



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

(11) PI 0207824-4 B1

(22) Data do Depósito: 04/03/2002

(45) Data de Concessão: 01/11/2016



(54) Título: PROCESSO PARA EPOXIDAÇÃO CATALÍTICA DE PROPENO COM PERÓXIDO DE HIDROGÊNIO

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

(30) Prioridade Unionista: 05/03/2001 EP 01 105248.7

(73) Titular(es): UHDE GMBH. EVONIK DEGUSSA GMBH

(72) Inventor(es): THOMAS HAAS, WILLI HOFEN, Pesquisador(a), STEPHAN PILZ, GEORG THIELE, WOLFGANG WOELL

Relatório Descritivo da Patente de Invenção para "**PROCESSO PARA EPOXIDAÇÃO CATALÍTICA DE PROPENO COM PERÓXIDO DE HIDROGÊNIO**".

Técnica Precedente

5 Da EP-A 100 119 e EP-A 230 949 sabe-se que o propeno pode ser convertido, por meio de peróxido de hidrogênio, em óxido de propeno, caso seja usada uma zeólita contendo titânio como catalisador.

O peróxido de hidrogênio não reagido não pode ser recuperado economicamente da mistura de reação de epoxidação. Além disso, o peróxido de hidrogênio não reagido envolve esforço e dispêndios adicionais na elaboração da mistura de reação. A epoxidação do propeno é, portanto, de preferência realizada com um excesso de propeno e até uma alta conversão de peróxido de hidrogênio. De modo a conseguir uma alta conversão de peróxido de hidrogênio é vantajoso usar um sistema de reação de fluxo contínuo. Tal sistema de reação pode compreender um ou mais reatores de fluxo contínuo ou uma disposição de dois ou mais reatores de mistura de fluxos ligados em série. Exemplos de reatores de mistura de fluxos são reatores com agitadores no tanque, reatores de reciclo, reatores de leito fluidizado, e reatores de leito fixo, com reciclagem da fase líquida.

20 O peróxido de hidrogênio é, em geral, aplicado na reação de epoxidação como uma solução aquosa. Assim, acredita-se que a reação de epoxidação ocorre na fase aquosa líquida. Portanto, de modo a se conseguir uma alta velocidade de reação, tão alta quanto possível, uma concentração de propeno se faz necessária na fase líquida. Visto que a fase líquida compreende, predominantemente, de uma solução de peróxido de hidrogênio aquoso, e, opcionalmente de um solvente orgânico, a solubilidade do propeno na fase aquosa fica limitada. Até onde se conhece da técnica precedente, duas diferentes vias são descritas para se conseguir uma alta concentração de propeno na fase aquosa.

30 Visto que geralmente é sabido que a difusão na fase gasosa é amplamente mais rápida, comparada com a difusão na fase líquida (ver, por exemplo, Perry's Chemical Engineer's Handbook, 7ª. Edition, Mc Graw.Hill,

1997, pp. 5-42), a reação é realizada sob uma atmosfera de propeno a elevada pressão, com o efeito da presença de um sistema de reação com uma fase aquosa, compreendendo todo o peróxido de hidrogênio e algum propeno, e na presença de uma fase gasosa rica em propeno. Assim, o propeno
5 destituído da fase líquida devido à reação é suplementado pelo propeno da fase gasosa.

De EP-A 100 119 e EP-A 230 949 sabe-se que na reação de epoxidação pode ser usado um solvente para melhorar a solubilidade do propeno na fase de peróxido aquosa. De acordo com a teoria supradescrita,
10 a reação é realizada a elevada pressão para aumentar a solubilidade do propeno na fase aquosa. Somente se nenhum solvente solubilizante estiver presente, a pressão aumentada iria conduzir a uma liquefação do propeno. A presença de uma fase orgânica rica em propeno no caso de uma fase aquosa contendo um solvente de solubilizante, não é detectada.

15 Uma via similar é vista em WO 99/01445, ensinando um processo para epoxidação do propeno onde a temperatura e pressão são aumentadas, durante a operação do reator, de um modo eficaz para manter uma concentração substancialmente constante de propeno na fase aquosa líquida, de modo a compensar a desativação do catalisador. Como se evidencia
20 a partir dos exemplos 1 e 2 em WO 99/01445, a temperatura é aumentada durante o curso da reação de 65,6°C para 71,1°C, de modo a manter uma conversão de H₂O₂ constante com o fato de compensar a desativação do catalisador. No exemplo 1 a pressão foi mantida aproximadamente constante a cerca de 2 MPa (20 bar), resultando na redução da concentração de
25 propeno na fase aquosa e da seletividade do óxido de propeno. Em contraste a isto, no exemplo 2 a pressão foi aumentada para manter a concentração de propeno aproximadamente constante, resultando em que a seletividade do óxido de propeno diminuiu em menor proporção. Porém seria ainda desejável conseguir uma melhor seletividade do óxido de propeno.

30 A EP-A 659473 descreve um processo de epoxidação onde, de acordo com os exemplos, uma mistura líquida de peróxido de hidrogênio, isopropanol como solvente e propeno é conduzida por zonas de reação de

leitos fixos sucessivas dispostas em série na operação de fluxo descendente. Em cada zona de reação, a reação é realizada até uma conversão parcial, sendo a mistura da reação líquida removida de cada zona de reação, conduzida para um trocador de calor externo, para extrair o calor da reação, e a maior proporção desta fase líquida é então reciclada para esta zona de reação, sendo uma menor proporção da fase líquida passada para a próxima zona. Assim, cada zona de reação pode ser considerada como um reator adiabático independente. Ao mesmo tempo, o propeno gasoso é introduzido, juntamente com a mistura em depósito da carga líquida, orientado numa corrente paralela para a fase líquida sobre as zonas de reação de leitos fixos, e extraído no final do sistema de reação, além da mistura de reação líquida, como uma corrente gasosa de dejetos contendo oxigênio. Como se evidencia nos exemplos, foram escolhidas condições de reação que resultam em apenas uma fase aquosa líquida, onde o propeno é dissolvido. O aumento no rendimento do óxido de propeno, comparado com reatores tubulares convencionais, está relacionado apenas ao controle de temperatura descrito em EP-A 659 473. Porém, por conta da complexidade do sistema de reação necessário para se realizar o processo, são envolvidos consideráveis custos adicionais.

20 Similarmente, de acordo com WO 00/07965, a reação de epoxidação é realizada sob condições para se ter apenas uma fase, ou seja, a fase aquosa líquida com uma concentração razoavelmente alta de propeno. No exemplo 2, uma solução de peróxido de hidrogênio aquoso, metanol e propeno é introduzida em um reator tubular de leito fixo. Pelo ajuste das 25 quantidades relativas das cargas, de uma baixa proporção de carga de propeno até carga total, e uma proporção alta de carga de metanol até carga total, e aplicando-se uma pressão de 2 MPa (20 bar), somente uma fase líquida se apresenta. Embora, tomando-se estas medidas uma conversão de 98,4% de peróxido de hidrogênio pode ser conseguida, a seletividade de 30 80,3% de óxido de propeno ainda é muito baixa para uma aplicação comercial do processo descrito.

Na WO 00/17178 é apresentada uma alternativa à possibilidade

de conduzir a epoxidação do propeno com peróxido de hidrogênio usando duas fases líquidas, ou seja, uma fase aquosa e uma fase orgânica. Mas a presença dos solventes orgânicos com uma baixa solubilidade em água, como os hidrocarbonetos halogenados, são descritos como obrigatórios, de modo a formar uma segunda fase orgânica. Assim, a segunda fase orgânica líquida é formada por um solvente orgânico insolúvel em água.

Em virtude da técnica precedente citada, o objeto da presente invenção é prover um processo para a epoxidação de olefinas, resultando em seletividade do produto melhorada comparado com WO 00/07965, o qual pode ser descartado usando sistemas de reação convencionais.

Objetivo da Invenção

Este objetivo é conseguido mediante um processo para a epoxidação catalítica de olefinas com peróxido de hidrogênio, numa mistura de reação multifásica, compreendendo uma fase rica em peróxido de hidrogênio aquoso líquido, contendo um solvente orgânico com uma solubilidade em água de pelo menos 10% em peso a 25°C, e uma fase orgânica líquida rica em olefina.

De acordo com o modo preferido na presente invenção, apresenta-se um processo para epoxidação do propeno com peróxido de hidrogênio, na presença de uma zeólita contendo titânio como catalisador, numa mistura de reação multifásica, compreendendo uma fase líquida rica em peróxido de hidrogênio aquoso contendo metanol e propeno dissolvido e uma fase orgânica líquida rica em propeno.

Os presentes inventores descobriram, surpreendentemente, que mediante o uso de uma mistura de reação multifásica compreendendo uma fase rica em peróxido de hidrogênio aquoso líquida e uma fase orgânica líquida rica em olefina, a seletividade do produto, comparada com a técnica precedente, pode ser consideravelmente melhorada, sem comprometer a conversão do peróxido de hidrogênio. Este resultado foi especialmente surpreendente, visto que esperava-se, pelo conhecimento de livros técnicos em geral, conforme exemplificado no Perry's Chemical Engineers' Handbook supra, que no caso de transferências de duas massas de fase líquida, a partir

da fase orgânica líquida para a fase aquosa líquida, onde ocorre a reação, deveriam mostrar magnitudes menores, comparado com sistemas com uma única fase aquosa, ou uma fase aquosa e uma fase gasosa de olefina. De acordo com as expectativas, isto deveria ter um efeito negativo sobre a conversão do peróxido de hidrogênio. Mas, não obstante, a seletividade do produto pôde ser melhorada com sucesso, de acordo com a presente invenção, sem comprometer a conversão.

Descrição Detalhada da Invenção

A característica essencial da presente invenção é a presença de duas fases líquidas imiscíveis, ou seja, uma fase líquida rica em peróxido de hidrogênio aquoso e uma fase orgânica líquida rica em olefina, com um solvente orgânico miscível em água presente na fase aquosa. Como é considerado por profissionais da área, a presença de duas fases imiscíveis num sistema de reação compreendendo uma olefina, um solvente orgânico miscível em água e uma solução de peróxido de hidrogênio aquosa, dependerá de muitos fatores diferentes.

Primeiramente, a presença de uma fase orgânica líquida rica em olefina adicional dependerá da temperatura e da pressão aplicadas no reator e da olefina selecionada. De preferência a pressão aplicada é igual ou superior à pressão de vapor da olefina na temperatura escolhida. Além disso, ela dependerá da seleção do solvente orgânico.

São adequados como solvente orgânico todos os solventes que não são oxidados ou são levemente oxidados pelo peróxido de hidrogênio sob as condições de reação escolhidas, e que dissolvem-se numa quantidade maior que 10% em peso, em água a 25°C. São preferidos solventes que dissolvem-se numa proporção maior que 30% em peso, em água a 25°C, de preferência mais que 50% em peso, em água a 25°C. Os solventes mais preferidos são completamente miscíveis em água. Os solventes adequados incluem álcoois, como metanol, etanol, ou butanol-terciário; glicóis, como por exemplo, etilenoglicol, 1,2-propanodiol, ou 1,3-propanodiol; éteres cíclicos como por exemplo, tetrahidrofurano, dioxano ou óxido de propileno; éteres de glicol, como por exemplo, éter monometílico de etilenoglicol, éter monoe-

tílico de etilenoglicol, éter monobutílico de etilenoglicol, ou éter monometílico de propilenoglicol, e cetonas, como por exemplo, acetona ou 2-butanona. Metanol é particularmente preferido.

5 Usando os processos de acordo com a invenção, quaisquer olefinas podem se epoxidadas, em particular olefinas com 2 a 6 átomos de carbono. O processo de acordo com a invenção é mais particularmente adequado para a epoxidação do propeno em óxido de propeno. Por motivos econômicos, preferir-se-ia, para um processo em escala industrial, o uso do propeno não numa forma pura, mas como uma mistura técnica com propano
10 que, como via de regra, contém de 1 a 15% em volume de propano.

Adicionalmente, a presença de uma segunda fase orgânica rica em olefina dependerá das quantidades relativas de olefina, água e solvente. A quantidade de solvente é escolhida para conseguir solubilidade suficiente da olefina na fase aquosa rica em peróxido de hidrogênio, de modo a alcançar a desejada velocidade de reação. A uma dada temperatura e pressão, as
15 quantidades relativas dos ingredientes olefina e solvente podem ser ajustadas para garantir a formação de uma segunda fase orgânica líquida. Ou seja, para garantir a formação de uma segunda fase líquida rica em olefina orgânica, a quantidade de olefina tem de ser selecionada em excesso da quantidade solúvel na fase aquosa à temperatura e pressão selecionadas.
20

Um meio simples de confirmar experimentalmente a presença de uma segunda fase orgânica líquida nas condições de reação, é pela coleta de uma amostra da mistura de reação num recipiente equipado com um vidro transparente à temperatura e pressão usadas no processo. Alternativa-
25 mente, o reator pode ser equipado com um vidro transparente na posição adequada para observar a fase limítrofe diretamente durante a reação. No caso de um reator de fluxo contínuo, o vidro transparente é preferencialmente posicionado próximo da saída do efluente do reator, para ter-se um ótimo controle de que as duas fases líquidas estão presentes por todo o tempo de
30 permanência no reator.

Assim, um profissional da área pode, sem nenhum esforço, verificar que, quando aplicadas algumas seleções para olefinas, solventes e pa-

râmetros de reação, um sistema bifásico líquido, conforme requerido pela presente invenção, está presente, e pode ajustar a variação dos parâmetros, como acima exposto em detalhe no sistema de reação, de modo a estabelecer uma segunda fase orgânica líquida.

5 De acordo com a modalidade preferencial da presente invenção, a olefina é selecionada para ser propeno, usando-se metanol como solvente. Por exemplo, para uma mistura de reação compreendendo propeno, metanol e peróxido de hidrogênio aquoso, a uma temperatura de reação entre 30°C e 80°C e uma pressão de 0,5 a 5 MPa (5 a 50 bar), a relação de fluxo de pro-
10 peno para fluxo total, no caso de um sistema de fluxo contínuo, pode ser ajustada para estar na faixa de 0,1 a 1, de preferência de 0,2 a 1, de modo a obter-se uma segunda fase orgânica líquida. Condições de reação específicas são mostradas nos exemplos.

Uma vantagem adicional do processo da presente invenção é
15 que mesmo se a corrente de alimentação do reator contém óxido de olefina, seja devido à presença do óxido de olefina na corrente de alimentação ou devido ao reciclo parcial do efluente do reator, a seletividade do produto não é consideravelmente realizada, embora um profissional da área esperasse que uma concentração aumentada do produto na mistura de reação pudesse
20 ser prejudicial para a seletividade do produto.

Uma fase gasosa adicional compreendendo vapor de olefina e, opcionalmente, um gás inerte, ou seja, um gás que não interfira com a reação de epoxidação, pode estar presente, adicionalmente, de acordo com a presente invenção. A adição de um gás inerte é útil para manter uma pres-
25 são constante dentro do reator e para remover gás oxigênio formado pela decomposição de uma pequena parte do peróxido de hidrogênio carregado para o reator.

De acordo com a presente invenção, qualquer sistema de reação conhecido para a epoxidação de olefinas é aplicável, incluindo reatores
30 de batelada e reatores de fluxo contínuo. Prefere-se o uso de um sistema de reação não adiabática, ou seja, um sistema de reação onde o calor de reação é, pelo menos parcialmente, removido durante o curso da reação. Sis-

temas, de reação com resfriamento externo ou intermediário são menos preferidos devido a considerações econômicas. Sistema de reação de fluxo contínuo, e, especialmente, aqueles onde a mistura de reação é passada através de um leito catalítico fixo são particularmente preferidos.

5 Na prática da presente invenção, de acordo com a modalidade preferida supra, pode ser usado qualquer reator comum com um leito catalítico fixo e dispositivos de resfriamento. De preferência reatores tubulares com uma camisa de resfriamento são aplicados, desde que estejam disponíveis de modo padrão a custo relativamente baixo. Como meio de resfriamento,
10 to, que é bombeado através dos dispositivos de resfriamento, de preferência a camisa de resfriamento, utiliza-se preferivelmente água. Preferivelmente a temperatura do meio de resfriamento é controlada por um termostato e a velocidade de fluxo do meio de resfriamento é ajustada a fim de manter a diferença de temperatura entre a entrada do meio de resfriamento para o
15 dispositivo de resfriamento e a sua saída abaixo de 5°C.

Numa modalidade preferida da presente invenção, a mistura de reação é passada através do leito catalítico em um modo de operação de fluxo contínuo, com uma velocidade superficial de 1 a 100 m/h, de preferência de 5 a 50 m/h, mais preferivelmente de 5 a 30 m/h. A velocidade superficial
20 cial é indicada como a relação da velocidade de fluxo em volume/seção transversal do leito catalítico. Conseqüentemente, a velocidade superficial pode variar num dado reator tubular pelo ajuste da velocidade de fluxo da mistura de reação.

Adicionalmente, prefere-se passar a mistura de reação através
25 do leito catalítico com uma velocidade espacial horária de líquido (LHSV) de 1 a 20 h⁻¹, de preferência de 1,3 a 15 h⁻¹.

Sempre que a velocidade de fluxo da mistura de reação for ajustada para preencher os requisitos supra-indicados para velocidade superficial e velocidade espacial horária de líquido podem ser conseguidas seletividades particularmente altas. De acordo com uma modalidade especialmente
30 preferida na presente invenção, o processo é realizado em um modo de operação de fluxo descendente onde especialmente o leito catalítico é mantido

em um estado gotejante.

Quando utilizando a presente invenção, a corrente de alimentação global para o reator compreende uma solução de peróxido de hidrogênio aquoso, uma olefina e o solvente orgânico. Por isso, esses componentes
5 podem ser introduzidos no reator como cargas independentes, ou uma ou mais dessas cargas podem ser misturadas antes da introdução no reator.

De modo a ser capaz de operar o processo continuamente, quando alterando e/ou regenerando o catalisador de epoxidação, dois ou mais reatores podem, caso desejado, ser também operados em paralelo ou
10 em série no modo supradescrito.

Zeólitas contendo titânio, cristalinas, especialmente as de composição $(\text{TiO}_2)_x(\text{SiO}_2)_{1-x}$ onde x é de 0,001 a 0,05, com uma estrutura cristalina MFI ou MEL, conhecida como titânio silicalito-1 e titânio silicalito-2, são adequadas como catalisadores para o processo de epoxidação, de acordo
15 com a invenção. Tais catalisadores podem ser produzidos, por exemplo, de acordo com o processo descrito em US-A 4.410.501. O catalisador de titânio silicalito pode ser empregado como um catalisador conformado na forma de grânulos, extrudados ou corpos conformados. Para o processo de conformação, o catalisador pode conter de 1 a 99% de um aglutinante ou material ve-
20 ículo, sendo adequados todos os aglutinantes e materiais veículos que não reajam com o peróxido de hidrogênio ou com o epóxido sob as condições de reação empregadas para a epoxidação. Extrudados com um diâmetro de 1 a 5 mm são de preferência usados como catalisadores de leito fixo.

O peróxido de hidrogênio é usado no processo, de acordo com a
25 invenção, na forma de uma solução aquosa com um teor de peróxido de hidrogênio de 1 a 90% em peso, de preferência de 10 a 70% em peso e particularmente preferível de 30 a 50% em peso. O peróxido de hidrogênio pode ser usado na forma de soluções estabilizadas comercialmente disponíveis. São também adequadas soluções de peróxido de hidrogênio aquosas, não
30 estabilizadas, como as obtidas no processo de antraquinona para a produção de peróxido de hidrogênio.

O processo, de acordo com a invenção, para epoxidação de ole-

finas, de preferência propeno, é tipicamente realizado a uma temperatura de 30° a 80°C, de preferência de 40° a 60°C. De acordo com uma modalidade particularmente preferida da presente invenção, o perfil da temperatura dentro do reator é mantido de modo que a temperatura média do dispositivo de resfriamento, de preferência o líquido de resfriamento na camisa de resfriamento do reator tubular, seja inferior a 40°C e a temperatura máxima no interior do leito catalítico seja de 60°C no máximo. Seleccionando-se tal perfil de temperatura estreitamente definido dentro do reator, pode ser obtido um equilíbrio otimizado entre a conversão de peróxido de hidrogênio e a seletividade de óxido de olefina.

A pressão dentro do reator é normalmente mantida a uma pressão igual ou superior à pressão de vapor da olefina na temperatura selecionada, por exemplo, de 1 a 5 MPa (10 a 50 bar), de preferência de 2 a 5 MPa (20 a 50 bar), mais preferivelmente de 2,1 a 3 MPa (21 a 30 bar). Com o propeno, isto se traduz em uma pressão inferior a 1,65 MPa (16,5 bar) a uma temperatura de reação de 40°C e inferior a 2,5 MPa (25 bar) a uma temperatura de reação de 60°C.

A olefina é de preferência empregada em excesso com relação ao peróxido de hidrogênio e numa quantidade suficiente para manter uma segunda fase líquida rica em olefina durante a reação. A relação molar de olefina, de preferência propeno, para peróxido de hidrogênio sendo escolhida preferencialmente a faixa de 1,1 a 30. O solvente é de preferência adicionado numa relação em peso de 0,5 a 20, em relação à quantidade de peróxido de hidrogênio usado. A quantidade de catalisador empregado pode variar dentro de amplos limites e é de preferência escolhida de modo que um consumo de peróxido de hidrogênio superior a 90%, de preferência superior a 95%, seja conseguido dentro de 1 minuto a 5 horas, sob condições de reação empregadas.

A presente invenção será agora descrita mais detalhadamente com referência aos exemplos a seguir:

Exemplos 1 e 2 e Exemplo Comparativo 1

Foi empregado um catalisador de silicato de titânio em todos os

exemplos. O pó de silicato de titânio foi conformado em extrudados de 2 mm, usando uma solução de sílica como aglutinante, de acordo com o Exemplo 5 em EP 00 106 671.1. O H₂O₂ empregado foi preparado de acordo com o processo de antraquinona como uma solução aquosa a 40% em peso.

Realizou-se a epoxidação continuamente num modo operativo de fluxo descendente, num tubo de reação de 300 ml de volume, com diâmetro de 10 mm e um comprimento de 4 m. O reator foi adicionalmente equipado com um vidro transparente, localizado próximo da saída do reator para permitir verificação visível, caso estivessem presentes duas fases líquidas como acima descrito. O equipamento é ainda composto de três recipientes para líquidos e bombas adequadas e um vaso de separação de líquido. Os três recipientes para líquidos compreendiam metanol, o H₂O₂ a 40% e propeno. O H₂O₂ a 40% foi ajustado com amônia a um pH de 4,5. A temperatura de reação foi controlada via líquido de resfriamento aquoso circulante ou na camisa de resfriamento, pelo que a temperatura do líquido de resfriamento é ajustada para 40°C por meio de um termostato. A pressão do reator foi ajustada conforme indicado na Tabela 1. O fluxo de massa das bombas de alimentação foi ajustado para resultar num fluxo de metanol de 0,2 kg/h, um fluxo de H₂O₂ de 0,033 kg/h. O fluxo de propeno no exemplo 1 e exemplo comparativo 1 foi ajustado para 0,0753 kg/h e para 0,125 kg/h no exemplo 2.

Exemplo comparativo 2

O exemplo comparativo 1 foi repetido usando parâmetros de reação como apresentado no Exemplo 2 do WO 00/07965 e relatado na Tabela 1.

A corrente de produto foi analisada por cromatografia gasosa e a conversão de H₂O₂ foi determinada por titulação. A seletividade do propeno foi calculada como a relação da quantidade de óxido de propeno em relação à quantidade total de óxido de propeno e de oxigênio contendo hidrocarbonetos formados durante a reação de epoxidação como 1-metóxi-2-propanol, 2-metóxi-1-propanol e 1,2-propanodiol. Os resultados vêem-se na Tabela 1.

Tabela 1

N°	Pres- são MPa (bar)	Número de fases líqui- das no efluente	Relação fluxo _{propene- no} /Fluxo _{total}	Conver- são de H ₂ O ₂ [%]	Seletivi- dade de óxido de propeno [%]	Rendimento de óxido de propeno com base em H ₂ O ₂ [%]
E1	2,5 (25)	2	0,24	96	96	92
E2	2,5 (25)	2	0,35	96	97	93
CE1	1,5 (15)	1	0,21	95	88	84
CE2	2 (20)	1	0,12	98	80	78

Como se pode ver a partir dos resultados experimentais quando da realização da reação de epoxidação na presença das duas fases líquidas, de acordo com a presente invenção, os resultados indicam um aumento considerável na seletividade de óxido de propeno sem comprometer a conversão de peróxido de hidrogênio comparado com a técnica precedente. Assim, altos rendimentos de óxido de propeno podem ser obtidos com o processo da presente invenção.

REIVINDICAÇÕES

1. Processo para epoxidação catalítica de propeno com peróxido de hidrogênio, em que uma zeólita contendo titânio é usada como catalisador, a temperatura de reação é de 30 a 80 °C e a pressão é de 0,5 a 5 MPa (5 a 50 bar), caracterizado pelo fato de que a epoxidação é realizada em uma mistura de reação multifásica compreendendo uma fase líquida rica em peróxido de hidrogênio aquoso, contendo metanol e propeno dissolvido e uma fase orgânica líquida rica em propeno, empregando um sistema de reação de fluxo contínuo.
2. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que o peróxido de hidrogênio é introduzido como uma solução aquosa contendo de 30 a 70% em peso de peróxido de hidrogênio.
3. Processo, de acordo com a reivindicação 1 ou 2, caracterizado pelo fato de que a relação de fluxo de propeno para fluxo total está na faixa de 0,2 para 1.
4. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 3, caracterizado pelo fato de que é usado um reator de leito fixo compreendendo dispositivos de resfriamento.
5. Processo, de acordo com a reivindicação 4, caracterizado pelo fato de que o reator é tubular e o dispositivo de resfriamento é uma camisa de resfriamento.
6. Processo, de acordo com a reivindicação 4 ou 5, caracterizado pelo fato de que o perfil de temperatura dentro do reator é mantido de tal forma que a temperatura média de resfriamento do meio de resfriamento é de pelo menos 40°C e a temperatura máxima dentro do leito catalítico é de 60°C no máximo.
7. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 6, caracterizado pelo fato de que a epoxidação é realizada em um modo de operação de fluxo descendente.
8. Processo, de acordo com a reivindicação 7, caracterizado pelo fato de que o leito catalítico fixo é mantido em um estado de leito gotejante.

9. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações 4 a 8, caracterizado pelo fato de que a mistura de reação é passada através do leito catalítico com uma velocidade superficial de 1 a 100 m/h, de preferência de 5 a 50 m/h, mais preferivelmente de 5 a 30 m/h.

5 10. Processo, de acordo com qualquer das reivindicações 4 a 8, caracterizado pelo fato de que a mistura de reação é passada através do leito catalítico com uma velocidade espacial horária de líquido (LHSV) de 1 a 20 h⁻¹, de preferência de 1,3 a 15 h⁻¹.

10 11. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 10, caracterizado pelo fato de que a temperatura de reação é de 40 a 60°C.