dialquila e o diol podem ser produzidos em uma escala industrial de não menos que 2 toneladas/h e não menos que 1,3 toneladas/h, respectivamente, cada com uma seletividade de não menos que 95%, preferivelmente não menos que 97%, mais preferivelmente não menos que 99%, de modo estável durante não menos do que 1000 horas, preferivelmente não menos do que 3000 horas, mais preferivelmente não menos do que 5000 horas.





"PROCESSO PARA A PRODUÇÃO DE UM CARBONATO DE DIALQUILA E DE UM DIOL, E, COLUNA DE DESTILAÇÃO CONTÍNUA DE ESTÁGIOS MÚLTIPLOS"

Campo Técnico

5 A presente invenção refere-se a um processo industrial para a produção de um carbonato de dialquila e um diol com rendimento elevado. Mais particularmente, a presente invenção refere-se a um processo para produzir industrialmente grandes quantidades do carbonato de dialquila e do diol com um rendimento elevado de modo estável durante um período 10 prolongado de tempo através de um sistema de destilação reativa tomando-se um carbonato cíclico e um álcool monoídrico alifático como materiais de partida, continuamente alimentando os materiais de partida em uma coluna de destilação contínua de estágios múltiplos em que está presente um catalisador, e realizando a reação e a destilação simultaneamente na coluna.

15 Arte Antecedente

Vários processos para a produção de um carbonato de dialquila e de um diol a partir de uma reação entre um carbonato cíclico e um álcool monoídrico alifático foram propostos, mas a maior parte destas propostas refere-se a um catalisador. Como sistemas de reação, quatro sistemas foram 20 propostos até agora. Estes quatro sistemas de reação são usados em um processo para a produção de carbonato de dimetila e etileno glicol a partir de carbonato de etileno e metanol, que é o exemplo de reação mais típico.

Um primeiro sistema é um sistema de reação completamente em batelada, em que carbonato de etileno, metanol e um catalisador são 25 colocados em uma autoclave, que é um vaso de reação em batelada, e a reação é realizada mantendo durante um tempo de reação predeterminado sob uma temperatura aplicada em uma temperatura de reação acima do ponto de ebullição de metanol (ver, por exemplo, documento de patente 1: patente U.S.

3642858, documento de patente 2: pedido de patente japonesa acessível ao público S54-48715 (correspondendo a patente U.S. 4181676), documento de patente 5: pedido de patente japonesa acessível ao público S54-63023, documento de patente 6: pedido de patente japonesa acessível ao público S54-5 148726).

Um segundo sistema é um sistema que usa um aparelho em que uma coluna de destilação é provida no topo de um vaso de reação; carbonato de etileno, metanol e um catalisador são colocados no vaso de reação, e a reação é levada a prosseguir por aquecimento em uma temperatura predeterminada. Com este sistema, para completar pelo metanol destilado fora 10 através de azeotropia com o carbonato de dimetila produzido, metanol é adicionado ao vaso de reação continuamente ou em bateladas, mas em qualquer evento com este sistema a reação prossegue somente no vaso de reação, que é de tipo batelada, em que o catalisador, carbonato de etileno e 15 metanol estão presentes. A reação é assim de tipo batelada, a reação sendo realizada usando um excesso grande de metanol sob refluxo levando um tempo longo em uma faixa de 3 a mais de 20 horas (ver, por exemplo, documento de patente 3: pedido de patente japonesa acessível ao público S51- 122025 (correspondendo a patente U.S. 4062884), documento de patente 4: 20 pedido de patente japonesa acessível ao público S54-48716 (correspondendo a patente U.S. 4307032), documento de patente 11: patente U.S. 3803201).

Um terceiro sistema é um sistema de reação contínua em que uma solução mista de carbonato de etileno e metanol é continuamente alimentada em um reator tubular mantido em uma temperatura de reação predeterminada, e uma mistura de reação contendo carbonato de etileno e 25 metanol que não são reagidos, e carbonato de dimetila e etileno glicol que são produzidos são continuamente retirados em uma forma líquida de uma saída no outro lado. Qualquer um dos dois processos é usado dependendo da forma

do catalisador usado. Isto é, existe um processo em que um catalisador homogêneo é usado, e é passado através do reator tubular junto com a solução mista de carbonato de etileno e metanol e, então, após a reação o catalisador é separado da mistura de reação (ver, por exemplo, documento de patente 7: pedido de patente japonesa acessível ao público 63-41432 (correspondendo a patente U.S. 4661609), documento de patente 10: patente U.S. 4734518), e um processo em que um catalisador heterogêneo fixado dentro do o reator tubular é usado (ver, por exemplo, documento de patente 8: pedido de patente japonesa acessível ao público S63-238043, documento de patente 9: pedido de patente japonesa acessível ao público S64-31737 (correspondendo a patente U.S. 4691041)). A reação de produção de carbonato de dimetila e etileno glicol através da reação entre carbonato de etileno e metanol é uma reação de equilíbrio e, assim, com este sistema de reação de fluxo contínuo usando um reator tubular, é impossível tornar a conversão de carbonato de etileno maior do que uma conversão de equilíbrio determinada pela relação de composição introduzida e a temperatura de reação. Por exemplo, de acordo com o exemplo 1 no documento de patente 7 (pedido de patente japonesa acessível ao público S63-41432 (correspondendo a patente U.S. 4661609)), para uma reação em fluxo a 130°C usando um material de partida adicionado com uma relação molar de metanol / carbonato de etileno = 4 / 1, a conversão de carbonato de etileno é 25%. Isto significa que uma quantidade grande de carbonato de etileno e metanol não reagidos restantes na mistura de reação deve ser separada, recuperada, e recirculada de volta ao reator e, na realidade, com o processo de documento de patente 9 (pedido de patente japonesa acessível ao público S64-31737 (correspondendo a patente U.S. 4691041)), são usados muitos equipamentos para tal separação, purificação, recuperação, e recirculação.

Um quarto sistema é um sistema de destilação reativa descrito,

pela primeira vez, pelos presentes inventores (ver, por exemplo, documento de patente 12: pedido de patente japonesa acessível ao público H4-198141, documento de patente 13: pedido de patente japonesa acessível ao público H4-230243, documento de patente 14: pedido de patente japonesa acessível ao público H9-176061, documento de patente 15: pedido de patente japonesa acessível ao público H9-183744, documento de patente 16: pedido de patente japonesa acessível ao público H9-194435, documento de patente 17: publicação internacional WO 97/23445 (correspondendo a patente européia 0889025, patente U.S. 5847189), documento de patente 18: publicação internacional WO99/64382 (correspondendo a patente européia 1086940, patente U.S. 6346638), documento de patente 19: publicação internacional WO00/51954 (correspondendo a patente européia 1174406, patente U.S. 6479689), documento de patente 20: pedido de patente japonesa acessível ao público 2002-308804, documento de patente 21: pedido de patente japonesa acessível ao público 2004-131394), que é um processo de produção contínua em que carbonato de etileno e metanol são, cada, continuamente alimentados em uma coluna de destilação de estágios múltiplos, e a reação é realizada na presença de um catalisador em uma pluralidade de estágios na coluna de destilação, enquanto carbonato de dimetila e etileno glicol são separados. Os pedidos de patente em que se usa este sistema de destilação reativa subsequentemente foram depositados por outras empresas (ver, por exemplo, documento de patente 22: pedido de patente japonesa acessível ao público H5-213830 (correspondendo a patente européia 0530615, patente U.S. 5231212), documento de patente 23: pedido de patente japonesa acessível ao público H6-9507 (correspondendo a patente européia 0569812, patente U.S. 5359118), documento de patente 24: pedido de patente japonesa acessível ao público 2003-119168 (correspondendo a publicação internacional WO 03/006418), documento de patente 25: pedido de patente japonesa acessível

ao público 2003-300936, documento de patente 26: pedido de patente japonesa acessível ao público 2003-342209).

Deste modo, os processos propostos até agora para produzir o carbonato de dialquila e o diol a partir do carbonato cílico e do álcool monoídrico alifático incluem os quatros sistemas:

5 (1) um sistema de reação completamente em batelada;

(2) um sistema de reação em batelada usando um vaso de reação tendo uma coluna de destilação provida no topo do mesmo;

10 (3) um sistema de reação de líquido escoando usando um reator tubular; e

(4) um sistema de destilação reativa.

No entanto, notam-se os seguintes problemas com estes sistemas.

No caso de (1) e (3), o limite superior da conversão de carbonato cílico é determinado pela composição introduzida e a temperatura e, assim, a reação não pode ser realizada até ser concluída e, assim, a conversão é baixa.

15 Além disso, no caso (2), para tornar a conversão de carbonato cílico elevada, o carbonato de dialquila produzido deve ser destilado usando uma quantidade muito grande do álcool monoídrico alifático, e um tempo de reação longo é requerido. No caso de (4), a reação pode ser levada a prosseguir com uma conversão maior do que com (1), (2) ou (3). No entanto, processos de (4)

20 propostos até agora foram relacionados com uma produção do carbonato de dialquila e do diol ou em quantidades pequenas ou durante um período curto de tempo, e não foi relatada a realização da produção em uma escala industrial de modo estável durante um período prolongado de tempo. Isto é, estes processos não atingiram o objetivo de produzir um carbonato de dialquila continuamente em uma quantidade grande (por exemplo, não menor do que 2 toneladas /hora) de modo estável durante um período prolongado de tempo (por exemplo, não menor do que 1000 h, preferivelmente não menor do

que 3000 h, mais preferivelmente não menor do que 5000 horas).

Por exemplo, os valores máximos da altura (H: cm), diâmetro (D: cm), e número de estágios (n) da coluna de destilação reativa, a quantidade P produzida (kg/h) de carbonato de dimetila, e o tempo de produção contínua T (h) nos exemplos descritos para a produção de carbonato de dimetila (DMC) e etileno glicol (EG) a partir de carbonato de etileno e metanol são como na 5 tabela 1.

TABELA 1

Doc. de patente	H : cm	D : cm	Estágios no.: n	P : kg/h	T : h
12	100	2	30	0,106	400
15	160	5	40	0,427	nota 5
16	160	5	40	0,473	nota 5
18	200	4	coluna de recheio (Dixon)	0,932	nota 5
19	nota 1	5	60	0,275	nota 5
20	nota 1	5	60	0,258	nota 5
21	nota 1	5	60	0,258	nota 5
22	250	3	coluna recheio (Raschig)	0,392	nota 5
23	nota 2	nota 2	nota 2	0,532	nota 5
24	nota 3	nota 3	42	nota 4	nota 5
25	nota 3	nota 3	30	3750	nota 5
26	200	15	coluna de recheio (BX)	0,313	nota 5

Nota 1: coluna de destilação Oldershaw

10 **Nota 2:** nenhuma descrição qualquer que seja definindo a coluna de destilação.

Nota 3: a única descrição definindo coluna de destilação é sobre o número de estágios.

Nota 4: nenhuma descrição qualquer que seja sobre a quantidade produzida.

15 **Nota 5:** nenhuma descrição qualquer que seja com relação a uma produção estável durante um período prolongado de tempo.

No documento de patente 25 (pedido de patente japonesa acessível ao público 2003-300936) (parágrafo 0060) afirma-se que “O

exemplo presente usa o mesmo fluxo de processo como para o modo preferido mostrado na FIG. 1 descrito acima, e foi realizado com o objetivo de operar um aparelho em escala comercial para produzir carbonato de dimetila e etileno glicol através de transesterificação por uma reação de conversão catalítica entre carbonato de etileno e metanol. Deve-se notar que os seguintes valores numéricos no presente exemplo podem ser adequadamente usados na operação de um aparelho real”, e como este exemplo, afirma-se que 3750 kg/h de carbonato de dimetila foram especificamente produzidos. A escala descrita neste exemplo corresponde a uma produção anual de 30.000 toneladas ou mais e, assim, isto implica que, por ocasião do depósito do pedido de patente para documento de patente 25 (pedido de patente japonesa acessível ao público 2003-300936) (9 de abril de 2002), operação da primeira planta comercial em larga escala do mundo usando este processo tinha sido realizada. No entanto, mesmo por ocasião do depósito do presente pedido, não se notava o fato acima de todo. Além disso, no exemplo de documento de patente 25 (pedido de patente japonesa acessível ao público 2003-300936), exatamente o mesmo valor que o valor teoricamente calculado é descrito para a quantidade produzida de carbonato de dimetila, mas o rendimento para etileno glicol é de aproximadamente 85,6%, e a seletividade é de aproximadamente 88,4% e, assim, não se pode afirmar realmente que um rendimento elevado e uma seletividade elevada foram atingidos. Em particular, a baixa seletividade indica que este processo tem um inconveniente fatal como um processo de produção industrial. (Nota-se também que o documento de patente 25 (pedido de patente japonesa acessível ao público 2003-300936) foi considerado como tendo sido desistido em 26 de julho de 2005 devido ao exame não ter sido requerido).

Com o método de destilação reativa, existem muitas causas de flutuação como variação da composição devido à reação e à variação de

composição devido à destilação na coluna de destilação, e variação de temperatura e variação de pressão na coluna e, assim, a continuação de uma operação estável durante um período longo de tempo é acompanhada por muitas dificuldades, e em particular estas dificuldades são ainda aumentadas 5 no caso de manipulação de quantidades grande. Para continuar produção em massa do carbonato de dialquila e do diol usando o método de destilação reativa de modo estável durante um período prolongado de tempo enquanto mantendo rendimentos elevados e seletividades elevadas para o carbonato de dialquila e o diol, o aparelho de destilação reativa deve ser projetado de modo 10 inteligente. No entanto, a única descrição de produção estável contínua durante um período prolongado de tempo com o método de destilação reativa proposto até agora foi de 200 a 400 horas feita no documento de patente 12 (pedido de patente japonesa acessível ao público H4-198141) e no documento 15 de patente 13 (pedido de patente japonesa acessível ao público H4-230243).

Descrição da invenção

Problemas a serem resolvidos pela invenção

É um objeto de a presente invenção prover, para o caso de produzir um carbonato de dialquila e um diol industrialmente em grandes quantidades (por exemplo não menos que 2 toneladas/h para o carbonato de 20 dialquila e não menos que 1,3 toneladas/h para o diol) através de um sistema de destilação reativa tomando-se um carbonato cíclico e um álcool monoídrico alifático como materiais de partida, continuamente alimentando os materiais de partida em uma coluna de destilação contínua de estágios múltiplos em que está presente um catalisador homogêneo, e realizando a 25 reação e a destilação simultaneamente na coluna, um processo específico em que o carbonato de dialquila e o diol podem ser produzidos com elevada seletividade e alta produtividade de modo estável durante um período prolongado de tempo (por exemplo, não menos que 1000 horas,

preferivelmente não menos que 3000 horas, mais preferivelmente não menos que 5000 horas), com um alto rendimento.

Meios para resolver os problemas

Desde que os inventores presentes primeiro descreveram um processo para produzir continuamente o carbonato de dialquila e o diol usando a coluna de destilação contínua de estágios múltiplos, foram realizadas muitas propostas com relação ao aperfeiçoamento deste processo. No entanto, elas ocorreram em um nível laboratorial em uma escala pequena e tempo de operação curto e, assim, não se encontra qualquer que seja descrição sobre um processo ou aparelho específico permitindo a produção em massa em uma escala industrial de modo estável durante um período prolongado de tempo com base nas descobertas obtidas através de uma implementação real. Os presentes inventores assim realizaram estudos voltados para descobrir um processo específico permitindo que o carbonato de dialquila e o diol fossem produzidos em uma escala industrial de, por exemplo, não menos que 2 toneladas / h para o carbonato de dialquila e não menos que 1,3 toneladas / h para o diol de modo estável com um alto rendimento durante um período prolongado de tempo com seletividade elevada e produtividade elevada. Como resultado, os presentes inventores chegaram à presente invenção.

Isto é, de acordo com o primeiro aspecto da presente invenção, provê-se:

1. um processo para a produção de um carbonato de dialquila e de um diol industrialmente com alto rendimento em que o carbonato de dialquila e o diol são continuamente produzidos através de um sistema de destilação reativa tomando-se um carbonato cílico e um álcool monoídrico alifático como materiais de partida, compreendendo as etapas de:

continuamente alimentar os materiais de partida em uma coluna de destilação contínua de estágios múltiplos em que está presente um

catalisador homogêneo;

realizar a reação e destilação simultaneamente na coluna;

continuamente retirar uma mistura de reação de ponto de ebulação baixo contendo o carbonato de dialquila produzido de uma porção 5 superior de referida coluna em uma forma gasosa, e

continuamente retirar uma mistura de reação de ponto de ebulação elevado contendo o diol de uma porção inferior da coluna em uma forma líquida, em que:

(a) referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos

10 compreende uma coluna de destilação de tipo de coluna de bandeja tendo uma porção de tronco cilíndrico tendo um comprimento L (cm) e um diâmetro interno D (cm) e tendo uma estrutura tendo um interno com um número de estágios n , referido interno sendo uma bandeja tendo uma pluralidade de orifícios, e ainda tendo uma saída a gás tendo um diâmetro interno d_1 (cm) no topo da coluna ou na porção superior da coluna próxima ao topo, uma saída de líquido tendo um diâmetro interno d_2 (cm) em um fundo da coluna ou na porção inferior da coluna próxima do fundo, pelo menos uma primeira entrada 15 provida na porção superior e/ou uma porção do meio da coluna abaixo da saída de gás, e pelo menos uma segunda entrada provida na porção do meio da coluna acima da saída do líquido, e/ou na porção inferior da coluna acima da saída do líquido, em que:

(1) o comprimento L (cm) atende à fórmula (1);

$$2100 \leq L \leq 8000 \quad (1),$$

(2) o diâmetro interno D (cm) da coluna atende à fórmula (2);

$$180 \leq D \leq 2000 \quad (2),$$

25 (3) uma relação do comprimento L (cm) para o diâmetro interno D (cm) da coluna atende à fórmula (3);

$$4 \leq L / D \leq 40 \quad (3),$$

(4) o número de estágios n atende à fórmula (4);

$$10 \leq n \leq 120 \quad (4),$$

(5) uma relação do diâmetro interno D (cm) da coluna para o diâmetro interno d_1 (cm) da saída de gás atende à fórmula (5);

$$3 \leq D / d_1 \leq 20 \quad (5), \text{ e}$$

5 (6) uma relação do diâmetro interno D (cm) da coluna para o diâmetro interno d_2 (cm) da saída de líquido atende à fórmula (6);

$$5 \leq D / d_2 \leq 30 \quad (6); \text{ e}$$

10 (b) o material de partida carbonato cílico é continuamente introduzido na referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos a partir de pelo menos uma referida primeira entrada provida entre o 3^{o} estágio a partir do topo da referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos e o $(n/3)^{\text{o}}$ estágio a partir do topo da referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos;

15 (c) o material de partida álcool monoídrico alifático é continuamente introduzido na referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos a partir de, pelo menos, uma segunda entrada provida entre o $(n/3)^{\text{o}}$ estágio a partir do topo da referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos e o $(2n/3)^{\text{o}}$ estágio a partir do topo da referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos;

20 (d) uma relação de abertura da bandeja instalada não mais baixo do que um estágio onde o carbonato cílico é introduzido está em uma faixa de 2,5 a 10%;

25 (e) uma relação de abertura da bandeja instalada não mais alto do que o estágio onde o carbonato cílico é introduzido e não mais baixo do que um estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido está em uma faixa de 2 a 8%; e

(f) uma relação de abertura da bandeja instalada não mais alto do que o estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido está em uma

faixa de 1,5 a 5%,

2. o processo de acordo com o item 1, em que uma quantidade produzida do carbonato de dialquila não é menor que 2 toneladas/h,

5 3. o processo de acordo com o item 1 ou 2, em que a quantidade produzida do diol não é menor que 1,3 toneladas/h,

4. o processo de acordo com qualquer um dos itens 1 a 3, em que referido d_1 e referido d_2 atendem à fórmula (7);

$$1 \leq d_1 / d_2 \leq 5 \quad (7),$$

5 10 5. o processo de acordo com qualquer um dos itens 1 a 4, em que L , D , L/D , n , D/d_1 , e D/d_2 para a referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos atendem respectivamente $2300 \leq L \leq 6000$, $200 \leq D \leq 1000$, $5 \leq L/D \leq 30$, $30 \leq n \leq 100$, $4 \leq D/d_1 \leq 15$, e $7 \leq D/d_2 \leq 25$,

15 15 6. o processo de acordo com qualquer um dos itens 1 a 5, em que L , D , L/D , n , D/d_1 , e D/d_2 para a referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos atendem respectivamente $2500 \leq L \leq 5000$, $210 \leq D \leq 800$, $7 \leq L/D \leq 20$, $40 \leq n \leq 90$, $5 \leq D/d_1 \leq 13$, e $9 \leq D/d_2 \leq 20$,

20 20 7. o processo de acordo com qualquer um dos itens 1 a 6, em que a relação de abertura da bandeja instalada não mais baixo do que referido estágio onde o carbonato cíclico é introduzido está em uma faixa de 3 a 8%, a relação de abertura da bandeja instalada não mais alto do que referido estágio onde o carbonato cíclico é introduzido e não mais baixo do que referido estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido, está em uma faixa de 2,5 a 7%, e a relação de abertura da bandeja instalada não mais alto do que referido estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido, está em uma faixa de 1,8 a 4,5%,

25 8. o processo de acordo com qualquer um dos itens 1 a 7, em que a relação de abertura da bandeja instalada não mais baixo do que o estágio onde o carbonato cíclico é introduzido está em uma faixa de 3,5 a 6%, a

relação de abertura da bandeja instalada não mais alto do que o estágio onde o carbonato cíclico é introduzido e não mais baixo do que o estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido está em uma faixa de 3 a 5,5%, e a relação de abertura da bandeja instalada não mais alto do que o estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido está em uma faixa de 2 a 4%,

9. o processo de acordo com qualquer um dos itens 1 a 8, em que referida bandeja é uma bandeja perfurada tendo uma porção perfurada e uma porção descendente,

10. o processo de acordo com o item 9, em que referidas bandejas perfuradas têm 100 a 1000 orifícios/m² na referida porção perfurada da mesma,

11. o processo de acordo com o item 9 ou 10, em que uma área de seção transversal por orifício das referidas bandejas perfuradas está em uma faixa de 0,5 a 5 cm².

15 Além disso, de acordo com o segundo aspecto da presente invenção, provê-se:

12. uma coluna de destilação contínua de estágios múltiplos para realizar a transesterificação entre um carbonato cíclico e um álcool monoídrico alifático e destilação, em que:

20 (a) a coluna de destilação contínua de estágios múltiplos compreende:

uma porção de tronco cilíndrico tendo um comprimento L (cm) e um diâmetro interno D (cm);

25 uma bandeja tendo um número de estágios n providos dentro da porção de tronco;

uma saída de gás tendo um diâmetro interno d₁ (cm) provida em um topo da coluna ou em uma porção superior da coluna próxima do topo;

uma saída de líquido tendo um diâmetro interno d₂ (cm) provida

em um fundo da coluna ou em uma porção inferior da coluna próxima do fundo;

pelo menos uma primeira entrada provida na porção superior e/ou uma porção do meio da coluna abaixo da referida saída de gás; e

5 pelo menos uma segunda entrada provida na porção do meio e/ou na porção inferior da coluna acima da referida saída de líquido;

em que:

(1) o comprimento L (cm) atende à fórmula (1);

$2100 \leq L \leq 8000$ (1),

10 (2) o diâmetro interno D (cm) da coluna atende à fórmula (2);

$180 \leq D \leq 2000$ (2),

(3) uma relação do comprimento L (cm) para o diâmetro interno D (cm) da coluna atende à fórmula (3);

$4 \leq L / D \leq 40$ (3),

15 (4) o número de estágios n atende à fórmula (4);

$10 \leq n \leq 120$ (4),

(5) uma relação do diâmetro interno D (cm) da coluna para o diâmetro interno d_1 (cm) da saída de gás atende à fórmula (5);

$3 \leq D / d_1 \leq 20$ (5), e

20 (6) uma relação do diâmetro interno D (cm) da coluna para o diâmetro interno d_2 (cm) da saída de líquido atende à fórmula (6);

$5 \leq D / d_2 \leq 30$ (6);

(b) o material de partida carbonato cíclico é continuamente introduzido na referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos a partir de pelo menos uma referida primeira entrada provida entre o 3º estágio a partir do topo da referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos e o $(n/3)$ º estágio a partir do topo da referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos;

(c) o material de partida álcool monoídrico alifático é continuamente introduzido na referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos a partir de, pelo menos, uma referida segunda entrada provida entre o $(n/3)^o$ estágio a partir do topo da referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos e o $(2n/3)^o$ estágio a partir do topo da referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos;

(d) uma relação de abertura da bandeja instalada não mais baixo do que um estágio onde o carbonato cíclico é introduzido está em uma faixa de 2,5 a 10%;

(e) uma relação de abertura da bandeja instalada não mais alto do que o estágio onde o carbonato cíclico é introduzido e não mais baixo do que um estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido está em uma faixa de 2 a 8%; e

(f) uma relação de abertura da bandeja instalada não mais alto do que o estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido está em uma faixa de 1,5 a 5%,

13. a coluna de destilação contínua de estágios múltiplos de acordo com o item 12, em que referido d_1 e referido d_2 atendem à fórmula (7);

$$1 \leq d_1 / d_2 \leq 5 \quad (7),$$

14. a coluna de destilação contínua de estágios múltiplos de acordo com o item 12 ou 13, em que L , D , L/D , n , D/d_1 , e D/d_2 para a referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos atendem respectivamente $2300 \leq L \leq 6000$, $200 \leq D \leq 1000$, $5 \leq L/D \leq 30$, $30 \leq n \leq 100$, $4 \leq D/d_1 \leq 15$, e $7 \leq D/d_2 \leq 25$,

15. a coluna de destilação contínua de estágios múltiplos de acordo com qualquer um dos itens 12 a 14, em que L , D , L/D , n , D/d_1 , e D/d_2 para referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos atendem respectivamente $2500 \leq L \leq 5000$, $210 \leq D \leq 800$, $7 \leq L/D \leq 20$, $40 \leq n \leq 90$,

$5 \leq D/d_1 \leq 13$, e $9 \leq D/d_2 \leq 20$,

16. a coluna de destilação contínua de estágios múltiplos de acordo com qualquer um dos itens 12 a 15, em que a relação de abertura da bandeja instalada não mais baixo do que referido estágio onde o carbonato cíclico é introduzido está em uma faixa de 3 a 8%, a relação de abertura da bandeja instalada não mais alto do que referido estágio onde o carbonato cíclico é introduzido e não mais baixo do que referido estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido, está em uma faixa de 2,5 a 7%, e a relação de abertura da bandeja instalada não mais alto do que referido estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido, está em uma faixa de 1,8 a 4,5%,

17. a coluna de destilação contínua de estágios múltiplos de acordo com qualquer um dos itens 12 a 16, em que a relação de abertura da bandeja instalada não mais baixo do que referido estágio onde o carbonato cíclico é introduzido está em uma faixa de 3,5 a 6%, a relação de abertura da bandeja instalada não mais alto do que referido estágio onde o carbonato cíclico é introduzido e não mais baixo do que referido estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido está em uma faixa de 3 a 5,5%, e a relação de abertura das bandejas instaladas não mais alto do que o estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido está em uma faixa de 2 a 4%,

18. a coluna de destilação contínua de estágios múltiplos de acordo com qualquer um dos itens 12 a 17, em que referida bandeja é uma bandeja perfurada tendo uma porção perfurada e uma porção descendente,

19. a coluna de destilação contínua de estágios múltiplos de acordo com o item 18, em que referida bandeja perfurada têm 100 a 1000 orifícios/m² na referida porção perfurada da mesma,

20. a coluna de destilação contínua de estágios múltiplos de acordo com o item 18 ou 19, em que uma área de seção transversal por orifício da referida bandeja perfurada está em uma faixa de 0,5 a 5 cm².

Efeitos Vantajosos da Invenção

Descobriu-se que, por implementação da presente invenção, o carbonato de dialquila e o diol podem ser produzidos, cada, com um alto rendimento e seletividade elevada de não menos que 95%, preferivelmente não menos que 97%, mais preferivelmente não menos que 99%, em uma escala industrial de não menos que 2 toneladas/h, preferivelmente não menos que 3 toneladas/h, mais preferivelmente não menos que 4 toneladas/h, para o carbonato de dialquila, e não menos que 1,3 toneladas/h, preferivelmente não menos que 1,95 toneladas/h, mais preferivelmente não menos que 2,6 toneladas/h, para o diol, de modo estável durante um período prolongado de tempo de não menos que 1000 horas, preferivelmente não menos que 3000 horas, mais preferivelmente não menos que 5000 horas, a partir de um carbonato cíclico e um álcool monoídrico alifático.

DESCRIÇÃO DOS DESENHOS

FIGURA 1 é um exemplo de desenho esquemático para a coluna de destilação contínua de estágios múltiplos para realizar a presente invenção, a coluna de destilação tendo um número de estágios n de bandejas como os internos (na figura 1, uma bandeja é esquematicamente mostrada) providos dentro de uma porção de tronco da mesma.

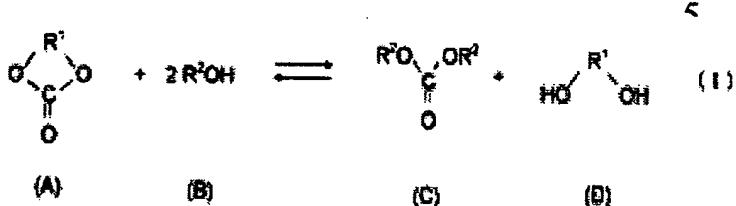
Descrição dos Números de Referência

1: saída de gás, 2: saída de líquido, 3-a a 3-e: entrada, 4-a a 4-b: entrada, 5: placa terminal; 6: interno, 7: porção de tronco, 10: coluna de destilação contínua de estágios múltiplos, L: comprimento (cm) de porção de tronco, D: diâmetro interno (cm) da porção de tronco, d_1 : diâmetro interno (cm) da saída de gás, d_2 : diâmetro interno (cm) de saída de líquido.

Melhor Modo para Realizar a Invenção

A seguir, apresenta-se uma descrição detalhada da presente invenção.

A reação da presente invenção é reação de transesterificação de equilíbrio reversível representada pela seguinte fórmula em que um carbonato de dialquila (C) e um diol (D) são produzidos a partir de um carbonato cíclico (A) e um álcool monoídrico alifático (B);



10 em que R^1 representa um grupo bivalente $-(CH_2)_m-$ (m é um número inteiro de 2 a 6), um ou mais dos hidrogênios dos mesmos sendo opcionalmente substituído com um grupo alquila ou um grupo arila tendo de 1 a 10 átomos de carbono. Além disso, R^2 representa um grupo alifático monovalente tendo de 1 a 12 átomos de carbono, um ou mais dos hidrogênios dos mesmos sendo opcionalmente substituído com um grupo alquila ou grupo arila tendo de 1 a 10 átomos de carbono.

O carbonato cíclico usado como um material de partida na presente invenção é um composto representado por (A) na fórmula (I). Por exemplo, um carbonato de alquíleno como carbonato de etíleno ou carbonato de propileno; ou 1,3-dioxaciclohexa-2-ona, 1,3-dioxaciclohepta-2-ona, ou outros, podem ser preferivelmente usados, carbonato de etíleno ou carbonato de propileno sendo mais preferivelmente usados devido à facilidade de sua procura e outros, e o carbonato de etíleno sendo mais particularmente preferivelmente usado.

25 Além disso, o álcool monoídrico alifático usado como o outro material de partida é um composto representado por (B) na fórmula acima. Um álcool monoídrico alifático tendo um ponto de ebulição inferior ao do diol produzido é usado. Apesar da possível variação dependendo do tipo de

carbonato cíclico usado, exemplos do álcool monoídrico alifático incluem metanol, etanol, propanol (isômeros), álcool alílico, butanol (isômeros), 3-buten-1-ol, álcool amílico (isômeros), álcool hexílico (isômeros), álcool heptílico (isômeros), álcool octílico (isômeros), álcool nonílico (isômeros), 5 álcool decílico (isômeros), álcool undecílico (isômeros), álcool dodecílico (isômeros), ciclopentanol, ciclohexanol, cicloheptanol, ciclooctanol, metilciclopentanol (isômeros), etilciclopentanol (isômeros), metilciclohexanol (isômeros), etilciclohexanol (isômeros), dimetilciclohexanol (isômeros), dietilciclohexanol (isômeros), fenilciclohexanol (isômeros), álcool benzílico, álcool fenetílico (isômeros), fenilpropanol (isômeros), e assim em diante. Além disso, estes álcoois monoídricos alifáticos podem ser substituídos com substituintes como halogênios, grupos alcóxi inferior, grupos ciano, grupos alcoxcarbonila, grupos ariloxicarbonila, grupos acilóxi, 10 e grupos nitro.

15 Dentre tais álcoois monoídricos alifáticos, os preferivelmente usados são álcoois tendo de 1 a 6 átomos de carbono, mais preferivelmente álcoois tendo de 1 a 4 átomos de carbono, isto é, metanol, etanol, propanol (isômeros), e butanol (isômeros). No caso de usar carbonato de etileno ou carbonato de propileno como o carbonato cíclico, exemplos preferíveis dos 20 álcoois monoídricos alifáticos incluem metanol e etanol, metanol sendo particularmente preferível.

25 No processo da presente invenção, um catalisador homogêneo é levado a estar presente na coluna de destilação reativa. O método de levar o catalisador homogêneo a estar presente pode ser qualquer método, mas é preferível alimentar o catalisador na coluna de destilação reativa continuamente de modo a fazer com que o catalisador esteja presente em uma fase líquida na coluna de destilação reativa.

No caso em que um catalisador homogêneo é alimentado

continuamente na coluna de destilação reativa, o catalisador homogêneo pode ser alimentado junto com o carbonato cílico e/ou o álcool monoídrico alifático, ou pode ser alimentado em uma posição diferente nos materiais de partida. A reação realmente prossegue na coluna de destilação em uma região 5 abaixo da posição em que o catalisador é alimentado e, assim, é preferível alimentar o catalisador em uma região entre o topo da coluna e a(s) posição (s) em que os materiais de partida são alimentados. O catalisador deve estar presente em, pelo menos, 5 estágios, preferivelmente, pelo menos, 7 estágios, mais preferivelmente, pelo menos, 10 estágios.

10 Como o catalisador usado na presente invenção, qualquer um dentre vários catalisadores conhecidos até agora podem ser usados. Exemplos do catalisador incluem:

metais alcalinos e metais alcalinos terrosos como lítio, sódio, potássio, rubídio, césio, magnésio, cálcio, estrôncio, e bário;

15 compostos básicos de metais alcalinos e metais alcalinos terrosos como hidretos, hidróxidos, alcóxidos, arilóxidos, e amidas;

compostos básicos de metais alcalinos e metais alcalinos terrosos como carbonatos, bicarbonatos, sais de ácido orgânico;

20 aminas terciárias como trietilamina, tributilamina, trihexilamina, e benzildietilamina;

compostos heteroaromáticos contendo nitrogênio como N-alquilpirróis, N-alquilindóis, oxazóis, N-alquilimidazóis, N-alquilpirazóis, oxadiazóis, piridina, alquilpiridinas, quinolina, alquilquinolinas, isoquinolina, alquilisoquinolinas, acridina, alquilacridinas, fenantrolina, alquilfenantrolinas, 25 pirimidina, alquilpirimidinas, pirazina, alquilpirazinas, triazinas, e alquiltriazinas;

amidinas cíclicas como diazabicicloundeceno (DBU), diazabiciclononeno (DBN);

compostos de tálio como óxido de tálio, halogenetos de tálio, hidróxido de tálio, carbonato de tálio, nitrato de tálio, sulfato de tálio, e sais de ácido orgânico de tálio;

5 compostos de estanho como tributilmetoxiestanho, tributiletoxi estanho, dibutilmetoxiestanho, dietildietoxiestanho, dibutil dietoxiestanho, dibutilfenoxiestanho, difenilmethoxiestanho, acetato de dibutilestanho, cloreto de tributilestanho, e 2-etilhexanoato de estanho;

10 compostos de zinco como dimetoxizinco, dietoxizinco, etilenodioxizinco, dibutoxizinco; compostos de alumínio como trimetóxido de alumínio, triisopropóxido de alumínio, e tributóxido de alumínio;

compostos de titânio como tetrametoxititânio, tetraetoxititânio, tetrabutoxititânio, diclorodimetoxititânio, tetraisopropoxititânio, acetato de titânio, e acetilacetonato de titânio;

15 compostos de fósforo como trimetilfosfina, trietilfosfina, tributilfosfina, trifenilfosfina, halogenetos de tributilmetilfosfônio, halogenetos de trioctilbutilfosfônio, e halogenetos de trifenilmetilfosfônio;

compostos de zircônio como halogenetos de zircônio, acetilacetonato de zircônio, alcóxidos de zircônio, e acetato de zircônio; e

20 chumbo e compostos contendo chumbo, por exemplo, óxidos de chumbo como PbO , PbO_2 , e Pb_3O_2 ; sulfetos de chumbo como PbS , Pb_2S_3 , e PbS_2 ;

hidróxidos de chumbo como $Pb(OH)_2$, $Pb_3O_2(OH)_2$, $Pb_2[PbO_2(OH)_2]$, e $Pb_2O(OH)_2$;

plumbitos como Na_2PbO_2 , K_2PbO_2 , $NaHPbO_2$, e $KHPbO_2$;

25 plumbatos como Na_2PbO_3 , $Na_2H_2PbO_4$, K_2PbO_3 , $K_2[Pb(OH)_6]$, K_4PbO_4 , Ca_2PbO_4 , e $CaPbO_3$;

carbonatos de chumbo e sais básicos dos mesmos como $PbCO_3$, e $2PbCO_3.Pb(OH)_2$;

compostos de alcóxi chumbo e compostos de arilóxi chumbo como $\text{Pb}(\text{OCH}_3)_2$, $(\text{CH}_3\text{O})\text{Pb}(\text{OPh})$, e $\text{Pb}(\text{OPh})_2$;

sais de chumbo de ácidos orgânicos, e carbonatos e sais básicos dos mesmos, como $\text{Pb}(\text{OCOCH}_3)_2$, $\text{Pb}(\text{OCOCH}_3)_4$, e
5 $\text{Pb}(\text{OCOCH}_3)_2 \cdot \text{PbO} \cdot 3\text{H}_2\text{O}$;

compostos de organochumbo como Bu_4Pb , Ph_4Pb , Bu_3PbCl , Ph_3PbBr , Ph_3Pb (ou Ph_6Pb_2), Bu_3PbOH , e Ph_2PbO (em que Bu representa um grupo butila, e Ph representa um grupo fenila);

10 ligas de chumbo, Pb-Na , Pb-Ca , Pb-Ba , Pb-Sn , e Pb-Sb ; minerais de chumbo como galena e blenda de zinco; e hidratos de tais compostos de chumbo.

No caso em que o composto usado dissolve em um material de partida da reação, a mistura de reação, um subproduto de reação ou outro, o composto pode ser usado como tal como um catalisador homogêneo. 15 Alternativamente, também é preferível usar, como o catalisador homogêneo, uma mistura obtida por dissolução do composto acima no material de partida da reação, na mistura de reação, no subproduto de reação ou outro antes, ou por reação para ocasionar a dissolução.

A quantidade do catalisador usado na presente invenção varia 20 dependendo do tipo do catalisador usado, mas está geralmente em uma faixa de 0,0001 a 50 % em peso, preferivelmente de 0,005 a 20 % em peso, mais preferivelmente de 0,01 a 10 % em peso, como uma proporção do peso total do carbonato cílico e do álcool monoídrico alifático alimentados como os materiais de partida.

25 Quando alimentando continuamente o carbonato cílico na coluna de destilação contínua de estágios múltiplos constituindo a coluna de destilação reativa na presente invenção, é importante para o carbonato cílico ser alimentado em um estágio especificado. Especificamente, o material de

partida, carbonato cíclico, deve ser continuamente introduzido na coluna de destilação contínua de estágios múltiplos a partir de, pelo menos, uma entrada provida entre o 3º estágio a partir do topo da coluna de destilação contínua de estágios múltiplos e o $(n/3)^{\text{o}}$ estágio a partir do topo da coluna de destilação contínua de estágios múltiplos. É importante assegurar que compostos de ponto de ebulição elevado, como o carbonato cíclico e o diol, não estejam contidos no componente de topo da coluna em estágios acima da(s) entrada(s) do carbonato cíclico. Por esta razão, existem preferivelmente não menos que 3 estágios, mais preferivelmente 4 a 10 estágios, ainda mais preferivelmente 5 a 8 estágios, acima da(s) entrada(s) do carbonato cíclico.

Um carbonato cíclico preferivelmente usado na presente invenção é um não contendo um halogênio que foi produzido através da reação entre, por exemplo, um óxido de alquíleno, como óxido de etíleno, óxido de propileno, ou óxido de estireno e dióxido de carbono. Um carbonato cíclico contendo quantidades pequenas destes compostos de matéria prima, o diol, e outros, podem ser usados, assim, como o material de partida na presente invenção.

Na presente invenção, o material de partida álcool monoídrico alifático pode ser um álcool monoídrico alifático de pureza elevada, ou pode conter outros compostos. Por exemplo, é preferível usar um álcool monoídrico alifático contendo em uma faixa de 1 a 15 % em peso do carbonato de dialquila com base na massa total do álcool monoídrico alifático e o carbonato de dialquila. É mais preferível usar um álcool monoídrico alifático tendo este teor de carbonato de dialquila em uma faixa de 1,5 a 12 % em peso, ainda mais preferivelmente de 2 a 10% em peso.

Quando realizando industrialmente a presente reação, além de carbonato cíclico e/ou álcool monoídrico alifático novos recentemente introduzidos no sistema de reação, material tendo o carbonato cíclico e/ou o

álcool monoídrico alifático como um componente principal do mesmo recuperado a partir deste processo e/ou outro processo, também pode ser preferivelmente usado para os materiais de partida. É um aspecto característico excelente da presente invenção que isto seja possível. Um exemplo de outro processo é um processo em que um carbonato de diarila é produzido a partir do carbonato de dialquila e do composto mono-hidróxi aromático, o álcool monoídrico alifático sendo subproduzido neste processo e recuperado. O álcool monoídrico alifático subproduzido recuperado geralmente contém o carbonato de dialquila, mas foi descoberto que, no caso em que o teor do carbonato de dialquila está em uma faixa como acima, podem ser obtidos os excelentes efeitos da presente invenção. O álcool monoídrico alifático subproduzido recuperado pode ainda conter o composto mono-hidróxi aromático, um éter alquil arílico, quantidades pequenas de um carbonato de alquil arila, e o carbonato de diarila e assim em diante. O álcool monoídrico alifático subproduzido pode ser usado como tal como um material de partida na presente invenção, ou pode ser usado como o material de partida após a quantidade de material contido tendo um ponto de ebulição maior do que o do álcool monoídrico alifático ter sido reduzida através de destilação ou semelhante.

Quando alimentando continuamente o álcool monoídrico alifático dentro da coluna de destilação contínua de estágios múltiplos constituindo a coluna de destilação reativa na presente invenção, é preferível para o álcool monoídrico alifático ser alimentado em um estágio especificado. Especificamente, na presente invenção, o material de partida álcool monoídrico alifático deve ser continuamente introduzido na coluna de destilação contínua de estágios múltiplos a partir de, pelo menos, uma entrada provida entre o $(n/3)^{\text{o}}$ estágio a partir do topo da coluna de destilação contínua de estágios múltiplos e o $(2n/3)^{\text{o}}$ estágio a partir do topo da coluna de

destilação contínua de estágios múltiplos. Descobriu-se que, porque o álcool monoídrico alifático usado como um material de partida na presente invenção geralmente contém uma quantidade especificada do carbonato de dialquila, efeitos excelentes da presente invenção podem ser obtidos levando a(s) 5 entrada(s) do álcool monoídrico alifático a estar(em) em um estágio dentro desta faixa especificada. Mais preferivelmente, o álcool monoídrico alifático é continuamente introduzido na coluna de destilação contínua de estágios múltiplos a partir de pelo menos uma entrada provida entre o $(2n/5)^{\circ}$ estágio a partir do topo da coluna de destilação contínua de estágios múltiplos e o 10 $(3n/5)^{\circ}$ estágio a partir do topo da coluna de destilação contínua de estágios múltiplos.

Os materiais de partida são alimentados continuamente na coluna de destilação em uma forma líquida, em uma forma gasosa, ou como uma mistura de um líquido e um gás. Além de alimentar os materiais de partida na 15 coluna de destilação deste modo, também é preferível alimentar adicionalmente um material de partida gasoso intermitentemente ou continuamente a partir de uma porção do meio e/ou uma porção inferior da coluna de destilação. Além disso, outro método preferível é um em que o carbonato cílico é alimentado continuamente em forma líquida ou forma 20 mista gás/líquido em um estágio da coluna de destilação acima dos estágios em que está presente o catalisador, e o álcool monoídrico alifático é alimentado continuamente dentro da coluna de destilação em uma forma gasosa e/ou em uma forma líquida a partir de, pelo menos, uma entrada provida em um estágio da coluna de destilação como descrito acima. Os 25 materiais de partida são preferivelmente levados a contatar o catalisador em uma região de pelo menos 5 estágios, preferivelmente, pelo menos, 7 estágios, mais preferivelmente, pelo menos, 10 estágios, da coluna de destilação.

Na presente invenção, uma relação entre as quantidades do

carbonato cíclico e do álcool monoídrico alifático alimentados dentro da coluna de destilação reativa varia de acordo com o tipo e quantidade do catalisador de transesterificação e as condições de reação, mas a relação molar do álcool monoídrico alifático para o carbonato cíclico alimentado está 5 geralmente em uma faixa de 0,01 a 1000 vezes. Para aumentar a conversão de carbonato cíclico, é preferível alimentar o álcool monoídrico alifático em um excesso de pelo menos 2 vezes o número de mols do carbonato cíclico, mas se a quantidade do álcool monoídrico alifático usado for muito grande, então é necessário tornar o aparelho maior. Por tais razões, a relação molar do álcool 10 monoídrico alifático para o carbonato cíclico está preferivelmente em uma faixa de 2 a 20, mais preferivelmente de 3 a 15, ainda mais preferivelmente de 5 a 12. Além disso, se permanecer muito carbonato cíclico não reagido, então 15 o carbonato cíclico não reagido pode reagir com o produto diol para subproduzir oligômeros, como um dímero ou um trímero e, assim, em implementação industrial, é preferível reduzir a quantidade de carbonato cíclico não reagido restante na medida do possível. No processo da presente invenção, mesmo se a relação molar acima não for maior que 10, a conversão 20 do carbonato cíclico pode ser levada a não ser menor que 98%, preferivelmente não menor que 99%, mais preferivelmente não menor que 99,9%. Este é outro aspecto característico da presente invenção.

Na presente invenção, preferivelmente não menos que 2 toneladas/h do carbonato de dialquila são continuamente produzidas; a quantidade mínima do carbonato cíclico continuamente alimentado para obter isto é geralmente de 2,2 P toneladas/h, preferivelmente 2,1 P toneladas/h, 25 mais preferivelmente 2,0 P toneladas/h, com base na quantidade P (tonelada/h) do carbonato de dialquila a ser produzido. Em um caso ainda mais preferível, esta quantidade pode ser levada a ser menor que 1,9 P t/h.

A figura 1 mostra um exemplo de um desenho esquemático da

coluna de destilação contínua de estágios múltiplos para realizar o processo de produção de acordo com a presente invenção. Aqui, a coluna de destilação contínua de estágios múltiplos 10, usada na presente invenção, compreende uma coluna de destilação de tipo de coluna de bandejas, que tem uma estrutura tendo placas terminais 5 respectivamente acima e abaixo da porção de tronco cilíndrico 7 tendo um comprimento L (cm) e um diâmetro interno D (cm) e tendo, dentro da mesma, um interno com um número de estágios n , referidos internos sendo bandejas 6 tendo, cada, uma pluralidade de orifícios, e que ainda tem uma saída de gás 1 tendo um diâmetro interno d_1 (cm) no topo da coluna ou em uma porção superior da coluna próxima do topo, uma saída de líquido 2 tendo um diâmetro interno d_2 (cm) no fundo da coluna ou em uma porção inferior da coluna próxima do fundo, pelo menos uma primeira entrada 3 (a, e) provida abaixo da saída de gás 1 entre o 3º estágio a partir do topo da coluna de destilação contínua de estágios múltiplos e o $(n/3)^o$ estágio a partir do topo da coluna de destilação contínua de estágios múltiplos, e pelo menos uma segunda entrada 3 (b, c) e 4 (a, b) provida acima da saída de líquido 2 entre o $(n/3)^o$ estágio do topo da coluna de destilação contínua de estágios múltiplos e o $(2n/3)^o$ estágio a partir do topo da coluna de destilação contínua de estágios múltiplos e, além disso, deve ser levada a 10 atender a várias condições de modo a ser capaz de realizar não somente a destilação mas também a reação ao mesmo tempo, de modo a ser capaz de produzir, preferivelmente, não menos que 2 toneladas/h do carbonato de dialquila e/ou preferivelmente não menos que 1,3 toneladas/h do diol, de modo estável durante um período prolongado de tempo. Nota-se que a figura 15 20 25 1 é apenas uma forma de realização da coluna de destilação contínua de estágios múltiplos de acordo com a presente invenção e, assim, a disposição dos estágios da bandeja não é limitada à mostrada na figura 1.

A coluna de destilação contínua de estágios múltiplos, de acordo

com a presente invenção, atende não somente a condições da perspectiva da função de destilação mas, de fato, estas condições são combinadas com as condições requeridas para levar a reação a prosseguir de modo estável com uma elevada conversão e alta seletividade, especificamente o seguinte deve ser atendido:

5 (a) na coluna de destilação contínua de estágios múltiplos,

(1) o comprimento L (cm) atende à fórmula (1);

10 $2100 \leq L \leq 8000$ (1),

(2) o diâmetro interno D (cm) da coluna atende à fórmula (2);

15 $180 \leq D \leq 2000$ (2),

(3) uma relação do comprimento L (cm) para o diâmetro interno D (cm) da coluna atende à fórmula (3);

$4 \leq L / D \leq 40$ (3),

(4) o número de estágios n atende à fórmula (4);

15 $10 \leq n \leq 120$ (4),

(5) uma relação do diâmetro interno D (cm) da coluna para o diâmetro interno d_1 (cm) da saída de gás atende à fórmula (5);

$3 \leq D / d_1 \leq 20$ (5), e

(6) uma relação do diâmetro interno D (cm) da coluna para o

20 diâmetro interno d_2 (cm) da saída de líquido atende à fórmula (6);

$5 \leq D / d_2 \leq 30$ (6); e

(b) o material de partida carbonato cílico é continuamente introduzido na coluna de destilação contínua de estágios múltiplos a partir de pelo menos uma referida primeira entrada provida entre o 3º estágios a partir do topo da coluna de destilação contínua de estágios múltiplos e o $(n/3)^o$ estágio a partir do topo da coluna de destilação contínua de estágios múltiplos;

(c) o material de partida álcool monoídrico alifático é

continuamente introduzido na coluna de destilação contínua de estágios múltiplos a partir de, pelo menos, uma segunda entrada provida entre o $(n/3)^o$ estágio a partir do topo da referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos e o $(2n/3)^o$ estágio a partir do topo da referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos;

5 (d) uma relação de abertura de uma bandeja instalada não mais baixo do que um estágio onde o carbonato cíclico é introduzido está em uma faixa de 2,5 a 10%;

10 (e) uma relação de abertura de uma bandeja instalada não mais alto do que o estágio onde o carbonato cíclico é introduzido e não mais baixo do que um estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido está em uma faixa de 2 a 8%; e

15 (f) uma relação de abertura da bandeja instalada não mais alto do que o estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido está em uma faixa de 1,5 a 5%.

Nota-se que o termo "o topo da coluna ou a porção superior da coluna próxima ao topo" usado na presente invenção significa a porção do topo da coluna descendente até aproximadamente 0,25 L, e o termo "o fundo da coluna ou a porção inferior da coluna próxima do fundo" significa a porção do fundo da coluna ascendente até aproximadamente 0,25 L. Aqui, "L" é 20 como definido acima.

Descobriu-se que usando a coluna de destilação contínua de estágios múltiplos que simultaneamente atende às fórmulas (1) a (6), e em que as entradas de material de partida carbonato cíclico e álcool monoídrico alifático estão respectivamente dentro das faixas especificadas descritas acima, e as relações de abertura da bandeja atendem às faixas descritas acima, o carbonato de dialquila e o diol podem ser produzidos em uma escala industrial de preferivelmente não menos que 2 toneladas/h do carbonato de

dialquila e/ou preferivelmente não menos que 1,3 do diol com uma elevada conversão, elevada seletividade, e elevada produtividade, de modo estável durante um período prolongado de tempo de, por exemplo, não menos que 1000 horas, preferivelmente não menos que 3000 horas, mais preferivelmente 5 não menos que 5000 horas, a partir do carbonato cílico e do álcool monoídrico alifático. A razão porque se torna possível produzir o carbonato de dialquila e o diol em uma escala industrial com tais efeitos excelentes por implementação do processo da presente invenção não é evidente, mas se supõe ser devido a um efeito compósito ocasionado quando as condições das 10 fórmulas (1) a (6), as condições nos estágios das entradas do material de partida, e as condições das relações de abertura das bandejas são combinadas.

O termo "a relação de abertura da bandeja" usado na presente invenção significa, para cada uma das bandejas na coluna de destilação de 15 estágios múltiplos, a relação entre a área total de aberturas na bandeja através da qual gás e líquido podem passar e a área da bandeja tendo estas aberturas ai. Nota-se que para uma bandeja tendo uma porção descendente, a área da porção em que o borbulhamento substancialmente ocorre, isto é, excluindo a porção descendente, é tomada como a área da bandeja.

A presente invenção refere-se a um método de destilação reativa 20 em que não somente a destilação é realizada mas, melhor ainda, a reação é realizada ao mesmo tempo, e uma elevada conversão e alta seletividade (alto rendimento) são alcançadas; para tanto, descobriu-se que, além de atender às fórmulas acima (1) a (6), é importante fazer com que os estágios das entradas 25 do material de partida e as relações de abertura da bandeja estejam nas faixas acima especificadas.

As faixas preferíveis para os fatores respectivos são descritas abaixo.

Se L (cm) for menor que 2100, então a conversão diminui e,

assim, não é possível atingir a quantidade de produção desejada. Além disso, para abaixar o custo do equipamento enquanto mantendo a conversão permitindo que a quantidade de produção desejada seja alcançada, L deve ser levado a não ultrapassar 8.000. Uma faixa mais preferível para L (cm) é 2300

5 $\leq L \leq 6000$, com $2500 \leq L \leq 5000$ sendo ainda mais preferível.

Se D (cm) for menor que 180, então não é possível atingir a quantidade de produção desejada. Além disso, para abaixar o custo do equipamento enquanto atingindo a quantidade de produção desejada, D deve ser levado a não ser maior que 2000. Uma faixa mais preferível para D (cm) é

10 $200 \leq D \leq 1000$, com $210 \leq D \leq 800$ sendo ainda mais preferível.

Se L / D for menor que 4 ou maior que 40, então operação estável se torna difícil. Em particular, se L / D for maior que 40, então a diferença de pressão entre o topo e o fundo da coluna se torna muito alta e, assim, operação estável prolongada se torna difícil. Além disso, se torna necessário aumentar a temperatura na porção inferior da coluna, e assim reações laterais podem ocorrer, ocasionando uma diminuição na seletividade. Uma faixa mais preferível para L / D é $5 \leq L / D \leq 30$, com $7 \leq L / D \leq 20$ sendo ainda mais preferível.

Se n for menor que 10, então a conversão diminui e, assim, não é possível atingir a quantidade de produção desejada. Além disso, para abaixar o custo do equipamento enquanto mantendo a conversão permitindo que a quantidade de produção desejada seja alcançada, n deve ser levado a não ser maior que 120. Além disso, se n for maior que 120, então a diferença de pressão entre o topo e o fundo da coluna se torna muito grande e, assim, uma operação estável prolongada se torna difícil. Além disso, se torna necessário aumentar a temperatura na porção inferior da coluna e, assim, reações laterais se tornam possíveis de ocorrer, ocasionando uma diminuição na seletividade. Uma faixa mais preferível para n é $30 \leq n \leq 100$, com $40 \leq n \leq 90$ sendo ainda

mais preferível.

Se D / d_1 for menor que 3, então o custo do equipamento se torna elevado. Além disso, uma quantidade grande de um componente gasoso é prontamente liberada para o exterior do sistema e, assim, uma operação 5 estável se torna difícil. Se D / d_1 for maior do que 20, então a quantidade retirada de componente gasoso se torna relativamente baixa e, assim, a operação estável se torna difícil e, além disso, uma diminuição na conversão é ocasionada. Uma faixa mais preferível para D / d_1 é $4 \leq D / d_1 \leq 15$, com $5 \leq D / d_1 \leq 13$ sendo ainda mais preferível.

Se D / d_2 for menor que 5, então o custo do equipamento se torna elevado. Além disso, a quantidade retirada de líquido se torna relativamente elevada e, assim, a operação estável se torna difícil. Se D / d_2 for maior que 30, então a taxa de fluxo através da saída de líquido e da tubulação se torna excessivamente rápida e, assim, erosão pode ocorrer, ocasionando a corrosão 15 do aparelho. Uma faixa mais preferível para D / d_2 é $7 \leq D / d_2 \leq 25$, com $9 \leq D / d_2 \leq 20$ sendo ainda mais preferível.

Além disso, verificou-se que, na presente invenção, é ainda mais preferível que d_1 e d_2 atendam à fórmula (7);

$$1 \leq d_1 / d_2 \leq 5 \quad (7).$$

Na presente invenção, as bandejas devem ter relações de abertura nas faixas especificadas. Especificamente, a relação de abertura das bandejas instaladas não mais baixo do que o estágio onde o carbonato cíclico é introduzido deve estar em uma faixa de 2,5 a 10%, a relação de abertura das bandejas instaladas não mais alto do que o estágio onde o carbonato cíclico é introduzido e não mais baixo do que o estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido deve estar em uma faixa de 2 a 8%, e a relação de abertura das bandejas instaladas não mais alto do que o estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido deve estar em uma faixa de 1,5 a 5%. Se

uma destas relações de abertura for menor do que o limite inferior especificado, então o aparelho se torna grande com relação à quantidade de produção requerida e, assim, o custo do equipamento se torna elevado. Além disso, o tempo de residência aumenta e, assim, reações laterais (por exemplo uma reação entre o produto de reação diol e carbonato cíclico não reagido) se tornam possíveis de ocorrer. Além disso, se a relação de abertura for maior que o limite superior especificado, então o tempo de residência em cada uma das bandejas diminui e, assim, o número de estágios deve ser aumentado para atingir uma conversão elevada e, assim, surgem os problemas descritos acima para quando n for alto.

Por tais razões, a relação de abertura das bandejas instaladas não mais baixo do que o estágio onde o carbonato cíclico é introduzido está preferivelmente em uma faixa de 3 a 8%, mais preferivelmente de 3,5 a 6%. Além disso, a relação de abertura das bandejas instaladas não mais alto do que o estágio onde o carbonato cíclico é introduzido e não mais baixo do que o estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido, está preferivelmente em uma faixa de 2,5 a 7%, mais preferivelmente de 3 a 5,5%. Além disso, a relação de abertura das bandejas instaladas não mais alto do que o estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido, está preferivelmente em uma faixa de 1,8 a 4,5%, mais preferivelmente de 2 a 4%.

Na presente invenção, cada bandeja deve ter pelo menos três tipos de relação de abertura, estando em três zonas divididas uma da outra pelos estágios das entradas para os dois materiais de partida. Em cada zona, a relação de abertura pode ser igual para todas as bandejas, ou pode diferir. No caso de diferir, a relação de abertura das bandejas em uma porção superior da zona é preferivelmente maior do que a relação de abertura das bandejas em uma porção inferior da zona.

Na presente invenção, a relação de abertura das bandejas em uma

zona em uma porção superior da coluna é preferivelmente igual que ou maior do que a relação de abertura das bandejas em uma zona em uma porção inferior da coluna. Uma coluna de destilação de múltiplos estágios é preferivelmente usada. Assim, é particularmente preferível para a seguinte 5 relação ser atendida: relação de abertura na porção superior \geq relação de abertura na porção do meio \geq relação de abertura na porção inferior.

O termo “operação estável prolongada” usado na presente invenção significa que a operação pode ser realizada continuamente em um estado uniforme com base nas condições de operação sem inundação, 10 gotejamento, entupimento da tubulação ou erosão durante não menos do que 1000 horas, preferivelmente não menos do que 3000 horas, mais preferivelmente não menos do que 5000 horas, e quantidades predeterminadas do carbonato de dialquila e do diol podem ser produzidas enquanto mantendo uma conversão elevada, seletividade elevada, e produtividade alta.

15 Um aspecto característico da presente invenção é que o carbonato de dialquila e o diol podem ser produzidos de modo estável durante um período prolongado de tempo cada um com seletividade elevada e preferivelmente com produtividade alta para o carbonato de dialquila de não menos que 2 toneladas/h e produtividade alta para o diol de não menos que 20 1,3 toneladas/h. O carbonato de dialquila e o diol são mais preferivelmente produzidos em uma quantidade de não menos que 3 t/h e não menos que 1,95 t/h respectivamente, ainda mais preferivelmente não menos que 4 toneladas/h e não menos que 2,6 t/h respectivamente. Além disso, outro aspecto característico da presente invenção é que no caso em que $L, D, L / D, n, D / 25 d_1$, e D / d_2 , para a coluna de destilação contínua de estágios múltiplos atendem, respectivamente, a $2300 \leq L \leq 6000$, $200 \leq D \leq 1000$, $5 \leq L / D \leq 30$, $30 \leq n \leq 100$, $4 \leq D / d_1 \leq 15$, e $7 \leq D / d_2 \leq 25$, não menos que 2,5 toneladas/h, preferivelmente não menos que 3 t/h, mais preferivelmente não

menos que 3,5 toneladas/h do carbonato de dialquila, e não menos que 1,6 toneladas/h, preferivelmente não menos que 1,95 toneladas/h, mais preferivelmente não menos que 2,2 toneladas/h do diol podem ser produzidos.

Além disso, outro aspecto característico da etapa (I) da presente invenção é que no caso em que L , D , L / D , n , D / d_1 , e D / d_2 para a coluna de destilação contínua estágios múltiplos atendem, respectivamente, a $2500 \leq L \leq 5000$, $210 \leq D \leq 800$, $7 \leq L / D \leq 20$, $40 \leq n \leq 90$, $5 \leq D / d_1 \leq 13$ e $9 \leq D / d_2 \leq 20$, não menos que 3 t/h, preferivelmente não menos que 3,5 toneladas/h, mais preferivelmente não menos que 4 toneladas/h do carbonato de dialquila, e não menos que 1,95 toneladas/h, preferivelmente não menos que 2,2 toneladas/h, mais preferivelmente não menos que 2,6 toneladas/h do diol podem ser produzidas.

A “seletividade” para cada um dentre o carbonato de dialquila e o diol na presente invenção é baseada no carbonato cílico reagido. Na presente invenção, uma seletividade elevada de não menos que 95% pode ser geralmente alcançada, preferivelmente não menos que 97%, mais preferivelmente não menos que 99%. Além disso, a “conversão” na presente invenção geralmente indica a conversão de carbonato cílico, sendo possível, na presente invenção, levar a conversão de carbonato cílico a não ser menor que 95%, preferivelmente não menor que 97%, mais preferivelmente não menor que 99%, ainda mais preferivelmente não menor que 99,5%, ainda mais preferivelmente não menor que 99,9%. É um dos aspectos característicos excelentes da presente invenção que uma conversão elevada possa ser mantida enquanto mantendo, deste modo, seletividade elevada.

A coluna de destilação contínua de estágios múltiplos usada na presente invenção compreende uma coluna de destilação de tipo de coluna de bandeja incluindo bandejas tendo uma pluralidade de orifícios como o interno. O termo “interno” usado na presente invenção significa as partes na

coluna de destilação onde gás e líquido são realmente levados ao contato um com o outro. Exemplos de bandejas incluem uma bandeja de topo de borbulhamento, uma bandeja perfurada, uma bandeja ondulada, uma bandeja de lastro, uma bandeja de válvula, uma bandeja de contra-fluxo, uma bandeja Unifrax, uma bandeja Superfrac, uma bandeja Maxfrac, uma bandeja de fluxo duplo, uma bandeja de placa de grade, uma bandeja de placa turbograde, uma bandeja Kittel, ou semelhantes. No caso em que se tem estágios na coluna de destilação contínua de estágios múltiplos, em que o catalisador não está presente e, assim, a reação substancialmente não ocorre (por exemplo, 5 estágios acima do estágio em que o catalisador é introduzido), uma coluna de destilação em que estes estágios são recheados com recheios, isto é, uma coluna de destilação contínua de estágios múltiplos tendo tanto uma porção de bandeja como uma posição recheada com recheios, é também preferível. Os 10 exemplos do recheio incluem um recheio aleatório como um anel Raschig, um anel Lessing, um anel Pall, uma sela Berl, uma sela Intalox, um recheio Dixon, um recheio McMahon ou Heli-Pak, ou um recheio estruturado como 15 Mellapak, Gempak, Techno-pack, Flexipac, um recheio Sulzer, um recheio Goodroll, ou Glitschgrid. Além disso, o termo "número de estágios n" usado na presente invenção significa o número de bandejas no caso da bandeja, e o 20 número teórico de estágios no caso do recheio. O número de estágios n no caso de uma coluna de destilação de múltiplos estágios tendo tanto uma porção de bandeja como uma porção recheada com o recheio é, assim, a soma do número de bandejas e o número teórico de estágios.

Para o processo da presente invenção, descobriu-se que uma 25 conversão elevada, seletividade elevada e produtividade alta podem ser alcançadas se n estágios de qualquer uma das bandejas acima foram usados, mas que as bandejas de peneira tendo, cada, uma porção perfurada e uma porção descendente, são particularmente boas como as bandejas em termos da

relação entre desempenho e custo do equipamento. Descobriu-s, também, que cada bandeja perfurada preferivelmente tem 100 a 1000 orifícios/m² na porção perfurada. Um número mais preferível de orifícios é de 120 a 900 orifícios/m², ainda mais preferivelmente 150 a 800 orifícios/m². Além disso, 5 descobriu-se que a área de seção transversal por orifício de cada bandeja perfurada está preferivelmente em uma faixa de 0,5 a 5 cm². Uma área de seção transversal por orifício mais preferível é de 0,7 a 4 cm², ainda mais preferivelmente de 0,9 a 3 cm². Além disso, descobriu-se que é 10 particularmente preferível se cada bandeja perfurada tiver 100 a 1000 orifícios/m² na porção perfurada, e a área de seção transversal por orifício está 15 em uma faixa de 0,5 a 5 cm². O número de orifícios na porção perfurada pode ser igual para todas as bandejas perfuradas ou pode diferir.

Foi demonstrado que por adição das condições acima à coluna de destilação contínua de estágios múltiplos, o objeto da presente invenção pode 15 ser atingido mais facilmente.

Quando realizando a presente invenção, o carbonato de dialquila e o diol são continuamente produzidos por alimentação contínua do carbonato cíclico e do álcool monoídrico alifático como os materiais de partida na coluna de destilação contínua de estágios múltiplos em que o catalisador está 20 presente, realizando a reação e a destilação simultaneamente na coluna, continuamente retirando uma mistura de reação de ponto de ebulação baixo contendo o carbonato de dialquila produzido de uma porção superior da coluna em uma forma gasosa, e continuamente retirando uma mistura de 25 reação de ponto de ebulação elevado contendo o diol de uma porção inferior da coluna em forma líquida.

O tempo de reação para a reação de transesterificação realizada na presente invenção é considerado para se igualar ao tempo médio de residência do líquido de reação na coluna de destilação contínua de estágios

múltiplos. O tempo de reação varia dependendo da forma dos internos na coluna de destilação e o número de estágios, as quantidades dos materiais de partida alimentados, o tipo e quantidade do catalisador, as condições de reação e assim em diante. O tempo de reação está geralmente em uma faixa 5 de 0,1 a 20 h, preferivelmente de 0,5 a 15 h, mais preferivelmente de 1 a 10 h.

A temperatura de reação varia dependendo do tipo dos compostos de material de partida usados, e o tipo e quantidade do catalisador. A temperatura de reação está geralmente em uma faixa de 30 a 300°C. Prefere-se aumentar a temperatura de reação de modo a aumentar a taxa de 10 reação. No entanto, se a temperatura de reação for muito elevada, então as reações laterais podem ocorrer. A temperatura de reação está assim preferivelmente na faixa de 40 a 250°C, mais preferivelmente de 50 a 200°C, ainda mais preferivelmente de 60 a 150°C. Na presente invenção, a destilação reativa pode ser realizada com a temperatura de fundo da coluna fixada em 15 não mais do que 150°C, preferivelmente não mais que 130°C, mais preferivelmente não mais que 110°C, ainda mais preferivelmente não mais que 100°C. Um aspecto característico excelente da presente invenção é que a conversão elevada, seletividade elevada, e produtividade elevada podem ser alcançadas mesmo com tal temperatura baixa de fundo da coluna. Além disso, 20 a pressão de reação varia dependendo do tipo dos compostos de material de partida usados e a composição entre os mesmos, a temperatura de reação, e assim em diante. A pressão de reação pode ser qualquer uma dentre pressão reduzida, pressão normal, ou uma pressão aplicada, e geralmente está na faixa de 1 a 2×10^7 Pa, preferivelmente de 10^3 a 10^7 Pa, mais preferivelmente de 10^4 25 a 5×10^6 Pa.

O material constituindo a coluna de destilação contínua de estágios múltiplos usada na presente invenção é geralmente um material metálico como aço carbono ou aço inoxidável. Em termos da qualidade do

carbonato de dialquila e diol a serem produzidos, aço inoxidável é preferível.

EXEMPLO

A seguir, apresenta-se uma descrição mais detalhada da presente invenção através de exemplos. No entanto, a presente invenção não é limitada

5 aos seguintes exemplos.

Exemplo 1:

<Coluna de destilação contínua de estágios múltiplos A>

Uma coluna de destilação contínua de estágios múltiplos como mostrado na FIG. 1 tendo $L = 3300$ cm, $D = 300$ cm, $L / D = 11$, $n = 60$, $d / D_1 = 7,5$ e $D / d_2 = 12$ foi usada. As bandejas na coluna de destilação eram bandejas perfuradas, cada tendo a área de seção transversal por orifício na porção perfurada das mesmas de aproximadamente $1,3\text{ cm}^2$. A relação de abertura de cada uma das bandejas acima de uma entrada de carbonato cíclico estava na faixa de 3,6 a 4,6%, a relação de abertura de cada uma das bandejas instaladas não mais alto do que o estágio onde o carbonato cíclico é introduzido e não mais baixo do que um estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido estava em uma faixa de 2,6 a 3,6%, e a relação de abertura de cada uma das bandejas instaladas não mais alto do que o estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido estava na faixa de 1,6 a 15 20 2,6%.

<Destilação reativa>

3,27 toneladas/h de carbonato de etileno em uma forma líquida foram continuamente introduzidas na coluna de destilação a partir de uma entrada (3-a) provida no 5º estágio a partir do topo. 3,238 toneladas/h de metanol em uma forma gasosa (contendo 8,96% em peso de carbonato de 25 dimetila) e 7,489 toneladas/h de metanol em uma forma líquida (contendo 6,66% em peso de carbonato de dimetila) foram respectivamente continuamente introduzidos na coluna de destilação das entradas (3-b e 3-c)

providas no 30º estágio do topo. A relação molar dos materiais de partida introduzidos na coluna de destilação foi metanol / carbonato de etileno = 8,36.

O catalisador usado foi obtido por adição de 4,8 toneladas de etileno glicol a 2,5 toneladas de KOH (48% em peso de solução aquosa), 5 aquecendo a aproximadamente 130°C, gradualmente reduzindo a pressão, e realizando o tratamento térmico durante aproximadamente 3 horas a aproximadamente 1300 Pa, de modo a produzir uma solução homogênea. Esta solução de catalisador foi continuamente introduzida na coluna de destilação a partir de uma entrada (3-e) provida no 54º estágio do fundo (concentração K: 10 0,1% em peso com base em carbonato de etileno alimentado). A destilação reativa foi realizada continuamente sob condições de uma temperatura de fundo de coluna de 98°C, uma pressão de topo de coluna de aproximadamente $1,118 \times 10^5$ Pa, e uma relação de refluxo de 0,42.

Foi possível atingir uma operação estável em estado uniforme 15 após 24 horas. Uma mistura de reação de ponto de ebulição baixo retirada a partir do topo 1 da coluna em uma forma gasosa foi resfriada usando um trocador térmico e assim se tornou um líquido. A mistura de reação de ponto de ebulição baixo líquida, que foi continuamente retirada da coluna de destilação a 10,678 toneladas/hora, continha 4,129 t/h de carbonato de 20 dimetila, e 6,549 t/h de metanol. Um líquido continuamente retirado do fundo 2 da coluna a 3,382 t/h continha 2,356 t/h de etileno glicol, 1,014 toneladas/h de metanol, e 4 kg/h de carbonato de etileno não reagido. Excluindo o carbonato de dimetila contido no material de partida, a quantidade produzida 25 real de carbonato de dimetila foi de 3,340 toneladas/hora, e excluindo o etileno glicol contido na solução de catalisador, a quantidade produzida real de etileno glicol foi de 2,301 toneladas/hora. A conversão de carbonato de etileno foi de 99,88%, a seletividade de carbonato de dimetila não foi menor que 99,99%, e a seletividade de etileno glicol não foi menor que 99,99%.

A operação contínua prolongada foi realizada sob estas condições. Após 500 horas, 2000 horas, 4000 horas, 5000 horas, e 6000 horas, as quantidades produzidas reais por hora foram de 3,340 t, 3,340 t, 3,340 t, 3,340 t, e 3,340 toneladas respectivamente para carbonato de dimetila, e 2,301 t, 2,301 t, 2,301 t, 2,301 t, e 2,301 toneladas respectivamente para etileno glicol, as conversões de carbonato de etileno foram respectivamente 99,90%, 99,89%, 99,89%, 99,88%, e 99,88%, seletividades de carbonato de dimetila foram respectivamente não menores que 99,99%, não menores que 99,99%, não menores que 99,99%, não menores que 99,99%, e não menores que 99,99%, e seletividades de etileno glicol foram respectivamente não menores que 99,99%, não menores que 99,99%, não menores que 99,99%, não menores que 99,99%, e não menores que 99,99%.

Exemplo 2

A destilação reativa foi realizada sob as seguintes condições usando a mesma coluna de destilação contínua de estágios múltiplos como no exemplo 1. 2,61 toneladas/h de carbonato de etileno em uma forma líquida foram continuamente introduzidas na coluna de destilação a partir da entrada (3-a) provida no 5º estágio do topo. 4,233 toneladas/h de metanol em uma forma gasosa (contendo 2,41% em peso de carbonato de dimetila) e 4,227 toneladas/h de metanol em uma forma líquida (contendo 1,46% em peso de carbonato de dimetila) foram respectivamente continuamente introduzidas na coluna de destilação a partir das entradas (3-b e 3-c) providas no 30º estágio do topo. A relação molar dos materiais de partida introduzidos na coluna de destilação foi metanol / carbonato de etileno = 8,73. O catalisador foi feito de modo ser igual que no exemplo 1, e foi continuamente alimentado na coluna de destilação. A destilação reativa foi realizada continuamente sob condições de uma temperatura de fundo de coluna de 93°C, uma pressão de topo de coluna de aproximadamente $1,046 \times 10^5$ Pa, e uma relação de refluxo de 0,48.

Foi possível atingir uma operação estável em estado uniforme após 24 horas. Uma mistura de reação de ponto de ebulação baixo retirada a partir do topo 1 da coluna em uma forma gasosa foi resfriada usando um trocador térmico tornando, assim, um líquido. A mistura líquida de reação de ponto de ebulação baixo, continuamente retirada da coluna de destilação a 8,17 toneladas/hora, continha 2,84 toneladas/h de carbonato de dimetila, e 5,33 toneladas/h de metanol. Um líquido continuamente retirado do fundo 2 da coluna a 2,937 toneladas/h continha 1,865 toneladas/h de etileno glicol, 1,062 toneladas/h de metanol, e 0,2 kg/h de carbonato de etileno não reagido.

Excluindo o carbonato de dimetila contido no material de partida, a quantidade real produzida de carbonato de dimetila foi de 2,669 toneladas/h e, excluindo o etileno glicol contido na solução de catalisador, a quantidade real produzida de etileno glicol foi de 1,839 t/hora. A conversão de carbonato de etileno foi de 99,99%, a seletividade de carbonato de dimetila não foi menor que 99,99%, e a seletividade de etileno glicol não foi menor que 99,99%.

Operação contínua prolongada foi realizada sob estas condições. Após 1000 horas, 2000 horas, 3000 horas, e 5000 horas, as quantidades reais produzidas por hora foram de 2,669 toneladas, 2,669 toneladas, 2,669 toneladas, e 2,669 toneladas respectivamente para carbonato de dimetila, e 1,839 toneladas, 1,839 toneladas, 1,839 toneladas, e 1,839 toneladas respectivamente para etileno glicol, as conversões de carbonato de etileno foram respectivamente de 99,99%, 99,99%, 99,99%, e 99,99%, as seletividades de carbonato de dimetila foram respectivamente não menores do que 99,99%, não menores do que 99,99%, não menores do que 99,99%, e não menores do que 99,99%, e as seletividades de etileno glicol foram respectivamente não menores do que 99,99%, não menores do que 99,99%, não menores do que 99,99%, e não menores do que 99,99%.

Exemplo 3

A coluna de destilação contínua de estágios múltiplos, como mostrado na FIG. 1, tendo $L = 3300$ cm, $D = 300$ cm, $L / D = 11$, $n = 60$, $D / d_1 = 7,5$, e $D / d_2 = 12$ foi usada. As bandejas na coluna de destilação foram bandejas perfuradas, cada tendo uma área de seção transversal por orifício na porção perfurada das mesmas de aproximadamente $1,3 \text{ cm}^2$. A relação de abertura de cada uma das bandejas acima da entrada de carbonato cíclico estava na faixa de 4,1 a 5,1%, a relação de abertura de cada uma das bandejas instaladas não mais alto do que o estágio onde o carbonato cíclico é introduzido e não mais baixo do que um estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido estavam na faixa de 3,1 a 4,1%, e a relação de abertura de cada das bandejas instaladas não mais alto do que o estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido estava em uma faixa de 2,1 a 3,1%.

3,773 toneladas/h de carbonato de etileno em uma forma líquida foram continuamente introduzidas na coluna de destilação da entrada (3-a) provida no 5º estágio do topo. 3,736 toneladas/h de metanol em uma forma gasosa (contendo 8,97% em peso de carbonato de dimetila) e 8,641 toneladas/h de metanol em uma forma líquida (contendo 6,65% em peso de carbonato de dimetila) foram respectivamente continuamente introduzidas na coluna de destilação a partir das entradas (3-b e 3-c) providas no 30º estágio a partir do topo. A relação molar dos materiais de partida introduzidos na coluna de destilação foi metanol / carbonato de etileno = 8,73. O catalisador foi levado a ser igual que o exemplo 1, e continuamente alimentado na coluna de destilação. A destilação reativa foi realizada continuamente sob condições de uma temperatura de fundo de coluna de 98°C , uma pressão de topo de coluna de aproximadamente $1,118 \times 10^5 \text{ Pa}$, e uma relação de refluxo de 0,42.

Foi possível atingir uma operação estável em estado uniforme após 24 horas. Uma mistura de reação de ponto de ebulação baixo retirada a partir do topo da coluna em uma forma gasosa foi resfriada usando um

trocador térmico tornando-se, assim, um líquido. A mistura líquida de reação de ponto de ebulição baixo, que foi continuamente retirada da coluna de destilação a 12,32 toneladas/hora, continha 4,764 toneladas/h de carbonato de dimetila, e 7,556 toneladas/h de metanol. Um líquido continuamente retirado do fundo da coluna a 3,902 toneladas/h continha 2,718 toneladas/h de etileno glicol, 1,17 toneladas/h de metanol, e 4,6 kg/h de carbonato de etileno não reagido. Excluindo o carbonato de dimetila contido no material de partida, a quantidade real produzida de carbonato de dimetila foi de 3,854 toneladas/hora, e excluindo o etileno glicol contido na solução de catalisador, a quantidade real produzida de etileno glicol foi de 2,655 toneladas/hora. A conversão de carbonato de etileno foi de 99,88%, a seletividade de carbonato de dimetila não foi menor do que 99,99%, e a seletividade de etileno glicol não foi menor do que 99,99%.

A operação contínua prolongada foi realizada sob estas condições. Após 1000 horas, 2000 horas, 3000 horas, e 5000 horas, as quantidades produzidas reais por hora foram de 3,854 toneladas, 3,854 toneladas, 3,854 toneladas, e 3,854 toneladas respectivamente para carbonato de dimetila, e 2,655 toneladas, 2,655 toneladas, 2,655 toneladas, e 2,655 toneladas respectivamente para etileno glicol, as conversões de carbonato de etileno foram respectivamente de 99,99%, 99,99%, 99,99%, e 99,99%, as seletividades de carbonato de dimetila foram respectivamente não menores do que 99,99%, não menores do que 99,99%, não menores do que 99,99%, e não menores do que 99,99%, e as seletividades de etileno glicol foram respectivamente não menores do que 99,99%, não menores do que 99,99%, não menores do que 99,99%, e não menores do que 99,99%.

Exemplo 4

A coluna de destilação contínua de estágios múltiplos como mostrado na FIG. 1 tendo $L = 3300$ cm, $D = 300$ cm, $L / D = 11$, $n = 60$, $D /$

$d_1 = 7,5$, e $D / d_2 = 12$ foi usada. As bandejas na coluna de destilação eram bandejas perfuradas, cada uma tendo área de seção transversal por orifício na porção perfurada das mesmas de aproximadamente $1,3 \text{ cm}^2$. A relação de abertura de cada das bandejas acima uma entrada de carbonato cíclico estava na faixa de 4 a 5%, a relação de abertura de cada das bandejas instaladas não mais alto do que o estágio onde o carbonato cíclico é introduzido e não mais baixo do que um estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido estava na faixa de 4 a 5%, e a relação de abertura de cada das bandejas instaladas não mais alto do que o estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido estava na faixa de 2,5 a 3,5%.

7,546 toneladas/h de carbonato de etileno em uma forma líquida foram continuamente introduzidas na coluna de destilação da entrada (3-a) provido no 5º estágio do topo. 7,742 toneladas/h de metanol em uma forma gasosa (contendo 8,95% em peso de carbonato de dimetila) e 17,282 toneladas/h de metanol em uma forma líquida (contendo 6,66% em peso de carbonato de dimetila) foram respectivamente continuamente introduzidas na coluna de destilação das entradas (3-b e 3-c) providas no 30º estágio do topo. A relação molar dos materiais de partida introduzidos na coluna de destilação foi metanol / carbonato de etileno = 8,36. O catalisador foi levado a ser igual que no exemplo 1, e continuamente alimentado na coluna de destilação. A destilação reativa foi realizada continuamente sob condições de uma temperatura de topo de coluna de 65°C , uma pressão de topo de coluna de aproximadamente $1,118 \times 10^5 \text{ Pa}$, e uma relação de refluxo de 0,42.

Foi possível atingir uma operação estável em estado uniforme 25 após 24 horas. Uma mistura de reação de ponto de ebulação baixo retirada a partir do topo 1 da coluna em uma forma gasosa foi resfriada usando um trocador térmico e assim se tornou um líquido. A mistura de reação líquida de ponto de ebulação baixo, que foi continuamente retirada da coluna de

destilação a 24,641 t/hora, continha 9,527 t/h de carbonato de dimetila, e 15,114 t/h de metanol. Um líquido continuamente retirado do fundo 2 da coluna a 7,804 t/h continha 5,436 t/h de etileno glicol, 2,34 toneladas/h de metanol, e 23 kg/h de carbonato de etileno não reagido. Excluindo o carbonato de dimetila contido no material de partida, a quantidade real produzida de carbonato de dimetila foi de 7,708 toneladas/hora, e excluindo o etileno glicol contido na solução de catalisador, a quantidade real produzida de etileno glicol foi de 5,31 toneladas/hora. A conversão de carbonato de etileno foi de 99,7%, a seletividade de carbonato de dimetila não foi menor que 99,99%, e a seletividade de etileno glicol não foi menor que 99,99%.

Operação contínua prolongada foi realizada sob estas condições. Após 1000 horas, a quantidade real produzida por hora foi de 7,708 t para carbonato de dimetila, e 5,31 t para etileno glicol, a conversão de carbonato de etileno foi de 99,8%, seletividade de carbonato de dimetila não foi menor que 99,99%, e seletividade de etileno glicol não foi menor que 99,99%.

Aplicabilidade industrial

De acordo com a presente invenção, descobriu-se que um carbonato de dialquila e um diol podem ser produzidos, cada, com uma seletividade elevada não menor que 95%, preferivelmente não menor que 97%, mais preferivelmente não menor que 99%, em uma escala industrial não menor que 2 toneladas/hora, preferivelmente não menor que 3 toneladas/hora, mais preferivelmente não menor que 4 toneladas/hora, para o carbonato de dialquila, e não menor que 1,3 toneladas/hora, preferivelmente não menor que 1,95 toneladas/hora, mais preferivelmente não menor que 2,6 toneladas/hora, para o diol, com um rendimento elevado, de modo estável durante um período prolongado de tempo de não menos do que 1000 horas, preferivelmente não menos do que 3000 horas, mais preferivelmente não menos do que 5000 horas, a partir de um carbonato cíclico e de um álcool monoídrico alifático.

REIVINDICAÇÕES

1. Processo para a produção de um carbonato de dialquila e de um diol industrialmente com alto rendimento em que o carbonato de dialquila e o diol são continuamente produzidos através de um sistema de destilação reativa tomando-se um carbonato cílico e um álcool monoídrico alifático como materiais de partida, caracterizado pelo fato de compreender as etapas de:

5 continuamente alimentar os materiais de partida em uma coluna de destilação contínua de estágios múltiplos em que está presente um catalisador homogêneo;

10 realizar a reação e a destilação simultaneamente na coluna;

15 continuamente retirar uma mistura de reação de ponto de ebulação baixo contendo o carbonato de dialquila produzido de uma porção superior de referida coluna em uma forma gasosa; e

20 continuamente retirar uma mistura de reação de ponto de ebulação elevado contendo o diol de uma porção inferior da coluna em uma forma líquida, em que:

25 (a) referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos compreende uma coluna de destilação de tipo de coluna de bandeja tendo uma porção de tronco cilíndrico tendo um comprimento L (cm) e um diâmetro interno D (cm) e tendo uma estrutura tendo um interno com um número de estágios n , referido interno sendo uma bandeja tendo uma pluralidade de orifícios, e ainda tendo uma saída a gás tendo um diâmetro interno d_1 (cm) no topo da coluna ou na porção superior da coluna próxima ao topo, uma saída de líquido tendo um diâmetro interno d_2 (cm) no fundo da coluna ou na porção inferior da coluna próxima do fundo, pelo menos uma primeira entrada provida na porção superior e/ou uma porção do meio da coluna abaixo da saída de gás, e pelo menos uma segunda entrada provida na porção do meio

e/ou na porção inferior da coluna acima da saída do líquido, em que:

(1) o comprimento L (cm) atende à fórmula (1);

$$2100 \leq L \leq 8000 \quad (1),$$

(2) o diâmetro interno D (cm) da coluna atende à fórmula (2);

$$180 \leq D \leq 2000 \quad (2),$$

(3) uma relação do comprimento L (cm) para o diâmetro interno D (cm) da coluna atende à fórmula (3);

$$4 \leq L / D \leq 40 \quad (3),$$

(4) o número de estágios n atende à fórmula (4);

$$10 \leq n \leq 120 \quad (4),$$

(5) uma relação do diâmetro interno D (cm) da coluna para o diâmetro interno d_1 (cm) da saída de gás atende à fórmula (5);

$$3 \leq D / d_1 \leq 20 \quad (5), \text{ e}$$

(6) uma relação do diâmetro interno D (cm) da coluna para o diâmetro interno d_2 (cm) da saída de líquido atende à fórmula (6);

$$5 \leq D / d_2 \leq 30 \quad (6); \text{ e}$$

(b) o material de partida carbonato cíclico é continuamente introduzido na referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos a partir de pelo menos uma referida primeira entrada provida entre o 3º estágio a partir do topo da referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos e o $(n/3)$ º estágio a partir do topo da referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos;

(c) o material de partida álcool monoídrico alifático é continuamente introduzido na referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos a partir de, pelo menos, uma segunda entrada provida entre o $(n/3)$ º estágio a partir do topo da referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos e o $(2n/3)$ º estágio a partir do topo da referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos;

(d) uma relação de abertura da bandeja instalada não mais baixo do que um estágio onde o carbonato cíclico é introduzido está em uma faixa de 2,5 a 10%;

5 (e) uma relação de abertura da bandeja instalada não mais alto do que o estágio onde o carbonato cíclico é introduzido e não mais baixo do que um estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido está em uma faixa de 2 a 8%; e

10 (f) uma relação de abertura da bandeja instalada não mais alto do que o estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido está em uma faixa de 1,5 a 5%.

2. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que uma quantidade produzida do carbonato de dialquila não é menor que 2 toneladas/h.

15 3. Processo de acordo com a reivindicação 1 ou 2, caracterizado pelo fato de que a quantidade produzida do diol não é menor que 1,3 toneladas/h.

4. Processo de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 3, caracterizado pelo fato de que referido d_1 e referido d_2 atendem à fórmula (7);

20 $1 \leq d_1 / d_2 \leq 5 \quad (7).$

5. Processo de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 4, caracterizado pelo fato de que L , D , L/D , n , D/d_1 , e D/d_2 para referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos atendem respectivamente $2300 \leq L \leq 6000$, $200 \leq D \leq 1000$, $5 \leq L/D \leq 30$, $30 \leq n \leq 100$, $4 \leq D/d_1 \leq 15$, e $7 \leq D/d_2 \leq 25$.

6. Processo de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 5, caracterizado pelo fato de que L , D , L/D , n , D/d_1 , e D/d_2 para a referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos atendem respectivamente

$2500 \leq L \leq 5000$, $210 \leq D \leq 800$, $7 \leq L/D \leq 20$, $40 \leq n \leq 90$, $5 \leq D/d_1 \leq 13$, e $9 \leq D/d_2 \leq 20$.

7. Processo de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 6, caracterizado pelo fato de que a relação de abertura da bandeja instalada não mais baixo do que referido estágio onde o carbonato cíclico é introduzido está em uma faixa de 3 a 8%, a relação de abertura da bandeja instalada não mais alto do que referido estágio onde o carbonato cíclico é introduzido e não mais baixo do que referido estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido, está em uma faixa de 2,5 a 7%, e a relação de abertura da bandeja instalada não mais alto do que referido estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido, está em uma faixa de 1,8 a 4,5%.

8. Processo de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 7, caracterizado pelo fato de que a relação de abertura da bandeja instalada não mais baixo do que o estágio onde o carbonato cíclico é introduzido está em uma faixa de 3,5 a 6%, a relação de abertura da bandeja instalada não mais alto do que o estágio onde o carbonato cíclico é introduzido e não mais baixo do que o estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido está em uma faixa de 3 a 5,5%, e a relação de abertura da bandeja instalada não mais alto do que o estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido está em uma faixa de 2 a 4%.

9. Processo de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 8, caracterizado pelo fato de que referida bandeja é uma bandeja perfurada tendo uma porção perfurada e uma porção descendente.

10. Processo de acordo com a reivindicação 9, caracterizado pelo fato de que referidas bandejas perfuradas têm 100 a 1000 orifícios/m² na referida porção perfurada da mesma.

11. Processo de acordo com a reivindicação 9 ou 10, caracterizado pelo fato de que uma área de seção transversal por orifício das

referidas bandejas perfuradas está em uma faixa de 0,5 a 5 cm².

12. Coluna de destilação contínua de estágios múltiplos para realizar a transesterificação entre um carbonato cíclico e um álcool monoídrico alifático e destilação, caracterizada pelo fato de que:

5 (a) a coluna de destilação contínua de estágios múltiplos compreende:

uma porção de tronco cilíndrico tendo um comprimento L (cm) e um diâmetro interno D (cm);

10 uma bandeja tendo um número de estágios n providos dentro da porção de tronco;

uma saída de gás tendo um diâmetro interno d_1 (cm) provida em um topo da coluna ou em uma porção superior da coluna próxima do topo;

15 uma saída de líquido tendo um diâmetro interno d_2 (cm) provida em um fundo da coluna ou em uma porção inferior da coluna próxima do fundo;

pelo menos uma primeira entrada provida na porção superior e/ou uma porção do meio da coluna abaixo da referida saída de gás; e

pelo menos uma segunda entrada provida na porção do meio e/ou na porção inferior da coluna acima da referida saída de líquido;

20 em que:

(1) o comprimento L (cm) atende à fórmula (1);

$2100 \leq L \leq 8000$ (1),

(2) o diâmetro interno D (cm) da coluna atende à fórmula (2);

$180 \leq D \leq 2000$ (2),

25 (3) uma relação do comprimento L (cm) para o diâmetro interno D (cm) da coluna atende à fórmula (3);

$4 \leq L / D \leq 40$ (3),

(4) o número de estágios n atende à fórmula (4);

$$10 \leq n \leq 120 \quad (4),$$

(5) uma relação do diâmetro interno D (cm) da coluna para o diâmetro interno d_1 (cm) da saída de gás atende à fórmula (5);

$$3 \leq D / d_1 \leq 20 \quad (5), \text{ e}$$

5 (6) uma relação do diâmetro interno D (cm) da coluna para o diâmetro interno d_2 (cm) da saída de líquido atende à fórmula (6);

$$5 \leq D / d_2 \leq 30 \quad (6);$$

10 (b) o material de partida carbonato cílico é continuamente introduzido na referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos a partir de pelo menos uma referida primeira entrada provida entre o 3º estágio a partir do topo da referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos e o $(n/3)^o$ estágio a partir do topo da referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos;

15 (c) o material de partida álcool monoídrico alifático é continuamente introduzido na referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos a partir de, pelo menos, uma referida segunda entrada provida entre o $(n/3)^o$ estágio a partir do topo da referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos e o $(2n/3)^o$ estágio a partir do topo da referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos;

20 (d) uma relação de abertura da bandeja instalada não mais baixo do que um estágio onde o carbonato cílico é introduzido está em uma faixa de 2,5 a 10%;

25 (e) uma relação de abertura da bandeja instalada não mais alto do que o estágio onde o carbonato cílico é introduzido e não mais baixo do que um estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido está em uma faixa de 2 a 8%; e

(f) uma relação de abertura da bandeja instalada não mais alto do que o estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido está em uma

faixa de 1,5 a 5%.

13. Coluna de destilação contínua de estágios múltiplos de acordo com a reivindicação 12, caracterizada pelo fato de que referido d_1 e referido d_2 atendem à fórmula (7);

$$5 \quad 1 \leq d_1 / d_2 \leq 5 \quad (7).$$

14. Coluna de destilação contínua de estágios múltiplos de acordo a reivindicação 12 ou 13, caracterizada pelo fato de que L , D , L/D , n , D/d_1 , e D/d_2 para a referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos atendem respectivamente $2300 \leq L \leq 6000$, $200 \leq D \leq 1000$, $5 \leq L/D \leq 30$, $30 \leq n \leq 100$, $4 \leq D/d_1 \leq 15$, e $7 \leq D/d_2 \leq 25$.

15. Coluna de destilação contínua de estágios múltiplos de acordo com qualquer uma das reivindicações 12 a 14, caracterizada pelo fato de que L , D , L/D , n , D/d_1 , e D/d_2 para referida coluna de destilação contínua de estágios múltiplos atendem respectivamente $2500 \leq L \leq 5000$, $210 \leq D \leq 800$, $7 \leq L/D \leq 20$, $40 \leq n \leq 90$, $5 \leq D/d_1 \leq 13$, e $9 \leq D/d_2 \leq 20$.

16. Coluna de destilação contínua de estágios múltiplos de acordo com qualquer uma das reivindicações 12 a 15, caracterizada pelo fato de que a relação de abertura da bandeja instalada não mais baixo do que referido estágio onde o carbonato cíclico é introduzido está em uma faixa de 3 a 8%, a relação de abertura da bandeja instalada não mais alto do que referido estágio onde o carbonato cíclico é introduzido e não mais baixo do que referido estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido, está em uma faixa de 2,5 a 7%, e a relação de abertura da bandeja instalada não mais alto do que referido estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido, está em uma faixa de 1,8 a 4,5%.

17. Coluna de destilação contínua de estágios múltiplos de acordo com qualquer uma das reivindicações 12 a 16, caracterizada pelo fato de que a relação de abertura da bandeja instalada não mais baixo do que

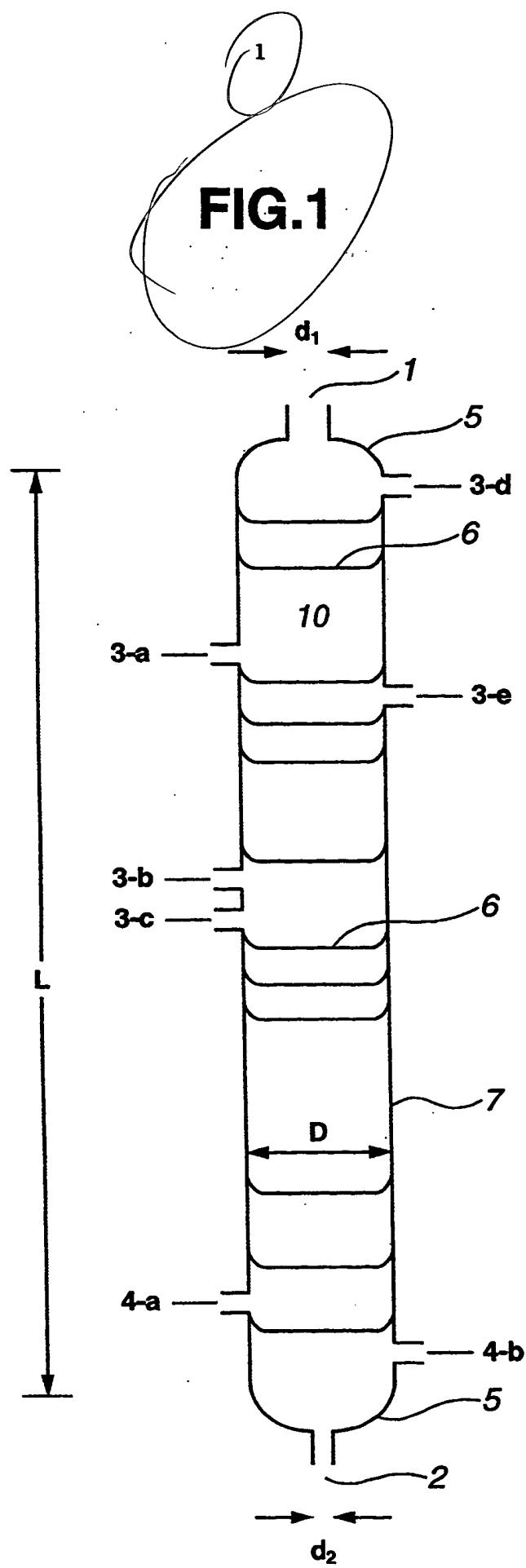
referido estágio onde o carbonato cíclico é introduzido está em uma faixa de 3,5 a 6%, a relação de abertura da bandeja instalada não mais alto do que referido estágio onde o carbonato cíclico é introduzido e não mais baixo do que referido estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido está em 5 uma faixa de 3 a 5,5%, e a relação de abertura das bandejas instaladas não mais alto do que o estágio onde o álcool monoídrico alifático é introduzido está em uma faixa de 2 a 4%.

10 18. Coluna de destilação contínua de estágios múltiplos de acordo com qualquer uma das reivindicações 12 a 17, caracterizada pelo fato de que referida bandeja é uma bandeja perfurada tendo uma porção perfurada 15 e uma porção descendente.

19. Coluna de destilação contínua de estágios múltiplos de acordo com a reivindicação 18, caracterizada pelo fato de que referida bandeja perfurada têm 100 a 1000 orifícios/m² na referida porção perfurada da mesma.

20. Coluna de destilação contínua de estágios múltiplos de acordo com a reivindicação 18 ou 19, caracterizada pelo fato de que uma área de seção transversal por orifício da referida bandeja perfurada está em uma faixa de 0,5 a 5 cm².

FIG.1



RESUMO**"PROCESSO PARA A PRODUÇÃO DE UM CARBONATO DE DIALQUILA E DE UM DIOL, E, COLUNA DE DESTILAÇÃO CONTÍNUA DE ESTÁGIOS MÚLTIPLOS"**

5 É um objeto de a presente invenção prover uma solução ao prover um processo específico que permite que um carbonato de dialquila e um diol sejam produzidos em uma escala industrial de não menos do que 2 toneladas/h e não menos do que 1,3 toneladas/h, respectivamente, com elevada seletividade e alta produtividade, de modo estável durante um período
10 prolongado de tempo através de um sistema de destilação reativa tomando-se um carbonato cíclico e um álcool monoídrico alifático como materiais de partida, continuamente alimentando os materiais de partida em uma coluna de destilação contínua de estágios múltiplos em que está presente um catalisador, e realizando a reação e a destilação simultaneamente na coluna. Apesar de
15 terem sido realizadas muitas propostas com relação aos processos para a produção do carbonato de dialquila e do diol através do método de destilação reativa, estas foram todas em um nível de laboratório de escala pequena e tempo de operação curto, e não se encontram quaisquer que sejam descrições sobre um processo ou aparelho específicos permitindo a produção em massa
20 em uma escala industrial. De acordo com a presente invenção, são providos uma coluna de destilação contínua de estágios múltiplos específica tendo uma estrutura especificada, e um processo de produção usando esta coluna de destilação contínua de estágios múltiplos, em que o carbonato de dialquila e o diol podem ser produzidos em uma escala industrial de não menos que 2
25 toneladas/h e não menos que 1,3 toneladas/h, respectivamente, cada com uma seletividade de não menos que 95%, preferivelmente não menos que 97%, mais preferivelmente não menos que 99%, de modo estável durante não menos do que 1000 horas, preferivelmente não menos do que 3000 horas, mais preferivelmente não menos do que 5000 horas.