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

(11) PI 0815629-8 B1

(22) Data do Depósito: 01/08/2008

(45) Data de Concessão: 14/03/2017

(54) Título: PROCESSO PARA A OXIDAÇÃO DE COMPOSTOS ORGÂNICOS COM OXIGÊNIO, REATOR, E, USO DO REATOR.

(51) Int.Cl.: C07C 51/235; C07C 53/124; C07C 53/126; C07C 53/128; B01J 8/22

(30) Prioridade Unionista: 21/08/2007 EP 07114711.0

(73) Titular(es): BASF SE

(72) Inventor(es): JOAQUIM HENRIQUE TELES; KAI GUMLICH; JOCHEN SCHÄFER; STEFFAN OEHLENSCHLÄGER; STEPHAN LAMM; ROLAND MERTEN; MARTIN SCHÄFER; RÜDIGER GROB; UWE EMNET

"PROCESSO PARA A OXIDAÇÃO DE COMPOSTOS ORGÂNICOS COM OXIGÊNIO, REATOR, E, USO DO REATOR"

Descrição

A invenção se refere a um processo para a oxidação de compostos orgânicos por meio de oxigênio. Além disso, a invenção compreende um reator para realizar o processo.

O processo é apropriado, por exemplo, para a oxidação de aldeídos para seus ácidos correspondentes por meio de oxigênio.

A preparação de ácidos orgânicos é conhecida, por exemplo, em WO 99/54274. Para este objetivo, um ou mais líquidos orgânicos são oxidados por meio de oxigênio essencialmente puro ou ar enriquecido com oxigênio compreendendo pelo menos 50% de oxigênio em um reator para a oxidação de líquidos. A temperatura é mantida dentro de uma faixa de ± 3° C em torno de uma temperatura alvo. Depois da reação, a mistura da reação é trabalhada. O trabalho é realizado através de, por exemplo, destilação, extração de solvente, cristalização, evaporação, separação da fase, filtração ou similares. Um reator de circuito no qual um tubo de conexão está compreendido no reator é usado para a reação. Um trocador de calor é acomodado no espaço entre o tubo de conexão e a parede da coluna. O fluxo líquido no reator é produzido por meio de um agitador no tubo de conexão.

Um reator de circuito para realizar reações de gás-líquido, líquido-líquido ou gás-líquido-sólido é conhecido em WO-A 00/30743. O reator compreende um bocal de jato dirigido de modo descendente que é disposto na região superior do reator e através do qual os materiais de partida e a mistura da reação são alimentados e também um ponto de remoção, preferivelmente na região inferior do reator, através do qual a mistura da reação é introduzida dentro de um circuito externo e é alimentada para o bocal de jato de novo por meio de uma bomba. Um tubo concêntrico de guia que se estende essencialmente sobre o comprimento total do reator com a exceção

das extremidades do reator é disposto no reator. O tubo de guia tem uma área seccional transversal na faixa de 1/10 para metade da área seccional transversal do reator. O bocal de jato está localizado acima da extremidade superior do tubo de guia, preferivelmente a uma distância de 1/8 do diâmetro do tubo de guia para um diâmetro do tubo de guia, ou imerso dentro do tubo de guia para uma profundidade de até uma pluralidade de diâmetros do tubo de guia. Um trocador de calor está integrado dentro do espaço anular. O reator é usado, por exemplo, para a preparação de ácido propiônico a partir de propionaldeído. Para este propósito, o propionaldeído é oxidado por meio de oxigênio a partir de ar. Para alcançar uma conversão aumentada, é especificado que uma pluralidade dos reatores pode ser conectada em séries.

WO 01/66505 descreve um processo para a preparação de ácidos carboxílicos alifáticos tendo de 4 a 10 átomos de carbono através da oxidação dos aldeídos correspondentes por meio de oxigênio ou gases compreendendo oxigênio. A oxidação é realizada na faixa de temperatura de 0 a 100° C em pelo menos dois estágios em temperaturas que aumentam de estágio pra estágio. Um reator é provido para cada estágio de reação. Como reatores, reatores de tubo que podem, se apropriado, compreender elementos de recheio, torres de gotejamento compreendendo elementos de recheio ou colunas de bolhas são descritos por meio de exemplo.

Um processo para a oxidação de uma substância orgânica em que, oxigênio, oxigênio enriquecido ou ar compreendendo oxigênio é passado dentro de um líquido em um sistema de reação, é conhecido em WO 01/46111. A reação é realizada em uma temperatura na faixa de 20 a 100° C e uma pressão na faixa de 3 bar. Meios para alcançar a misturação do líquido são providos no sistema de reação. Para alcançar a misturação, é possível usar, por exemplo, agitadores, impulsores axiais, turbinas, injetores, difusores porosos submersos, aspersores ou aeradores de superfície. Anteparos podem ser acomodados no reator.

Uma desvantagem dos processos conhecidos da arte antecedente é, em primeiro lugar, que alguns destes podem ser operados somente como processos de batelada ou processos de semi-batelada. Uma outra desvantagem é que alguns dos processos conhecidos usam aparelhos complicados e, por esse motivo caros. Além disso, alguns dos processos conhecidos da arte antecedente exigem mais do que um reator a fim de alcançar as altas conversões desejadas.

É um objetivo da presente invenção prover um processo contínuo para a oxidação de compostos orgânicos. Um outro objetivo da presente invenção é prover um reator em que uma oxidação de compostos orgânicos por meio de oxigênio pode ser realizada e que pode ser operado seguramente quando misturas de gás inflamável são formadas.

O objetivo é alcançado através de um processo para a oxidação de compostos orgânicos por meio de oxigênio, o qual compreende as etapas seguintes:

(a) introdução do composto orgânico e pelo menos parte do oxigênio exigido para a oxidação dentro de uma primeira zona de reação que é operada isotermicamente.

(b) introdução de pelo menos parte da mistura da reação da primeira zona de reação dentro de uma segunda zona de reação que é operada adiabaticamente.

O processo da invenção é apropriado, por exemplo, para a oxidação de hidrocarbonetos, de olefinas, de fenóis e de aldeídos por meio de oxigênio ou uma mistura compreendendo oxigênio em que a proporção de oxigênio é maior do que 50% em volume. Oxidações de hidrocarbonetos são, por exemplo, a oxidação de ciclohexano para dar uma mistura compreendendo hidroperóxido de ciclohexila, ciclohexanona, ciclohexanona e ácido adípico, de isobutano para dar uma mistura compreendendo hidroperóxido de terc-butila e terc-butanol, de isopentano para dar uma

mistura compreendendo hidroperóxido de terc-amila e álcool terc-amílico, de etilbenzeno para dar uma mistura compreendendo hidroperóxido de etilbenzeno, 1-feniletanol e acetofenona, de cumeno para dar uma mistura compreendendo hidroperóxido de cumeno e 2-fenil-2-propanol e de p-cumeno para dar uma mistura compreendendo hidroperóxido de p-cumeno e 2-(4-tolil-2-propanol). Oxidações de olefinas são, por exemplo, a oxidação de ciclopentano para dar uma mistura compreendendo hidroperóxido de ciclopentila, ciclopentenol e ciclopentenona, de 2,3-dimetil-buteno para dar uma mistura compreendendo tetrametiloxirano. Oxidações de fenóis são, por exemplo, a oxidação de 2,3,6-trimetilfenol para dar uma mistura compreendendo trimetilbenzoquinona, de 2,3,5-trimetilfenol para dar uma mistura compreendendo trimetilbenzoquinona, de mesitol para dar uma mistura compreendendo 2,4,6-trimetil-4-hidroperoxiciclohexa-2,5-dien-1-ona.

Entretanto, o processo é particularmente apropriado para a oxidação de aldeídos alifáticos por meio de oxigênio para formar ácidos carboxílicos.

Uma vantagem do processo da invenção é que o aldeído alifático é reagido completamente essencialmente na oxidação por meio de oxigênio. Para os objetivos presentes, "completamente essencialmente" significa que a conversão é maior do que 97%, preferivelmente maior do que 98%.

O aldeído usado é preferivelmente um aldeído a formula

R-CHO.

Aqui, R é alquila C_1-C_{25}, preferivelmente alquila C_2-C_{20}. O grupo alquila pode ser ramificado ou não ramificado.

O grupo alquila C_1-C_{25} ramificado ou não ramificado é preferivelmente selecionado dentre etila, propila, isopropila, n-butila, sec-butila, isobutila, 2-pentila, 3-pentila, n-pentila, n-hexila, 2-heptila, 3-heptila, 4-octila, 2-metil-4,4-dimetilpentila, 2,6-dimetilheptila, 4-nonila, 3-metil-5-

octila.

Em uma variante preferida do processo, pelo menos uma zona de reação adicional que é operada isotermicamente e com retro-misturação é configurada entre a primeira zona de reação que é operada isotermicamente e com retro-misturação e a segunda zona de reação operada adiabaticamente. Para realizar a reação, a mistura da reação passa sucessivamente através de zonas individuais de reação. Devido à retro-misturação, uma distribuição grandemente homogênea de concentração é alcançada dentro de cada zona de reação operada isotermicamente. Quando uma pluralidade de zonas de reação que são operadas isotermicamente e com retro-misturação são usadas, o oxigênio é preferivelmente introduzido dentro de uma pluralidade de zonas de reação que são operadas isotermicamente e com retro-misturação. Desse modo, parte do oxigênio é introduzido dentro da primeira zona de reação como um resultado de que parte do composto orgânico é reagido. Uma outra parte do oxigênio exigido é em seguida introduzida dentro de cada das zonas adicionais de reação que são operadas isotermicamente e com retro-misturação. Outras partes compreendidas por aldeído são em seguida reagidas nestas. É possível introduzir parte do oxigênio dentro de cada das zonas de reação que são operadas isotermicamente e com retro-misturação. Entretanto, é também possível no caso de uma pluralidade de zonas de reação que são operadas isotermicamente e com retro-misturação que o oxigênio seja introduzido dentro de somente parte destas zonas de reação.

O oxigênio exigido para a reação pode, por exemplo, ser introduzido na forma de um gás compreendendo oxigênio ou como oxigênio puro. Se o oxigênio é usado na forma de uma mistura de gás compreendendo oxigênio, esta preferivelmente compreende pelo menos 50% em volume de oxigênio, mais preferivelmente pelo menos 75% em volume de oxigênio, particularmente preferivelmente pelo menos 90% em volume de oxigênio. Entretanto, uma preferência muito particular é dada ao uso de oxigênio tendo

uma pureza de 99% em volume. Este é referido também como oxigênio puro. Se uma mistura de gás é usada, esta preferivelmente compreende gases que são inertes com relação à reação além de oxigênio. Em particular, a mistura de gás compreende nitrogênio além de oxigênio. A mistura de gás pode ser, por exemplo, ar enriquecido com oxigênio.

Em uma forma de realização particularmente preferida, o processo para a oxidação dos compostos orgânicos compreende duas zonas de reação que são operadas isotermicamente e com retro-misturação. É dada preferência a introdução de pelo menos 60% em volume, mais preferivelmente pelo menos 60% em volume e em particular pelo menos 80% em volume, do oxigênio total ou gás compreendendo oxigênio usado na primeira zona de reação. O oxigênio restante usado é introduzido no segundo estágio de reação.

Quando o processo compreende mais do que duas zonas de reação isotérmicas e retro-misturadas e o oxigênio ou gás compreendendo oxigênio é introduzido em três estágios de reação, preferência é dada igualmente a pelo menos 60% em volume, mais preferivelmente pelo menos 60% em volume e em particular pelo menos 80% em volume, do oxigênio total ou gás compreendendo oxigênio usado sendo introduzido na primeira zona de reação. O segundo estágio de reação é preferivelmente abastecido com uma quantidade tal de oxigênio ou gás compreendendo oxigênio que não mais do que 10% em volume de oxigênio ou gás compreendendo oxigênio usado é introduzido no terceiro estágio de reação.

O oxigênio é preferivelmente usado em excesso. Este excesso é preferivelmente de 2 a 20 mol%, particularmente preferivelmente de 2 a 10 mol%, com base na quantidade exigida teoricamente.

A temperatura em que as zonas de reação são operadas isotermicamente e com retro-misturação são operadas é preferivelmente na faixa de 2 a 140 ° C, mais preferivelmente de 30 a 100° C. A pressão na saída

da última zona de reação é preferivelmente na faixa de 0,5 a 10 bar, em particular de 1 a 5 bar. Preferência é dada aqui ao uso de somente um regulador de pressão que está localizado na saída da última zona de reação. À medida que todas as zonas de reação se comunicam uma com a outra, este regulador de pressão determina a pressão em todas as zonas de reação. Em geral, a pressão diminui de zona de reação para zona de reação.

Quando uma pluralidade de zonas de reação que são operadas isotermicamente e com retro-misturação são usadas, é dada preferência para que a temperatura em todas as zonas de reação que são operadas isotermicamente e com retro-misturação seja a mesma. Para o propósito da invenção, "a mesma" significa que as diferenças de temperatura entre as temperaturas médias das zonas individuais de reação não são maiores do que 5° C.

Entretanto, é também possível para as zonas de reação que são operadas isotermicamente e com retro-misturação serem operadas de tal modo que a temperatura aumenta de zona de reação para zona de reação. A diferença de temperatura entre as zonas individuais de reação é então preferivelmente pelo menos 5° C, mais preferivelmente pelo menos 10° C.

Para o propósito da presente invenção, "operada isotermicamente" significa que as diferenças de temperatura dentro de uma zona de reação não são maiores do que 10° C. Esta diferença de temperatura resulta do transporte de calor para o trocador de calor que é necessário para a operação isotérmica.

A retro-misturação completa dentro das zonas de reação que são operadas isotermicamente e com retro-misturação é alcançada, por exemplo, através de pelo menos uma zona de reação que é operada isotermicamente e com retro-misturação operando de acordo com o princípio de um reator de circuito fechado de jato. Para este propósito, parte da mistura da reação é removida da zona de reação e re-introduzida através de um bocal

na região superior da zona de reação. Isto produz um fluxo circular na zona de reação. O bocal é preferivelmente disposto axialmente na zona de reação. Em uma forma de realização preferida, um tubo de conexão em torno do qual a mistura da reação flui está compreendido na zona de reação. O calor evolvido na reação é removido da mistura da reação por meio de um trocador de calor. O trocador de calor pode estar localizado dentro da zona de reação ou do lado de fora da zona de reação. Quando o trocador de calor é disposto dentro da zona de reação, preferência é dada para, por exemplo, que os tubos do trocador de calor estejam localizados entre o tubo de conexão e a parede externa da zona de reação. Além disso, é também possível para a zona de reação ser resfriada na sua parede externa. Uma outra possibilidade é para um meio de transferência de calor que flua através do tubo de conexão e desse modo resfrie a zona de reação.

No caso de um trocador de calor externo, este é preferivelmente disposto de modo que a proporção da mistura da reação que é removida da zona de reação e retornada através do bocal na região superior da zona de reação é passada através do trocador de calor e desse modo resfriada.

O bocal através do qual a mistura da reação é alimentada dentro da zona de reação para produzir o fluxo é preferivelmente um bocal de dois fluidos. O oxigênio exigido para a reação é também introduzido junto com a mistura da reação através deste bocal de dois fluidos. O uso do bocal de dois fluidos resulta na misturação da mistura da reação com o oxigênio ou gás compreendendo oxigênio, com o oxigênio ou gás compreendendo oxigênio sendo aprisionado no fluxo. A distribuição uniforme de oxigênio na mistura da reação é alcançada. O composto orgânico é reagido uniformemente também como um resultado.

A zona de reação operada adiabaticamente é preferivelmente não retro-misturada e configurada na forma de uma coluna de bolhas. A mistura da reação da última zona de reação isotérmica e retro-misturada flui

dentro da coluna de bolhas. Esta mistura da reação compreende oxigênio que ainda não foi reagido. A proporção de oxigênio na mistura da reação entrando na zona de reação adiabática é preferivelmente abaixo de 10% em volume do total de oxigênio usado. Na zona de reação adiabática, o oxigênio ascende na forma de bolhas na mistura da reação. A mistura da reação é misturada por meio de bolhas ascendentes. Como um resultado, a mistura da reação está em contato com o oxigênio e compostos orgânicos restantes são oxidados através do oxigênio.

A zona de reação adiabática é provida preferivelmente com internos para suprimir a retro-misturação dentro desta zona. Internos apropriados são, por exemplo, placas perfuradas que produzem uma coluna de bolhas em cascata; entretanto um recheio ordenado ou um leito de elementos de recheio aleatórios são também apropriados. Uma outra tarefa dos internos é produzir a distribuição uniforme das bolhas de gás. A zona de reação operada adiabaticamente serve como um reator posterior para alcançar conversões altas de composto orgânico. A zona adiabática é preferivelmente bem isolada das adjacências de modo que nenhum calor pode ser dado pelas adjacências ou tirado por elas.

Em uma forma de realização particularmente preferida, todas as zonas de reação são acomodadas em uma carcaça em comum no reator. Neste caso, as zonas de reação são preferivelmente dispostas acima uma da outra, com a primeira zona de reação que é operada isotermicamente e com retro-misturação estando localizada no fundo e a zona de reação adiabática estando localizada no topo. As zonas individuais de reação são preferivelmente separadas umas das outras por placas perfuradas. Esta disposição assegura que o oxigênio não consumido vai de uma zona de reação diretamente para dentro da próxima zona de reação.

A invenção se refere ainda a um reator para realizar o processo, o qual compreende pelo menos uma zona de reação isotérmica e

uma zona de reação adiabática que são dispostas em uma carcaça do reator, em que cada zona de reação isotérmica é configurada na forma de um reator de circuito fechado de jato e a zona de reação adiabática é configurada como uma coluna de bolhas.

Cada das zonas de reação isotérmica que são configuradas na forma de um reator de circuito fechado de jato preferivelmente compreendem um tubo de conexão. Este é configurado de modo que o líquido possa fluir em torno do tubo de conexão dentro da zona de reação. O fluxo uniforme em torno do tubo de conexão é alcançado posicionando o tubo de conexão coaxialmente a carcaça do reator. O meio de reação líquido é introduzido na extremidade superior ou na extremidade inferior do tubo de conexão. Uma placa de colisão é disposta na extremidade do tubo de conexão oposto a extremidade de entrada. O líquido flui através do dispositivo de introdução dentro do tubo de conexão, flui através do último e colide na placa de colisão. O líquido é desviado pela placa de colisão e flui de volta ao longo da parte externa do tubo de conexão na direção oposta no espaço anular formado entre o tubo de conexão e a carcaça do reator. Resulta em fluxo de circuito. Depois da primeira zona de reação, o líquido entra na próxima zona de reação. Em uma forma de realização preferida, duas zonas de reação isotérmica que são cada configuradas na forma de um reator de circuito fechado de jato com tubo de conexão e placa de colisão estão compreendidas na carcaça do reator. As duas zonas de reação isotérmica configuradas na forma de um reator de circuito fechado de jato são dispostas acima uma da outra no carcaça em comum do reator.

Para ser capaz de operar as zonas de reação isotérmica como reatores de circuito de jato, estas preferivelmente têm um circuito externo de líquido. Aqui, o ponto de remoção de líquido é preferivelmente provido na região inferior da zona de reação e um dispositivo para a introdução de líquido é provido na região superior da zona de reação. O dispositivo para a

introdução de líquido é preferivelmente um bocal que está localizado centralmente acima do tubo de conexão na zona de reação. Uma bomba por meio da qual o líquido é extraído da zona de reação é preferivelmente provida no circuito de líquido. Este líquido é em seguida retornado através do bocal para a zona de reação. O líquido é esguichado dentro da zona de reação com pressão aumentada e preferivelmente em alta velocidade de modo que resulta no fluxo circular. A velocidade de fluxo no fluxo circular é preferivelmente tão grande que bolhas de gás são aprisionadas com o fluxo.

Para controlar a temperatura do meio de reação, o circuito de líquido preferivelmente compreende ainda pelo menos um trocador de calor. O meio de reação fluindo através do trocador de calor pode ser aquecido/resfriado no trocador de calor. A temperatura na zona de reação pode ser fixada desse modo.

Em uma forma de realização preferida, o bocal por meio do qual o líquido do circuito de líquido é alimentado dentro da zona de reação é um bocal de dois fluidos através do qual o líquido e oxigênio podem ser introduzidos dentro da zona de reação. No caso de um reator tendo duas zonas de reação operadas isotermicamente, é dada preferência a introdução de pelo menos 70% em volume, mais preferivelmente pelo menos 80% em volume, do oxigênio usado dentro da primeira zona de reação. O oxigênio restante é introduzido na segunda zona de reação. Quando uma terceira zona de reação isotérmica é provida, a quantidade de oxigênio introduzida dentro da terceira zona de reação é preferivelmente menor do que 10% em volume do oxigênio usado.

À parte a forma de realização em que o bocal está localizado na extremidade superior do tubo de conexão e a placa de colisão está localizada na extremidade inferior do tubo de conexão, é também possível para o bocal estar localizado na extremidade inferior do tubo de conexão e a placa de colisão estar localizada na extremidade superior do tubo de conexão.

Isto faz com que o meio de reação flua de modo ascendente no tubo de conexão e de modo descendente em torno do tubo de conexão. Entretanto, é dada preferência a disposição em que o bocal está localizado acima do tubo de conexão e a placa de colisão está localizada abaixo do tubo de conexão, de modo que o fluxo ocorre de modo descendente do topo dentro do tubo de conexão e de modo ascendente do fundo na parte externa do tubo de conexão. A vantagem desta forma de realização é que as bolhas de gás têm que cobrir uma distância mais longa antes que elas fluam dentro da próxima zona de reação e desse modo tem um tempo médio de residência maior. Como um resultado deste tempo maior de residência do gás, a conversão alcançável é superior no caso de um bocal dirigido para baixo do que no caso de um bocal dirigido para cima.

Como uma alternativa para a forma de realização em que o trocador de calor é acomodado no circuito de líquido, é também possível para o trocador de calor ser disposto, por exemplo, no espaço anular, isto é, entre a parede da coluna e o tubo de conexão. Trocadores de calor apropriados são, por exemplo, tubos de trocador de calor através dos quais um meio de temperatura controlada flui. Entretanto, é também possível usar qualquer trocador de calor conhecido pelos versados na arte por meio dos quais a temperatura na zona de reação pode ser regulada.

Quando usando um trocador de calor externo localizado no circuito de líquido, é também possível usar qualquer trocador de calor conhecido pelos versados na arte. É, por conseguinte possível usar, por exemplo, trocadores de calor carcaça e tubo, trocadores de calor a placa, trocadores de calor helicoidais.

O composto orgânico a ser oxidado é preferivelmente alimentado dentro do circuito de líquido da primeira zona de reação. Entretanto, no caso de uma pluralidade de zonas de reação operadas isotermicamente, é também possível para parte do composto orgânico ser

alimentado dentro do circuito de líquido da primeira zona de reação e as outras partes serem alimentadas dentro dos circuitos de líquido das zonas de reação adicionais. É possível aqui para parte do composto orgânico ser alimentado dentro de cada zona de reação ou é também possível para o composto orgânico ser alimentado somente dentro de somente algumas das zonas de reação operadas isotermicamente. Entretanto, é dada preferência em particular a introduzir o composto orgânico que é para ser oxidado no reator dentro somente da primeira zona de reação.

A zona de reação adiabática preferivelmente compreende internos. Internos apropriados são, por exemplo, placas perfuradas ou bandejas com peneiras a fim de produzir uma coluna de bolhas em cascata. Entretanto, é também possível, como uma alternativa para um recheio ordenado ou leito estar compreendido na zona de reação adiabática.

Para separar o gás e o líquido do meio de reação um do outro, a zona de reação adiabática é preferivelmente seguida por uma zona adicional em que o gás e o líquido são separados um do outro para formar uma fase contínua de gás. Além disso, a taxa de pressão do reator é selecionada de modo que o reator possa suportar um pico de pressão ocorrendo no caso de uma ignição sem danos. Para reduzir as consequências de uma possível explosão na fase gás, esta zona adicional preferivelmente compreende um recheio ordenado ou leito. A fase gás geralmente compreende oxigênio já que este é usado em excesso como oxidante. Ela pode compreender ainda monóxido de carbono, dióxido de carbono e compostos orgânicos. Devido aos compostos orgânicos que podem estar compreendidos, é possível para a fase de gás ser capaz de ignição.

Como recheio ou leito na zona adicional seguinte a zona de reação adiabática, é possível usar qualquer recheio ordenado ou leito conhecido pelos versados na arte. Desse modo, por exemplo, recheios estruturados ou leitos de elementos de recheio aleatórios são concebíveis.

Recheios estruturados apropriados ou elementos de recheio são conhecidos pelos versados na arte e estão comercialmente disponíveis. É dada preferência ao uso de anéis de Raschig ou anéis de Pall.

Como uma alternativa para a forma de realização em que a zona de reação adiabática é seguida por uma zona adicional para a separação da fase gás-líquido, é também possível que a separação gás-líquido ocorra em um aparelho adicional. Um aparelho adicional apropriado é, por exemplo, uma coluna compreendendo recheio ordenado ou elementos de recheio aleatórios.

Em uma forma de realização preferida, a mistura da reação é resfriada antes que a separação de gás-líquido seja realizada. A temperatura para a qual a mistura da reação é resfriada é preferivelmente abaixo do ponto de fulgor do líquido. Isto evita que misturas de gás inflamável sejam formadas.

Em uma forma de realização preferida, o reator é usado para preparar um ácido orgânico através da oxidação do aldeído correspondente por meio de oxigênio. O aldeído é preferivelmente selecionado dentre propionaldeído, butiraldeído, isobutiraldeído, valeraldeído, 2-metilbutiraldeído, 3-metilbutiraldeído, (isovaleraldeído), 2-etilbutiraldeído, n-hexanal, 2-metilvaleraldeído, n-heptanal, 2-etilhexanal, n-nonanal, 2-propilheptanal, 2-propil-4-metilhexanal, 3,5,5-trimetilhexanal e 3,7-dimetiloctanal. Os ácidos correspondentes que são preparados através da oxidação destes aldeídos por meio de oxigênio são ácido propiônico, ácido butírico, ácido isobutírico, ácido valérico, ácido 2-metilbutírico, ácido isovalérico, ácido 2-metilbutírico, ácido 3-metilbutírico (ácido isovalérico), ácido 2-etilbutírico, ácido n-hexanóico, ácido 2-metilvalérico, ácido n-heptanóico, ácido 2-etilhexanóico, ácido n-nonanóico, ácido 2-propilheptanóico, ácido 2-propil-4-metilhexanóico, ácido 3,5,5-trimetilhexanóico e ácido 3,7-dimetiloctanóico. É igualmente possível oxidar

misturas de dois ou mais aldeídos, por exemplo, misturas de aldeído formadas na hifroformulação de olefinas.

Além disso, a reação é apropriada também para realizar oxidações de hidrocarbonetos, olefinas ou fenóis por meio de oxigênio ou uma mistura compreendendo oxigênio tendo um teor de oxigênio de mais do que 50% em volume. Exemplos de oxidações apropriadas têm sido mencionados acima.

A invenção é ilustrada abaixo com o auxílio de um desenho.

Uma única figura mostra esquematicamente um reator configurado de acordo com a invenção que tem duas zonas de reação operadas isotermicamente e uma zona de reação operada adiabaticamente.

Um reator 1 configurado de acordo com a invenção compreende uma zona de reação isotérmica 3, uma segunda zona de reação isotérmica 5 e uma zona de reação adiabática 7. A primeira zona de reação isotérmica 3 e a segunda zona de reação isotérmica 5 são cada configuradas como reatores de circuito de jato. A primeira zona de reação isotérmica 3, a segunda zona de reação isotérmica 5 e a zona de reação adiabática 7 são acomodadas em uma carcaça em comum no reator 8.

A primeira zona de reação 3 compreende um primeiro tubo de conexão 9 através do qual o meio de reação flui. Uma primeira placa de colisão 11 é posicionada abaixo do primeiro tubo de conexão 9. O líquido que flui através do primeiro tubo de conexão 9 colide na primeira placa de colisão e é desviado. Um ponto de remoção de líquido 13 através do qual o meio de ração pode ser removido da primeira zona de reação isotérmica 3 é provido abaixo da primeira placa de colisão 11.

O meio de reação removido no ponto de remoção de líquido 13 é introduzido dentro de um primeiro circuito de líquido 15. Uma primeira bomba 17 é acomodada no primeiro circuito de líquido 15 e circula o líquido. Na forma de realização mostrada aqui, a primeira bomba 17 é seguida por um

primeiro trocador de calor 19. No primeiro trocador de calor 19, a temperatura do meio de reação que é circulado através do primeiro circuito de líquido 15 é regulada. Desse modo, uma temperatura uniforme é alcançada na primeira zona de reação isotérmica 3. O líquido do primeiro circuito de líquido 15 é retornado através de um dispositivo de introdução de líquido 21 para a primeira zona de reação isotérmica 3. O dispositivo de introdução de líquido 21 é preferivelmente um bocal. O líquido introduzido é esguichado em alta velocidade dentro da primeira zona de reação 3. Isto resulta em fluxo através do primeiro tubo de conexão. Devido à alta velocidade do líquido esguichado através do bocal 21, o líquido ao redor do dispositivo de introdução de líquido 21 é também aprisionado. O fluxo de circuito em torno do tubo de conexão 9 é estabilizado. O desvio é efetuado pelo líquido que flui através do tubo de conexão 9 colidindo na placa de colisão 11 e sendo desviado ali.

O composto orgânico que é para ser oxidado no reator é introduzido através de uma entrada de líquido 23 que se abre dentro do primeiro circuito de líquido 15. A quantidade de composto orgânico introduzido através da entrada de líquido 23 dentro do primeiro circuito de líquido 15 pode ser fixada através da válvula 25 mostrada aqui.

O dispositivo de introdução de líquido 21 na forma de realização mostrada aqui é um bocal de dois fluidos. Parte do oxigênio exigido para a reação é também introduzido através do bocal de dois fluidos. Para este propósito, o dispositivo de introdução de líquido 21 é conectado a uma linha de alimentação de gás 27. Oxigênio ou um gás compreendendo oxigênio é alimentado para o reator 1 através da linha de alimentação de gás 27. O gás compreendendo oxigênio é, por exemplo, ar enriquecido com oxigênio ou oxigênio puro. O gás compreendendo oxigênio preferivelmente compreende pelo menos 50% em volume de oxigênio, mais preferivelmente pelo menos 75% em volume de oxigênio e em particular mais do que 90% em volume de oxigênio. O gás compreendendo oxigênio é preferivelmente muito

particularmente oxigênio puro, isto é, uma mistura de gás tendo um teor de oxigênio de mais do que 99% em volume.

É dada preferência a pelo menos 70% em volume, mais preferivelmente 80% em volume, do oxigênio exigido para a reação ser introduzida através da linha de alimentação 27. A quantidade de gás compreendendo oxigênio introduzido é fixada através da segunda válvula 29.

Parte do meio de reação compreendido na primeira zona de reação isotérmica 3 flui passando por uma segunda placa de colisão 31 dentro da segunda zona de reação isotérmica 5. A segunda zona de reação isotérmica 5 é construída como a primeira zona de reação isotérmica 3 e compreende um segundo tubo de conexão 33 através do qual o meio de reação flui. O meio de ração colide na segunda placa de colisão 31 e é desviado ali. Isto resulta em fluxo de circuito em torno do tubo de conexão 33. Parte do meio de reação é removido da segunda zona de reação isotérmica 5 através de um segundo ponto de remoção de líquido 35 e é alimentado para um segundo circuito de líquido 37. O meio de reação é circulado no segundo circuito de líquido 37 por meio de uma segunda bomba 39. A segunda bomba 39 é seguida por um segundo trocador de calor 41 no qual a temperatura do meio de reação que flui através do segundo circuito de líquido 37 é regulada. Desse modo, condições de reação isotérmicas são alcançadas na segunda zona de reação isotérmica 5. O líquido que flui através do segundo circuito de líquido 27 é alimentado através de um segundo dispositivo de introdução de líquido 43 dentro da segunda zona de ração isotérmica 5. O segundo dispositivo de introdução de líquido 43 é preferivelmente também a um bocal de dois fluidos. O oxigênio restante exigido para a reação é introduzido através do segundo dispositivo de introdução de líquido 42 configurado como um bocal de dois fluidos. Para este propósito, o segundo dispositivo de introdução de líquido 43 é conectado a uma segunda linha de alimentação 45. A quantidade de oxigênio introduzido através da segunda linha de alimentação 45 é fixada

por meio de uma segunda válvula. 47.

Em uma forma de realização mostrada aqui, o primeiro dispositivo de introdução de líquido 21 e o segundo dispositivo de introdução de líquido 43 são axialmente centrados acima do primeiro tubo de conexão 9 e o segundo tubo de conexão 33, respectivamente. Isto faz com que o líquido flua de modo descendente em cada caso no tubo de conexão 9, 33 e colida na placa de colisão 11, 31. Aqui o líquido é desviado e subsequentemente transportado de modo ascendente ao longo da parte externa do tubo de conexão 9, 33 entre o tubo de conexão 9, 33 e a carcaça do reator 8.

Entretanto, como uma alternativa para a forma de realização mostrada aqui, é também possível para o primeiro dispositivo de introdução de líquido 21 e o segundo dispositivo de introdução de líquido 43 cada estar localizado abaixo do tubo de conexão 9, 33 e a placa de colisão 11, 31 estar localizada acima do tubo de conexão. Neste caso, o líquido flui através do tubo de conexão a partir do fundo de modo ascendente, é desviado na placa de colisão 11, 31 e flui de modo descendente novamente na parte externa entre o tubo de conexão 9, 33 e a coluna 8.

Como uma alternativa para a forma de realização mostrada aqui, em que o trocador de calor 19, 41 está localizado no circuito de líquido 15, 37, é também possível posicionar um primeiro trocador de calor no espaço entre o primeiro tubo de conexão 9 e a carcaça do reator 8 e posicionar um segundo trocador de calor no espaço entre o segundo tubo de conexão 33 e a carcaça do reator 8.

A segunda zona de reação isotérmica 5 é seguida pela zona de reação adiabática 7. A zona de reação adiabática 7 preferivelmente compreende internos. Na forma de realização mostrada aqui, estes são bandejas com peneiras 49. O meio de reação que flui dentro da zona de reação adiabática 7 compreende oxigênio que ainda não foi reagido. Este está presente na forma de bolhas. Já que nenhuma circulação acontece na zona de

reação adiabática 7 mas em vez disso o meio de reação flui de modo ascendente do fundo, as bolhas de gás compreendidas no meio de reação ascendem. A zona de reação adiabática 7 é desse modo operada na forma de uma coluna de bolhas. Uma coluna de bolhas em cascata é produzida pelas bandejas com peneira 49 compreendidas na zona de reação adiabática 7.

Como uma alternativa para estas bandejas com peneiras 49, é também possível usar placas perfuradas ou quaisquer outras bandejas conhecidas pelos versados na arte. É também possível prover um recheio ordenado ou um leito como internos.

A zona de reação adiabática 7 é seguida, na forma de realização mostrada aqui, por uma zona adicional 51. A zona adicional 51 serve para separar gás e líquido um do outro. A zona adicional 51 preferivelmente compreende um recheio ordenado ou um leito. Este serve para reduzir as consequências de uma possível explosão na fase gás. O excesso de gás é removido do reator 1 através de um ponto de remoção de gás 53. Ao mesmo tempo, a pressão no reator pode ser fixada através do ponto de remoção de gás 53.

O líquido é removido do reator através de um ponto de remoção lateral 55. Este está localizado na região da zona adicional 51. Durante a operação, todo o reator é inundado com o meio de reação líquido. O nível de líquido é indicado pela linha da fase limite 57.

A quantidade de líquido removido através do ponto de remoção lateral 55 pode ser fixada através da válvula 59. Ao mesmo tempo, o nível do líquido no reator é regulado por meio desta.

Exemplo 1

Oxidação de valeraldeído para ácido valérico

Um reator como mostrado na figura 1 é usado para a oxidação de valeraldeído para ácido valérico. O reator tem o modelo de um cilindro vertical tendo um diâmetro de cerca de 940 mm e compreende dois estágios

isotérmicos e um estágio adiabático. O primeiro estágio isotérmico, isto é, o primeiro a partir do fundo, tem um comprimento total, medido entre o flange do reator de fundo e o bocal de dois fluidos do primeiro estágio, de cerca de 5000 mm. O tubo de conexão tendo um diâmetro de 500 mm e um comprimento de 4100 é instalado axialmente. Imediatamente acima do tubo de conexão, o bocal de dois fluidos do primeiro estágio é axialmente centrado, apontando para baixo. Uma placa de colisão horizontal e centrada axialmente tendo um diâmetro de 620 mm está localizada abaixo do tubo de conexão. Os conteúdos do reator são removidos através de uma bomba de circulação por uma saída no fundo abaixo da placa de colisão. O valeraldeído novo é alimentado na lateral de sucção da bomba. Um trocador de calor carcaça e tubo operado usando água resfriada é instalado na lateral de pressão da bomba de circulação para remover o calor da reação gerado no primeiro estágio. A corrente deixando o trocador de calor é transportada para o bocal de dois fluidos. O oxigênio exigido para a oxidação no primeiro estágio é transportado como gás tendo um teor de oxigênio de > 99% igualmente para o bocal de dois fluidos. Estes elementos formam o primeiro estágio isotérmico do reator.

Acima diretamente do primeiro estágio, existe um segundo estágio isotérmico. Este tem essencialmente os mesmos elementos e dimensões como no primeiro estágio, mas os conteúdos do reator do segundo estágio são removidos através de um funil abaixo da placa de colisão do segundo estágio, o trocador de calor e a bomba de circulação do segundo estágio são menores correspondendo às demandas inferiores e o bocal de dois fluidos do segundo estágio é dimensionado de modo que ele pode ser operado sem introdução de oxigênio.

Acima do segundo estágio isotérmico existe um estágio adiabático. Este estágio compreende um tubo vazio que tem um comprimento de 5800 mm e é dividido por placas perfuradas com intervalos de cerca de

1400 mm. Estas placas perfuradas servem, em primeiro lugar, para evitar o retorno do fluxo e, em segundo lugar, para redistribuir o oxigênio ainda presente no líquido.

Acima do estágio adiabático, existe uma zona de desengate em que o gás e o líquido podem se separar. Por questões de segurança, a zona de desengate ou pelo menos o espaço compreendendo a fase gás contínua é preenchido com anéis de Raschig tendo um diâmetro de 10 mm. O gás é removido com regulamento de pressão no topo do reator e é passado para o tratamento de gás de refugo. O líquido é removido com controle de nível através de uma abertura lateral e é passado para ser trabalhado.

O reator é em primeiro lugar abastecido com ácido valérico e as bombas de circulação são fixadas dentro da operação. A corrente de circulação no primeiro estágio é fixada para cerca de 193 m^3/n. A diferença de pressão sobre a bomba de circulação é cerca de 4 bar. A corrente de circulação no segundo estágio é fixada em cerca de 92 m^3/h. A diferença de pressão sobre a bomba de circulação do segundo estágio é cerca de 3 bar. Os conteúdos do reator foram então aquecidos para 60° C. O regulador de pressão no topo do reator é subsequentemente colocado em operação e fixado em 2 bar abs. A remoção do nível regulado do produto é também fixada na operação. A adição de O_2 e valeraldeído é em seguida aumentada em etapas para o valor final. No estado constante, 1125 kg/h de valeraldeído são alimentados dentro do circuito do primeiro estágio isotérmico. O valeraldeído usado vem da hidroformulação de buteno e é purificado através de destilação. A proporção de 2-metilbutanal é menor do que 1% em peso. 187 kg/h de O_2 são medidos através do bocal de dois fluidos do primeiro estágio. 33 kg/h de O_2 são medidos através do bocal de dois fluidos do segundo estágio.

Depois que o estado constante tenha sido alcançado, amostras são tiradas. A conversão de valeraldeído no primeiro estágio isotérmico é 88,5, determinada por análise cromatográfica de gás das amostras tiradas da

corrente de circulação do primeiro estágio. A conversão de valeraldeído no segundo estágio isotérmico é 98,2, determinada por análise cromatográfica de gás das amostras tiradas da corrente de circulação do segundo estágio. A conversão de valeraldeído na saída do reator é 99,94%. A seletividade para ácido valérico com base em valeraldeído é 98,7%, determinada por análise cromatográfica de gás do produto líquido deixando o reator.

Subprodutos compreendidos no produto líquido são, por exemplo, formato de n-butila, n-butanol, ácido butírico, n-octano, ácido levulínico, valerato de butila, valerato de pentila, e anidrido n-valérico. O gás de refugo compreende 0,69% em volume de material orgânico e consequentemente não é capaz de se inflamar. À parte O_2 e ácido valérico, a fase gás compreende ainda CO_2, CO, H_2, butano e ácido fórmico.

Exemplo 2

Oxidação de valeraldeído parar ácido valérico

O procedimento do exemplo 1 é repetido com 1125 kg/h de aldeído sendo introduzido, mas a quantidade total de 220 kg/h de O_2 é introduzida dentro do primeiro estágio isotérmico.

A conversão de valeraldeído no primeiro estágio isotérmico é 92,5%. A conversão de valeraldeído no segundo estágio isotérmico é 98,8%. A conversão de valeraldeído na saída do reator é 99,93%, determinada por análise cromatográfica de gás do produto líquido deixando o reator. A seletividade para ácido valérico com base em valeraldeído é 98,7%.

Exemplo 3

Oxidação de 3-metilbutanol para ácido 3-metilbutírico

O procedimento do exemplo 2 é repetido, isto é, 1125 kg/h de aldeído são introduzidos e a quantidade total de 220 kg/h de O_2 é introduzida no primeiro estágio, mas 3-metilbutanol é usado em vez de valeraldeído. O 3-metilbutanal é obtido através da hidroformulação de isobuteno e é purificado através de destilação. Ele compreende pelo menos 99% em peso de 3-

metilbutanal. Para a partida, o reator é abastecido com ácido 3-metilbutírico em vez de com ácido valérico.

A conversão de 3-metilbutanal no primeiro estágio isotérmico é 97,4%. A conversão de 3-metilbutanal no segundo estágio isotérmico é 99,8%. A conversão de 3-metilbutanal na saída do reator é 99,99%. A seletividade para ácido 3-metilbutírico com base em 3-metilbutanal é 97,1%.

Subprodutos compreendidos no produto líquido são, por exemplo, formato de isobutila, isobutanol, ácido butírico, 2,4-dimetilpentano, 2,5-dimetilhexano, éter diisobutílico e anidrido 3-metilbutírico. À parte O_2 e ácido 3-metilbutírico, a fase gás compreende ainda CO_2, CO, H_2, isobutano, isobuteno, acetaldeído, formato de isopropila, formato de terc-butila, formato de isobutila e ácido fórmico.

Exemplo 4

Oxidação de isononanal para ácido isononanóico

O procedimento do exemplo 2 é repetido, isto é, 1125 kg/h de aldeído são introduzidos e a quantidade total de 133 kg/h de O_2 é introduzida no primeiro estágio, mas isononanal é usado em vez de valeraldeído. O isononanal é obtido através da hidroformulação de diisobutileno e é purificado através de destilação. Ele compreende pelo menos 99% em peso de aldeídos C_9 com 3,5,5-trimetilhexanal como componente principal. Para a partida, o reator é abastecido com ácido isononanóico em vez de com ácido valérico.

A conversão de isononanal no primeiro estágio isotérmico é 96,7%. A conversão de isononanal no segundo estágio isotérmico é 99,7%. A conversão de isononanal na saída do reator é 99,98%.

Subprodutos compreendidos no produto líquido são, por exemplo, formato de 2,4,4-trimetilpentanol, 2,4,4-trimetilpentanol, trimetilpentano e formato de isononila. O gás de refugo compreende 0,02% em volume de material orgânico e consequentemente não é capaz de se

inflamar. À parte O_2 e ácido isonanóico, a fase gás compreende ainda CO_2, CO, H_2, 2,4,4-trimetilpentano, etc.

Exemplo 5

Oxidação de propionaldeído para ácido propiônico

O procedimento do exemplo 2 é repetido, isto é, 1125 kg/h de aldeído são introduzidos e a quantidade total de 326 kg/h de O_2 é introduzida no primeiro estágio, mas propionaldeído é usado em vez de valeraldeído. A temperatura da reação nos dois estágios isotérmicos é 75° C. O propionaldeído é obtido através da hidroformulação de etileno e é purificado através de destilação. Para a partida, o reator é abastecido com ácido propiônico em vez de com ácido valérico. O regulador de pressão no topo do reator é fixado em uma pressão de 2 bar abs.

A conversão de propionaldeído no primeiro estágio isotérmico é 93,7%. A conversão de propionaldeído no segundo estágio isotérmico é 98,5%. A conversão de propionaldeído na saída do reator é 99,98%.

Subprodutos compreendidos no produto líquido são, por exemplo, formato de etila, etanol, ácido acético. À parte O_2 e ácido propiônico, a fase gás compreende ainda CO_2, CO, H_2, etano.

Lista de números de referência

1 reator

3 primeira zona de reação isotérmica

5 segunda zona de reação isotérmica

7 zona de reação adiabática

8 carcaça do reator

9 primeiro tubo de conexão

11 primeira placa de colisão

13 ponto de remoção de líquido

15 primeiro circuito de líquido

17 primeira bomba

19 primeiro trocador de calor

21 dispositivo de introdução de líquido

23 entrada de líquido

25 válvula

27 linha de alimentação de gás

29 segunda válvula

31 segunda placa de colisão

33 segundo tubo de conexão

35 segundo ponto de remoção de líquido

37 segundo circuito de líquido

39 segunda bomba

41 segundo trocador de calor

43 segundo dispositivo de introdução de líquido

45 segunda linha de alimentação de gás

47 terceira válvula

49 bandeja de peneira

51 zona adicional

53 remoção de gás

55 remoção lateral

57 linha da fase de fronteira

59 válvula

REIVINDICAÇÕES

1. Processo para a oxidação de compostos orgânicos com oxigênio, caracterizado pelo fato de que compreende as etapas seguintes:

(a) introdução do composto orgânico e pelo menos parte do oxigênio exigido para a oxidação dentro de uma primeira zona de reação, em que é operada isotermicamente e com retro-misturação.

(b) introdução de pelo menos parte da mistura da reação da primeira zona de reação dentro de uma segunda zona de reação, em que é operada adiabaticamente.

2. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que pelo menos uma zona de reação adicional que é operada isotermicamente e com retro-misturação é configurada entre a primeira zona de reação e a segunda zona de reação.

3. Processo de acordo com a reivindicação 2, caracterizado pelo fato de que a parte do oxigênio exigido para a reação que não tinha sido introduzida na etapa (a) é introduzida dentro da mistura da reação em pelo menos uma zona de reação adicional que é operada isotermicamente e com retro-misturação.

4. Processo de acordo com qualquer das reivindicações de 1 a 3, caracterizado pelo fato de que a pelo menos uma zona de reação que é operada isotermicamente e com retro-misturação opera de acordo com o princípio de um reator de circuito, com parte da mistura da reação sendo removida da zona de reação e sendo reintroduzida através de um bocal na região superior da zona de reação, desse modo produzindo um fluxo circular na zona de reação.

5. Processo de acordo com a reivindicação 4, caracterizado pelo fato de que a parte da mistura da reação que é removida da zona de reação que é operada isotermicamente e com retro-misturação e é reintroduzida através de um bocal na região superior da zona de reação é

transportada através de um trocador de calor a fim de alcançar condições isotérmicas na zona de reação.

6. Processo de acordo com qualquer das reivindicações de 1 a 5, caracterizado pelo fato de que a zona de reação operada adiabaticamente é configurada na forma de uma coluna de bolhas.

7. Processo de acordo com a reivindicação 6, caracterizado pelo fato de que a zona de reação operada adiabaticamente compreende pelo menos uma bandeja de peneira ou placa perfurada por meio da qual o fluxo da mistura da reação através da zona de reação operada adiabaticamente é fixado.

8. Processo de acordo com qualquer das reivindicações de 1 a 7, caracterizado pelo fato de que todas as zonas de reação estão acomodadas em uma carcaça em comum do reator.

9. Processo de acordo com qualquer das reivindicações de 1 a 8, caracterizado pelo fato de que o composto orgânico é um aldeído que é oxidado para seu ácido correspondente.

10. Processo de acordo com a reivindicação 9, caracterizado pelo fato de que o aldeído é selecionado dentre propionaldeído, butiraldeído, isobutiraldeído, valeraldeído, 2-metilbutiraldeído, isovaleraldeído, 2-etilbutiraldeído, n-hexanal, n-heptanal, 2-etilhexanal, 2-propilheptanal, 3,5,5-trimetilhexanal e 3,7-dimetiloctanal.

11. Reator para realizar o processo como definido em qualquer das reivindicações de 1 a 10, caracterizado pelo fato de que compreende pelo menos uma zona de reação isotérmica (3, 5) e uma zona de reação adiabática (7) que são dispostas em uma carcaça do reator (8), em que cada zona de reação isotérmica (3, 5) é configurada na forma de um reator de circuito fechado de jato e a zona de reação adiabática (7) é configurada como uma coluna de bolhas.

12. Reator de acordo com a reivindicação 11, caracterizado

pelo fato de que a carcaça do reator (8) compreende duas zonas de reação isotérmica (3, 5) que são configuradas na forma de um reator de circuito fechado de jato, em que ambas zonas de reação isotérmicas (3, 5) configuradas na forma de um reator de circuito fechado de jato são dispostas acima uma da outra na carcaça do reator (8).

13. Reator de acordo com a reivindicação 11 ou 12, caracterizado pelo fato de que uma placa de colisão (11, 31) é acomodada na região inferior de cada das zonas individuais de reação isotérmica (3, 5) configurada na forma de um reator de circuito fechado de jato.

14. Reator de acordo com qualquer das reivindicações de 11 a 13, caracterizado pelo fato de que pelo menos uma zona de reação isotérmica (3, 5) configurada como um reator de circuito fechado de jato tem um circuito externo de líquido (15, 37) e um ponto de remoção de líquido (13, 35) está localizado na região inferior da zona de reação isotérmica (3, 5) e um dispositivo de introdução de líquido (21, 43) está localizado na região superior da zona de reação isotérmica (3, 5).

15. Reator de acordo com a reivindicação 14, caracterizado pelo fato de que o dispositivo de introdução de líquido (21, 43) é um bocal que está localizado centralmente na região superior da zona de reação isotérmica (3, 5).

16. Reator de acordo com a reivindicação 15, caracterizado pelo fato de que o bocal é um bocal de dois fluidos através do qual líquido e oxigênio podem ser introduzidos dentro da zona de reação isotérmica (3, 5).

17. Reator de acordo com qualquer das reivindicações de 14 a 16, caracterizado pelo fato de que um trocador de calor (19, 41) está compreendido no circuito externo líquido (15, 37).

18. Reator de acordo com qualquer das reivindicações de 14 a 16, caracterizado pelo fato de que um trocador de calor é acomodado na região externa da zona de reação isotérmica (3, 5) configurada na forma de

um reator de circuito fechado de jato entre um tubo de conexão (9, 33) e a carcaça do reator (8).

19. Reator de acordo com qualquer das reivindicações de 14 a 18, caracterizado pelo fato de que uma entrada de líquido (23) para um material de partida se abre dentro do circuito de líquido (15) da primeira zona de reação isotérmica (3).

20. Reator de acordo com qualquer das reivindicações de 11 a 19, caracterizado pelo fato de que as placas perfuradas ou bandejas com peneiras (49) estão compreendidas na zona de reação adiabática (7).

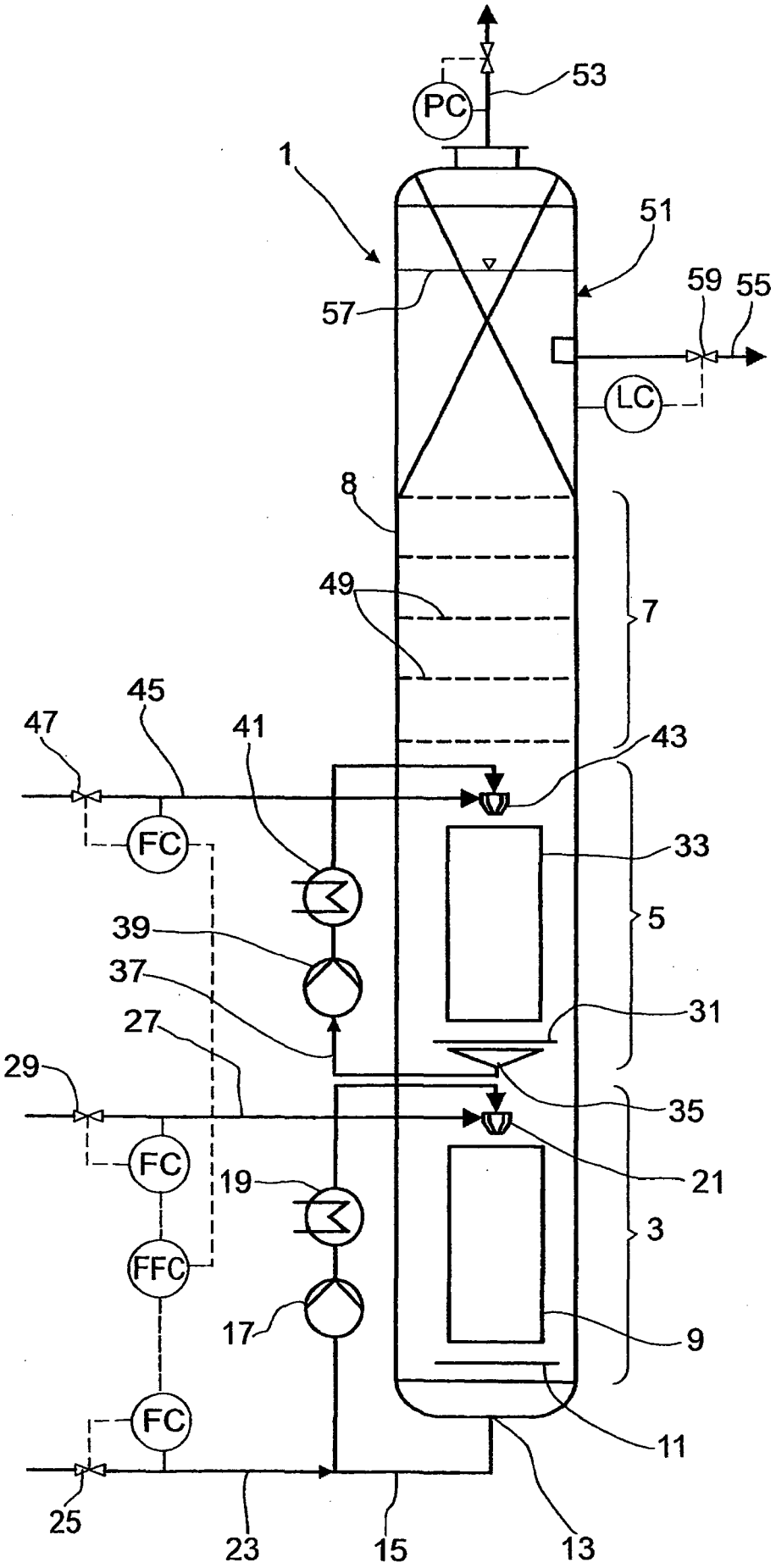
21. Reator de acordo com qualquer das reivindicações de 11 a 20, caracterizado pelo fato de que a zona de reação adiabática (7) é seguida por uma zona adicional (51) para a separação da fase, com a zona adicional (51) compreendendo um recheio ou leito.

22. Reator de acordo com qualquer das reivindicações de 11 a 21, caracterizado pelo fato de que as zonas de reação (3, 5, 7) estão dispostas acima uma da outra, com a primeira zona de reação isotérmica (3) estando localizada no fundo e a zona de reação adiabática (7) estando localizada no topo na carcaça do reator (8).

23. Uso do reator como definido em qualquer das reivindicações de 11 a 22, caracterizado pelo fato de que é para preparar um ácido orgânico através da oxidação do aldeído correspondente por meio de oxigênio.

24. Uso de acordo com a reivindicação 23, caracterizado pelo fato de que o aldeído é selecionado dentre propionaldeído, butiraldeído, isobutiraldeído, valeraldeído, 2-metilbutiraldeído, isovaleraldeído, 2-etilbutiraldeído, n-hexanal, n-heptanal, 2-etilhexanal, 2-propilheptanal, 3,5,5-trimetilhexanal e 3,7-dimetiloctanal.

FIG.1


PC
53
1
51
57
59
55
LC
8
49
7
45
47
41
43
FC
33
39
5
37
31
27
29
35
FC
21
19
3
FFC
17
9
FC
11
25
23
15
13