



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

(21) **PI0606494-9 A2**



(22) Data de Depósito: 09/01/2006
(43) Data da Publicação: 19/01/2010
(RPI 2037)

(51) *Int.Cl.:*
C07D 301/12 (2010.01)

(54) Título: **PROCESSO PARA A EPOXIDAÇÃO DE UMA OLEFINA**

(30) Prioridade Unionista: 18/01/2005 US 11/036,051

(73) Titular(es): Basf Aktiengesellschaft, The Dow Chemical Company

(72) Inventor(es): Hans-Georg Göbbel, Henning Schultz, Malte Schulz, Meinolf Weidenbach, Peter Schultz, Renate Patrascu

(74) Procurador(es): Momsen, Leonardos & CIA.

(86) Pedido Internacional: PCT EP2006050092 de 09/01/2006

(87) Publicação Internacional: WO 2006/077183 de 27/07/2006

(57) Resumo: PROCESSO PARA A EPOXIDAÇÃO DE UMA OLEFINA. A invenção refere-se a um processo para a epoxidação de uma olefina, compreendendo (a) reagir a olefina com peróxido de hidrogênio, na presença de metanol como solvente, em pelo menos dois estágios de reação, para obter-se uma mistura (M-a) compreendendo óxido de olefina, olefina não-reagida, metanol e água, em que, entre pelo menos dois estágios de reação, óxido de olefina é separado por destilação; (b) separar olefina não-reagida da mistura (M-a) por destilação, para obter-se uma mistura (M-bi) compreendendo pelo menos 80 % em peso de olefina e uma mistura (M-bii) compreendendo metanol, água e pelo menos 7 % em peso de óxido de olefina; (c) separar óxido de olefina da mistura (M-bii) em pelo menos um estágio de destilação, para obter-se uma mistura (M-ci) compreendendo pelo menos 99 % em peso de óxido de olefina e uma mistura (M-cii) compreendendo água e pelo menos 55 % em peso de metanol; (d) separar metanol da mistura (M-cii) em pelo menos um estágio de destilação, para obter-se uma mistura (M-di) compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol e até 10 % em peso de água e uma mistura (M-dii) compreendendo pelo menos 90 % em peso de água, em que uma corrente de topo de vapor (Td) obtida de pelo menos uma coluna de destilação usada em (d), dita corrente de topo de vapor (Td), compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol, é usada para operar, pelo menos parcialmente, pelo menos um vaporizador usado em pelo menos uma coluna de destilação usada em pelo menos um dos estágios (a), (b) e (c).

“PROCESSO PARA A EPOXIDAÇÃO DE UMA OLEFINA”
FUNDAMENTOS DA INVENÇÃO

5 Entre as publicações sobre o assunto da preparação de óxido de propileno há somente algumas que estão envolvidas com aspectos de integração de energia.

10 A EP 1 293 505 A1 descreve um processo para a epoxidação de olefinas, em que uma corrente produto de reação de epoxidação, que contém olefina, óxido de olefina, solvente orgânico miscível com água, peróxido de hidrogênio e água, é separada em um produto aéreo, contendo
15 olefina, óxido de olefina e solvente orgânico, e em um produto de fundo contendo solvente orgânico, peróxido de hidrogênio e água, por meio do que 20 a 60% da quantidade total de solvente orgânico são removidos com o produto aéreo e em que um pré-evaporador, com menos do que 10 estágios de separação teóricos, é usado, a separação sendo realizada em uma pressão de
20 1,5 a menos do que 3 bar. Como a única insinuação imprecisa para um aspecto de integração de energia é dito que há possibilidade de utilizar-se controle integrado de calor, a fim de melhorar a eficiência da energia. Neste contexto, é revelado que dito pré-evaporador e um extrator opcionalmente presente podem ser aquecidos com calor de vapores de condensação,
25 resultantes dos estágios de destilação subseqüentes. No caso de metanol ser usado como solvente, um produto aéreo metanol, tendo uma temperatura mais elevada do que a temperatura de fundo de dito pré-evaporador e dito extrator, pode ser usado para aquecer o pré-evaporador e o extrator. Assim, A EP 1 293 505 A1 restringe o controle do calor a um processo muito específico, em que
um pré-evaporador e um extrator são usados como aparelhos em um processo de epoxidação.

O WO 02/14298 A1 descreve um processo contínuo para a preparação de um óxido olefínico, por oxidação direta de uma olefina com peróxido de hidrogênio. Entre outros estágios, este processo compreende

alimentar um produto de reação, compreendendo peróxido de hidrogênio não-reagido, subprodutos de reação de epoxidação, água e solvente de reação, em uma zona de decomposição, para decompor peróxido de hidrogênio. Para esta finalidade, uma solução básica aquosa é adicionalmente alimentada dentro da zona de decomposição. De acordo com uma forma de realização preferida, um catalisador de suspensão é usado como catalisador de epoxidação. No contexto do WO 02/14298 A1 é descrito que o calor de condensação, recuperado no topo de uma zona de destilação específica, é usado para servir a pelo menos algumas das necessidades de ebulição do processo. Dentro desta zona de destilação, duas correntes são alimentadas, uma das quais é uma fase líquida, compreendendo subprodutos de reação, água e solvente, a outra sendo obtida de uma zona de condensação e compreendendo solvente. Quanto aos estágios do processo global e a quaisquer específicos acerca das quantidades do calor de condensação que é usado, o WO 02/14298 A1 silencia.

A US 6.756.503 B2 refere-se a um processo para produzir óxido de propileno, que compreende reagir propeno com peróxido de hidrogênio, na presença de metanol, assim obtendo-se uma mistura compreendendo óxido de propileno, metanol, água e peróxido de hidrogênio não reagido, separando-se dela uma mistura compreendendo metanol, água e peróxido de hidrogênio, e separando-se dela água, assim obtendo-se uma mistura compreendendo metanol e formiato de metila. É descrito que, no caso de recuperação de calor for para ser obtida, duas ou mais colunas de destilação são preferidas. Quanto a quaisquer específicos acerca de recuperação de calor, este documento silencia.

WO 2004/074268 A1 descreve um processo para a reação de um composto orgânico, tendo pelo menos uma dupla ligação C-C, com peróxido de hidrogênio, na presença de pelo menos uma substância cataliticamente ativa e metanol, em que água é separada de uma corrente produto compreendendo metanol e água e uma corrente produto resultante

compreendendo metanol e pelo menos 3 % em peso de água é reciclada para dentro do processo. É descrito que uma corrente de topo de uma coluna de destilação pode ser usada para diretamente aquecer um evaporador no processo de epoxidação ou em um diferente processo. No contexto do WO 2004/074268 A1, é descrito que duas colunas de destilação podem ser usadas para separar água da mistura acima mencionada, em que as frações de topo de ambas as colunas são combinadas para fornecer uma corrente produto, tendo um teor de água de pelo menos 3 % em peso. Quanto a quaisquer específicos acerca do estágio ou estágios em que dito evaporador é usado, este documento

5
10
silencia.

A US 2003/146080 A1 descreve um processo para a produção de óxido de propileno na presença de metanol, em que o óxido de propileno é separado de uma mistura compreendendo óxido de propileno e metanol e em que é elaborada a mistura resultante em que metanol é separado de uma

15
mistura compreendendo metanol e formiato de metila. É descrito que, de uma mistura compreendendo metanol e água, pode ser separada água em que duas colunas de destilação podem ser usadas. É explicitamente descrito que outras correntes de processo podem ser aquecidas com o calor de condensação obtido no topo destas colunas, por esfriamento do condensador em pelo

20
menos uma de ditas colunas com água e utilizando-se a água quente ou o vapor resultante do esfriamento.

O WO 2004/009572 A1 descreve um processo para a destilação contínua de um solvente usado para a síntese de um oxirano, em que uma mistura compreendendo solvente e resultando da síntese e

25
subseqüente elaboração é separada em uma coluna de parede divisória, em que o solvente é retirado como fração de média ebulição pelo lado da coluna de parede divisória. A coluna de parede divisória pode ser configurada como colunas termicamente acopladas, que são espacialmente separadas entre si.

O WO 2004/009566 A1 descreve um processo para a

destilação continuamente operada de metanol, que é usado como um solvente em um processo para produzir óxido de propileno. É descrito que uma mistura de solvente é separada em uma coluna de parede divisória, de modo que uma fração de topo compreendendo metanol, uma fração retirada do lado
5 compreendendo metóxi propanóis como um azeótropo com água e uma fração residual compreendendo água e propileno glicol são obtidas. O metanol obtido como fração de topo pode ser condensado e reciclado para dentro do processo de epoxidação.

Desta maneira, a arte anterior descreve uma simples concepção
10 concernente à possibilidade de integração térmica ou refere-se a formas de realização muito específicas de processos de epoxidação em que não mais do que um ou dois estágios do processo total estão envolvidos no aspecto de integração térmica.

Portanto, é um objetivo da presente invenção fornecer um
15 processo altamente integrado para a produção de um óxido de olefina, pelo menos três estágios de processo do processo global estando envolvidos com respeito à minimização do consumo de energia.

É mais um objetivo da presente invenção fornecer um processo altamente integrado para a produção de um óxido de olefina, em que a
20 corrente de vapor de topo, obtida pela separação de metanol de uma corrente produto do processo de epoxidação, é usada para operar evaporadores usados em pelo menos três estágios de processo do processo de epoxidação total.

É outro objetivo da presente invenção fornecer um processo altamente integrado para a produção de óxido de propileno, em que a corrente
25 de vapor de topo, obtida pela separação de metanol de uma corrente produto do processo de epoxidação de propeno, é usada para operar evaporadores usados em pelo menos três estágios de processo do processo de epoxidação total.

É ainda outro objetivo da presente invenção fornecer um

processo altamente integrado para a produção de um óxido de olefina, preferivelmente óxido de propileno, em que não somente a corrente de vapor de topo, obtida pela separação de metanol de uma corrente produto do processo de epoxidação de propeno, é usada para operar os evaporadores
5 usados em pelo menos três estágios de processo de epoxidação total, mas em que pelo menos um método adicional adequado é empregado, tornando o processo econômica e ecologicamente ainda mais positivo concernente ao equilíbrio de energia total.

É ainda outro objetivo da presente invenção fornecer um
10 processo altamente integrado para a produção de um óxido de olefina, preferivelmente óxido de propileno, em que as vantagens acima mencionadas são ainda combinadas com uma separação de metanol, preferivelmente energeticamente otimizada.

SUMÁRIO DA INVENÇÃO

15 Portanto, a presente invenção fornece um processo para a epoxidação de uma olefina compreendendo

(a) reagir a olefina com peróxido de hidrogênio na presença de metanol como solvente em pelo menos dois estágios de reação, para obter-se uma mistura (M-a) compreendendo óxido de olefina, olefina não-reagida,
20 metanol e água, em que, entre pelo menos dois estágios de reação, o óxido de olefina é separado por destilação;

(b) separar a olefina não-reagida da mistura (M-a) por destilação, para obter-se uma mistura (M-bi) compreendendo pelo menos 80 % em peso de olefina e uma mistura (M-bii) compreendendo metanol, água e
25 pelo menos 7 % em peso de óxido de olefina;

(c) separar óxido de olefina da mistura (M-bii) em pelo menos um estágio de destilação, para obter-se uma mistura (M-ci) compreendendo pelo menos 99 % em peso de óxido de olefina e uma mistura (M-cii) compreendendo água e pelo menos 55 % em peso de metanol;

(d) separar metanol da mistura (M-cii) em pelo menos um estágio de destilação, para obter-se uma mistura (M-di) compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol e até 10 % em peso de água e uma mistura (M-dii) compreendendo pelo menos 90 % em peso de água;

5 em que uma corrente de vapor de topo (Td), obtida por menos uma coluna de destilação usada em (d), dita corrente de topo de vapor (Td), compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol, é usada para operar pelo menos parcialmente pelo menos um vaporizador usado em pelo menos uma coluna de destilação usada em pelo menos um dos estágios (a), (b) e (c).

10 A presente invenção também fornecer um processo para a epoxidação de propeno, compreendendo

(a) reagir propeno com peróxido de hidrogênio, na presença de metanol como solvente, em pelo menos dois estágios de reação, para obter-se uma mistura (M-a) compreendendo óxido de propileno, propeno não-reagido, 15 metanol e água, em que, entre pelo menos dois estágios de reação, óxido de propileno é separado por destilação;

(b) separar propeno não-reagido da mistura (M-a) por destilação, para obter-se uma mistura (M-bi) compreendendo pelo menos 80 % em peso de propeno e uma mistura (M-bii) compreendendo metanol, água 20 e pelo menos 7 % em peso de óxido de propileno;

(c) separar óxido de propileno da mistura (M-bii) em pelo menos um estágio de destilação, para obter-se uma mistura (M-ci) compreendendo pelo menos 99 % em peso de óxido de propileno e uma mistura (M-cii) compreendendo água e pelo menos 55 % em peso de metanol;

25 (d) separar metanol da mistura (M-cii) em pelo menos um estágio de destilação, para obter-se uma mistura (M-di) compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol e até 10 % em peso de água, e uma mistura (M-dii) compreendendo pelo menos 90 % em peso de água;

em que uma corrente de topo de vapor (Td), obtida de pelo

menos uma coluna de destilação usada em (d), dita corrente de topo de vapor (Td) compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol, é usada para operar pelo menos parcialmente pelo menos um vaporizador usado em pelo menos uma coluna de destilação usada em pelo menos um dos estágios (a),
5 (b) e (c).

A presente invenção também refere-se a um processo para a epoxidação de propeno, compreendendo

(a) reagir o propeno com peróxido de hidrogênio, na presença de metanol como solvente, em pelo menos dois estágios de reação, para obter-se uma mistura (M-a) compreendendo óxido de propileno, propeno não-
10 reagido, propano, metanol e água, em que, entre pelo menos dois estágios de reação, o óxido de propileno é separado por destilação;

(b) separar propeno não-reagido da mistura (M-a) por destilação, para obter-se uma mistura (M-bi) compreendendo propano e p 80
15 % em peso de propeno e uma mistura (M-bii) compreendendo metanol, água e pelo menos 7 % em peso de óxido de propileno;

(x) separar propeno da mistura (M-bi) por destilação, para obter-se uma mistura (M-x) compreendendo pelo menos 95 % em peso de propeno e reintroduzir (M-x) dentro de (a);

20 (c) separar o óxido de propileno da mistura (M-bii) em pelo menos um estágio de destilação, para obter-se uma mistura (M-ci) compreendendo pelo menos 99 % em peso de óxido de propileno e uma mistura (M-cii) compreendendo água, pelo menos um composto tendo uma temperatura de ebulição mais baixa do que a do metanol e mais baixa do que
25 a da água em uma dada pressão e pelo menos 60 % em peso de metanol;

(y) separar o pelo menos um composto tendo um ponto de ebulição mais baixo do que o do metanol e mais baixo do que o da água da mistura (M-cii) por destilação, para obter-se uma mistura (M-y) compreendendo de 40 a 80 % em peso de metanol e de 10 a 55 % em peso de

água;

(d) separar metanol da mistura (M-y) em pelo menos um estágio de destilação, para obter-se uma mistura (M-di) compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol e até 10 % em peso de água e uma mistura (M-dii) compreendendo pelo menos 90 % em peso de água, e reintroduzir (M-di) em de (a);

(e) evaporar a mistura (M-dii),

em que uma corrente de topo de vapor (Td) é obtida por pelo menos uma coluna de destilação usada em (d), dita corrente de topo de vapor (Td) compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol e em que de 15 a 50 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (a), de 2 a 15 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (b), de 1 a 10 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (x), de 1 a 40 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (c), de 15 a 50 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (y) e de 10 a 40 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (e).

A presente invenção também refere-se a um processo para a epoxidação de propeno, compreendendo

(a) reagir o propeno com peróxido de hidrogênio na presença de metanol como solvente em pelo menos dois estágios de reação, para obter-se uma mistura (M-a) compreendendo óxido de propileno, propeno não-reagido, propano, metanol e água, em que entre pelo menos dois estágios de reação o óxido de propileno é separado por destilação em uma coluna de parede divisória, em que o metanol separado é reciclado para dentro de (a);

(b) separar propeno não-reagido da mistura (M-a) por destilação, para obter-se uma mistura (M-bi) compreendendo propano e pelo

menos 80 % em peso de propeno e uma mistura (M-bii) compreendendo metanol, água e pelo menos 7 % em peso de óxido de propileno;

5 (x) separar propeno da mistura (M-bi) por destilação, para obter-se uma mistura (M-x) compreendendo pelo menos 95 % em peso de propeno e reintroduzir (M-x) em (a);

10 (c) separar o óxido de propileno da mistura (M-bii) em duas colunas de destilação, em que da primeira coluna de destilação são obtidas uma primeira mistura compreendendo pelo menos 99 % em peso de óxido de propileno e uma mistura (M-cii) compreendendo água, pelo menos um composto tendo uma temperatura de ebulição mais baixa do que a do metanol e mais baixa do que a da água em uma dada pressão e pelo menos 60 % em peso de metanol, dito mistura sendo introduzida dentro da segunda coluna de destilação, da qual uma mistura (M-ci), compreendendo pelo menos 99,8 % em peso de óxido de propileno, é obtida;

15 (y) separar o pelo menos um composto, tendo um ponto de ebulição mais baixo do que o do metanol e mais baixo do que da água, da mistura (M-cii) por destilação, para obter-se uma mistura (M-y) compreendendo de 40 a 80 % em peso de metanol e de 10 a 55 % em peso de água;

20 (d) separar metanol da mistura (M-y), em que

(i) a mistura (M-y) é introduzida dentro de uma primeira coluna de destilação (K1) de que a corrente de topo de vapor (Td) é obtida, a destilação de (K1) sendo realizada em uma pressão de topo de 2,5 a 6 bar; e

25 (ii) a corrente de produto de fundo obtida de (K1) é introduzida em uma segunda coluna de destilação (K2), a destilação de (K2) sendo realizada em uma pressão de topo de 9 a 13 bar, (K2) sendo uma coluna de parede divisória,

e em que, antes da introdução em (K2), a corrente de produto de fundo obtida de (K1) é aquecida a uma temperatura de 130 a 175 °C, com a

corrente de produto de fundo obtida de (K2) e em que o condensador usado para condensar a corrente de topo obtida de (K2) é simultaneamente usado como vaporizador de (K1) e em que (Td) e a corrente de topo obtidas de (K2) são reintroduzidas em (a);

5 (e) evaporar a mistura (M-dii),

em que uma corrente de topo de vapor (Td) obtida de pelo menos uma coluna de destilação usada em (d), dita corrente de topo (Td) compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol, é usada para operar pelo menos parcialmente pelo menos um vaporizador usado em pelo menos
10 uma coluna de destilação usada em pelo menos um dos estágios (a), (b), (c), (e), (x) e (y).

A presente invenção também refere-se a um processo para a epoxidação de propeno, compreendendo

(a) reagir o propeno com peróxido de hidrogênio, na presença
15 de metanol como solvente, em pelo menos dois estágios de reação, para obter uma mistura (M-a) compreendendo óxido de propileno, propeno não reagido, propano, metanol e água, em que entre pelo menos dois estágios de reação o óxido de propileno é separado por destilação;

(b) separar propeno não reagido da mistura (M-a) por
20 destilação, para obter uma mistura (M-bi) compreendendo propano e pelo menos 80 % em peso de propeno e uma mistura (M-bii) compreendendo metanol, água e pelo menos 7 % em peso de óxido de propileno;

(x) separar propeno da mistura (M-bi) por destilação, para
obter-se uma mistura (M-x), compreendendo pelo menos 95 % em peso de
25 propeno e reintroduzir (M-x) em (a);

(c) separar o óxido de propileno da mistura (M-Bii) em duas colunas de destilação, em que são obtidas da primeira coluna de destilação uma primeira mistura compreendendo pelo menos 99 % em peso de óxido de propileno e uma mistura (M-cii) compreendendo água, pelo menos um

composto tendo uma temperatura de ebulição mais baixa do que a do metanol e mais baixa do que a da água, em uma dada pressão e pelo menos 60 % em peso de metanol, dita primeira mistura sendo introduzida dentro da segunda coluna de destilação de que uma mistura (M-ci), compreendendo pelo menos 99,8 % em peso de óxido de propileno, é obtida;

(y) separar o pelo menos um composto, tendo um ponto de ebulição mais baixo do que o do metanol e mais baixo do que o da água, da mistura (M-cii) por destilação, para obter-se uma mistura (M-y) compreendendo de 40 a 80 % em peso de metanol e de 10 a 55 % em peso de água;

(d) separar metanol da mistura (M-y), em que

(i) a mistura (M-y) é introduzida dentro de uma primeira coluna de destilação (K1) de que a corrente de topo de vapor (Td) é obtida, a destilação em (K1) sendo realizada em uma pressão de topo de 2,5 a 6 bar; e

(ii) a corrente de produto de fundo obtida de (K1) é introduzida dentro de uma segunda coluna de destilação (K2), a destilação em (K2) sendo realizada em uma pressão de topo de 9 a 13 bar, (K2) sendo uma coluna de parede divisória,

e em que, antes de introduzir dentro de (K2), a corrente de produto de fundo obtida de (K1) é aquecida a uma temperatura de 140 a 170 °C com a corrente de produto de fundo obtida de (K2) e em que o condensador usado para condensar a corrente de topo obtida de (K2) é simultaneamente usado como vaporizador de (K1) e em que (Td) e a corrente de topo obtida de (K2) são reintroduzidas dentro de (a);

(e) evaporar a mistura (M-dii),

em que uma corrente de topo de vapor (Td) é obtida de pelo menos uma coluna de destilação usada em (d), dita corrente de topo de vapor (Td) compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol, em que de 20 a 40 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um

vaporizador usado em (a), de 3 a 10 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (b), de 3 a 10 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (x), de 0 a 10 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado na primeira coluna de destilação de (c), de 2 a 20 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado na segunda coluna de destilação de (c), de 20 a 40 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (y), de 15 a 35 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (e) e de 3 a 30 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um trocador de calor de controle usado no processo, dito processo compreendendo ainda pelo menos um outro método de integração selecionado do grupo consistindo de

(II) aquecer a alimentação da coluna de destilação usada no estágio (a) com a corrente de produto de fundo desta coluna e a alimentação de pelo menos uma coluna de destilação usada no estágio (d) com a corrente de produto de fundo desta coluna;

(III) condensar a corrente de topo obtida de pelo menos uma coluna de destilação usada nos estágios (a), (b), (x), (c), (y) e (e) em dois estágios, em que no primeiro estágio o condensador é esfriado com água tendo uma temperatura de entrada de 15 a 40 °C e no segundo estágio o condensador é esfriado com água tendo uma temperatura de entrada de 5 a 20 °C, em que a temperatura de entrada da água usada no segundo estágio é mais baixa do que a temperatura de entrada usada no primeiro estágio.

DESCRIÇÃO DETALHADA DA INVENÇÃO

De acordo com a presente invenção, o processo para a epoxidação de uma olefina compreende

(a) reagir a olefina com peróxido de hidrogênio, na presença

de metanol como solvente, em pelo menos dois estágios de reação, para obter-se uma mistura (M-a) compreendendo óxido de olefina, olefina não reagida, metanol e água, em que entre pelo menos dois estágios de reação, o óxido de olefina é separado por destilação.

5 (b) separar a olefina não reagida da mistura (M-a) por destilação, para obter-se uma mistura (M-bi) compreendendo pelo menos 80 % em peso de olefina e uma mistura (M-bii) compreendendo metanol, água e pelo menos 7 % em peso de óxido de olefina;

10 (c) separar o óxido de olefina da mistura (M-bii) em pelo menos um estágio de destilação, para obter-se uma mistura (M-ci) compreendendo pelo menos 99 % em peso de óxido de olefina e uma mistura (M-cii) compreendendo água e pelo menos 55 % em peso de metanol;

15 (d) separar metanol da mistura (M-cii) em pelo menos um estágio de destilação, para obter-se uma mistura (M-di) compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol e até 10 % em peso de água, e uma mistura (M-dii) compreendendo pelo menos 90 % em peso de água;

20 em que uma corrente de topo de vapor (Td), obtida de pelo menos uma coluna de destilação usada em (d), dita corrente de topo de vapor (Td) compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol, é usada para operar pelo menos parcialmente pelo menos um vaporizador usado em pelo menos uma coluna de destilação usada em pelo menos um dos estágios (a), (b) e (c).

Estágio (a)

25 Quanto à olefina usada de acordo com o estágio (a), não há restrições específicas. Por exemplo, eteno, propileno, 1-buteno, 2-buteno, isobuteno, butadieno, pentenos, piperileno, hexenos, hexadienos, heptenos, octenos, diisobuteno, trimetilpenteno, nonenos, dodeceno, trideceno, tetradeceno a eicoseno, tripropeno e tetrapropeno, polibutadienos, poliisobutenos, isopreno, terpenos, geraniol, linalool, acetato de linalila,

metilenociclopropano, ciclopenteno, cicloexeno, norborneno, cicloepteno, vinilcicloexano, viniloxirano, vinilcicloexeno, estireno, cicloocteno, ciclooctadieno, vinilborneno, ideno, tetraidroindeno, metilestireno, diciclopentadieno, divinilbenzeno, ciclododeceno, ciclododecatrino, 5 estilbeno, difenilbutadieno, vitamina A, betacaroteno, fluoreto de vinilideno, haletos de alila, cloreto de crotila, cloreto de metalila, diclorobuteno, álcool alílico, álcool metalílico, butenóis, butenodióis, ciclopentenodióis, pentenóis, octadienóis, tridecenóis, esteróides insaturados, etoxieteno, isoeugenol, anetol, ácidos carboxílicos insaturados, tais como ácido acrílico, ácido 10 metacrílico, ácido crotônico, ácido maleico, ácido vinilacético, ácidos graxos insaturados tais como ácido oléico, ácido linoleico, ácido palmítico, gorduras e óleos naturalmente ocorrentes podem ser reagidos com peróxido de hidrogênio.

Preferência é dada à utilização de alquenos contendo de 2 a 8 15 átomos de carbono. Preferência particular é dada à reação de eteno, propeno e buteno. Preferência muito particular é dada a reagir propileno.

Portanto, a presente invenção refere-se a processos como descritos acima, em que a olefina empregada no estágio (a) é propeno e o respectivo óxido de olefina é óxido de propileno.

20 De acordo com o estágio (a) do processo, uma olefina é reagida com peróxido de hidrogênio na presença de metanol como solvente, em pelo menos dois estágios de reação, para obter-se uma mistura (M-a) que compreende óxido de olefina, olefina não reagida, metanol e água. Entre pelo menos dois destes estágios de reação, o óxido de olefina é separado por 25 destilação. Portanto, o processo inventivo compreende pelo menos a seguinte sequência de estágios (i) a (iii):

(i) reação da olefina, preferivelmente propeno, com peróxido de hidrogênio, para fornecer uma mistura compreendendo óxido de olefina, preferivelmente óxido de propileno e olefina não reagida,

(ii) separação da olefina não reagida da mistura resultante do estágio (i),

(iii) reação da olefina que foi separada no estágio (ii) com peróxido de hidrogênio.

5 Portanto, o estágio (a) pode compreender, além dos estágios (i) e (iii), pelo menos um outro estágio de reação e, além do estágio (ii), pelo menos um outro estágio de separação. De acordo com uma forma de realização preferida, o estágio de processo (a) consiste destes três estágios.

10 Quanto aos estágios (i) e (iii), não há restrições específicas quanto a como a reação é realizada.

Desta maneira, é possível realizar um dos estágios de reação em modo intermitente, em modo semi-contínuo ou em modo contínuo. De acordo com uma forma de realização mesmo mais preferida, ambos os estágios de reação (i) e (iii) são realizados em modo contínuo.

15 A reação de epoxidação dos estágios (i) e (iii) é preferivelmente realizada na presença de pelo menos um catalisador de zeólito. Os zeólitos são, como é sabido, aluminossilicatos cristalinos, tendo estruturas de canal e gaiola ordenadas e contendo microporos que são preferivelmente menores do que cerca de 0,9 nm. A rede de tais zeólitos é
20 composta de SiO_4 e AlO_4 tetraédricos, que são unidos via pontes de oxigênio compartilhadas. Um resumo das estruturas conhecidas pode ser encontrado, por exemplo, em W. M. Meier. D. H. Olson e Ch. Baerlocher, “Atlas of Zeolite Structure Types”, Elsevier, 5a. edição, Amsterdam 2001.

25 Os zeólitos em que nenhum alumínio está presente e em que parte do Si(IV) da treliça de silicato é substituída por titânio como Ti(IV) são também conhecidos. Estes zeólitos de titânio, em particular aqueles tendo uma estrutura cristalina do tipo MFI e meios possíveis de prepará-los, são descritos, por exemplo, na EP 0 311 983 A2 ou EP 0 405 978 A1. Além de silício e titânio, tais materiais podem ainda compreender elementos

adicionais, tais como alumínio, zircônio, estanho, ferro, cobalto, níquel, gálio, germânio, boro ou pequenas quantidades de flúor. Nos catalisadores de zeólito que foram preferivelmente regenerados pelo processo da invenção, parte do ou todo o titânio do zeólito pode ter sido substituído por vanádio, zircônio, cromo ou nióbio ou uma mistura de dois ou mais deles. A relação molar de titânio e/ou vanádio, zircônio, cromo ou nióbio para a soma de silício e titânio e/ou vanádio e/ou zircônio e/ou cromo e/ou nióbio é geralmente na faixa de 0,01:1 a 0,1:1.

Os zeólitos, em particular aqueles tendo uma estrutura de cristal do tipo MFI e possíveis maneiras de prepará-los, são descritos, por exemplo, no WO 98/55228, EP 0 311 983 A2., EP 0 405 978 A1, EP 0 200 260 A2.

É sabido que os zeólitos de titânio, tendo a estrutura MFI, podem ser identificados via um padrão de difração de raios-X particular e também via uma banda de vibração de treliça da região infravermelha (IR) a cerca de 980 cm^{-1} e, assim, diferem dos titanatos de ministrador de água ou fases TiO_2 cristalina e amorfa.

Menção específica pode ser feita dos zeólitos contendo titânio, germânio, telúrio, vanádio, cromo, nióbio, zircônio, tendo uma estrutura de zeólito pentasil, em particular os tipos a que podem ser atribuídos cristalograficamente-raios-X às estruturas ABW, ACO, AEI, AEL, AEN, AET, AFG, AFI, AFN, AFO, AFR, AFS, AFT, AFX, AFY, AHT, ANA, APC, APD, AST, ASV, ATN, ATO, ATS, ATT, ATV, AWO, AWW, BCT, BEA, BEC, BIK, BOG, BPH, BRE, CAN, CAS, CDO, CFI, CGF, CGS, CHA, CHI, CLO, CON, CZP, DAC, DDR, DFO, DFT, DOH, DON, EAB, EDI, EMT, EPI, ERI, ESV, ETR, EUO, FAU, FER, FRA, GIS, GIU, GME, GON, GOO, HEU, IFR, ISV, ITE, ITH, ITW, IWR, IWW, JBW, KFI, LAU, LEV, LIO, LOS, LOV, LTA, LTL, LTN, MAR, MAZ, MEI, MEL, MEP, MER, MMFI, MFS, MON, MOR, MSO, MTF, MTN, MTT, MTW, MWW,

NAB, NAT, NEES, NON, NPO, OBW, OFF, OSI, OSO, PAR, PAU, PHI, PON, RHO, RON, RRO, RSN, RTE, RTH, RUT, RWR, RWY, SAO, SAS, SAT, SAV, SBE, SBS, SBT, SFE, SFF, SFG, SFH, SFN, SFO, SGT, SOD, SSY, STF, STI, STT, TER, THO, TON, TSC, UEI, UFI, UOZ, USI, UTL,
5 VET, VFI, VNI, VSV, WEI, WEN, YNU, YUG E ZON,

e também estruturas mistas de duas ou mais das estruturas supracitadas. Além disso, os zeólitos contendo titânio tendo a estrutura ITQ-4, SSZ-24, TTM-1, UTD-1, CIT-1 ou CIT-5 são também concebíveis para uso no processo da invenção. Além disso, os zeólitos contendo titânio que podem
10 ser mencionados são aqueles tendo a estrutura ZSM-48 ou ZSM-12.

Para fins da presente invenção, preferência é dada à utilização de zeólitos Ti, tendo uma estrutura MFI, uma estrutura MEL, uma estrutura mista MFI/MEL ou uma estrutura MWW. Mais preferência é dada especificamente aos catalisadores de zeólito contendo Ti, que são geralmente
15 referidos como "TS-1", "TS-2", "TS-3", e também zeólitos de Ti, tendo uma estrutura de cadeia principal isomorfa com beta-zeólito. Preferência muito particular é dada à utilização de catalisadores de zeólito da estrutura TS-1 e da estrutura Ti-MWW.

Os catalisadores, especial e preferivelmente os catalisadores de zeólito de titânio e ainda, mais preferivelmente, os catalisadores tendo uma
20 estrutura TS1 ou MWW, podem ser empregados como pó, como grânulos, como microesferas, como corpos conformados tendo, por exemplo, o formato de pelotas, cilindros, rodas, estrelas, esferas, colméias e assim em diante, ou como extrusados, tais como extrusados tendo, por exemplo, um comprimento
25 de 1 a 10, mais preferivelmente de 1 a 7 e, ainda mais preferivelmente, de 1 a 5 mm, e um diâmetro de 0,1 a 5, mais preferivelmente de 0,2 a 4 e especial e preferivelmente de 0,5 a 2 mm. A fim de aumentar a densidade de massa dos extrusados, prefere-se cortar os extrusados com uma corrente consistindo essencialmente de um gás inerte.

Para cada um destes métodos de formação, é possível utilizar-se pelo menos um aglutinante adicional e/ou pelo menos um agente de formação de pasta e/ou pelo menos um agente de formação de poro. Antes de utilizar o catalisador na reação de epoxidação da presente invenção, é possível adequadamente pré-tratar o catalisador. Caso o catalisador seja usado como catalisador de suporte, um veículo pode ser preferivelmente usado que seja inerte, isto é, que não reaja com peróxido de hidrogênio, olefina e óxido de olefina.

Muitíssimo preferivelmente, é empregado um catalisador Ti-TS1 ou Ti-MWW que é produzido formando-se primeiro microesferas, por exemplo, microesferas formadas de acordo com a EP 0 200 260 A2 e então formando-se ditas microesferas para obterem-se corpos conformados, preferivelmente extrusados, como descrito acima.

Portanto, as reações dos estágios (i) e (iii) são preferivelmente realizadas em suspensão ou modo de leito fixo, muitíssimo preferivelmente em modo de leito fixo.

No processo inventivo é possível utilizarem-se os mesmos ou diferentes tipos de reatores nos estágios (i) e (iii). Assim, é possível realizar-se um dos estágios de reação em um reator isotérmico ou adiabático e o outro estágio de reação, independentemente dele, em um reator isotérmico ou adiabático. O termo “reator” como usado a este respeito compreende um reator único, uma cascata de pelo menos dois reatores conectados em série, pelo menos dois reatores que sejam operados em paralelo ou uma multidão de reatores em que pelo menos dois reatores são serialmente acoplados e em que pelo menos dois reatores são operados em paralelo. De acordo com uma forma de realização preferida, o estágio (i) da presente invenção é realizada em pelo menos dois reatores, que são operados em paralelo, e o estágio (iii) da presente invenção é realizado em um único reator. Opcionalmente, o estágio (iii) pode compreender pelo menos um reator adicional, que é

disposto, por exemplo, como reator paralelo. Preferivelmente, pelo menos um dos reatores adicionais é operado se, por exemplo, o reator do estágio (iii) for retirado de serviço para fins de regeneração concernentes ao catalisador usado. De acordo com uma forma de realização do estágio (iii) da presente invenção, o estágio (iii) consiste de dois reatores dispostos como reatores paralelos, em que um reator é usado para realizar a reação e em que, no caso deste reator ter que ser retirado de serviço, por exemplo, devido a fins de regeneração, o outro reator é colocado em serviço, assim permitindo a realização da reação sem interrupção do processo global.

Cada um dos reatores descritos acima, especialmente os reatores de acordo com a forma de realização preferida, pode ser operado em modo de operação de fluxo descendente ou fluxo ascendente.

No caso dos reatores estarem operados no modo de fluxo descendente, prefere-se utilizar reatores de leito fixo, que são preferivelmente reatores tubulares, multi-tubulares ou de multi-placas, muitíssimo preferivelmente equipado com pelo menos uma camisa de esfriamento. Neste caso, a reação de epoxidação é realizada em uma temperatura de 30 a 80 °C e o perfil de temperatura dentro dos reatores é mantido em um nível de modo que a temperatura do meio de esfriamento dentro das camisas de esfriamento seja de pelo menos 40 °C e a temperatura máxima no leito de catalisador seja de 60 °C. No caso de operação de fluxo descendente dos reatores, é possível escolherem-se as condições de reação, tais como temperatura, pressão, taxa de alimentação e quantidades relativas de materiais de partida, de modo que a reação seja realizada em uma única fase, mais preferivelmente uma única fase líquida ou em um sistema de multifases compreendendo, por exemplo, 2 ou 3 fases. Quanto ao modo de operação de fluxo descendente, é especialmente preferido conduzir a reação de epoxidação em uma mistura de reação de multifases, compreendendo uma fase rica em peróxido de hidrogênio aquosa líquida, contendo metanol e uma fase rica de olefina orgânica líquida,

preferivelmente uma fase rica em propeno.

No caso de os reatores serem operados em modo de fluxo ascendente, prefere-se utilizar reatores de leito fixo. É ainda preferido utilizarem-se pelo menos dois reatores de leito fixo no estágio (i) e pelo
5 menos um reator no estágio (iii). De acordo com uma ainda mais preferida forma de realização, os pelo menos dois reatores usados no estágio (i) são serialmente conectados ou operados em paralelo, mais preferivelmente operados em paralelo. Geralmente é necessário equipar pelo menos um dos reatores usados no estágio (i) e/ou (iii) com um meio de esfriamento tal como
10 uma camisa de esfriamento. Especialmente preferível, pelo menos dois reatores são empregados no estágio (i), que são conectados em paralelo e podem ser operados alternativamente. No caso de os reatores serem operados em modo de fluxo ascendente, os dois ou mais reatores conectados em paralelo no estágio (i) são particular e preferivelmente reatores de tubo,
15 reatores de multi-tubos ou reatores de multi-placas, mais preferivelmente reatores de multi-tubos e especial e preferivelmente reatores de envoltório-e-tubo, compreendendo uma multidão de tubos, tais como de 1 a 20.000, preferivelmente de 10 a 10.000, mais preferivelmente de 100 a 8000, mais preferivelmente de 1000 a 17000 e, particularmente preferível, de 3000 a
20 7000 tubos. Para regenerar o catalisador usado para a reação de epoxidação, é possível que pelo menos um dos reatores conectados em paralelo seja retirado de operação para o respectivo estágio de reação e o catalisador presente neste reator ser regenerado, com pelo menos um reator pelo menos ficando disponível para reação do material de partida ou materiais de partida em cada
25 estágio durante o curso do processo contínuo.

Como meio de esfriamento usado para esfriar os meios de reação nos reatores acima mencionados, equipados com camisas de esfriamento, não há restrições específicas. Especialmente preferidos são óleos, álcoois, sais líquidos ou água, tais como água de rio, água salobra e/ou

água do mar, que podem, em cada caso, por exemplo, preferivelmente ser retiradas de um rio e/ou lago e/ou próximos à planta química em que o reator da invenção e o processo da invenção são usados e, após qualquer remoção adequada necessária de material suspenso por filtração e/ou sedimentação, ser usadas diretamente sem mais tratamento para esfriar os reatores. Água de esfriamento secundária, que é preferivelmente transportada em torno de um circuito fechado, é particularmente útil para fins de esfriamento. Esta água de esfriamento secundária é geralmente água essencialmente deionizada ou desmineralizada, a que pelo menos um agente anti-incrustação foi preferivelmente adicionado. Mais preferivelmente, esta água de esfriamento secundária circula entre o reator da invenção e, por exemplo, uma torre de esfriamento. Preferência é igualmente dada à água de esfriamento secundária sendo, por exemplo, contra-esfriada em pelo menos um trocador de calor de contracorrente por, por exemplo, água do mar, água salobra e/ou água do mar.

No estágio (iii), preferência particular é dada à utilização de um reator de eixo, mais preferivelmente um reator de poço, mais preferivelmente um reator de poço operado continuamente e, particularmente preferível um reator de poço adiabático, operado continuamente.

Portanto, a presente invenção também refere-se a um processo como descrito acima, em que no estágio (i) são empregados pelo menos dois reatores de envoltório e tubo, cada um tendo de 1 a 20.000 tubos internos e sendo continuamente operado em modo de fluxo ascendente, ditos reatores sendo operados em paralelo e em que no estágio (iii) é empregado um reator de poço adiabático sendo continuamente operado em modo de fluxo ascendente. Ainda mais preferivelmente, a reação em pelo menos um destes reatores, mais preferivelmente nos pelo menos dois reatores do estágio (i) e ainda mais preferivelmente em todos os reatores usados nos estágios (i) e (iii), é conduzida de modo que no respectivo reator uma única fase líquida esteja presente. Mesmo mais preferivelmente, em cada um dos reatores usados nos

estágios (i) e (iii), o catalisador usado para a reação de epoxidação é empregado como reator de leito fixo, em que o catalisador é um catalisador de zeólito de titânio, mais preferivelmente um catalisador Ti-TS1 ou Ti-MWW e, mesmo mais preferivelmente um catalisador Ti-TS1.

5 O peróxido de hidrogênio é usado no processo de acordo com a presente invenção na forma de uma solução aquosa com um teor de peróxido de hidrogênio geralmente de 1 a 90 % em peso, preferivelmente de 10 a 70 % em peso, mais preferivelmente de 10 a 60 % em peso. Uma solução tendo de 20 a menos do que 50 % em peso de peróxido de hidrogênio é
10 particularmente preferida.

De acordo com outra forma de realização da presente invenção, uma solução de peróxido de hidrogênio aquosa bruta pode ser empregada. Como solução de peróxido de hidrogênio aquosa bruta pode ser usada uma solução que é obtida por extração de uma mistura com água
15 essencialmente pura, em que a mistura resulta de um processo conhecido como processo antraquinona (vide, p.ex., Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 5a. edição, volume 3 (1989) págs. 447 – 457). Neste processo, o peróxido de hidrogênio formado é geralmente separado por extração da solução de trabalho. Esta extração pode ser realizada com água
20 essencialmente pura e o peróxido de hidrogênio aquoso bruto é obtido. De acordo com uma forma de realização da presente invenção, esta solução bruta pode ser empregada sem mais purificação. A produção de tal solução bruta é descrita, por exemplo, no Pedido de Patente Européia No. EP 1 122 249 A1. Quanto à expressão “água essencialmente pura”, é feita referência ao
25 parágrafo 10, página 3 do EP 1 122 249 A1, que é incorporado aqui por referência.

Para preparar o peróxido de hidrogênio que é preferivelmente usado, é possível empregar-se, por exemplo, o processo de antraquinona, por meio do qual virtualmente a inteira produção do mundo de peróxido de

hidrogênio é produzida. Um resumo do processo de antraquinona é dado em “Ullmann’s Encyclopedia of Industrial Chemistry”, 5a. edição, volume 13, páginas 447 a 456.

É igualmente concebível obter-se peróxido de hidrogênio convertendo-se ácido sulfúrico em ácido peroxodissulfúrico por oxidação anódica, com simultâneo desprendimento de hidrogênio no cátodo. Hidrólise do ácido peroxodissulfúrico então resulta, via ácido peroxomonossulfúrico, em peróxido de hidrogênio e ácido sulfúrico, que são assim obtidos de volta.

Naturalmente, a preparação de peróxido de hidrogênio dos elementos é também possível.

Antes de peróxido de hidrogênio ser usado no processo da invenção, é possível liberar, por exemplo, uma solução de peróxido de hidrogênio comercialmente disponível de íons indesejáveis. Métodos concebíveis são, entre outros, aqueles descritos, por exemplo, na US 5.932.187, DE 42 22 109 A1 ou US 5.397.475. É igualmente possível remover pelo menos um sal presente na solução de peróxido de hidrogênio da solução de peróxido de hidrogênio por meio de troca de íon em um aparelho que contenha um leito trocador de íon não ácido, tendo uma área de seção transversal de fluxo F e uma altura H que são de modo que a altura H do leito trocador de íon é menor do que ou igual a $2,5 \cdot F^{1/2}$, em particular menor do que ou igual a $1,5 \cdot F^{1/2}$. Para fins da presente invenção, é em princípio possível utilizarem-se todos os leitos trocadores de íon não-acídico compreendendo trocadores de cátion e/ou trocadores de ânion. É também possível que os trocadores de cátion e ânion sejam usados como leitos mistos dentro de um leito trocador de íon. Em uma forma de realização preferida da presente invenção, somente um tipo de trocadores de íon não-acídico é usado. Mais preferência é dada ao uso de troca de íon básica, particularmente preferível aquela de um trocador de ânion básica e, mais particularmente preferível aquela de um trocador de ânion fracamente básica.

A reação dos reatores de acordo com o estágio (i) é preferivelmente realizada em condições de reação, de modo que a conversão de peróxido de hidrogênio seja pelo menos de 80%, mais preferivelmente pelo menos 85% e ainda mais preferivelmente pelo menos 90%. A pressão dentro dos reatores é geralmente na faixa de 10 a 30 bar, mais preferivelmente de 15 a 25 bar. A temperatura da água de esfriamento é na faixa de, preferivelmente, 20 a 70 °C, mais preferivelmente de 25 a 65 °C e particularmente preferível de 30 a 60 °C.

De acordo com a forma de realização preferida da invenção, de acordo com a qual o reator ou os reatores do estágio (i) são reatores de leito fixo, a mistura produto obtida por eles essencialmente consistindo de óxido de olefina, preferivelmente óxido de propileno, olefina não reagida, preferivelmente propeno, metanol, água e peróxido de hidrogênio.

De acordo com uma forma de realização preferida, a mistura produto obtida pelo estágio (i) tem um teor de metanol na faixa de 55 a 75 % em peso, especialmente preferível de 60 a 70 % em peso, com base no peso total da mistura produto, um teor de água na faixa de 5 a 25 % em peso, especialmente preferível de 10 a 20 % em peso, com base no peso total da mistura produto, um teor de óxido de olefina na faixa de 5 a 20 % em peso, especialmente preferível de 8 a 15 % em peso, com base no peso total da mistura produto e um teor de olefina na faixa de 1 a 10 % em peso, especialmente preferível de 1 a 5 % em peso, com base no peso total da mistura produto.

A temperatura da mistura produto obtida no estágio (i) é preferivelmente na faixa de 40 a 60 °C, mais preferivelmente de 45 a 55 °C. Antes de ser alimentada à coluna de destilação de (ii), a mistura produto é preferivelmente aquecida em pelo menos um trocador de calor a uma temperatura na faixa de 50 a 80 °C, mais preferivelmente de 60 a 70 °C.

De acordo com um objetivo da presente invenção, o

aquecimento da corrente produto obtida do estágio (i) é realizado utilizando-se, pelo menos parcialmente, a corrente de produto de fundo da coluna de destilação do estágio (ii). Assim, a integração térmica do processo de oxidação global é ainda mais melhorada. De acordo com uma forma de realização preferida, de 50 a 100%, mais preferivelmente de 80 a 100 % e, especialmente preferível, de 90 a 100 % da corrente de produto de fundo obtida da coluna de destilação usada em (ii) são usados para aquecer a corrente produto obtida de (i) de uma temperatura na faixa de 45 a 55 °C a uma temperatura na faixa de 65 a 70 °C.

De acordo com o estágio (ii), a olefina não reagida é separada da mistura resultante do estágio (i). Esta separação é realizada por destilação usando-se pelo menos uma coluna de destilação. A mistura de reação obtida de pelo menos um reator, preferivelmente de pelo menos os dois reatores usados no estágio (i), compreendendo olefina não reagida, óxido de olefina, metanol, água e peróxido de hidrogênio não reagido, é introduzida na coluna de destilação. A coluna de destilação é preferivelmente operada em uma pressão de topo de 1 a 10 bar, mais preferivelmente de 1 a 5 bar, mais preferivelmente de 1 a 3 bar e ainda mais preferivelmente de 1 a 1 bar, tal como 1, 1,1, 1,2, 1,3, 1,4, 1,5, 1,6, 1,7, 1,8, 1,9 ou 2 bar. De acordo com uma forma de realização especialmente preferível, a coluna de destilação tem de 5 a 60, preferivelmente de 10 a 50 e, especialmente preferível de 15 a 40 estágios teóricos.

De acordo com uma forma de realização ainda mais preferida, a mistura de reação obtida de (i) é alimentada à coluna de destilação de (ii) de 2 a 30 estágio teóricos abaixo do topo, preferivelmente de 10 a 20 estágios teóricos abaixo do topo da coluna.

No topo da coluna de destilação de (ii), uma corrente essencialmente consistindo de óxido de olefina, preferivelmente óxido de propileno, metanol e olefina não reagida, preferivelmente propeno, é obtida.

No topo da coluna, uma mistura é obtida tendo um teor de água de não mais do que 0,5 % em peso, preferivelmente de não mais do que 0,4 % em peso e, ainda mais preferivelmente de não mais do que 0,3 % em peso e tendo um teor de peróxido de hidrogênio de não mais do que 100 ppm, preferivelmente de não mais do que 20 ppm e, ainda mais preferivelmente de não mais do que 10 ppm, em cada caso com base no peso total da mistura obtida no topo da coluna.

No fundo da coluna de destilação, uma corrente essencialmente consistindo de metanol, água e peróxido de hidrogênio não reagido é obtida. No fundo da coluna, uma mistura é obtida tendo uma olefina, preferivelmente um teor de propeno de não mais do que 50 ppm, preferivelmente de não mais do que 10 ppm e ainda mais preferivelmente de não mais do que 5 ppm, e tendo um teor de óxido de olefina, preferivelmente de propileno de não mais do que 50 ppm, preferivelmente de não mais do que 20 ppm e, ainda mais preferivelmente de não mais do que 10 ppm, em cada caso com base no peso total da mistura obtida no fundo da coluna.

Portanto, dependendo do respectivo ponto de vista, a separação destilativa de acordo com o estágio (ii) pode ser descrita como separação de olefina não reagida ou, alternativamente, como separação de óxido de olefina.

O evaporador da coluna de destilação usada no estágio (ii) é pelo menos parcialmente operado usando-se pelo menos parcialmente a corrente de topo (Td). Preferivelmente, de 5 a 60 %, mais preferivelmente de 15 a 50 e, especialmente preferível, de 20 a 40% de (Td) são usados para operar o evaporador da coluna de destilação do estágio (ii).

De acordo com uma ainda outra forma de realização preferida, a coluna de destilação usada em (ii) é configurada como coluna de parede divisória, tendo pelo menos uma retirada lateral, preferivelmente uma retirada lateral. Preferivelmente, a coluna de parede divisória preferivelmente tem de

20 a 60, mais preferivelmente de 30 a 50 estágios teóricos.

A região combinada superior da parte de influxo e derivação da coluna de parede divisória preferivelmente tem de 5 a 50%, mais preferivelmente de 15 a 30% do número total de estágios teóricos da coluna, a
5 seção de enriquecimento da parte de influxo preferivelmente tem de 5 a 50%, mais preferivelmente de 15 a 30%, a seção de extração da parte de influxo preferivelmente tem de 15 a 70%, mais preferivelmente de 20 a 60%, a seção de extração da parte de derivação preferivelmente tem de 5 a 50%, mais preferivelmente de 15 a 30 %, a seção de enriquecimento da parte de
10 derivação preferivelmente tem de 15 a 70%, mais preferivelmente de 20 a 60% e a região combinada inferior da parte de influxo e derivação da coluna preferivelmente tem de 5 a 50%, mais preferivelmente de 15 a 30%, em cada caso do número total de estágios teóricos da coluna.

É igualmente vantajoso que a entrada por meio da qual a
15 mistura produto obtida de (i) é alimentada dentro da coluna e a retirada lateral por meio da qual uma parte do metanol, preferivelmente de 0 a 50%, mais preferivelmente de 1 a 40%, ainda mais preferivelmente de 5 a 30% e especialmente preferível de 10 a 25% do metanol, é removida como um boiler intermediário e, ainda mais preferivelmente, diretamente alimentada de volta
20 ao estágio (i) a ser disposto em diferentes alturas da coluna em relação à posição dos estágios teóricos. A entrada é preferivelmente localizada em uma posição que é de 1 a 25, mais preferivelmente de 5 a 15 estágios teóricos acima ou abaixo da retirada lateral.

A coluna de parede divisória usada no processo da presente
25 invenção é preferivelmente configurada como uma coluna guarnecida contendo guarnecimento aleatório ou guarnecimento ordenado ou como uma coluna de bandeja. Por exemplo, é possível utilizar-se guarnecimento de folha metálica ou de malha, tendo uma área de superfície específica de 100 a 1000 m^2/m^3 , preferivelmente de cerca de 250 a 750 m^2/m^3 , como guarnecimento

ordenado. Tal guarnecimento fornece uma elevada eficiência de separação, combinada com uma queda de baixa pressão por estágio teórico.

Na configuração acima mencionada da coluna, a região da coluna dividida pela parede divisória, que consiste da seção de enriquecimento da parte de influxo, da seção de extração da parte de derivação, da seção de extração da parte de influxo e da seção de enriquecimento da parte de derivação, ou partes delas, é provida com guarnecimento ordenado ou guarnecimento aleatório. A parede divisória pode ser termicamente isolada nestas regiões.

O diferencial de pressão através da coluna de parede divisória pode ser utilizado como parâmetro de regulação para a potência de aquecimento. A destilação é vantajosamente realizada em uma pressão no topo de 1 a 10 bar, preferivelmente de 1 a 5 bar, mais preferivelmente de 1 a 3 bar e, ainda mais preferivelmente, de 1 a 2 bar, tal como 1, 1,1, 1,2, 1,3, 1,4, 1,5, 1,6, 1,7, 1,8, 1,9 ou 2 bar.

Por conseguinte, a potência de aquecimento do vaporizador no fundo da coluna é selecionada a fim de manter esta faixa de pressão. Conseqüentemente, a quantidade de (Td) usada para operar o vaporizador sendo preferivelmente de 5 a 60%, mais preferivelmente de 15 a 50 e, especialmente preferível de 20 a 40% da quantidade total da (Td), pode ser adaptada para corresponder à pressão diferencial a ser obtida.

A destilação é então preferivelmente realizada em uma faixa de temperatura de 65 a 100 °C, mais preferivelmente de 70 a 85 °C. A temperatura de destilação é medida no fundo da torre.

No caso em que tal coluna de parede dividida seja usada, no topo da coluna de destilação de (ii), uma corrente essencialmente consistindo de óxido de olefina, preferivelmente óxido de propileno, metanol e olefina não reagida, preferivelmente propeno, é obtida. No topo da coluna, uma mistura é obtida tendo um teor de água de não mais do que 500 ppm,

preferivelmente de não mais do que 400 ppm e, ainda mais preferivelmente de não mais do que 300 ppm e tendo um teor de peróxido de hidrogênio de não mais do que 50 ppm, preferivelmente de não mais do que 20 ppm e, ainda mais preferivelmente de não mais do que 10 ppm, em cada caso com base no peso total da mistura obtida no topo da coluna. Além disso, a corrente de topo obtida tem um teor de olefina, preferivelmente de propeno de 15 a 35 % em peso, preferivelmente de 20 a 30 % em peso e ainda mais preferivelmente de 20 a 25 % em peso, um óxido de olefina, preferivelmente um teor de óxido de propileno de 50 a 80 % em peso, preferivelmente de 55 a 75 % em peso e, especialmente preferível, de 60 a 70 % em peso e um teor de metanol de 5 a 20 % em peso, mais preferivelmente de 7,5 a 17,5 % em peso e, especialmente preferível de 10 a 15 % em peso, em cada caso com base no peso total da corrente de topo.

Na retirada lateral da coluna de destilação, uma corrente essencialmente consistindo de metanol e água é obtida. Na retirada lateral da coluna, uma mistura é obtida tendo um teor de metanol de pelo menos 95 % em peso, preferivelmente pelo menos 96 % em peso e, ainda mais preferivelmente, pelo menos 97 % em peso e tendo um teor de água de não mais do que 5 % em peso, preferivelmente de não mais do que 3,5 % em peso e, ainda mais preferivelmente de não mais do que 2 % em peso, em cada caso com base no peso total da mistura obtida na retirada lateral da coluna.

No fundo da coluna de destilação, uma corrente essencialmente consistindo de metanol, água e peróxido de hidrogênio não reagido é obtida. No fundo da coluna, uma mistura é obtida tendo uma olefina, preferivelmente um teor de propeno de não mais do que 50 ppm, preferivelmente de não mais do que 10 ppm e ainda mais preferivelmente de não mais do que 5 ppm e tendo um teor de óxido de olefina, preferivelmente óxido de propileno de não mais do que 50 ppm, preferivelmente de não mais do que 20 ppm e ainda mais preferivelmente de não mais do que 10 ppm, em

cada caso com base no peso total da mistura obtida no fundo da coluna.

Pelo menos parte da corrente retirada do lado da coluna de parede divisória pode ser reciclada como solvente para dentro do estágio (i) do processo inventivo. Preferivelmente, pelo menos 90%, mais
5 preferivelmente pelo menos 95% da corrente retirada da retirada lateral são reciclados para dentro do estágio (i).

A corrente de produto de fundo retirada da coluna de destilação, preferivelmente da coluna de destilação de parede divisória, essencialmente consistindo de metanol, água e peróxido de hidrogênio não
10 reagido, é então alimentada ao reator do estágio (iii). Preferivelmente, a corrente de produto de fundo é esfriada antes de ser introduzida dentro do reator via, por exemplo, esfriamento de um estágio ou esfriamento de dois estágios, mais preferivelmente a uma temperatura de 20 a 40 °C, ainda mais preferivelmente a uma temperatura de 30 a 40 °C. Ainda mais
15 preferivelmente, olefina fresca, preferivelmente propeno, é adicionalmente adicionada diretamente dentro do reator do estágio (iii) ou adicionada à corrente de produto de fundo obtida de (ii) antes de introduzi-la dentro do reator do estágio (iii). Alternativa ou adicionalmente, peróxido de hidrogênio fresco pode ser adicionado.

20 A seletividade desta reação no estágio (iii), com respeito ao peróxido de hidrogênio, é preferivelmente na faixa de 64 a 99%, mais preferivelmente na faixa de 72 a 90 % e, particularmente preferível, na faixa de 75 a 87%.

A seletividade do processo total com os estágio (i) a (iii), com
25 respeito ao peróxido de hidrogênio, é preferivelmente na faixa de 78 a 99 %, mais preferivelmente na faixa de 88 a 97 n% e, particularmente preferível na faixa de 90 a 96 %.

A conversão de peróxido de hidrogênio total é preferivelmente de pelo menos 99,5 %, mais preferivelmente pelo menos 99,6 %, mais

preferivelmente pelo menos 99,7 % e, particularmente preferível de pelo menos 99,8 %.

A mistura de reação obtida do estágio (iii) preferivelmente tem um teor de metanol de 50 a 90 % em peso, mais preferivelmente de 60 a 85 % em peso e especialmente preferível de 70 a 80 % em peso, com base no peso total da mistura de reação. O teor de água é preferivelmente na faixa de 5 a 45 % em peso, mais preferivelmente de 10 a 35 % em peso e especialmente preferível de 15 a 25 % em peso, com base no peso total da mistura de reação. O óxido de olefina, preferivelmente o teor de óxido de propileno, é preferivelmente na faixa de 1 a 5 % em peso, mais preferivelmente de 1 a 4 % em peso e especialmente preferível de 1 a 3 % em peso, com base no peso total da mistura de reação. A olefina, preferivelmente o teor de propeno, é preferivelmente na faixa de 0 a 5 % em peso, mais preferivelmente de 0 a 3 % em peso e especialmente preferível de 0 a 1 % em peso, baseados no peso total da mistura de reação.

A mistura produto retirada do reator no estágio (iii) pode ser alimentada como mistura (M-a) dentro do estágio (b) do processo inventivo. Adicionalmente, a corrente retirada do topo da coluna de destilação do estágio (ii) pode ser combinada com a mistura produto retirada do reator do estágio (iii), para fornecer a mistura (M-a), que é então alimentada dentro do estágio (b) do processo inventivo. Alternativamente, é possível alimentar separadamente a mistura produto retirada do reator do estágio (iii) e da corrente de topo da coluna de destilação do estágio (ii) para dentro do estágio (b), a última forma de realização, em que ambas as correntes são consideradas como constituindo a mistura (M-a) sendo preferida.

Estágio (b)

De acordo com o estágio (b), olefina não reagida é separada da mistura (M-a) por destilação, para obter-se uma mistura (M-bi), compreendendo pelo menos 80 % em peso de olefina e uma mistura (M-bii)

compreendendo metanol, água e pelo menos 7 % em peso de óxido de olefina.

A separação de acordo com o estágio (b) é preferivelmente realizada em pelo menos uma coluna de destilação, mais preferivelmente em uma coluna de destilação. Preferivelmente, esta coluna tem de 5 a 40, mais
5 preferivelmente de 10 a 35 e especialmente preferível de 15 a 30 estágios teóricos.

A coluna de destilação é preferivelmente operada em uma pressão de topo de 1 a 5 bar, mais preferivelmente de 1 a 4 bar, mais preferivelmente de 1 a 3 bar e ainda mais preferivelmente de 1 a 2 bar, tal
10 como 1, 1,1, 1,2, 1,3, 1,4, 1,5, 1,6, 1,7, 1,8, 1,9 ou 2 bar.

De acordo com ainda uma outra forma de realização preferida, uma mistura (M-bi) é obtida no topo da coluna de destilação compreendendo pelo menos 85 % em peso de olefina, ainda mais preferivelmente de 85 a 90 % em peso de olefina, preferivelmente de propeno.

15 No contexto da presente invenção, é possível introduzir propeno como propeno de grau químico, em que propano está presente em uma relação volumétrica de propileno para propeno de cerca de 95:3 a cerca de 95:5. No caso de propeno de grau químico ser usado, a mistura (M-bi) pode adicionalmente compreender até 15 % em peso, preferivelmente de 5 a
20 10 % em peso de propano, com base no peso total da mistura (M-bi).

Preferivelmente, a mistura (M-bii), obtida como corrente de produto de fundo, compreende de 55 a 80 % em peso, mais preferivelmente de 60 a 75 % em peso e especialmente preferível de 65 a 70 % em peso de metanol, de 13 a 25 % em peso, materiais poliméricos formadores de fibra de
25 15 a 20 % em peso de água e pelo menos 7 % em peso, mais preferivelmente pelo menos de 8 % em peso, mais preferivelmente de pelo menos 9 % em peso e especialmente preferível pelo menos 10 % em peso, por exemplo, de 10 a 15 % em peso, tal como cerca de 10 a cerca de 11, cerca de 12, cerca de 13, cerca de 14 ou cerca de 15 % em peso de óxido de olefina,

preferivelmente óxido de propileno.

O evaporador da coluna de destilação usada no estágio (b) do processo inventivo é pelo menos parcialmente operado com pelo menos uma parte de (Td). Mais preferivelmente, 1 a 20 % em peso de (Td), mais
5 preferivelmente de 2 a 15 % em peso de (Td) e especialmente preferível de 3 a 10 % em peso de (Td) são usados para operar o evaporador usado no estágio (b).

Se necessário, pelo menos uma corrente de alimentação, alimentada dentro do estágio (b), pode ser aquecida com a corrente de produto
10 de fundo obtida da coluna usada no estágio (b).

Estágio (c)

De acordo com o estágio (c), a mistura (M-bii), obtida do estágio (b) como corrente de produto de fundo, é submetida a mais um processo de separação destilativa, em que uma mistura (M-ci),
15 compreendendo pelo menos 99 % em peso de óxido de olefina e uma mistura (M-cii), compreendendo água e pelo menos 55 % em peso de metanol, são obtidas.

A separação de acordo com o estágio (c) é preferivelmente realizada em pelo menos uma coluna de destilação, mais preferivelmente em
20 uma coluna de destilação. Preferivelmente, esta coluna tem de 30 a 110, mais preferivelmente de 40 a 100 e especialmente preferível de 50 a 90 estágios teóricos.

A coluna de destilação é preferivelmente operada em uma pressão de topo de 1 bar ou menos. Especialmente preferível, a coluna de
25 destilação é operada como uma coluna de vácuo em uma pressão de topo menor do que 1 bar, mais preferivelmente em não mais do que 0,9 bar, mais preferivelmente a não mais do que 0,8 bar, mais preferivelmente a não mais do que 0,7 bar e ainda mais preferivelmente a não mais do que 0,6 bar. Faixas preferidas de pressão de topo são, por exemplo, de 0,3 a 0,9 bar, mais

preferivelmente de 0,4 bar a 0,8 bar. Pressões de topo preferidas são, por exemplo, cerca de 0,4 bar, cerca de 0,5 bar, cerca de 0,6 bar, cerca de 0,7 bar ou cerca de 0,8 bar.

De acordo com uma forma de realização preferida do processo inventivo, a mistura (M-ci), obtida como corrente de topo, compreende pelo menos 99,1 % em peso, mais preferivelmente pelo menos 99,2 % em peso, mais preferivelmente pelo menos 99,3 % em peso, mais preferivelmente pelo menos 99,4 % em peso e ainda mais preferivelmente pelo menos 99,5 % em peso de óxido de olefina, preferivelmente óxido de propileno. Teores preferidos (M-ci), com respeito a óxido de olefina, são, por exemplo, na faixa de 99,1 a 99,9, mais preferivelmente de 99,2 a 99,9, mais preferivelmente de 99,3 a 99,9, mais preferivelmente de 99, a 99,9 e ainda mais preferivelmente de 99,5 a 99,9 % em peso, baseados no peso total da mistura (M-ci).

De acordo com uma forma de realização preferida do processo inventivo, a mistura (M-ci), obtida como corrente de produto de fundo, compreende de 55 a 85 % em peso, mais preferivelmente de 65 a 80 % em peso e especialmente preferível de 75 a 80 % em peso de metanol e de 15 a 45 % em peso, mais preferivelmente de 20 a 35 % em peso e especialmente preferível de 20 a 25 % em peso de água, em que o teor da mistura (M-cii), referente a metanol bem como água, é mais elevada do que o respectivo teor da mistura (M-bii).

O evaporador da coluna de destilação usada no estágio (c) do processo inventivo é pelo menos parcialmente operado com pelo menos uma parte de (Td). Mais preferivelmente, 1 a 50 % em peso de (Td), mais preferivelmente de 1 a 40 % em peso de (Td) e especialmente preferível de 2 a 30 % em peso de (Td) são usados para operar o evaporador usado no estágio (c).

A fim de melhorar mais o equilíbrio de energia do processo global, a presente invenção também fornece uma possibilidade adicional de

integração de calor. De acordo com esta possibilidade, a corrente de topo, obtida da coluna de destilação do estágio (c) tendo uma pressão nas faixas acima mencionadas, especialmente preferível na faixa de 0,4 a 0,8 bar e temperatura na faixa de 10 a 40 °C, preferivelmente de 10 a 30 °C e especialmente preferível de 10 a 20 °C, é comprimida para obter-se uma corrente tendo uma pressão preferida na faixa de 1 a 10 bar, mais preferivelmente de 1 a 5 bar e especialmente preferível de 2 a 5 bar e uma temperatura de até 100 °C, mais preferivelmente na faixa de 80 a 100 °C. A corrente comprimida obtida é então pelo menos parcialmente usada para parcialmente operar o evaporador da coluna de destilação usada no estágio (c). Preferivelmente, de 50 a 100 % da corrente de topo, ainda mais preferivelmente de 80 a 95% da corrente de topo são usados para parcialmente operar o evaporador da coluna de destilação usada no estágio (c).

De acordo com mais uma forma de realização da presente invenção, preferivelmente de 1 a 50 % em peso de (Td), mais preferivelmente de 1 a 40 % em peso de (Td) e especialmente preferível de 2 a 30 % em peso de (Td) são especificamente usados para iniciar a operação do evaporador da coluna de destilação do estágio (c) e, preferivelmente, de 50 a 100% da corrente de topo, ainda mais preferivelmente de 80 a 95% da corrente de topo são usados para completamente operar o evaporador da coluna de destilação usada no estágio (c), uma vez a coluna de destilação opere totalmente. Portanto, a (Td) é parcialmente usada para iniciar a operação do evaporador e a corrente de topo comprimida, obtida do estágio (c), assume a direção da operação do evaporador.

Assim, além de uma parte da (Td), a corrente de topo obtida da coluna de destilação do estágio (c) é usada para operar esta coluna de destilação.

De acordo com mais uma forma de realização da presente

invenção, a separação do óxido de olefina, preferivelmente óxido de propileno, no estágio (c), é realizada em pelo menos duas, mais preferivelmente em duas colunas de destilação.

Portanto, a presente invenção também refere-se a um processo como descrito acima, em que em (c) o óxido de olefina é separado em duas colunas de destilação e em que de 0 a 20 % em peso de (Td) são usados para pelo menos parcialmente operar um vaporizador da primeira coluna de destilação, da qual uma mistura compreendendo pelo menos 98 % em peso de óxido de olefina é obtida, dita mistura sendo introduzida dentro da segunda coluna de destilação e de 1 a 30 % em peso da (Td) são usados para pelo menos parcialmente operar um vaporizador da segunda coluna de destilação, da qual uma corrente de óxido de olefina, compreendendo pelo menos 99,8 % em peso de óxido de olefina, é obtida.

Ainda mais preferivelmente, a corrente de óxido de olefina obtida da segunda coluna de destilação compreende pelo menos 99,9 % em peso de óxido de olefina, ainda mais preferivelmente pelo menos 99,99 % em peso de óxido de olefina.

Preferivelmente, a primeira coluna tem de 30 a 110, mais preferivelmente de 40 a 100 e especialmente preferível de 50 a 90 estágios teóricos.

A primeira coluna é preferivelmente operada em uma pressão de topo de 1 bar ou menos. Especialmente preferível, a coluna de destilação é operada como uma coluna de vácuo em uma pressão de topo de menos do que 1 bar, mais preferivelmente de não mais do que 0,9 bar, mais preferivelmente de não mais do que 0,8 bar, mais preferivelmente de não mais do que 0,7 bar e ainda mais preferivelmente de não mais do que 0,6 bar. Faixas preferidas da pressão de topo são, por exemplo, de 0,3 a 0,9 bar, mais preferivelmente de 0,4 bar a 0,8 bar. Pressões de topo preferidas são, por exemplo, cerca de 0,4 bar, cerca de 0,5 bar, cerca de 0,6 bar, cerca de 0,7 bar ou cerca de 0,8 bar.

Preferivelmente, a segunda coluna tem de 25 a 60, mais preferivelmente de 30 a 55 e especialmente preferível de 35 a 50 estágios teóricos.

5 A segunda coluna é preferivelmente operada em uma pressão de topo de 1 a 7 bar, mais preferivelmente de 2 a 6 bar e especialmente preferível de 3 a 5 bar.

10 A mistura obtida do topo da primeira coluna, que é alimentada como corrente de alimentação para a segunda coluna, pode ainda conter certos subprodutos, resultantes de um ou mais estágios do processo de epoxidação total, tendo pontos de ebulição mais baixos do que do óxido de olefina, preferivelmente do óxido de propileno. Exemplos para tais subprodutos são aldeídos, tais como, por exemplo, acetaldeído e/ou formaldeído. Estes subprodutos podem ser contidos na corrente de topo da primeira coluna, em uma quantidade de até 0,3 % em peso, preferivelmente até 0,20 % em peso e
15 especialmente preferível até 0,15 % em peso, com base no peso total de (M-cii) e com referência à soma dos respectivos pesos destes compostos de baixo ponto de ebulição.

Foi surpreendentemente constatado que, escolhendo-se uma pressão de topo de destilação desta faixa permite-se a obtenção de um grau
20 ultra-elevado de pureza do óxido de olefina, preferivelmente óxido de propileno, com respeito aos compostos de baixo ponto de ebulição e simultaneamente usando-se pelo menos parcialmente, mais preferivelmente exclusivamente, (Td) para operar o vaporizador da segunda coluna de destilação do estágio (c).

25 No caso de duas colunas de destilação serem usadas no estágio (c), de 0 a 20 % em peso de (Td) são usados para operar o vaporizador da primeira coluna e de 1 a 30 % em peso de (Td) são usados para operar o vaporizador da segunda coluna. Mais preferivelmente, de 0 a 15 % em peso de (Td) são usados para operar o vaporizador da primeira coluna e de 1 a 25

% em peso de (Td) são usados para operar o vaporizador da segunda coluna. Especialmente preferivelmente, de 0 a 10 % em peso de (Td) são usados para operar o vaporizador da primeira coluna e de 2 a 20 % em peso de (Td) são usados para operar o vaporizador da segunda coluna.

- 5 Se necessário, pelo menos uma corrente de alimentação, alimentada dentro de pelo menos uma coluna de destilação usada no estágio (c), pode ser aquecida com a corrente de produto de fundo obtida desta coluna.

Estágio (d)

- 10 De acordo com o estágio (d), a mistura (M-cii) do estágio (c), como corrente de produto de fundo, é submetida a mais um processo de separação destilativa, em que uma mistura (M-di), compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol e até 10 % em peso de água e uma mistura (M-dii), compreendendo pelo menos 90 % em peso de água, são obtidas.

- 15 A destilação no estágio (d) pode ser realizada em uma, duas, três ou mais colunas de destilação.

- De acordo com um aspecto da presente invenção, a destilação do estágio (d) é realizada em uma coluna de destilação. Preferivelmente, desta coluna de destilação tem de 10 a 100, mais preferivelmente de 20 a 90 e
20 especialmente preferível de 30 a 70 estágios teóricos.

 A coluna de destilação é operada em uma pressão preferivelmente de 1 a 12 bar, mais preferivelmente de 2 a 11 bar e especialmente preferível de 3 a 10 bar.

- A mistura (M-di), obtida do topo da coluna, compreende pelo
25 menos 85 % em peso de metanol e até 10 % em peso de água, mais preferivelmente pelo menos 90 % em peso de metanol e até 10 % em peso de água, mais preferivelmente pelo menos 95 % em peso de metanol e até 5 % em peso de água, mais preferivelmente pelo menos 96 % em peso de metanol e até 4 % em peso de água e especialmente preferível pelo menos 97 % em

peso de metanol e até 3 % em peso de água.

A relação de refluxo desta coluna é preferivelmente na faixa de 1 a 10, mais preferivelmente na faixa de 2 a 8.

De acordo com uma forma de realização preferida da presente invenção, a destilação no estágio (d) é realizada em uma pressão de topo que é diferente da pressão de topo de uma segunda coluna de destilação (K2).

De acordo com ainda uma outra forma de realização preferida da presente invenção, as colunas (K1) e (K2) são termicamente acopladas. De acordo com uma forma de realização, o condensador usado para condensar a corrente de topo da primeira ou segunda coluna de destilação é usado simultaneamente como o vaporizador da segunda ou primeira coluna de destilação. Preferivelmente, o condensador usado para condensar a corrente de topo obtida da segunda coluna de destilação é usado simultaneamente como o vaporizador da primeira coluna de destilação. De acordo com outra forma de realização, a corrente de produto de fundo obtida da coluna (K1), que é alimentada como corrente de entrada para dentro da coluna (K2), é aquecida, antes de ser introduzida dentro de (K2), com a corrente de produto de fundo obtida da coluna (K2). De acordo com uma forma de realização preferida, estas possibilidades de acoplamento térmico são combinadas.

Portanto, a presente invenção também refere-se a um processo como descrito acima, em que, no estágio (d), uma destilação de duas pressões é realizada e o condensador usado para condensar a corrente de topo obtida da segunda coluna de destilação (K2) é usado simultaneamente como o vaporizador da primeira coluna de destilação (K1) e em que a corrente de produto de fundo obtida da coluna (K1), que é alimentada como a corrente de entrada dentro da coluna (K2), é aquecida antes de ser introduzida dentro de (K2) com a corrente de produto de fundo obtida da coluna (K2).

A expressão “primeira coluna (K1)”, como usada no contexto da presente invenção, refere-se à coluna dentro da qual a mistura (M-cii) é

alimentada. A expressão “segunda coluna (K2)”, como usada no contexto da presente invenção, refere-se à coluna dentro da qual a corrente de produto de fundo obtida de (K1) é alimentada.

A destilação da primeira coluna (K1) é preferivelmente realizada em uma pressão de topo na faixa de 2 a 8 bar, mais preferivelmente de 2 a 6 bar e especialmente preferível na faixa de 2,5 a 6 bar. A destilação da segunda coluna (K2) é preferivelmente realizada em uma pressão de topo na faixa de 8 a 15 bar, mais preferivelmente de 8,5 a 14 bar e especialmente preferível na faixa de 9 a 13 bar.

Portanto, a presente invenção também refere-se a um processo como descrito acima, em que a pressão de topo da primeira coluna de destilação é de 2 a 8 bar e a pressão de topo da segunda coluna de destilação é de 8 a 14 bar.

Portanto, a presente invenção também refere-se a um processo como descrito acima, em que em (d),

(i) a mistura (M-cii) é introduzida dentro de uma primeira coluna de destilação (K1), da qual a corrente de topo de vapor (Td) é obtida, a destilação em (K1) sendo realizada em uma pressão de topo de 2,5 a 6 bar; e

(ii) a corrente de produto de fundo obtida de (K1) é introduzida dentro de uma segunda coluna de destilação (K2), a destilação em (K2) sendo realizada em uma pressão de topo de 9 a 13 bar.

em que, antes da introdução em (K2), a corrente de produto de fundo obtida de (K1) é aquecida a uma temperatura de 100 a 180 °C com a corrente de produto de fundo obtida de (K2) e em que o condensador usado para condensar a corrente de topo obtida de (K2) é simultaneamente usada como vaporizador de (K1).

Preferivelmente, a corrente de produto de fundo obtida de (K1) é aquecida a uma temperatura de 110 a 180 °C, mais preferivelmente de 120 a 180 °C, mais preferivelmente de 130 a 175 °C e ainda mais preferivelmente de

140 a 170 °C.

A relação de refluxo da coluna (K2) é preferivelmente na faixa de 1 a 5, mais preferivelmente de 2 a 4. A relação de refluxo é definida como o fluxo de massa da corrente de topo obtida da coluna (K2) dividido pelo
5 fluxo de massa da fração desta corrente realimentada para o topo de (K2).

A coluna de destilação (K1) tem preferivelmente de 5 a 30, mais preferivelmente de 7 a 25 e especialmente preferível de 10 a 20 estágios teóricos.

A coluna de destilação (K2) tem preferivelmente de 5 a 60,
10 mais preferivelmente de 10 a 55 e especialmente preferível de 15 a 50 estágios teóricos.

De acordo com uma ainda mais preferida forma de realização, a coluna de destilação (K2) é configurada como coluna de parede divisória, tendo pelo menos uma retirada lateral, preferivelmente uma retirada lateral.
15 Preferivelmente, a coluna de parede divisória preferivelmente tem de 10 a 60, mais preferivelmente de 15 a 50 estágios teóricos.

A região combinada superior da parte de influxo e derivação da coluna de parede divisória preferivelmente tem de 10 a 70 %, mais preferivelmente de 15 a 55 %, a seção de enriquecimento da parte de influxo
20 preferivelmente tem de 5 a 50%, mais preferivelmente de 15 a 30%, a seção de extração da parte de influxo preferivelmente tem de 5 a 50 %, mais preferivelmente de 15 a 30 %, a seção de extração da parte de derivação preferivelmente tem de 5 a 50 %, mais preferivelmente de 15 a 30 %, em cada caso do número total de estágios teóricos da coluna.

25 A coluna de parede divisória (K2) usada no processo da presente invenção é preferivelmente configurada como uma coluna guarnecida, contendo guarnecimento aleatório ou guarnecimento ordenado ou como uma coluna de bandeja. Por exemplo, é possível utilizar-se guarnecimento de folha metálica ou malha tendo uma área de superfície

específica de 100 a 1000 m²/m³, preferivelmente de cerca de 250 a 750 m²/m³, como guarnecimento ordenado. Tal guarnecimento fornece uma elevada eficiência de separação, combinada com uma baixa queda de pressão por estágio teórico.

5 Na configuração supracitada da coluna, a região da coluna dividida pela parede divisória, que consiste da seção de enriquecimento da parte de influxo, da seção de extração da parte de derivação, da seção de extração da parte de influxo e da seção de enriquecimento da parte de derivação, ou partes delas, é provida com guarnecimento ordenado ou
10 guarnecimento aleatório. A parede divisória pode ser termicamente isolada nestas regiões.

Comparada com uma coluna de destilação convencional, a coluna de parede divisória usada no estágio (d) tem a vantagem de que certos sub-produtos, resultantes de um ou mais estágios do processo de epoxidação
15 total, podem ser facilmente separados do metanol. Uma vez que a mistura (M-di) é mais preferivelmente realimentada como solvente no estágio (a), verificou-se que utilizando colunas de parede divisória evita-se que estes sub-produtos excedam concentrações indesejáveis no circuito de metanol. Exemplos de tais sub-produtos são compostos tais como glicol éteres.

20 Portanto, a presente invenção é caracterizada pelo fato de englobar, em estágios de reação específicos, isto é, estágios (a) e (d), duas colunas de parede divisória, assim tornando o processo de epoxidação total ainda mais eficaz.

Portanto, a presente invenção também refere-se a um processo
25 como descrito acima, em que a coluna (K2) é uma coluna de parede divisória.

No caso do estágio (d) ser realizado como destilação de duas pressões, empregando-se uma coluna de destilação convencional (K1) e uma coluna de parede divisória (K2), a corrente de topo (Td), obtida da corrente de topo (K1), compreende pelo menos 85 % em peso de metanol e até 10 % em

peso de água, mais preferivelmente pelo menos 90 % em peso de metanol e até 10 % em peso de água, mais preferivelmente pelo menos 95 % em peso de metanol e até 5 % em peso de água, mais preferivelmente pelo menos 96 % em peso de metanol e até 4 % em peso de água e, especialmente preferível, pelo menos 97 % em peso de metanol e até 3 % em peso de água. De acordo com uma forma de realização particularmente preferida, a corrente de topo (Td) compreende menos do que 3 % em peso de água, tal como, por exemplo, de 1 a 2 % em peso de água.

A temperatura de (Td) é preferivelmente na faixa de 90 a 130 °C, mais preferivelmente de 95 a 120 °C, especialmente preferível de 100 a 110 °C.

A corrente de produto de fundo obtida de (K1) tem uma temperatura preferida de 100 a 140 °C, mais preferivelmente na faixa de 110 a 130 °C. De acordo com a forma de realização preferida acima descrita, esta corrente de produto de fundo é alimentada em (K2) e, antes da alimentação, aquecida com a corrente de produto de fundo de (K2) a uma temperatura de 110 a 180 °C, mais preferivelmente de 120 a 180 °C, mais preferivelmente de 130 a 175 °C e, ainda mais preferivelmente, de 140 a 170 °C.

A corrente de produto de fundo obtida de (K1) tem um teor preferido de metanol de 40 a 70 % em peso e um teor de água preferido de 30 a 60 % em peso.

A corrente de topo (M-di), obtida da coluna (K2), compreende pelo menos 85 % em peso de metanol e até 10 % em peso de água, mais preferivelmente pelo menos 90 % em peso de metanol e até 10 % em peso de água, mais preferivelmente pelo menos 95 % em peso de metanol e até 5 % em peso de água, mais preferivelmente pelo menos 96 % em peso de metanol e até 4 % em peso de água e especialmente preferível pelo menos 97 % em peso de metanol e até 3 % em peso de água. De acordo com uma forma de realização particularmente preferida, a corrente de topo obtida da coluna (K2)

compreende menos do que 3 % em peso de água, tal como, por exemplo, de 1 a 2 % em peso de água.

A mistura (M-dii) obtida do fundo da coluna (K2) compreende pelo menos 90 % em peso de água, mais preferivelmente pelo menos 95 % em peso de água e especialmente preferível pelo menos 97 % em peso de água. Preferivelmente, (M-dii) é essencialmente livre de metanol, isto é, tem um teor de metanol menor do que 5 ppm, mais preferivelmente menor do que 1 ppm. Além da água, (M-dii) pode compreender certos subprodutos resultantes de um ou mais estágios do processo de epoxidação total. Exemplos de tais subprodutos são compostos de glicol, tais como propileno glicóis. Estes sub-produtos podem ser contidos em (M-dii) em uma quantidade de até 4 % em peso, preferivelmente até 3 % em peso.

De acordo com o processo da presente invenção, é possível que a mistura (M-cii), introduzida no estágio (d), compreenda sub-produtos produzidos em pelo menos um estágio do processo de epoxidação total, tal como glicol éteres como metoxipropanóis. Quanto a estas misturas, foi surpreendentemente constatado que a destilação de duas pressões acima descrita, adicionalmente compreendendo uma coluna de parede divisória, permite, por um lado, produzir (Td) usada como fonte principal de integração de calor do processo global e, simultaneamente, por outro lado, separar simultaneamente estes subprodutos da corrente de metanol (Td), que é realimentada como solvente dentro do estágio (a) e obtendo-se uma mistura (M-dii) como descrita acima, tendo um teor muito baixo referente a estes subprodutos de não mais do que 4 % em peso, preferivelmente não mais do que 3 % em peso.

Uma mistura (M-diii), retirada da retirada lateral da coluna de parede divisória (K2), compreende pelo menos 10 % em peso de glicol ésteres, mais preferivelmente pelo menos 15 % em peso de glicol éteres e especialmente preferível pelo menos 20 % em peso de glicol éteres. Ainda

mais preferivelmente, (M-diii) tem um teor de metanol de não mais do que 5 % em peso, mais preferivelmente menor do que 2 % em peso, mais preferivelmente não mais do que 2 % em peso e especialmente preferível menor do que 2 % em peso.

5 Se o processo de separação de acordo com o estágio (d) for realizado usando-se uma destilação de duas pressões, empregando-se uma coluna de destilação convencional (K1) junto com uma coluna de parede divisória (K2), em que a corrente de produto de fundo obtida de (K1) é aquecida com a corrente de produto de fundo obtida de (K2) e em que o
10 condensador usado para condensar a corrente de topo obtida de (K2) é simultaneamente usado como vaporizador de (K1), o equilíbrio de energia do estágio (d) pode ser significativamente melhorado. Com base em uma destilação de uma pressão, usando-se pelo menos uma coluna de destilação convencional como padrão de comparação, uma economia de energia de 40 a
15 70%, preferivelmente de 50 a 60 % é possível, desde que misturas (M-di) e (M-dii), tendo essencialmente a mesma composição, sejam obtidas nos processos de uma pressão ou de duas pressões. Assim, o processo de destilação de duas pressões melhora ainda a integração térmica do processo de epoxidação global.

20 De acordo com uma forma de realização preferida da presente invenção, a integração térmica do processo é ainda mais melhorada aquecendo-se a corrente de alimentação alimentada dentro de pelo menos uma coluna de destilação do estágio (d) com a corrente de produto de fundo desta coluna. Mais preferivelmente, a corrente de alimentação alimentada dentro da
25 segunda coluna, preferivelmente a coluna de parede divisória, é aquecida com corrente de produto de fundo obtida desta coluna. Ainda mais preferivelmente, a temperatura da corrente de alimentação alimentada dentro da coluna de parede divisória é aquecida a de uma temperatura de 100 a 140 °C, mais preferivelmente de 110 a 130 °C a uma temperatura de 140 a 180 °C,

mais preferivelmente de 150 a 170 °C.

Estágio (x)

De acordo com uma forma de realização preferida, em que

5 (a) propeno é reagido com peróxido de hidrogênio na presença de metanol como solvente, em pelo menos dois estágios de reação, para obter-se uma mistura (M-a) compreendendo óxido de propileno, propeno não reagido, propano, metanol e água, em que entre pelo menos dois estágios de reação o óxido de propileno é separado por destilação;

10 (b) propeno não-reagido é separado da mistura (M-a) por destilação, para obter-se uma (M-bi) compreendendo propano e pelo menos 80 % em peso de propeno e uma mistura (M-bii) compreendendo metanol, água e pelo menos 7 % em peso de óxido de propileno

o processo da presente invenção adicionalmente compreende mais um estágio (x) de separação de propeno da mistura (M-bi).

15 Opcionalmente, antes da separação de propeno de (M-bi), (M-bi) pode ser submetido a pelo menos um outro processo de separação, em que os subprodutos resultantes da reação de epoxidação podem ser removidos da mistura e/ou ser submetidos a pelo menos um estágio de esfriamento.

20 A mistura (M-bi) alimentada ao processo de destilação do estágio (x) tem um teor de propeno de pelo menos 85 % em peso, ainda mais preferivelmente de 85 a 90.

25 A separação de acordo com o estágio (x) é preferivelmente realizada em pelo menos uma coluna de destilação, mais preferivelmente em uma coluna de destilação. Preferivelmente, esta coluna tem de 80 a 160, mais preferivelmente de 90 a 140 e especialmente preferível de 100 a 140 estágios teóricos.

A coluna de destilação é preferivelmente operada em uma pressão de topo de 1 a 50 bar, mais preferivelmente de 10 a 40 bar, mais preferivelmente de 20 a 30 bar.

De acordo com ainda mais uma forma de realização preferida, uma mistura (M-x) é obtida, compreendendo pelo menos 85 % em peso de olefina, ainda mais preferivelmente de 85 a 90 % em peso de olefina, preferivelmente de propeno.

5 Mais preferivelmente, a mistura (M-x) compreende de 92 a 99 % em peso, mais preferivelmente de 94 a 99 % em peso e especialmente preferivelmente de 96 a 99 % em peso de propeno. Dependendo das exatas condições, (M-x) pode ser obtido no topo da coluna ou como uma corrente lateral da coluna de destilação. O teor de propano de (M-x) é preferivelmente
10 menor do que 5 % em peso, mais preferivelmente menor do que 4 % em peso e especialmente menor do que 3 % em peso, com base no peso total da mistura (M-x).

Portanto, a presente invenção também se refere a um processo como descrito acima, em que em (a) a mistura (M-a) compreende
15 adicionalmente propano, em que, em (b), propeno não reagido é separado da mistura (M-a) por destilação, para obter-se a mistura (M-bi) compreendendo o propeno e propano não reagidos, dito processo adicionalmente compreendendo

(x) separar o propeno da mistura (M-bi) por destilação, para
20 obter uma mistura (M-x) compreendendo pelo menos 90 % em peso de propeno,

e em que a corrente de topo de vapor (Td) é usada para operar pelo menos parcialmente pelo menos um vaporizador usado em pelo menos uma coluna de destilação usada em pelo menos um dos estágios (a), (b), (c) e
25 (x).

Preferivelmente, de 1 a 20 % em peso, mais preferivelmente de 2 a 15 % em peso e especialmente preferível de 3 a 10 % em peso de (Td) são usados para operar o vaporizador da coluna de destilação usada no estágio (x).

Portanto, a presente invenção também refere-se a um processo como descrito acima, em que de 5 a 60 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (a), de 1 a 20 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (b), pelo menos de 1 a 50 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (c) e de 1 a 20 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (x).

Opcionalmente, é possível que o vaporizador da coluna de destilação do estágio (x) seja adicionalmente operado por vapor de baixa pressão tendo, por exemplo, uma pressão de cerca de 1,5 bar, ou água quente.

De acordo com mais uma forma de realização preferida, a mistura (M-x) é reciclada e realimentada como corrente de material de partida para dentro do estágio (a), para dentro de pelo menos um dos reatores usados no estágio (i) do estágio (a) ou dentro de pelo menos um dos reatores usados no estágio (iii) do estágio (a) ou dentro de pelo menos um dos reatores usados no estágio (i) e pelo menos um dos reatores usados no estágio (iii) do estágio (a).

Assim, o estágio (x) da presente invenção não somente fornece uma melhoria referente a integração de calor do processo global, mas também uma ideal possibilidade de recuperar propeno em um grau de pureza, de modo a reciclar propeno como material de partida, para a reação de epoxidação. Em consequência, o estágio (x) fornece uma melhoria de equilíbrio de energia e simultaneamente de equilíbrio de material do processo global.

Se necessário, pelo menos uma corrente de alimentação, alimentada em pelo menos uma coluna de destilação usada no estágio (x), pode ser aquecida com a corrente de produto de fundo obtida desta coluna.

Estágio (v)

De acordo com a presente invenção, uma mistura (M-cii) é

obtida do estágio (c), compreendendo de 55 a 85 % em peso, mais preferivelmente de 65 a 80 % em peso e especialmente preferível de 75 a 80 % em peso de metanol e de 15 a 45 % em peso, mais preferivelmente de 20 a 35 % em peso e especialmente preferível de 20 a 25 % em peso de água.

5 A mistura (M-cii) pode ainda conter certos subprodutos resultantes de um ou mais estágios do processo de epoxidação global, tendo pontos de ebulição mais baixos do que da água e mais baixos do que do metanol. Exemplos para tais subprodutos são aldeídos, tais como, por exemplo, acetaldeído e/ou propionaldeído ou outros compostos tais como
10 dioxolanos. Estes subprodutos podem ser contidos em (M-cii) e uma quantidade de até 0,3 % em peso, preferivelmente até 0,15 % em peso e especialmente preferível até 0,12 % em peso, baseados no peso total de (M-cii) e com referência à soma dos respectivos pesos destes compostos de baixo ponto de ebulição.

15 Portanto, a presente invenção também refere-se a um processo em que, antes do estágio (d), pelo menos um destes compostos de baixo ponto de ebulição é separado da mistura (M-cii) para fornecer uma mistura (M-y), que é então alimentada ao estágio (d).

20 No estágio (y), pelo menos uma, preferivelmente uma coluna de destilação é usada. Preferivelmente, esta coluna tem de 2 a 40, mais preferivelmente de 5 a 30 e especialmente preferível de 10 a 25 estágios teóricos.

25 A coluna de destilação é preferivelmente operada em uma pressão de topo de 1 a 2 bar, mais preferivelmente de 1 a 1,5 bar, mais preferivelmente de 1 a 1,2 bar. Foi surpreendentemente constatado que escolhendo-se uma pressão de topo de destilação desta faixa permite-se a obtenção de um alto grau de pureza da corrente de produto de fundo, com respeito aos compostos de baixo ponto de ebulição e simultaneamente usando-se pelo menos parcialmente (Td), para operar o vaporizador da coluna

de destilação do estágio (y).

Portanto, a presente invenção também refere-se a um processo como descrito acima, em que em (c) a mistura (M-cii) adicionalmente compreende pelo menos um composto tendo uma temperatura de ebulição mais baixa do que metanol e mais baixa do que água em uma dada pressão, dito processo compreendendo

(y) separar o pelo menos um composto, tendo um ponto de ebulição mais baixo do que metanol e mais baixo do que água da mistura (M-cii) por destilação, para obter-se uma mistura (M-y) compreendendo de 40 a 80 % em peso de metanol e 10 a 55 % em peso de água.

(d) separar metanol da mistura (M-y) em pelo menos um estágio de destilação, para obter-se uma (M-di) compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol e até 10 % em peso de água e uma mistura (M-dii) compreendendo pelo menos 90 % em peso de água,

e em que a corrente de topo de vapor (Td) é usada para operar pelo menos parcialmente pelo menos um vaporizador usado em pelo menos uma coluna de destilação usada em pelo menos um dos estágios (a), (b), (c) e (y).

Desta maneira, a presente invenção também fornece um processo como descrito acima, em que de 5 a 60 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (a), de 1 a 20 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (b), de 1 a 50 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (c) e de 5 a 60 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (y).

Mais preferivelmente, de 15 a 50 % em peso, ainda mais preferivelmente de 20 a 40 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (y). Especialmente

preferivelmente, somente (Td) é usado para operar o vaporizador usado em (y).

De acordo com ainda outra forma de realização preferida, uma mistura (M-y) é obtida como corrente de produto de fundo, compreendendo
5 menos do que 0,06 % em peso, mais preferivelmente menos do que 0,05 % em peso e especialmente preferível menos do que 0,04 % em peso dos compostos de baixo ponto de ebulição, baseados no peso total de (M-cii) e com referência à soma dos respectivos pesos destes compostos de baixo ponto de ebulição. Sem utilização de fonte de energia externa adicional, o processo
10 inventivo, portanto, permite evitar que estes compostos de baixo ponto de ebulição excedam concentrações indesejáveis no circuito de metanol.

Se necessário, pelo menos uma corrente de alimentação, alimentada dentro de pelo menos uma coluna de destilação usada no estágio (y), pode ser aquecida com a corrente de produto de fundo obtida desta
15 coluna.

No contexto da presente invenção, foi adicionalmente constatado que a corrente de topo obtida da coluna de destilação do estágio (y) pode ser vantajosamente empregada para operar pelo menos uma das colunas de destilação do processo de epoxidação global. Muitíssimo
20 preferivelmente, a corrente de topo obtida da coluna de destilação do estágio (y) é empregada para operar pelo menos uma coluna de destilação usada no estágio (c).

Portanto, a presente invenção também refere-se a um processo de acordo com a presente invenção, em que preferivelmente de 1 a 80 % em
25 peso, mais preferivelmente de 10 a 60 % em peso e ainda mais preferivelmente de 15 a 40 % em peso da corrente de topo obtida da coluna de destilação do estágio (y) são usados para operar o vaporizador da pelo menos uma coluna de destilação do estágio (c).

Estágio (z)

De acordo com outra forma de realização da presente invenção, os subprodutos mencionados acima, que resultam de um ou mais estágios do processo de epoxidação global e que têm pontos de ebulição mais baixos do o da água e mais baixos do que o do metanol, por exemplo, aldeídos tais como, por exemplo, acetaldeído e/ou propionaldeído ou outros compostos tais como dioxolanos, subprodutos estes podendo ser contidos em (M-cii) em uma quantidade de até 0,3 % em peso, preferivelmente até 0,15 % em peso e especialmente preferível até 0,12 % em peso, com base no peso total de (M-cii) e com referência à soma dos respectivos pesos destes compostos de baixo ponto de ebulição, podem ser separados em um estágio (z), que é realizado após o estágio (d).

Portanto, a presente invenção também se refere a um processo de acordo com uma das forma de realização preferida acima mencionadas, em que em (c) a mistura (M-cii) adicionalmente compreende pelo menos um composto tendo uma temperatura de ebulição mais baixa do que a do metanol e mais baixa do que a da água, em uma dada pressão, dito processo compreendendo

d) separar metanol da mistura (M-cii) em pelo menos um estágio de destilação, para obter-se uma mistura (M-di) compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol, até 10 % em peso de água e o pelo menos um composto tendo uma temperatura de ebulição mais baixa do que a do metanol e menor do que a da água, e uma mistura (M-dii) compreendendo pelo menos 90 % em peso de água,

(z) separar o composto tendo um ponto de ebulição mais baixo do que o do metanol e mais baixo do que o da água da mistura (M-di) por destilação, para obter-se uma mistura (M-z) compreendendo de 85 a 99,5 % em peso de metanol e de 0,5 a 10 % em peso de água; e em que a corrente de topo de vapor (Td) é usada para operar pelo menos parcialmente pelo menos um vaporizador usado em pelo menos uma coluna de destilação usada em

pelo menos um dos estágios (a), (b), (c) e (z).

Quanto ao estágio (d), referência é feita ao parágrafo acima descrevendo o estágio (d) e suas formas de realização preferida. Em consequência, o estágio (d) é preferivelmente realizado usando-se duas, três ou mais colunas, mais preferivelmente duas colunas, ainda mais preferivelmente uma coluna convencional (K1) e uma coluna de parede divisória (K2) e especialmente preferível uma destilação de duas pressões, usando-se uma coluna convencional (K1) e uma coluna de parede divisória (K2), como descrito acima.

Assim, especialmente se o estágio (d) for realizado como destilação de duas pressões usando-se uma coluna de destilação convencional (K1) e uma coluna de parede divisória (K2), e em que metanol é separado da mistura (M-cii) para obter-se uma mistura (M-di) compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol, até 10 % em peso de água e o pelo menos um composto tendo uma temperatura de ebulição menor do que a do metanol e menor do que a da água e uma mistura (M-dii) compreendendo pelo menos 90 % em peso de água, a corrente de topo (Td) é obtida de (K1) e a mistura (M-di) é obtida como corrente de topo de (K2), a mistura (M-dii) é obtida como corrente de produto de fundo de (K2) e a mistura (M-diii) é obtida da retirada lateral de (K2). A corrente de topo (Td) é usada como descrito acima e o condensado de (Td) resultante, por exemplo, de pelo menos um dos vaporizadores, como descrito aqui acima e aqui abaixo, dito condensado contendo o pelo menos um composto tendo uma temperatura de ebulição menor do que a do metanol e menor do que a da água, é alimentado dentro do estágio (z), para obter-se uma mistura (M-z) como corrente de produto de fundo compreendendo de 85 a 99,5 % em peso de metanol e de 0,5 a 10 % em peso de água.

A mistura (M-dii), obtida do fundo da coluna (K2), compreende pelo menos 90 % em peso de água, mais preferivelmente pelo

menos 95 % em peso de água e especialmente preferível pelo menos 97 % em peso de água. Preferivelmente, (M-dii) é essencialmente livre de metanol, isto é, tem um teor de metanol menor do que 5 ppm, mais preferivelmente menor do que 1 ppm. Adicionalmente à água, (M-dii) pode compreender certos subprodutos resultantes de um ou mais estágios do processo de epoxidação global. Os Exemplos para tais subprodutos são compostos de glicol, tais como propileno glicóis. Estes subprodutos podem ser contidos em (M-dii) em uma quantidade de até 4 % em peso, preferivelmente até 3 % em peso.

Uma mistura (M-dii) retirada da retirada lateral da coluna de parede divisória (K2) compreende pelo menos 10 % em peso de glicol éteres, mais preferivelmente pelo menos 15 % em peso de glicol éteres e, especialmente preferível, pelo menos 20 % em peso de glicol éteres. Ainda mais preferivelmente, (M-diii) tem um teor de metanol de não mais do que 5 % em peso, mais preferivelmente menor do que 2 % em peso, mais preferivelmente de não mais do que 2 % em peso e especialmente preferível menor do que 2 % em peso.

De acordo com ainda uma outra forma de realização preferida, a mistura (M-di) obtida como corrente de topo de (K2) é adicionalmente alimentada dentro do estágio (z).

De acordo com mais uma forma de realização, uma parte da mistura (M-di) obtida como corrente de topo de (K2) é alimentada como refluxo para o topo da coluna (K1).

De acordo com mais uma forma de realização, uma parte do condensado de (Td) é alimentado como refluxo para o topo da coluna (K1).

De acordo com mais uma forma de realização, uma parte da mistura (M-di), obtida como corrente de topo de (K2), e uma parte do condensado de (Td) são alimentados como refluxo para o topo da coluna (K1).

O estágio (z) é preferivelmente realizado usando-se uma

coluna de destilação tendo, por exemplo, de 2 a 40, preferivelmente de 5 a 30 e especialmente preferível de 10 a 25 estágios teóricos. A destilação é realizada em uma pressão preferida de 1 a 2 bar, mais preferivelmente de 1 a 1,5 bar e especialmente de 1 a 1,2 bar. Constatou-se surpreendentemente que, escolhendo-se uma pressão de topo de destilação desta faixa permite-se a obtenção de um alto grau de pureza da corrente de produto de fundo com respeito aos compostos de baixo ponto de ebulição e, simultaneamente, empregando-se pelo menos parcialmente (Td) para operar o vaporizador da coluna de destilação do estágio (z).

Por conseguinte, a presente invenção também fornece um processo como descrito acima, em que de 5 a 60 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (a), de 1 a 20 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (b), de 1 a 50 % em peso (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (c) e de 5 a 60 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (z).

Mais preferivelmente, de 15 a 50 % em peso, ainda mais preferivelmente de 20 a 40 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (z). Especialmente preferível, somente (Td) é usada para operar o vaporizador usado em (z).

De acordo com ainda outra forma de realização preferida, uma mistura (M-z) é obtida como corrente de produto de fundo, compreendendo menos do que 0,6 % em peso, mais preferivelmente menos do que 0,05 % em peso e especialmente preferível menos do que 0,04 % em peso dos compostos de baixo ponto de ebulição, baseados no peso total de (M-cii) e com referência à soma dos respectivos pesos destes compostos de baixo ponto de ebulição. Além disso, (M-z) compreende pelo menos 85 % em peso de metanol e até 10 % em peso de água, mais preferivelmente pelo menos 90 %

em peso de metanol e até 10 % em peso de água, mais preferivelmente pelo menos 95 % em peso de metanol e até 5 % em peso de água, mais preferivelmente pelo menos 96 % em peso de metanol e até 4 % em peso de água e especialmente preferível pelo menos 97 % em peso de metanol e até 3 % em peso de água. De acordo com uma forma de realização particularmente preferida, (M-z) compreende menos do que 3 % em peso de água, tal como, por exemplo, de 1 a 2 % em peso de água.

A mistura (M-z) é muitíssimo preferivelmente realimentada como solvente dentro do estágio (a).

Assim, utilizando-se somente (Td) para operar a coluna de destilação do estágio (z), é possível diminuir a quantidade de compostos de baixo ponto de ebulição para pelo menos 50 %, preferivelmente mais do que 50%. Sem utilização de fonte de energia externa adicional, o processo inventivo, portanto, permite evitar que estes compostos de baixo ponto de ebulição excedam concentrações indesejáveis no circuito do metanol.

Se necessário, pelo menos uma corrente de alimentação, alimentada dentro de pelo menos uma coluna de destilação usada no estágio (z), pode ser aquecida com a corrente de produto de fundo obtida desta coluna.

A presente invenção também compreende uma forma de realização de acordo com a qual um estágio (y) é realizado antes do estágio (d) e simultaneamente um estágio (z) é realizado após o estágio (d).

Estágio (e)

De acordo com o estágio (d), uma mistura (M-dii) é obtida preferivelmente compreendendo pelo menos 90 % em peso de água, mais preferivelmente pelo menos 95 % em peso de água e especialmente preferível pelo menos 97 % em peso de água. Preferivelmente, (M-dii) é essencialmente livre de metanol, isto é, tem teor de metanol menor do que 5 ppm, mais preferivelmente menor do que 1 ppm. Adicionalmente à água, (M-dii) pode

compreender certos subprodutos resultantes de um ou mais estágios do processo de epoxidação global. Exemplos para tais subprodutos são compostos de glicol, tais como propileno glicóis. Estes subprodutos podem ser contidos em (M-dii) em uma quantidade de até 4 % em peso, preferivelmente até 3 % em peso.

A fim de separar pelo menos um destes glicóis da mistura (M-dii), foi surpreendentemente constatado que um processo de vaporização é adequado para esta finalidade, muitíssimo preferivelmente como parte de um processo de destilação. Neste contexto, foi constatado que a vaporização pode ser realizada usando-se pelo menos parcialmente o vapor de metanol, isto é, o topo da corrente (Td).

Portanto, a presente invenção também se refere a um processo como descrito acima, adicionalmente compreendendo[

(e) evaporar a mistura (M-dii).

Portanto, a presente invenção também se refere a um processo adicionalmente compreendendo um estágio (e), em que de 5 a 60 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (a), de 1 a 20 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (b), de 1 a 50 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (c) e de 1 a 509 % em peso são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (e).

Ainda mais preferivelmente, 10 a 40 % em peso, especialmente preferível de 15 a 35 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado no estágio (e).

Assim, ainda outro instrumento é fornecido para melhorar ainda mais o equilíbrio de energia do processo de epoxidação global e, simultaneamente, recuperar um produto de valor, isto é, propileno glicol, que pode ser separado tendo um grau de pureza de preferivelmente pelo menos 80

% em peso e um teor de água de preferivelmente não mais do que 5 % em peso, mais preferivelmente não mais do que 4 % em peso e ainda mais preferivelmente não mais do que 3 % em peso.

5 Se necessário, uma corrente de alimentação, alimentada dentro de uma coluna de destilação usada no estágio (e), pode ser aquecida com a corrente de produto de fundo obtida desta coluna.

De acordo com ainda outra forma de realização preferida da presente invenção, o processo de epoxidação global também abrange, além dos trocadores de calor usados para pelo menos parcialmente transferir o calor
10 contido em (Td) para os evaporadores usados nas colunas de destilação descritas acima, pelo menos um trocador de calor adicional, que serve como um trocador de calor de controle para o processo global.

Devido ao número e diferentes possibilidades de melhorar o equilíbrio de energia do processo de epoxidação global, pela utilização do vapor de metanol (Td) como fonte de calor para operar os respectivos
15 vaporizadores das colunas de destilação, foi constatado que este pelo menos um trocador de calor adicional serve como um instrumento ideal para remover parte de (Td) se, em um dado ponto do tempo, mais (Td) for produzida no estágio (d) do que as necessidades do processo global. Neste caso, (Td) em
20 excesso é alimentada dentro do pelo menos um trocador de calor de controle, de que uma corrente de metanol pode ser obtida, que é reciclada dentro do estágio (a) como solvente.

Portanto, a presente invenção também fornece um processo como descrito acima, adicionalmente compreendendo pelo menos um
25 trocador de calor de controle.

De acordo com uma forma de realização preferida, de 1 a 50 % em peso de (Td), mais preferivelmente de 2 a 40 % em peso de (Td) e especialmente preferível de 3 a 30 % em peso de (Td) são usados pelo menos parcialmente como corrente de alimentação de pelo menos um trocador de

calor de controle e, portanto, para operar dito pelo menos um trocador de calor de controle usado no processo.

De acordo com uma forma de realização preferida da presente invenção, o vapor de metanol (Td) usado para operar os vaporizadores das colunas de destilação, como descrito acima, é subseqüentemente reutilizado, 5 opcionalmente após coleta e/ou armazenamento como solvente no estágio (a) do processo. Alternativa e adicionalmente, ele pode ser usado em pelo menos um outro processo. Muitíssimo preferivelmente, ele é reciclado para dentro do processo de epoxidação inventivo, assim melhorando o equilíbrio de energia 10 do processo global e, simultaneamente, o equilíbrio do material do equilíbrio total.

De acordo com ainda outra forma de realização da presente invenção, o processo inventivo compreende ainda outro trocador de calor de controle, que pode atuar como contraparte do trocador de calor de controle 15 descrito (trocador de volante). Este trocador de calor adicional pode servir como uma fonte de vapor de metanol, caso, em um dado ponto do tempo, não haja bastante (Td) produzida no estágio (d) para satisfazer as necessidades do processo global. Neste caso, metanol fresco e/ou condensado de metanol, obtido de (Td) após ter servido como fonte de calor no processo, 20 opcionalmente coletado e armazenado, pode ser alimentado a este trocador de calor de controle adicional, em que o vapor de metanol é produzido. Como fonte de calor deste trocador de calor de controle adicional, cada corrente adequada pode ser usada. Muitíssimo preferido é vapor de água.

Portanto, a presente invenção também refere-se a um processo 25 de epoxidação, compreendendo dois trocadores de calor atuando como contrapartes para satisfazer às necessidades do processo de epoxidação referente a vapor de metanol como fonte de calor, para operar as colunas de destilação como descrito acima.

Assim, provendo dois trocadores de calor de controle, a

presente invenção fornece um instrumento flexível para atender, em qualquer dado ponto do tempo, às necessidades reais do processo referente a vapor de metano como fonte de calor.

5 Como já descrito acima, a presente invenção também fornece um processo em que a alimentação de pelo menos uma coluna de destilação usada nos estágios (a), (b), (c) e (d) opcionalmente também pelo menos em um dos estágios (x), (y) e (e), é aquecida com a corrente de fundo desta coluna de destilação. Muitíssimo preferivelmente, pelo menos uma coluna de destilação usada nos estágios (a) e (d) é aquecida com a corrente de fundo
10 desta coluna de destilação.

Além das melhorias de integração de calor descritas acima, isto é, o processo inventivo abrangendo o uso eficaz do vapor de metanol (Td), opcionalmente junto com o uso eficaz de certas correntes residuais para aquecer as correntes de alimentação, foi constatado que o processo global
15 pode ser ainda aperfeiçoado por estágios específicos de condensação, em que as correntes de topo obtidas das colunas específicas são condensadas em mais do que um estágio, muitíssimo preferivelmente em dois estágios.

Portanto, a presente invenção também provê um processo de acordo com qualquer uma das formas de realização supracitadas, em que a
20 corrente de topo, obtida de pelo menos uma coluna de destilação usada nos estágios (a), (b) e (c), opcional e adicionalmente em pelo menos um dos estágios (x), (y) e (e), é condensada em dois estágios, em que no primeiro estágio o condensador é esfriado com água tendo uma temperatura de entrada de 15 a 40 °C e no segundo estágio o condensador é esfriado com água tendo
25 uma temperatura de entrada de 5 a 20 °C, em que a temperatura de entrada da água usada no segundo estágio é menor do que a temperatura de entrada da água usada no primeiro estágio.

Muitíssimo preferivelmente, esta condensação de dois estágios é aplicada às correntes de topo obtidas das colunas usadas nos estágios (b) e

(c).

Portanto, a presente invenção também fornece um processo de acordo com qualquer uma das formas de realização supracitadas, em que em (c) o óxido de olefina é separado em duas colunas de destilação e em que de 0 a 20 % em peso de (Td) são usados para pelo menos parcialmente operar um vaporizador da primeira coluna de destilação de que uma mistura, compreendendo pelo menos 98 % em peso de óxido de olefina, é obtida, dita mistura sendo introduzida dentro da segunda coluna de destilação e de 1 a 30 % em peso de (Td) são usados para pelo menos parcialmente operar um vaporizador da segunda coluna de destilação de que uma corrente de óxido de olefina, compreendendo pelo menos 99,8 % em peso de óxido de olefina, é obtida, dita corrente de óxido de olefina compreendendo pelo menos 99,8 % em peso de óxido de olefina sendo condensado em dois estágios, em que no primeiro estágio o condensador é esfriado com água tendo uma temperatura de entrada de 15 a 40 °C e no segundo estágio o condensador é esfriado com água tendo uma temperatura de entrada de 5 a 20 °C, em que a temperatura de entrada da água usada no segundo estágio é menor do que a temperatura de entrada da água usada no primeiro estágio.

A seguir, processos preferidos da presente invenção são listados, resultantes das seguintes formas de realização 1 a 22, incluindo as combinações destas formas de realização como explicitamente fornecidas:

1. Um processo para a epoxidação de uma olefina, compreendendo

(a) reagir a olefina com peróxido de hidrogênio na presença de metanol como solvente, em pelo menos dois estágios de reação, para obter-se uma mistura (M-a) compreendendo óxido de olefina, olefina não reagida, metanol e água, em que, entre pelo menos dois estágios de reação, o óxido de olefina é separado por destilação;

(b) separar a olefina não reagida da mistura (M-a) por

destilação, para obter-se uma mistura (M-bi) compreendendo pelo menos 80 % em peso de olefina e uma mistura (M-bii) compreendendo metanol, água e pelo menos 7 % em peso de óxido de olefina;

(c) separar óxido de olefina da mistura (M-bii) em pelo menos um estágio de destilação, para obter-se uma mistura (M-ci) compreendendo pelo menos 99 % em peso de óxido de olefina e uma mistura (M-cii) compreendendo água e pelo menos 55 % em peso de metanol;

(d) separar metanol da mistura (M-cii) em pelo menos um estágio de destilação, para obter-se uma mistura (M-di) compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol e até 10 % em peso de água e uma mistura (M-dii) compreendendo pelo menos 90 % em peso de água;

em que uma corrente de topo de vapor (Td), obtida de pelo menos uma coluna de destilação usada em (d), dita corrente de topo de vapor (Td) compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol, é usada para operar pelo menos parcialmente pelo menos um vaporizador usado em pelo menos uma coluna de destilação usada em pelo menos um dos estágios (a), (b) e (c).

2. O processo de acordo com a forma de realização 1, em que de 5 a 60 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (a), de 1 a 20 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (b) e de 1 a 50 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (c).

3. O processo de acordo com a forma de realização 1, em que a olefina é propeno e o óxido de olefina é óxido de propileno.

4. O processo de acordo com a forma de realização 3, em que em (a) a mistura (M-a) adicionalmente compreende propano, em que em (b) propeno não reagido é separado da mistura (M-a) por destilação, para obter-se uma mistura (M-bi) compreendendo os propeno e propano não-reagidos, dito

processo compreendendo adicionalmente

(x) separar o propeno da mistura (M-bi) por destilação, para obter-se uma mistura (M-x) compreendendo pelo menos 90 % em peso de propeno,

5 em que a corrente de topo de vapor (Td) é usada para operar pelo menos parcialmente pelo menos um vaporizador usado em pelo menos uma coluna de destilação usada em pelo menos um dos estágios (a), (b), (c) e (x).

10 5. O processo de acordo com a forma de realização 4, em que de 5 a 60 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (a), de 1 a 20 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (b), de 1 a 50 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (c), e de 1 a 20 % em peso de (Td) são usados para
15 operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (x).

6. O processo de acordo com a forma de realização 3, em que (c) a mistura (M-cii) adicionalmente compreende pelo menos um composto tendo uma temperatura de ebulição menor do que a do metanol e menor do que a da água em uma dada pressão, dito processo compreendendo

20 (y) separar o pelo menos um composto tendo um ponto de ebulição menor do que o do metanol e menor do que o da água da mistura (M-cii) por destilação, para obter-se uma mistura (M-y) compreendendo de 40 a 80 % em peso de metanol e de 10 a 55 % em peso de água;

(d) separar metanol da mistura (M-y) em pelo menos um
25 estágio de destilação, para obter-se uma mistura (M-di) compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol e até 10 % em peso de água e uma mistura (M-dii) compreendendo pelo menos 90 % em peso de água,

e em que a corrente de topo de vapor (Td) é usada para operar pelo menos parcialmente pelo menos um vaporizador usado em pelo menos

uma coluna de destilação usada em pelo menos um dos estágios (a), (b), (c) e (y).

7. O processo de acordo com a forma de realização 6, em que de 5 a 60 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (a), de 1 a 20 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (b), de 1 a 50 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (c) e de 5 a 60 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (y).

8. Processo de acordo com a forma de realização 3, em que em (c) a mistura (M-cii) adicionalmente compreende pelo menos um composto tendo uma temperatura de ebulição menor do que a do metanol e menor do que a da água em uma dada pressão, dito processo compreendendo

(d) separar metanol da mistura (M-cii) em pelo menos um estágio de destilação, para obter-se uma mistura (M-di) compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol, até 10 % em peso de água e pelo menos um composto tendo uma temperatura de ebulição menor do que a do metanol e menor do que a da água e uma mistura (M-dii) compreendendo pelo menos 90 % em peso de água,

(z) separar o composto tendo um ponto de ebulição menor do que o do metanol e menor do que o da água da mistura (M-di) por destilação, para obter-se uma mistura (M-z) compreendendo de 85 a 99,5 % em peso de metanol e de 0,5 a 10 % em peso de água;

e em que a corrente de topo de vapor (Td) é usada para operar pelo menos parcialmente pelo menos um vaporizador usado em pelo menos uma coluna de destilação usada em pelo menos um dos estágios (a), (b), (c) e (z).

9. O processo de acordo com a forma de realização 8, caracterizado pelo fato de, de 5 a 60 % em peso de (Td), serem usados para

operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (a), de 1 a 20 % em peso de (Td) serem usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (b), de 1 a 50 % em peso de (Td) serem usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (c) e de 5 a 60 % em peso de (Td) serem usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (z).

10. O processo de acordo com a forma de realização 1, em que em (c) o óxido de olefina é separado em duas colunas de destilação e em que de 0 a 20 % em peso de (Td) são usados para pelo menos parcialmente operar um vaporizador da primeira coluna de destilação, de que uma mistura, compreendendo pelo menos 98 % em peso de óxido de olefina, é obtida, dita mistura sendo introduzida dentro da segunda coluna de destilação e de 1 a 30 % em peso de (Td) serem usados para pelo menos parcialmente operar um vaporizador da segunda coluna de destilação, de que uma corrente de óxido de olefina, compreendendo pelo menos 99,8 % em peso de óxido de olefina, é obtida.

11. O processo de acordo com a forma de realização 1, compreendendo adicionalmente

(e) evaporar a mistura (M-dii).

12. O processo de acordo com a forma de realização 11, em que de 5 a 60 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (a), de 1 a 20 % em peso de (Td) serem usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (b), de 1 a 50 % em peso de (Td) serem usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (b), de 1 a 50 % em peso de (Td) serem usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (c) e de 1 a 50 % em peso de (Td) serem usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (e).

13. O processo de acordo com a forma de realização 1, em que

de 1 a 50 % em peso de (Td) são usados para pelo menos parcialmente operar pelo menos um trocador de calor de controle usado no processo.

14. O processo de acordo com a forma de realização 1, em que a alimentação de pelo menos uma coluna de destilação usada nos estágios (a),
5 (b), (c) e (d) é aquecida com a corrente de fundo desta coluna de destilação.

15. O processo de acordo com a forma de realização 1, em que a corrente de topo obtida de pelo menos uma coluna de destilação usada nos estágios (a), (b) e (c) é condensada em dois estágios, em que o primeiro estágio o condensador é esfriado com água tendo uma temperatura de entrada
10 de 15 a 40 °C e no segundo estágio o condensador é esfriado com água tendo uma temperatura de entrada de 5 a 20 °C, em que a temperatura de entrada da água usada no segundo estágio é menor do que a temperatura de entrada da água usada no primeiro estágio.

16. O processo de acordo com a reivindicação 15, em que em
15 (c) o óxido de olefina é separado em duas colunas de destilação e em que de 0 a 20 % em peso de (Td) são usados para pelo menos parcialmente operar um vaporizador da primeira coluna de destilação de que uma mistura compreendendo pelo menos 98 % em peso de óxido de olefina são obtidos, dita mistura sendo introduzida dentro da segunda coluna de destilação, e de 1
20 a 30 % em peso de (Td) são usados para pelo menos parcialmente operar um vaporizador da segunda coluna de destilação de que uma corrente de óxido de olefina, compreendendo pelo menos 99,8 % em peso de óxido de olefina, é obtida, dita corrente de óxido de olefina compreendendo pelo menos 99,8 % em peso de óxido de olefina sendo condensados em dois estágios, em que no
25 primeiro estágio o condensador é esfriado com água tendo uma temperatura de entrada de 15 a 40 °C e no segundo estágio o condensador é esfriado com água tendo uma temperatura de entrada de 5 a 20 °C, em que a temperatura de entrada da água usada no segundo estágio é menor do que a temperatura de entrada da água usada no primeiro estágio.

17. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de em (d) metanol ser separado da mistura (M-cii) em um processo de destilação de duas pressões, em que uma primeira coluna de destilação a destilação é realizada em uma pressão de topo que é diferente da pressão de topo de uma segunda coluna de destilação e em que o condensador usado para condensar a corrente de topo da primeira ou segunda coluna de destilação é usado simultaneamente ao vaporizador da segunda ou primeira coluna de destilação.

18. O processo de acordo com a forma de realização 17, em que a pressão de topo da primeira coluna de destilação é de 2 a 8 bar e a pressão de topo da segunda coluna de destilação é de 8 a 15 bar.

19. O processo de acordo com a forma de realização 1, em que em (d),

(i) a mistura (M-cii) é introduzida dentro de uma primeira coluna de destilação (K1), de que a corrente de topo de vapor (Td) é obtida, a destilação em (K1) sendo realizada em uma pressão de topo de 2,5 a 6 bar; e

(ii) a corrente de produto de fundo obtida de (K1) é introduzida dentro de uma segunda coluna de destilação (K2), a destilação em (K2) sendo realizada em uma pressão de topo de 9 a 13 bar,

em que antes de introduzir dentro de (K2), a corrente de produto de fundo obtida de (K1) é aquecida a uma temperatura de 110 a 180 °C com a corrente de produto de fundo obtida de (K2) e em que o condensador usado para condensar a corrente de topo obtida de (K2) é simultaneamente usado como vaporizador de (K1).

20. O processo de acordo com a forma de realização 19, em que (K2) é uma coluna de parede divisória.

21. O processo de acordo com a forma de realização 1, em que a olefina separada em (b) é reintroduzida em (a).

22. O processo de acordo com a forma de realização 1,

caracterizado pelo fato de o metanol separado em (d) é reintroduzido em (a).

De acordo com uma forma de realização especialmente preferida, a presente invenção fornece um processo para a epoxidação de propeno, compreendendo

5 (a) reagir o propeno com peróxido de hidrogênio na presença de metanol como solvente, em pelo menos dois estágios de reação, para obter uma mistura (M-a) compreendendo óxido de propileno, propeno não reagido, propano, metanol e água, em que entre pelo menos dois estágios de reação o óxido de propileno é separado por destilação;

10 (b) separar propeno não reagido da mistura (M-a) por destilação, para obter-se uma mistura (M-bi) compreendendo propano e pelo menos 80 % em peso de propeno e uma mistura (M-bii) compreendendo metanol, água e pelo menos 7 % em peso de óxido de propileno;

(x) separar propeno da mistura (M-bi) por destilação, para
15 obter-se uma mistura (M-x) compreendendo pelo menos 95 % em peso de propeno e reintroduzir (M-x) dentro de (a);

(c) separar o óxido de propileno da mistura (M-bii) em pelo menos um estágio de destilação, para obter-se uma mistura (M-ci) compreendendo pelo menos 99 % em peso de óxido de propileno e uma
20 mistura (M-cii) compreendendo água, pelo menos um composto tendo uma temperatura de ebulição menor do que a do metanol e menor do que a da água em uma dada pressão e pelo menos 60 % em peso de metanol;

(y) separar o pelo menos um composto tendo um ponto de ebulição menor do que o do metanol e menor do que o da água da mistura (M-cii) por destilação, para obter-se uma mistura (M-y) compreendendo de 40 a
25 80 % em peso de metanol e de 10 a 55 % em peso de água;

(d) separar metanol da mistura (M-y) em pelo menos um estágio de destilação, para obter-se uma mistura (M-di) compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol e até 10 % em peso de água e uma mistura

(M-dii) compreendendo pelo menos 90 % em peso de água e reintroduzir (M-di) em (a);

(e) evaporar a mistura (M-dii),

em que uma corrente de topo de vapor (Td) é obtida de pelo menos uma coluna de destilação usada em (d), dita corrente de topo de vapor (Td) compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol e em que de 15 a 50 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (a), de 2 a 15 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (b), de 1 a 10 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (x), de 2 a 40 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (c), de 15 a 50 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (y) e de 10 a 40 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (e).

Quanto a esta forma de realização, é ainda mais preferido que em (c) óxido de propileno seja separado em duas colunas de destilação e em que de 0 a 20 % em peso de (Td) sejam usados para pelo menos parcialmente operar um vaporizador da primeira coluna de destilação de que uma mistura, compreendendo pelo menos 98 % em peso de óxido de propileno, é obtida, dita mistura sendo introduzida dentro da segunda coluna de destilação e de 1 a 30 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador da segunda coluna de destilação de que uma corrente de óxido de propileno, compreendendo pelo menos 99,8 % em peso de óxido de propileno, é obtida.

Adicional ou alternativamente à separação em duas colunas de destilação, esta forma de realização compreende pelo menos um outro método de integração, selecionado do grupo consistindo de

(I) utilizar 1 a 40 % em peso de (Td) para pelo menos

parcialmente operar pelo menos um trocador de calor de controle usado no processo;

(II) aquecer a alimentação de pelo menos uma coluna de destilação usada nos estágios (a), (b), (x) e (c), (y), (d) e (e) com a corrente de fundo desta coluna de destilação; e

(III) condensar a corrente de topo obtida de pelo menos uma coluna de destilação usada nos estágios (a), (b), (x), (c), (y) e (e) em dois estágios, em que no primeiro estágio o condensador é esfriado com água tendo uma temperatura de entrada de 15 a 40 °C e no segundo estágio o condensador é esfriado com água tendo uma temperatura de entrada de 5 a 20 °C, em que a temperatura de entrada da água usada no segundo estágio é menor do que a temperatura de entrada da água usada no primeiro estágio.

Adicional ou alternativamente à separação em duas colunas de destilação e pelo menos um dos métodos (I) a (III), esta forma de realização compreende uma forma de realização preferida do estágio (d), de acordo com o que

(i) A mistura (M-y) é introduzida dentro de uma primeira coluna de destilação (K1) de que a corrente de topo de vapor (Td) é obtida, a destilação de (K1) sendo realizada em uma pressão de topo de 2,5 a 6 bar; e

(ii) a corrente de produto de fundo obtida de (K1) é introduzida dentro de uma segunda coluna de destilação (K2), muitíssimo preferivelmente uma coluna de parede divisória (K2), a destilação de (K2) sendo realizada em uma pressão de topo de 9 a 13 bar, em que, antes da introdução dentro de (K2), a corrente de produto de fundo obtida de (K1) é aquecida a uma temperatura de 120 a 180 °C com a corrente de produto de fundo obtida de (K2) e em que o condensador usado para condensar a corrente de topo obtida de (K2) é simultaneamente usada como vaporizador de (K1).

De acordo com ainda outra forma de realização preferida, a

presente invenção fornece um processo para a epoxidação de propeno, compreendendo

(a) reagir o propeno com peróxido de hidrogênio na presença de metanol como solvente em pelo menos dois estágios de reação, para obter-se uma mistura (M-a) compreendendo óxido de propileno, propeno não reagido, propano, metanol e água, em que entre pelo menos dois estágios de reação o óxido de propileno é separado por destilação em uma coluna de parede divisória, em que o metanol separado é reciclado para dentro de (a);

(b) separar propeno não reagido da mistura (M-a) por destilação, para obter-se uma mistura (M-bi) compreendendo propano e pelo menos 80 % em peso de propeno e uma mistura (M-bii) compreendendo metanol, água e pelo menos 7 % em peso de óxido de propileno;

(x) separar propeno da mistura (M-bi) por destilação, para obter-se uma mistura (M-x) compreendendo pelo menos 95 % em peso de propeno e reintroduzir (M-x) dentro de (a);

(c) separar o óxido de propileno da mistura (M-bii) em duas colunas de destilação, em que da primeira coluna de destilação uma primeira mistura, compreendendo pelo menos 99 % em peso de óxido de propileno e uma mistura (M-cii) compreendendo água, pelo menos um composto tendo uma temperatura de ebulição menor do que a do metanol e menor do que a da água, em uma dada pressão, e pelo menos 60 % em peso de metanol, são obtidos, dita primeira mistura sendo introduzida dentro da segunda coluna de destilação de que uma mistura (M-ci), compreendendo pelo menos 99,8 % em peso de óxido de propileno, é obtida;

(y) separar o pelo menos um composto, tendo um ponto de ebulição menor do que o do metanol e menor do que o da água, da mistura (M-cii) por destilação, para obter-se uma mistura (M-y) compreendendo de 40 a 80 % em peso de metanol e de 10 a 55 % em peso de água;

(d) separar metanol da mistura (M-y), em que

(i) a mistura (M-y) é introduzida dentro de uma primeira coluna de destilação (K1) de que a corrente de topo de vapor (Td) é obtida, a destilação em (K1) sendo realizada em uma pressão de topo de 2,5 a 6 bar; e

5 (ii) a corrente de produto de fundo obtida de (K1) é introduzida dentro de uma segunda coluna de destilação (K2), a destilação em (K2) sendo realizada em uma pressão de topo de 9 a 13 bar, (K2) sendo uma coluna de parede divisória,

10 e em que, antes de introduzir em (K2), a corrente de produto de fundo obtida de (K1) é aquecida a uma temperatura de 130 a 175 °C com a corrente de produto de fundo obtida de (K2) e em que o condensador usado para condensar a corrente de topo obtida de (K2) é simultaneamente usado como vaporizador de (K1) e em que (Td) e a corrente de topo obtida de (K2) são reintroduzidas em (a);

15 (e) evaporara mistura (M-dii), em que uma corrente de topo de vapor (Td), obtida de pelo menos uma coluna de destilação usada em (d), dita corrente de topo de vapor (Td) compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol, é usada para operar pelo menos parcialmente pelo menos um vaporizador usado em pelo menos uma coluna de destilação usada em pelo menos um dos estágios (a),
20 (b), (c), (e), (x) e (y).

Quanto a esta forma de realização, é ainda mais preferido que de 15 a 50 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (a), de 2 a 15 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (b), de
25 2 a 15 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (x), de 0 a 15 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado na primeira coluna de destilação de (c), de 2 a 25 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado na segunda coluna de destilação

de (c), de 15 a 50 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (y) e de 2 a 20 % em peso de (Td) sejam usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (e).

5 Adicional ou alternativamente, esta forma de realização compreende pelo menos um outro método de integração selecionado do grupo consistindo de

(I) utilizar 1 a 50 % em peso de (Td), mais preferivelmente 2 a 40 % em peso de (Td) e ainda mais preferivelmente de 3 a 30 % em peso de (Td) para pelo menos parcialmente operar pelo menos um trocador de calor de controle usado no processo;

(II) aquecer a alimentação de pelo menos uma coluna de destilação usada nos estágios (a), (b), (x), (c), (y), (d) e (e), preferivelmente nos estágios (a) e/ou (d), com a corrente de fundo desta coluna de destilação;

(III) condensar a corrente de topo obtida de pelo menos uma coluna de destilação usada nos estágios (a), (b), (x), (c), (y) e (e), mais preferivelmente nos estágios (b) e/ou (c), em dois estágios, em que no primeiro estágio o condensador é esfriado com água tendo uma temperatura de entrada de 15 a 40 °C e no segundo estágio o condensador é esfriado com água tendo uma temperatura de entrada de 5 a 20 °C, em que a temperatura de entrada da água usada no segundo estágio é menor do que a temperatura de entrada da água usada no primeiro estágio.

De acordo com ainda uma outra forma de realização preferida, a presente invenção fornece um processo altamente integrado para a epoxidação de propeno, compreendendo

(a) reagir o propeno com peróxido de hidrogênio, na presença de metanol como solvente, em pelo menos dois estágios de reação, para obter uma mistura (M-a) compreendendo óxido de propileno, propeno não reagido,

propano, metanol e água, em que entre pelo menos dois estágios de reação o óxido de propileno é separado por destilação;

(b) separar propeno não reagido da mistura (M-a) por destilação, para obter-se uma mistura (M-bi) compreendendo propano e pelo menos 80 % em peso de propeno e uma mistura (M-bii) compreendendo metanol, água e pelo menos 7 % em peso de óxido de propileno;

(x) separar propeno da mistura (M-bi) por destilação, para obter-se uma mistura (M-x) compreendendo pelo menos 95 % em peso de propeno e reintroduzir (M-x) dentro de (a);

(c) separar o óxido de propileno da mistura (M-bii) em duas colunas de destilação, em que da primeira coluna de destilação uma primeira mistura, compreendendo pelo menos 99 % em peso de óxido de propileno e uma mistura (M-cii) compreendendo água, pelo menos um composto tendo uma temperatura de ebulição menor do que a do metanol e menor do que a da água, em uma dada pressão, e pelo menos 60 % em peso de metanol, são obtidos, dita primeira mistura sendo introduzida na segunda coluna de destilação de que uma mistura (M-ci), compreendendo pelo menos 99,8 % em peso de óxido de propileno, é obtida.

(y) separar o pelo menos um composto tendo um ponto de ebulição menor do que o do metanol e menor do que o da água da mistura (M-cii) por destilação, para obter-se uma mistura (M-y) compreendendo de 40 a 80 % em peso de metanol e de 10 a 55 % em peso de água;

(d) separar metanol da mistura (M-y), em que

(i) a mistura (M-y) é introduzida em uma primeira coluna de destilação (K1), de que a corrente de topo de vapor (Td) é obtida, a destilação de (K1) sendo realizada em uma pressão de topo de 2,5 a 6 bar; e

(ii) a corrente de produto de fundo obtida de (K1) é introduzida em uma segunda coluna de destilação (K2), a destilação em (K2) sendo realizada em uma pressão de topo de 9 a 13 bar, (K2) sendo uma coluna

de parede divisória,

e em que, antes de introduzir em (K2), a corrente de produto de fundo obtida de (K1) é aquecida a uma temperatura de 140 a 170 °C com a corrente de produto de fundo obtida de (K2), e em que o condensador usado para condensar a corrente de topo obtida de (K2) é simultaneamente usado como vaporizador de (K1) e em que (Td) e a corrente de topo obtida de (K2) são reintroduzidas em (a);

(e) evaporar a mistura (M-dii),

em que uma corrente de topo de vapor (Td), obtida de pelo menos uma coluna de destilação usada em (d), dita corrente de topo de vapor (Td) compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol, em que de 20 a 40 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (a), de 3 a 10 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (b), de 3 a 10 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (x), de 0 a 10 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado na primeira coluna de destilação de (c), de 2 a 20 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado na segunda coluna de destilação de (c), de 20 a 40 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (y), de 15 a 35 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (e) e de 3 a 30 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente pelo menos um trocador de calor de controle usado no processo, dito processo compreendendo ainda pelo menos um outro método de integração selecionado do grupo consistindo de

(II) aquecer a alimentação da coluna de destilação usada no estágio (a) com a corrente de produto de fundo desta coluna e a alimentação de pelo menos uma coluna de destilação usada no estágio (d) com a corrente

de produto de fundo desta coluna;

(III) condensar a corrente de topo obtida de pelo menos uma coluna de destilação usada nos estágios (a), (b), (x), (c), (y) e (e) em dois estágios, em que no primeiro estágio o condensador é esfriado com água tendo uma temperatura de entrada de 15 a 40 °C e no segundo estágio o condensador ser esfriado com água tendo uma temperatura de entrada de 5 a 20 °C, em que a temperatura de entrada da água usada no segundo estágio é menor do que a temperatura de entrada da água usada no primeiro estágio.

Exemplos

10 **Exemplo 1: Processo integrado pelo calor de acordo com a invenção, compreendendo os estágios (a), (b), (c) e (d)**

Propileno (grau químico) é convertido em óxido de propileno com peróxido de hidrogênio bruto tendo uma concentração de 40 % em peso, na presença de metanol como solvente e catalisador TS-1 em dois estágios de reação (i) e (iii), em que entre os dois estágios de reação óxido de propileno é separado em um estágio (ii) por destilação.

A reação no estágio (i) é realizada a 20 bar, no estágio (iii) a 10 bar. A conversão de H_2O_2 no estágio (i) é de 91 %. A destilação é realizada em uma pressão de topo de 1,2 bar. Pela coluna de parede divisória do estágio (ii) (40 estágios teóricos, parede divisória do estágio 8 a 32), uma corrente contendo propileno em excesso e óxido de propileno é separada por destilação através do topo. A corrente lateral com uma concentração de 98 % em peso de metanol e 2 % em peso de H_2O é diretamente reciclada para o estágio de reação (i) em uma quantidade de 13,5 % da corrente de solvente MeOH aplicada no processo. A corrente de fundo contendo metanol, água, peróxido de hidrogênio não reagido e subprodutos de epoxidação, p. ex., glicoéteres, é remetida junto com propileno fresco para os estágios de reação (iii), para converter H_2O_2 para 99,9%. A corrente (M-a) é uma mistura da corrente de topo de destilação e da corrente de saída do estágio (iii) e compreende óxido

de olefina, olefina não reagida, metanol e água. (M-a) é remetido para o estágio (b).

A olefina não reagida da mistura (M-a) é separada por destilação (b) em uma coluna de destilação com 14 estágios teóricos em uma
5 pressão de 1,1 bar, para obter-se uma mistura (M-bi) no topo da coluna compreendendo 89 % em peso de olefina, 5,6 % em peso de propano, 4 % em peso de metanol e 1,4 % em peso de oxigênio e para obter-se ainda uma mistura (M-bii), compreendendo metanol, água e 11,1 % em peso de óxido de olefina.

10 Subseqüentemente, o óxido de olefina bruto é separado da mistura (M-bii) em um estágio de destilação (c) a 0,5 bar em uma torre de destilação tendo 80 estágios teóricos, para obter-se uma mistura de topo (M-ci) compreendendo 99,8 % em peso de óxido de olefina, 0,04 % em peso de propileno, 0,04 % em peso de acetaldeído, 0,01 % em peso de metanol, 0,01
15 % em peso de metanol e uma mistura (M-cii) compreendendo 76,2 % em peso de metanol, 22,7 % em peso de água; o resto sendo subprodutos de ebulição pesados da epoxidação. O óxido de olefina puro (> 99,9 % em peso de óxido de propileno) é separado da mistura (M-ci) por destilação, em uma pressão de 4 bar, em uma torre de destilação tendo 45 estágios teóricos como um produto
20 de corrente lateral do estágio teórico 5.

O solvente metanol é separado da mistura (M-cii) em duas colunas de destilação termicamente acopladas em um estágio (d). (M-cii) é introduzido dentro de uma primeira coluna de destilação (13 estágios teóricos) da qual a corrente de topo de vapor (Td) é obtida, a destilação sendo realizada
25 em uma pressão de topo de 3,9 bar. A corrente de produto de fundo obtida é introduzida dentro de uma segunda coluna de destilação, uma coluna de parede divisória (40 estágios teóricos, parede divisória do estágio 6 ao estágio 30), a destilação sendo realizada em uma pressão de topo de 10,8 bar. Duas torres de destilação termicamente acopladas são realizadas, de modo que o

condensador usado para condensar a corrente de topo obtida da segunda torre é simultaneamente usado como vaporizador para a primeira coluna. A mistura (M-di) (produto de topo líquido da segunda coluna) compreende 98 % em peso de metanol e 2 % em peso de água, a mistura (M-dii) (produto de fundo da segunda coluna) compreende 97,5 % em peso de água, 2 % em peso de propileno glicol, 0,05 % em peso de monoglicol éteres, 0,45 % em peso de glicol éteres superiores e a mistura (M-diii) (produto de corrente lateral da segunda coluna) compreende 22 % em peso de glicol éteres e 88 % em peso de água. A segunda coluna de separação de metanol/éter é operada com vapor de 16 bar (vapor de água) da grade.

A corrente de vapor de topo (Td), obtida da primeira coluna de destilação usada em (d) tendo uma pressão de 3,9 bar e uma temperatura de 104 °C e compreendendo 98 % em peso de metanol e 2 % em peso de água, é usada para operar os vaporizadores (caldeiras de recozer) usados na coluna de destilação empregada como mencionado nos estágios de separação (a), (b) e (c).

Os seguintes serviços térmicos, calculados por tonelada métrica/h de metanol reciclado como solvente, são necessários para operar o processo acima descrito:

Um serviço térmico de 428 KW/(t_{MeOH}/h)). O estágio (ii) consome 37% de um serviço térmico de 158 KW/(t_{MeOH}/h)), o estágio (b) consome 5% (um serviço térmico de 21 KW/(t_{MeOH}/h)), o estágio (c) consome 12 % (um serviço térmico de 50 KW/(t_{MeOH}/h)) da corrente de topo de vapor-MeOH (Td), obtida da primeira coluna de destilação usada em (d), tendo uma pressão de 3,9 bar e uma temperatura de 104 °C.

Exemplo 2: Processo de acordo com a arte anterior, compreendendo os estágios (a), (b), (c) e (d), sem integração térmica (Exemplo Comparativo)

Propileno (grau químico) é convertido em óxido de propileno

com peróxido de hidrogênio bruto, tendo uma concentração de 40 % em peso, na presença de metanol como solvente e catalisador TS-1 em dois estágios de reação (i) e (iii), em que entre os dois estágios de reação óxido de propileno é separado em um estágio (ii) por destilação.

5 A reação no estágio (i) é realizada a 20 bar, no estágio (iii) a 10 bar. A conversão de H_2O_2 no estágio (i) é de 91 %. A destilação é realizada em uma pressão de topo de 1,2 bar. Pela coluna de parede divisória do estágio (ii) (40 estágios teóricos, parede divisória do estágio 8 a 32), uma corrente contendo propileno e óxido de propileno em excesso é separada por destilação
10 através do topo. A corrente lateral, com uma concentração de 98 % em peso de metanol e 2 % em peso de H_2O é, diretamente reciclada para o estágio de reação (i), em uma quantidade de 13,5 % da corrente de solvente MeOH aplicada no processo. A corrente de fundo contendo metanol, água, peróxido de hidrogênio não reagido e subprodutos de epoxidação, p. ex., glicoéteres, é
15 remetida junto com propileno fresco para os estágios de reação (iii), para converter H_2O_2 para 99,9%. A corrente (M-a) é uma mistura da corrente de topo de destilação e da corrente de saída do estágio (iii) e compreende óxido de olefina, olefina não reagida, metanol e água. (M-a) é remetido para o estágio (b).

20 A olefina não reagida é separada da mistura (M-a) por destilação (b) em uma coluna de destilação com 14 estágios teóricos em uma pressão de 1,1 bar, para obter-se uma mistura (M-bi) no topo da coluna compreendendo 89 % em peso de olefina, 5,6 % em peso de propano, 4 % em peso de metanol e 1,4 % em peso de oxigênio e uma mistura (M-bii),
25 compreendendo metanol, água e 11,1 % em peso de óxido de olefina.

Subseqüentemente, o óxido de olefina bruto é separado da mistura (M-bii) em um estágio de destilação (c) a 0,5 bar em uma torre de destilação tendo 80 estágios teóricos, para obter-se uma mistura de topo (M-ci) compreendendo 99,8 % em peso de óxido de olefina, 0,04 % em peso de

propileno, 0,04 % em peso de acetaldeído, 0,01 % em peso de metanol, 0,01 % em peso de metanol e uma mistura (M-cii) compreendendo 76,2 % em peso de metanol, 22,7 % em peso de água; o resto sendo subprodutos de ebulição pesados da epoxidação. O óxido de olefina puro (> 99,9 % em peso de óxido de propileno) é separado da mistura (M-ci) por destilação, em uma pressão de 4 bar, em uma torre de destilação tendo 45 estágios teóricos como um produto de corrente lateral do estágio teórico 5.

O solvente metanol é separado da mistura (M-cii) em um estágio (d) em duas colunas de destilação termicamente acopladas. (M-cii) é introduzido dentro de uma primeira coluna de destilação (13 estágios teóricos) da qual a corrente de topo de vapor (Td) é obtida, a destilação sendo realizada em uma pressão de topo de 3,9 bar. A corrente de produto de fundo obtida é introduzida dentro de uma segunda coluna de destilação, uma coluna de parede divisória (40 estágios teóricos, parede divisória do estágio 6 ao estágio 30), a destilação sendo realizada em uma pressão de topo de 10,8 bar. Duas torres de destilação termicamente acopladas são realizadas, de modo que o condensador usado para condensar a corrente de topo obtida da segunda torre é simultaneamente usado como vaporizador para a primeira coluna. A mistura (M-di) (produto de topo líquido da segunda coluna) compreende 98 % em peso de metanol e 2 % em peso de água, a mistura (M-dii) (produto de fundo da segunda coluna) compreende 97,5 % em peso de água, 2 % em peso de propileno glicol, 0,05 % em peso de monoglicol éteres, 0,45 % em peso de glicol éteres superiores e a mistura (M-diii) (produto de corrente lateral da segunda coluna) compreende 22 % em peso de glicol éteres e 88 % em peso de água. A segunda coluna de separação de metanol/éter é operada com vapor de 16 bar (vapor de água) da grade.

Ao contrário do exemplo 1, vapor de água da grade é usado para operar vaporizadores (caldeiras de recozimento) usados na coluna de destilação como mencionado nos estágios de separação (a), (b) e (c).

Os seguintes serviços térmicos, calculados por tonelada métrica/h de metanol reciclado como solvente, são necessários para operar o processo acima descrito:

Um serviço térmico de $676 \text{ KW}/(t_{\text{MeOH}}/\text{h})$ é necessário. O estágio (a) consome adicionalmente um serviço térmico de $158 \text{ KW}/(t_{\text{MeOH}}/\text{h})$, o estágio (b) adicionalmente um serviço térmico de $21 \text{ KW}/(t_{\text{MeOH}}/\text{h})$, o estágio (c) adicionalmente um serviço térmico de $50 \text{ KW}/(t_{\text{MeOH}}/\text{h})$ de vapor da grade. Totalmente, um serviço térmico de $904 \text{ KW}/(t_{\text{MeOH}}/\text{h})$ é consumido. Em comparação com o consumo de calor do exemplo 1, o consumo de calor é aumentado em 111%. Este exemplo claramente mostra o benefício do processo integrado térmico inventivo.

Exemplo 3: Processo integrado pelo calor de acordo com a invenção, compreendendo os estágios (a), (b), (c), (d), (x) e (y)

Propileno (grau químico) é convertido em peróxido de hidrogênio bruto tendo uma concentração de 40 % em peso, na presença de metanol como solvente e catalisador TS-1 em óxido de propileno em dois estágios de reação (i) e (iii), em que entre os dois estágios de reação óxido de propileno é separado em um estágio (ii) por destilação.

A reação no estágio (i) é realizada a 20 bar, no estágio (iii) a 10 bar. A conversão de H_2O_2 no estágio (i) é de 91 %. A destilação é realizada em uma pressão de topo de 1,2 bar. Pela coluna de parede divisória do estágio (ii) (40 estágios teóricos, parede divisória do estágio 8 a 32), uma corrente contendo propileno e óxido de propileno em excesso é separada por destilação através do topo. A corrente lateral com uma concentração de 98 % em peso de metanol e 2 % em peso de H_2O é diretamente reciclada para o estágio de reação (i) em uma quantidade de 13,5 % da corrente de solvente MeOH aplicada no processo. A corrente de fundo contendo metanol, água, peróxido de hidrogênio não reagido e subprodutos de epoxidação, p. ex., glicoéteres, é remetida junto com propileno fresco para os estágios de reação (iii), para

converter H_2O_2 para 99,9%. A corrente (M-a) é uma mistura da corrente de topo de destilação e da corrente de saída do estágio (iii) e compreende óxido de olefina, olefina não reagida, metanol e água. (M-a) é remetida para o estágio (b).

5 A olefina não reagida da mistura (M-a) é separada por destilação (b) em uma coluna de destilação com 14 estágios teóricos em uma pressão de 1,1 bar, para obter-se uma mistura (M-bi) no topo da coluna compreendendo 89 % em peso de olefina, 5,6 % em peso de propano, 4 % em peso de metanol e 1,4 % em peso de oxigênio e uma mistura (M-bii),
10 compreendendo metanol, água e 11,1 % em peso de óxido de olefina. Após a separação de oxigênio por adsorção da corrente (M-bi), propileno é separado da mistura resultante em um estágio (x), por destilação em uma torre de destilação com 130 estágios teóricos operados em uma pressão de 24,5 bar, para obter-se uma mistura (M-x) compreendendo 96 % em peso de propileno
15 e 4 % em peso de propano. (M-x) é reintroduzida dentro do estágio (a). Uma mistura de 88 % em peso de propano, 5 % em peso de propileno e 7 % em peso de MeOH são obtidos no fundo da torre.

 Subseqüentemente, o óxido de olefina bruto é separado da mistura (M-bii) em um estágio de destilação (c) a 0,5 bar em uma torre de
20 destilação tendo 80 estágios teóricos, para obter-se uma mistura de topo (M-ci) compreendendo 99,8 % em peso de óxido de olefina, 0,04 % em peso de propileno, 0,04 % em peso de acetaldeído, 0,01 % em peso de metanol, 0,01 % em peso de metanol e uma mistura (M-cii) compreendendo 76,2 % em peso de metanol, 22,7 % em peso de água; o resto sendo subprodutos de ebulição
25 pesados da epoxidação. O óxido de olefina puro (> 99,9 % em peso de óxido de propileno) é separado da mistura (M-ci) por destilação, em uma pressão de 4 bar, em uma torre de destilação tendo 45 estágios teóricos como um produto de corrente lateral do estágio teórico 5.

 Compostos de baixo ponto de ebulição, tendo um ponto de

ebulição menor do que o do metanol e menor do que o da água, são separados em um estágio (y) da mistura (M-cii) através do topo de uma torre de destilação, tendo 15 estágios teóricos por destilação em uma pressão de 1 bar, para obter-se uma mistura de corrente de topo compreendendo 20 % em peso de componentes de baixo ponto de ebulição, tais como acetaldeído e propionaldeído e 7 % em peso de água. O resto é MeOH. Uma corrente de produto de fundo (M-y) é obtida.

O solvente metanol é separado da mistura de corrente de produto de fundo (M-y) em duas colunas de destilação termicamente acopladas. (M-y) é introduzida dentro de uma primeira coluna de destilação (13 estágios teóricos) da qual a corrente de topo de vapor (Td) é obtida, a destilação sendo realizada em uma pressão de topo de 3,9 bar. A corrente de produto de fundo obtida é introduzida dentro de uma segunda coluna de destilação, uma coluna de parede divisória (40 estágios teóricos, parede divisória do estágio 6 ao estágio 30), a destilação sendo realizada em uma pressão de topo de 10,8 bar. Duas torres de destilação termicamente acopladas são realizadas, de modo que o condensador usado para condensar a corrente de topo obtida da segunda torre é simultaneamente usado como vaporizador para a primeira coluna. A mistura (M-di) (produto de topo líquido da segunda coluna) compreende 98 % em peso de metanol e 2 % em peso de água, a mistura (M-dii) (produto de fundo da segunda coluna) compreende 97,5 % em peso de água, 2 % em peso de propileno glicol, 0,05 % em peso de monoglicol éteres, 0,45 % em peso de glicol éteres superiores e a mistura (M-diii) (produto de corrente lateral da segunda coluna) compreende 22 % em peso de glicol éteres e 88 % em peso de água. A segunda coluna de separação de metanol/éter é operada com vapor a 16 bar (vapor de água) da grade.

A corrente de topo de vapor-MeOH (Td), obtida da primeira coluna de destilação usada em (d), tendo uma pressão de 3,9 bar e uma temperatura de 104 °C e compreendendo 98 % em peso de metanol e 2 % em

peso H_2O , é usada para operar os vaporizadores (caldeiras de recozer) usados na coluna de destilação empregada como mencionado nos estágios de separação (a), (b), (x), (c) e (y).

Os seguintes serviços térmicos, calculados por tonelada métrica/h de metanol reciclado como solvente, são necessários para operar o processo acima descrito:

Um serviço térmico de $428 \text{ KW}/(t_{MeOH}/h)$ é necessário. O estágio (a) consome 37% (um serviço térmico de $158 \text{ KW}/(t_{MeOH}/h)$), o estágio (b) consome 5% (um serviço térmico de $21 \text{ KW}/(t_{MeOH}/h)$), o estágio (x) consome 6% (um serviço térmico de $25 \text{ KW}/(t_{MeOH}/h)$), o estágio (c) consome 12% (um serviço térmico de $50 \text{ KW}/(t_{MeOH}/h)$) e o estágio y consome 33% (um serviço térmico de $140/(t_{MeOH}/h)$) da corrente de topo de vapor-MeOH (T_d), obtida da primeira coluna de destilação usada em (d), tendo uma pressão de 3,9 bar e uma temperatura de 104°C .

Exemplo 4: Processo de acordo com a arte anterior, compreendendo os estágios (a), (b), (c), (d), (x) e (y) sem integração térmica (Exemplo Comparativo)

Propileno (grau químico) é convertido com peróxido de hidrogênio bruto, tendo uma concentração de 40 % em peso, na presença de metanol como solvente e catalisador TS-1, em óxido de propileno em dois estágios de reação (i) e (iii), em que entre os dois estágios de reação óxido de propileno é separado em um estágio (ii) por destilação.

A reação no estágio (i) é realizada a 20 bar, no estágio (iii) a 10 bar. A conversão de H_2O_2 no estágio (i) é de 91 %. A destilação é realizada em uma pressão de topo de 1,2 bar. Pela coluna de parede divisória do estágio (ii) (40 estágios teóricos, parede divisória do estágio 8 a 32), uma corrente contendo propileno e óxido de propileno em excesso é separada por destilação através do topo. A corrente lateral, com uma concentração de 98 % em peso de metanol e 2 % em peso de H_2O , é diretamente reciclada para os estágios de

reação (i) em uma quantidade de 13,5 % da corrente de solvente MeOH aplicada no processo. A corrente de fundo contendo metanol, água, peróxido de hidrogênio não reagido e subprodutos de epoxidação, p. ex., glicoéteres, é remetida junto com propileno fresco para os estágios de reação (iii), para converter H_2O_2 para 99,9%. A corrente (M-a) é uma mistura da corrente de topo de destilação e da corrente de saída do estágio (iii) e compreende óxido de olefina, olefina não reagida, metanol e água. (M-a) é remetida para o estágio (b).

A olefina não reagida da mistura (M-a) é separada por destilação (b) em uma coluna de destilação com 14 estágios teóricos em uma pressão de 1,1 bar, para obter-se uma mistura (M-bi) no topo da coluna compreendendo 89 % em peso de olefina, 5,6 % em peso de propano, 4 % em peso de metanol e 1,4 % em peso de oxigênio e uma mistura (M-bii), compreendendo metanol, água e 11,1 % em peso de óxido de olefina. Após a separação do oxigênio por adsorção da corrente (M-bi), propileno é separado da mistura resultante em um estágio (x) por destilação em uma torre de destilação com 130 estágios teóricos operados em uma pressão de 24,5 bar, para obter-se uma mistura (M-x) compreendendo 96 % em peso de propileno e 4 % em peso de propano. (M-x) é reintroduzida no estágio (a). Uma mistura de 88 % em peso de propano, 5 % em peso de propileno e 7 % em peso de MeOH é obtida no fundo da torre.

Subseqüentemente, o óxido de olefina bruto é separado da mistura (M-bii) em um estágio de destilação (c) a 0,5 bar em uma torre de destilação tendo 80 estágios teóricos, para obter-se uma mistura de topo (M-ci) compreendendo 99,8 % em peso de óxido de olefina, 0,04 % em peso de propileno, 0,04 % em peso de acetaldeído, 0,01 % em peso de metanol, 0,01 % em peso de metanol e uma mistura (M-cii) compreendendo 76,2 % em peso de metanol, 22,7 % em peso de água; o resto sendo subprodutos de ebulição pesados da epoxidação. O óxido de olefina puro ($> 99,9$ % em peso de óxido

de propileno) é separado da mistura (M-ci) por destilação, em uma pressão de 4 bar, em uma torre de destilação tendo 45 estágios teóricos como um produto de corrente lateral do estágio teórico 5.

5 Os compostos de baixo ponto de ebulição, tendo um ponto de ebulição menor do que o do metanol e menor do que o da água, são separados em um estágio (y) da mistura (M-cii) através do topo de uma torre de destilação tendo 15 estágios teóricos por destilação em uma pressão de 1 bar, para obter-se uma mistura de corrente de topo compreendendo 20 % em peso de componentes de mais baixo ponto de ebulição, tais como acetaldeído e propionaldeído e 7 % em peso de água. O resto é MeOH. Uma corrente de
10 produto de fundo (M-y) é obtida.

O solvente metanol é separado da mistura (M-y) em duas colunas de destilação termicamente acopladas. (M-y) é introduzida dentro de uma primeira coluna de destilação (13 estágios teóricos) da qual a corrente de
15 topo de vapor (Td) é obtida, a destilação sendo realizada em uma pressão de topo de 3,9 bar. A corrente de produto de fundo obtida é introduzida dentro de uma segunda coluna de destilação, uma coluna de parede divisória (40 estágios teóricos, parede divisória do estágio 6 ao estágio 30), a destilação sendo realizada em uma pressão de topo de 10,8 bar. Duas torres de destilação
20 termicamente acopladas são realizadas, de modo que o condensador usado para condensar a corrente de topo obtida da segunda torre é simultaneamente usado como vaporizador para a primeira coluna. A mistura (M-di) (produto de topo líquido da segunda coluna) compreende 98 % em peso de metanol e 2 % em peso de água, a mistura (M-dii) (produto de fundo da segunda coluna)
25 compreende 97,5 % em peso de água, 2 % em peso de propileno glicol, 0,05 % em peso de monoglicol éteres, 0,45 % em peso de glicol éteres superiores e a mistura (M-diii) (produto de corrente lateral da segunda coluna) compreende 22 % em peso de glicol éteres e 88 % em peso de água. A segunda coluna de separação de metanol/éter é operada com vapor de 16 bar

(vapor de água) da grade.

Ao contrário do exemplo 3, o vapor de água da grade é usado para operar os vaporizadores (caldeiras de recozer) usados na coluna de destilação, como mencionado nos estágios de separação (a), (x), (b), (c) e (y).

5 Os seguintes serviços térmicos, calculados por tonelada métrica/h de metanol reciclado como solvente, são necessários para operar o processo acima descrito:

Um serviço térmico de 626 KW/(t_{MeOH}/h) é necessário no estágio (d). O estágio (a) consome adicionalmente 37% (um serviço térmico de 158 KW/(t_{MeOH}/h)), o estágio (b) consome 5% (um serviço térmico de 21 KW/(t_{MeOH}/h)), o estágio (x) consome adicionalmente 6 % (um serviço térmico de 25 KW/(t_{MeOH}/h)) o estágio (c) consome 12% (um serviço térmico de 50 KW/(t_{MeOH}/h)) e o estágio (y) adicionalmente 33% (um serviço térmico de 140 KW/(t_{MeOH}/h)) da corrente de grade. Ao todo, um serviço térmico de 1068
15 KW/(t_{MeOH}/h) é consumido.

Comparado com o consumo de calor do Exemplo 1, o consumo de calor é aumentado em 150%. Este exemplo claramente mostra o benefício do processo integrado de calor inventivo.

Exemplo 5: Processo integrado térmico de acordo com a invenção, compreendendo os estágios (a), (b), (c), (d), (x), (y) e outros métodos de integração térmica de acordo com a invenção
20

Propileno (grau químico) é convertido com peróxido de hidrogênio bruto, tendo uma concentração de 40 % em peso, na presença de metanol como solvente e catalisador TS-1, em óxido de propileno em dois
25 estágios de reação (i) e (iii), em que entre os dois estágios de reação óxido de propileno é separado em um estágio (ii) por destilação.

A reação no estágio (i) é realizada a 20 bar, no estágio (iii) a 10 bar. A conversão de H₂O₂ no estágio (i) é de 91 %. A destilação é realizada em uma pressão de topo de 1,2 bar. Pela coluna de parede divisória do estágio

(ii) (40 estágios teóricos, parede divisória do estágio 8 a 32), uma corrente contendo propileno e óxido de propileno em excesso é separada por destilação através do topo. A corrente lateral, com uma concentração de 98 % em peso de metanol e 2 % em peso de H_2O , é diretamente reciclada para os estágios de reação (i) em uma quantidade de 13,5 % da corrente de solvente MeOH aplicada no processo. A corrente de fundo contendo metanol, água, peróxido de hidrogênio não reagido e subprodutos de epoxidação, p. ex., glicoéteres, tendo uma temperatura de 79 °C, é adicionalmente usada para aquecer a mistura de alimentação para a torre de destilação de parede divisória em um trocador de contra corrente, antes de ser remetida junto com propileno fresco para os estágios de reação (iii), para converter H_2O_2 para 99,9%. A corrente (M-a) é uma mistura da corrente de topo de destilação e da corrente de saída do estágio (iii) e compreende óxido de olefina, olefina não reagida, metanol e água. (M-a) é remetida para o estágio (b).

A olefina não reagida da mistura (M-a) é separada por destilação (b) em uma coluna de destilação com 14 estágios teóricos em uma pressão de 1,1 bar, para obter-se uma mistura (M-bi) no topo da coluna, compreendendo 89 % em peso de olefina, 5,6 % em peso de propano, 4 % em peso de metanol e 1,4 % em peso de oxigênio e uma mistura (M-bii), compreendendo metanol, água e 11,1 % em peso de óxido de olefina. Após a separação do oxigênio por adsorção da corrente (M-bi), propileno é separado da mistura resultante em um estágio (x) por destilação em uma torre de destilação com 130 estágios teóricos operados em uma pressão de 24,5 bar, para obter-se uma mistura (M-x) compreendendo 96 % em peso de propileno e 4 % em peso de propano. (M-x) é reintroduzida no estágio (a). Uma mistura de 88 % em peso de propano, 5 % em peso de propileno e 7 % em peso de MeOH é obtida no fundo da torre.

Subseqüentemente, o óxido de olefina bruto é separado da mistura (M-bii) em um estágio de destilação (c) a 0,5 bar em uma torre de

destilação tendo 80 estágios teóricos, para obter-se uma mistura de topo (M-ci) compreendendo 99,8 % em peso de óxido de olefina, 0,04 % em peso de propileno, 0,04 % em peso de acetaldeído, 0,01 % em peso de metanol, 0,01 % em peso de metanol e uma mistura (M-cii) compreendendo 76,2 % em peso de metanol, 22,7 % em peso de água; o resto sendo subprodutos de ebulição pesados da epoxidação. O óxido de olefina puro ($> 99,9$ % em peso de óxido de propileno) é separado da mistura (M-ci) por destilação, em uma pressão de 4 bar, em uma torre de destilação tendo 45 estágios teóricos como um produto de corrente lateral do estágio teórico 5.

Os compostos de baixo ponto de ebulição, tendo um ponto de ebulição menor do que o do metanol e menor do que o da água, são separados em um estágio (y) da mistura (M-cii) através do topo de uma torre de destilação tendo 15 estágios teóricos por destilação em uma pressão de 1 bar, para obter-se uma mistura de corrente de topo compreendendo 20 % em peso de componentes de mais baixo ponto de ebulição, tais como acetaldeído e propionaldeído e 7 % em peso de água. O resto é MeOH. Uma corrente de produto de fundo (M-y) é obtida.

O solvente metanol é separado da mistura (M-y) em duas colunas de destilação termicamente acopladas. (M-y) é introduzida dentro de uma primeira coluna de destilação (13 estágios teóricos) da qual a corrente de topo de vapor (Td) é obtida, a destilação sendo realizada em uma pressão de topo de 3,9 bar. A corrente de produto de fundo obtida é introduzida dentro de uma segunda coluna de destilação, uma coluna de parede divisória (40 estágios teóricos, parede divisória do estágio 6 ao estágio 30), a destilação sendo realizada em uma pressão de topo de 10,8 bar. Adicionalmente, a mistura de alimentação para a torre de destilação de parede divisória é aquecida em um trocador de contra corrente, com a corrente de fundo desta torre. Duas torres de destilação termicamente acopladas são realizadas, de modo que o condensador usado para condensar a corrente de topo obtida da

segunda torre é simultaneamente usado como vaporizador para a primeira coluna. A mistura (M-di) (produto de topo líquido da segunda coluna) compreende 98 % em peso de metanol e 2 % em peso de água, a mistura (M-dii) (produto de fundo da segunda coluna) compreende 97,5 % em peso de água, 2 % em peso de propileno glicol, 0,05 % em peso de monoglicol éteres, 0,45 % em peso de glicol éteres superiores e a mistura (M-diii) (produto de corrente lateral da segunda coluna) compreende 22 % em peso de glicol éteres e 88 % em peso de água. A segunda coluna de separação de metanol/éter é operada com vapor a 16 bar (vapor de água) da grade.

A corrente de topo de vapor-MeOH (Td), obtida da primeira coluna de destilação usada em (d) tendo uma pressão de 3,9 bar e uma temperatura de 104 °C e compreendendo 98 % em peso de metanol e 2 % em peso de H₂O, é usada para operar os vaporizadores (caldeiras de recozer) usados na coluna de destilação empregada como mencionado nos estágios de separação (a), (b), (x), (c) e (y).

Os seguintes serviços térmicos, calculados por tonelada métrica/h de metanol reciclado como solvente, são necessários para operar o processo acima descrito:

Um serviço térmico de 383 KW/(t_{MeOH}/h) é necessário. O estágio (a) consome 35% (um serviço térmico de 135 KW/(t_{MeOH}/h)), o estágio (b) consome 6 % (um serviço térmico de 21 KW/(t_{MeOH}/h)), o estágio (x) consome 6 % (um serviço térmico de 25 KW/(t_{MeOH}/h)), o estágio (c) consome 13% (um serviço térmico de 50 KW/(t_{MeOH}/h)) e o estágio (y) consome 33% (um serviço térmico de 140 KW/(t_{MeOH}/h)) da corrente de topo de vapor-MeOH (Td), obtida da primeira coluna de destilação usada em (d), tendo uma pressão de 3,9 bar e uma temperatura de 104 °C.

Comparado com o consumo de calor do Exemplo 1, o consumo de calor é adicionalmente diminuído em 9%. Este exemplo claramente mostra o benefício do processo integrado de calor mais estendido,

em comparação com os processos sem integração de calor.

REIVINDICAÇÕES

1. Processo para a epoxidação de uma olefina, caracterizado pelo fato de compreender

(a) reagir a olefina com peróxido de hidrogênio, na presença de metanol como solvente, em pelo menos dois estágios de reação, para obter-se uma mistura (M-a) compreendendo óxido de olefina, olefina não-reagida, metanol e água, em que, entre pelo menos dois estágios de reação, óxido de olefina é separado por destilação;

(b) separar olefina não-reagida da mistura (M-a) por destilação, para obter-se uma mistura (M-bi) compreendendo pelo menos 80 % em peso de olefina e uma mistura (M-bii) compreendendo metanol, água e pelo menos 7 % em peso de óxido de olefina;

(c) separar óxido de olefina da mistura (M-bii) em pelo menos um estágio de destilação, para obter-se uma mistura (M-ci) compreendendo pelo menos 99 % em peso de óxido de olefina e uma mistura (M-cii) compreendendo água e pelo menos 55 % em peso de metanol;

(d) separar metanol da mistura (M-cii) em pelo menos um estágio de destilação, para obter-se uma mistura (M-di) compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol e até 10 % em peso de água e uma mistura (M-dii) compreendendo pelo menos 90 % em peso de água;

em que uma corrente de topo de vapor (Td) obtida de pelo menos uma coluna de destilação usada em (d), dita corrente de topo de vapor (Td) compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol, é usada para operar, pelo menos parcialmente, pelo menos um vaporizador usado em pelo menos uma coluna de destilação usada em pelo menos um dos estágios (a), (b) e (c).

2. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de 5 a 60 % em peso de (Td) serem usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador de (a), de 1 a 20 % em peso de (Td) serem

usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (b) e de 1 a 50 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (c).

3. Processo de acordo com a reivindicação 1 ou 2,
5 caracterizado pelo fato da olefina ser propeno e o óxido de olefina ser óxido de propileno.

4. Processo de acordo com a reivindicação 3, caracterizado
pelo fato de que em (a) a mistura (M-a) adicionalmente compreende propano,
em (b) o propeno não reagido é separado da mistura (M-a) por destilação,
10 para obter-se a mistura (M-bi) compreendendo o propeno e propano não-reagidos, o processo adicionalmente compreendendo

(x) separar o propeno da mistura (M-bi) por destilação, para
obter-se uma mistura (M-x) compreendendo pelo menos 90 % em peso de
propeno,

15 e em que a corrente de topo de vapor (Td) é usada para operar
pelo menos parcialmente pelo menos um vaporizador usado em pelo menos
uma coluna de destilação usada em pelo menos um dos estágios (a), (b), (c) e
(x).

5. Processo de acordo com a reivindicação 4, caracterizado
20 pelo fato de 5 a 60 % em peso de (Td) serem usados para operar pelo menos
parcialmente um vaporizador usado em (a), de 1 a 20 % em peso de (Td) são
usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (b), de
1 a 50 % em peso de (Td) são usados para operar pelo menos parcialmente
um vaporizador usado em (c) e de 1 a 20 % em peso de (Td) são usados para
25 operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (x).

6. Processo de acordo com qualquer uma das reivindicações 3
a 5, caracterizado pelo fato de que em (c) a mistura (M-cii) adicionalmente
compreende pelo menos um composto tendo uma temperatura de ebulição
menor do que a do metanol e menor do que a da água em uma dada pressão,

dito processo compreendendo

(y) separar pelo menos um composto, tendo um ponto de ebulição menor do que o do metanol e menor do que o da água, da mistura (M-cii) por destilação, para obter-se uma mistura (M-y) compreendendo de 40 a 80 % em peso de metanol e de 10 a 55 % em peso de água;

(d) separar metanol da mistura (M-y) em pelo menos um estágio de destilação, para obter-se uma mistura (M-di) compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol e até 10 % em peso de água e uma mistura (M-dii) compreendendo pelo menos 90 % em peso de água,

e em que a corrente de topo de vapor (Td) é usada para operar pelo menos parcialmente pelo menos um vaporizador usado em pelo menos uma coluna de destilação usada em pelo menos um dos estágios (a), (b), (c) e (y).

7. Processo de acordo com a reivindicação 6, caracterizado pelo fato de, de 5 a 60 % em peso de (Td), serem usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (a), de 1 a 20 % em peso de (Td) serem usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (b), de 1 a 50 % em peso de (Td) serem usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (c) e de 5 a 60 % em peso de (Td) serem usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (y).

8. Processo de acordo com qualquer uma das reivindicações 3 a 5, caracterizado pelo fato de que em (c) a mistura (M-cii) adicionalmente compreende pelo menos um composto tendo uma temperatura de ebulição menor do que a do metanol e menor do que a da água em uma dada pressão, dito processo compreendendo

(d) separar metanol da mistura (M-cii) em pelo menos um estágio de destilação, para obter-se uma mistura (M-di) compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol, até 10 % em peso de água e o pelo menos

um composto tendo uma temperatura de ebulição menor do que a do metanol e menor do que a da água e uma mistura (M-dii) compreendendo pelo menos 90 % em peso de água,

5 (z) separar o composto, tendo um ponto de ebulição menor do que o do metanol e menor do que o da água, da mistura (M-di) por destilação, para obter-se uma mistura (M-z) compreendendo de 85 a 99,5 % em peso de metanol e de 0,5 a 10 % em peso de água;

10 e em que a corrente de topo de vapor (Td) é usada para operar pelo menos parcialmente pelo menos um vaporizador usado em pelo menos uma coluna de destilação usada em pelo menos um dos estágios (a), (b), (c) e (z).

9. Processo de acordo com a reivindicação 8, caracterizado pelo fato de 5 a 60 % em peso de (Td) serem usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (a), de 1 a 20 % em peso de (Td) serem usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em 15 (b), de 1 a 50 % em peso de (Td) serem usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (c) e de 5 a 60 % em peso de (Td) serem usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (z).

20 10. Processo de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 9, caracterizado pelo fato de em (c), o óxido de olefina ser separado em duas colunas de destilação e de 0 a 20 % em peso de (Td) serem usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador da primeira coluna de destilação de que uma mistura, compreendendo pelo menos 98 % em peso de óxido de 25 olefina, é obtida, dita mistura sendo introduzida dentro da segunda coluna de destilação, e de 1 a 30 % em peso de (Td) serem usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador da segunda coluna de destilação, de que uma corrente de óxido de olefina, compreendendo pelo menos 99,8 % em peso de óxido de olefina, é obtida.

11. Processo de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 10, caracterizado pelo fato de adicionalmente compreender

(e) evaporar a mistura (M-dii).

12. Processo de acordo com a reivindicação 11, caracterizado pelo fato de, de 5 a 60 % em peso de (Td), serem usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (a), de 1 a 20 % em peso de (Td) serem usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (c) e de 1 a 50 % em peso de (Td) serem usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador usado em (e).

13. Processo de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 12, caracterizado pelo fato de, de 1 a 50 % em peso de (Td), serem usados para operar pelo menos um trocador de calor de controle usado no processo.

14. Processo de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 13, caracterizado pelo fato da alimentação de pelo menos uma coluna de destilação usada nos estágios (a), (b), (c) e (d) ser aquecida com a corrente de fundo desta coluna de destilação.

15. Processo de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 14, caracterizado pelo fato da corrente de topo, obtida de pelo menos uma coluna de destilação usada nos estágios (a), (b) e (c), ser condensada em dois estágios, em que no primeiro estágio o condensador é esfriado com água tendo uma temperatura de entrada de 15 a 40 °C e no segundo estágio o condensador ser esfriado com água tendo uma temperatura de entrada de 5 a 20 °C, em que a temperatura de entrada da água usada no segundo estágio é menor do que a temperatura de entrada da água usada no primeiro estágio.

16. Processo de acordo com a reivindicação 15, caracterizado pelo fato de em (c), o óxido de olefina ser separado em duas colunas de destilação e de 0 a 20 % em peso de (Td) serem usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador da primeira coluna de destilação, de que uma mistura compreendendo pelo menos 98 % em peso de óxido de olefina é

obtida, dita mistura sendo introduzida dentro da segunda coluna de destilação, e de 1 a 30 % em peso de (Td) serem usados para operar pelo menos parcialmente um vaporizador da segunda coluna de destilação, de que uma corrente de óxido de olefina, compreendendo pelo menos 99,8 % em peso de
5 óxido de olefina, é obtida, dita corrente de óxido de olefina compreendendo pelo menos 99,8 % em peso de óxido de olefina sendo condensados em dois estágios, em que no primeiro estágio o condensador é esfriado com água tendo uma temperatura de entrada de 15 a 40 °C e no segundo estágio o condensador é esfriado com água tendo uma temperatura de entrada de 5 a 20
10 °C, em que a temperatura de entrada da água usada no segundo estágio é menor do que a temperatura de entrada da água usada no primeiro estágio.

17. Processo de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 16, caracterizado pelo fato de em (d), metanol ser separado da mistura (M-cii) em um processo de destilação de duas pressões, em que em uma primeira
15 coluna de destilação, a destilação é realizada em uma pressão de topo que é diferente da pressão de topo de uma segunda coluna de destilação e em que o condensador usado para condensar a corrente de topo da primeira ou segunda coluna de destilação é usado simultaneamente com o vaporizador da segunda ou primeira coluna de destilação.

20 18. Processo de acordo com a reivindicação 17, caracterizado pelo fato da pressão de topo da primeira coluna de destilação ser de 2 a 8 bar e a pressão de topo da segunda coluna de destilação ser de 8 a 15 bar.

19. Processo de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 18, caracterizado pelo fato de em (d),

25 (i) a mistura (M-cii) ser introduzida em uma primeira coluna de destilação (K1), de que a corrente de topo de vapor (Td) é obtida, a destilação de (K1) sendo realizada em uma pressão de topo de 2,5 a 6 bar; e

(ii) a corrente de produto de fundo obtida de (K1) ser introduzida em uma segunda coluna de destilação (K2), a destilação de (K2)

sendo realizada em uma pressão de topo de 9 a 13 bar,

em que, antes de introduzir dentro de (K2), a corrente de produto de fundo obtida de (K1) é aquecida a uma temperatura de 110 a 180 °C com a corrente de produto de fundo obtida de (K2) e em que o condensador usado para condensar a corrente de topo obtida de (K2) é simultaneamente usada com o vaporizador de (K1).

20. Processo de acordo com a reivindicação 19, caracterizado pelo fato de (K2) ser uma coluna de parede divisória.

21. Processo de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 20, caracterizado pelo fato da olefina separada em (b) ser re-introduzida em (a).

22. Processo de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 21, caracterizado pelo fato do metanol separado em (d) ser re-introduzido em (a).

RESUMO“PROCESSO PARA A EPOXIDAÇÃO DE UMA OLEFINA”

A invenção refere-se a um processo para a epoxidação de uma olefina, compreendendo (a) reagir a olefina com peróxido de hidrogênio, na
5 presença de metanol como solvente, em pelo menos dois estágios de reação, para obter-se uma mistura (M-a) compreendendo óxido de olefina, olefina não-reagida, metanol e água, em que, entre pelo menos dois estágios de reação, óxido de olefina é separado por destilação; (b) separar olefina não-reagida da mistura (M-a) por destilação, para obter-se uma mistura (M-bi)
10 compreendendo pelo menos 80 % em peso de olefina e uma mistura (M-bii) compreendendo metanol, água e pelo menos 7 % em peso de óxido de olefina; (c) separar óxido de olefina da mistura (M-bii) em pelo menos um estágio de destilação, para obter-se uma mistura (M-ci) compreendendo pelo menos 99 % em peso de óxido de olefina e uma mistura (M-cii) compreendendo água e
15 pelo menos 55 % em peso de metanol; (d) separar metanol da mistura (M-cii) em pelo menos um estágio de destilação, para obter-se uma mistura (M-di) compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol e até 10 % em peso de água e uma mistura (M-dii) compreendendo pelo menos 90 % em peso de água, em que uma corrente de topo de vapor (Td) obtida de pelo menos uma
20 coluna de destilação usada em (d), dita corrente de topo de vapor (Td), compreendendo pelo menos 85 % em peso de metanol, é usada para operar, pelo menos parcialmente, pelo menos um vaporizador usado em pelo menos uma coluna de destilação usada em pelo menos um dos estágios (a), (b) e (c).