

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

(21) **PI0609307-8 A2**



(22) Data de Depósito: 07/04/2006
(43) Data da Publicação: 09/03/2010
(RPI 2044)

(51) *Int.Cl.:*
C07C 5/25 (2010.01)
B01J 8/02 (2010.01)
C07C 6/04 (2010.01)

(54) Título: **PROCESSO PARA A
HIDROISOMERIZAÇÃO DE LIGAÇÃO DUPLA DE
OLEFINAS C4 E APARELHO PARA A
HIDROISOMERIZAÇÃO DE LIGAÇÃO DUPLA DE 1-
BUTENO A 2-BUTENO**

(30) Prioridade Unionista: 15/04/2005 US 11/107.667

(73) Titular(es): CATALYTIC DISTILLATION TECHNOLOGIES

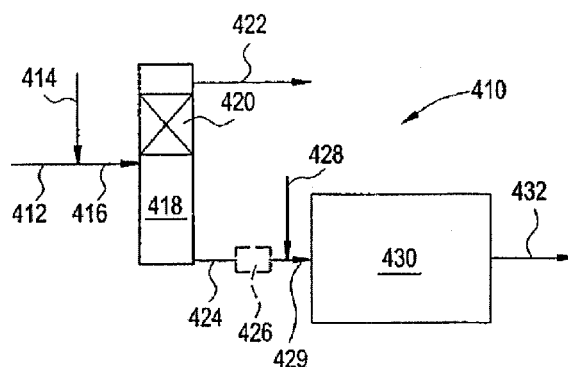
(72) Inventor(es): HASSAN KALEEM, ROBERT E. TRUBAC,
ROBERT J. GARTSIDE, THOMAS P. SKOURLIS

(74) Procurador(es): Orlando de Souza

(86) Pedido Internacional: PCT US2006013197 de 07/04/2006

(87) Publicação Internacional: WO 2006/113190 de 26/10/2006

(57) Resumo: PROCESSO PARA A HIDROISOMERIZAÇÃO DE LIGAÇÃO DUPLA DE OLEFINAS C4 E APARELHO PARA A HIDROISOMERIZAÇÃO DE LIGAÇÃO DUPLA DE 1-BUTENO A 2-BUTENO. Um processo e um aparelho são divulgados para hidroisomerização de uma corrente de olefina C4 misturada em uma coluna de destilação catalítica a fim de aumentar a concentração de 2-buteno e minimizar a concentração de 1-buteno, enquanto minimiza simultaneamente a produção de butanos. Em uma modalidade, o monóxido de carbono é introduzido no reator de hidroisomerização de ligação dupla junto com o hidrogênio. Em uma outra modalidade, o hidrogênio e opcionalmente também o monóxido de carbono, é introduzido em múltiplos locais ao longo do reator de hidroisomerização de ligação dupla. A invenção é particularmente útil na preparação de correntes de alimentação de C4 para reações de metátese.



PROCESSO PARA A HIDROISOMERIZAÇÃO DE LIGAÇÃO DUPLA DE
OLEFINAS C4 E APARELHO PARA A HIDROISOMERIZAÇÃO DE LIGAÇÃO
DUPLA DE 1-BUTENO A 2-BUTENO

Campo da Invenção

5 A presente invenção relaciona-se geralmente às reações de hidroisomerização de ligação dupla, e mais particularmente a um processo e aparelho para melhorar a seletividade da hidroisomerização de ligação dupla do 1-buteno ao 2-buteno.

10 **Fundamentos da Invenção**

Em muitos processos, é desejável ter a isomerização de ligações duplas dentro de uma dada molécula. A isomerização de ligação dupla é o movimento da posição da ligação dupla dentro de uma molécula sem mudar a estrutura da molécula.
15 Isto é diferente da isomerização esquelética onde a estrutura muda (mais tipicamente representando a troca entre a forma iso e a forma normal). A isomerização esquelética prossegue por um mecanismo completamente diferente da isomerização de ligação dupla. A isomerização
20 esquelética ocorre tipicamente usando-se um catalisador ácido promovido.

Há dois tipos básicos de isomerização de ligação dupla, isto é, hidroisomerização e não-hidroisomerização. A primeira utiliza pequenas quantidades de hidrogênio sobre
25 catalisadores de metal nobre (tal como Pt ou Pd) e ocorre a temperaturas moderadas enquanto o último é livre de hidrogênio e tipicamente emprega catalisadores de óxido metálico básico a temperaturas mais altas.

A hidroisomerização de ligação dupla do 1-buteno ao 2-
30 buteno pode ser uma reação lateral que ocorre em um leito

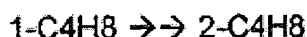
fixo como parte de uma etapa de hidrogenação seletiva em que o butadieno é convertido a buteno, ou "de propósito" em um reator de leito fixo separado depois de uma etapa de hidrogenação seletiva. A hidroisomerização de ligação dupla a temperaturas moderadas é na maioria das vezes usada para maximizar a olefina interior (2-buteno, por exemplo, em oposição ao 1-buteno) uma vez que o equilíbrio termodinâmico favorece a olefina interior a temperaturas mais baixas. Esta tecnologia é usar quanto há uma reação que favorece a olefina interior sobre a alfa-olefina. Etilenólise do 2-buteno para fazer propileno é uma reação deste tipo. A reação etilenólise (metátese) é 2-buteno + etileno $\rightarrow \rightarrow$ 2 propilenos.

A hidroisomerização de ligação dupla não ocorre, entretanto em grande parte em corrente que contenham componentes altamente insaturados (acetilenos ou dienos). Matérias primas típicas são C₄'s de decomposição por vapor ou vapor de C₄ de decomposição catalítica fluída. Para correntes de decomposição por vapor de C₄, o butadieno assim como o etil e o vinil acetileno estão freqüentemente presentes. O butadieno está presente em grandes quantidades, por exemplo, em torno de 40% da fração de C₄. Uma unidade de hidrogenação seletiva é utilizada para tornar o butadieno em buteno se o butadieno não é desejado como um produto e também para hidrogenar o etil e o vinil acetilenos. Se o butadieno é desejado como um produto, ele pode ser removido por extração ou por outro processo adequado. O butadieno originado da extração é tipicamente da ordem de 1% em peso da corrente de C₄ ou menos.

Para reduzir o butadieno a níveis menores (<1000 ppm),

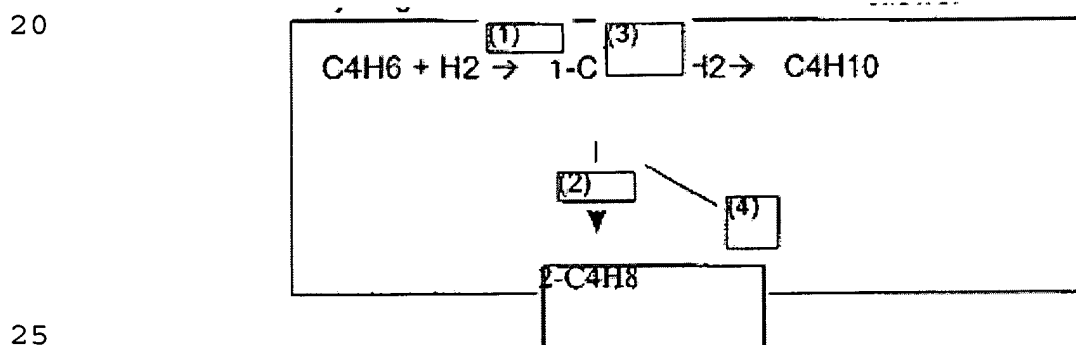
a hidrogenação é exigida. Dois reatores de leito fixo são tipicamente empregados em um processo de hidrogenação se o butadieno está presente em quantidades substanciais, ou um único reator de leito fixo é empregado se a concentração é 5 menos (ca. Remoção de butadieno por extração). Em qualquer caso, dependendo de como o segundo reator ou reator "ajustado" é operado, graus variantes de isomerização de 1-butenos e 2-butenos ocorrem neste segundo reator. Além disso, alguma hidrogenação dos butenos a butanos ocorre, 10 representando perdas de olefinas.

A reação de hidroisomerização de ligação dupla do buteno é representada por:



Não há absorção de hidrogênio nesta reação. 15 Entretanto, uma pequena quantidade de hidrogênio é exigida para o processo para facilitar a reação que ocorre no catalisador. Assume-se que o hidrogênio está presente na superfície do catalisador e o mantém na forma "ativa".

A hidrogenação de butadieno ocorre como segue:



O produto principal da hidrogenação do butadieno é o 1-buteno. Entretanto, como a concentração do butadieno é reduzida, as reações de isomerização começam a ocorrer, formando o 2-buteno. Isto acelera à medida que o butadieno 30 alcança valores menores (< 0,5%) e a hidrogenação de

butenos a butanos torna-se significativa. Será estabelecido que estas reações ocorrem em proporções variadas para metais catalisadores de hidrogenação típicos (grupo VIII) tais como Pd, Pt, Ni. É também conhecido que as taxas 5 relativas das reações seguintes (1, 2, 3, 4) estão na proporção relativa de 100:10:1:1. Isto mostra que o produto principal da hidrogenação do butadieno é o 1-buteno. À medida que o butadieno é hidrogenado e uma quantidade substancial de 1-buteno é formada, ele continua a reagir na 10 presença de hidrogênio para formar o 2-buteno (hidroisomerização da ligação dupla) e o butano (hidrogenação continuada). A reação de hidroisomerização de ligação dupla é preferida. A taxa de hidrogenação do 1-buteno a butano ou do 2-buteno a butano ocorre mas a uma 15 taxa menor. A seletividade da reação é proporcional às taxas da reação. Na hidroisomerização de ligação dupla do 1-buteno a 2-buteno, tipicamente 90% do 1-buteno é convertido a 2-buteno e 10% são convertidos a butano. Sob estas condições, ocorre uma isomerização esquelética mínima 20 (1-buteno ou 2-buteno a isobutileno).

Em um processo de hidroisomerização de ligação dupla, a proporção de hidrogênio para o reator deve ser suficiente para manter o catalisador na forma ativa de hidroisomerização de ligação dupla porque o hidrogênio é 25 perdido a partir do catalisador por hidrogenação, especialmente quando o butadieno está contido na alimentação. A proporção de hidrogênio deve ser ajustada de forma que haja quantidade suficiente para suportar a hidrogenação do butadieno e substituir a perda de 30 hidrogênio do catalisador, mas a quantidade de hidrogênio

deve ser mantida abaixo daquela exigida para a hidrogenação dos butenos.

As reações de hidroisomerização e a hidrogenação nos reatores de leito fixo estão descritas na Patente U. S. de número 3.531.545. Esta patente divulga um processo e método para isomerização de ligação dupla consistindo de misturar uma corrente de hidrocarboneto contendo olefinas-1 e pelo menos um composto contendo enxofre com hidrogênio, aquecendo-se a corrente de hidrocarboneto/hidrogênio misturada a temperaturas de reação, contatando-se a corrente com um catalisador de metal nobre, e então se recuperando as olefinas-2 como um produto. O processo descrito nesta patente utiliza enxofre como um aditivo para reduzir a tendência à hidrogenação do catalisador e assim aumentar a hidroisomerização. O enxofre mostra-se presente na alimentação, adicionado à alimentação ou adicionado à corrente de hidrogênio.

Sabe-se que o uso de hidroisomerização de ligação dupla para se converter o 2-buteno a 1-buteno. Na Patente U. S. de número 5.087.780, "Processo de Hidroisomerização", cedida a Chemical Research & Licensing Company, divulga-se um processo para a isomerização de butenos em uma corrente de hidrocarboneto misturada contendo 1-buteno, 2-buteno e pequenas quantidades de butadieno em que a corrente de hidrocarboneto misturada é alimentada a um reator de coluna de destilação contendo um catalisador de óxido de paládio suportado em alumina como uma estrutura de destilação. À medida que o 1-buteno é produzido, ele é destilado, perturbando o equilíbrio e permitindo que uma quantidade maior que a de equilíbrio do 1-buteno seja produzida.

Adicionalmente, qualquer butadieno na alimentação é hidrogenado a butenos. A parte inferior, que é rica em 2-buteno, pode ser reciclada à coluna do reator para uma conversão mais completa do 2-buteno a 1-buteno.

- 5 Alternativamente, uma parte ou essencialmente toda a parte inferior, substancialmente livre de butadieno, pode ser usada para alimentação a uma unidade de alquilação de HF.

As reações de isomerização de dupla ligação dos hidrocarbonetos C_4 podem também ocorrer sobre catalisadores
10 de óxido metálico básicos. Neste caso, o processo não é hidroisomerização, mas isomerização de dupla ligação simples. Esta reação ocorre na fase de vapor a altas temperaturas ($> 200^\circ C$) sem a adição de hidrogênio e deve não ser confundida com hidroisomerização de ligação dupla
15 que ocorre principalmente na fase líquida a temperaturas mais baixas ($< 150^\circ C$).

Como uma alternativa a um processo que utiliza um reator de leito fixo, a hidroisomerização de ligação dupla pode ser praticada em um reator de destilação catalítica.
20 Na Patente U.S. de número 6.242.661, "Process for the Separation of isobutene from Normal Butenes", cedida para Catalytic Distillation Technologies, isobuteno e isobutano são removidos de uma corrente de hidrocarboneto C_4 misturada que também contém 1-buteno, 2-buteno e pequenas
25 quantidades de butadieno. Um processo de destilação catalítica é usado no qual um catalisador de óxido de paládio suportado particulado isomeriza o 1-buteno a 2-buteno. A isomerização é desejada porque o 2-buteno pode ser separado do isobuteno mais facilmente que o 1-buteno. À
30 medida que o 2-buteno é produzido, ele é removido do fundo

da coluna, perturbando o equilíbrio e permitindo que uma quantidade maior que a de equilíbrio do 2-butenos seja produzida. O butadieno na corrente de alimentação é hidrogenado a buteno.

5 Os processos de hidroisomerização de ligação dupla podem ser combinados com metátese. A reação de metátese neste caso tipicamente é a reação entre etileno e 2-butenos para formar propileno. A presença de 1-butenos na alimentação resulta em seletividade reduzida e assim em
10 menor produção de propileno. Além disso, na metátese de 2-butenos com etileno para formar propileno, é desejado remover isobutileno e isobutano para minimizar o fluxo destes componentes através do sistema da reação de metátese uma vez que eles são essencialmente inertes.

15 A quantidade de 2-butenos pode ser maximizada a partir de um corrente de C_4 (após a remoção de butadieno) por hidroisomerização de ligação dupla. No desenho de uma unidade de metátese, isto pode ser executado passando-se a alimentação através de um reator de hidroisomerização de
20 leito fixo com hidrogênio suficiente conforme descrito acima. A remoção de isobutileno e isobutano pode então ser executada por fracionamento. Como uma alternativa, uma destilação catalítica - "removedor de isobutenos" (CD-DelB) pode ser empregado. Em um processo CD-DelB típico,
25 hidrogênio puro é misturado com a alimentação de C_4 , ou é alimentada à torre em um ponto inferior à alimentação de C_4 . Um catalisador de hidroisomerização é incorporado nas estruturas dentro da torre para influenciar a reação. Este tipo de torre CD-DelB executa várias funções. Primeiro, ela
30 remove o isobutileno e o isobutano da alimentação, porque

eles são indesejáveis como alimentação à unidade de metátese. Além disso, este sistema hidroisomeriza o 1-buteno a 2-buteno para melhorar a recuperação do 2-buteno, uma vez que o 1-buteno possui um ponto de ebulição próximo àquele do isobutileno e tende a migrar para cima. Uma torre CD-DelB também hidrogena as pequenas quantidades remanescentes de butadieno após a hidrogenação seletiva, reduzindo assim o conteúdo de butadieno. A hidrogenação do butadieno é desejável porque o butadieno é um veneno para o catalisador de metátese.

Conforme indicado acima, em um processo de hidroisomerização de ligação dupla, o hidrogênio deve ser co-alimentado com a corrente de C_4 a fim de manter o catalisador ativo. Entretanto, como um resultado, alguns dos butenos são saturados. Esta reação indesejável leva à perda da valiosa alimentação de 2-buteno para a metátese. Será útil desenvolver um processo de isomerização em que a taxa de saturação de butenos a butanos seja minimizada.

Sumário da Invenção:

Um objetivo da invenção é fornecer um processo de hidroisomerização de ligação dupla em que a conversão do 1-buteno a 2-buteno é melhorada em relação a processos convencionais.

Um outro objetivo da invenção é fornecer um processo de hidroisomerização de ligação dupla de buteno em que a produção de butanos é minimizada.

Um objetivo adicional da invenção é fornecer um processo para produzir uma corrente de alimentação de metátese contendo altas quantidades de 2-buteno com perda mínima de butenos a butanos.

Outros objetivos serão em parte óbvios e em parte apontados mais em detalhes aqui adiante.

Uma forma preferida da invenção é um processo para a hidroisomerização de ligação dupla das olefinas C₄, compreendendo a obtenção de uma corrente de alimentação compreendendo 1-buteno e 2-buteno, a introdução da corrente de alimentação e hidrogênio a uma zona de reação compreendendo uma coluna de destilação catalítica contendo um catalisador de hidroisomerização a fim de converter uma parte do 1-buteno em 2-buteno, formando uma corrente de fundos compreendendo 2-buteno e uma corrente de topo compreendendo isobutano e isobutileno, e a introdução de monóxido de carbono à zona de reação em uma quantidade de 0,001 a 0,03 moles de monóxido de carbono por mol de hidrogênio a fim de aumentar a seletividade ao 2-buteno. Em alguns casos, a corrente de alimentação inclui butadieno, e pelo menos uma porção do butadieno é hidrogenada a buteno na zona de reação.

Em uma modalidade, a zona de reação possui um comprimento axial e hidrogênio é introduzido à zona de reação em múltiplos pontos de alimentação ao longo do comprimento axial. Algumas vezes, tanto o hidrogênio quanto o monóxido de carbono são introduzidos à zona de reação em múltiplos pontos de alimentação ao longo do comprimento axial.

O catalisador tipicamente é um metal do grupo VIII, e freqüentemente compreende paládio, platina e/ou níquel. Freqüentemente, o catalisador está disposto em um suporte de alumina.

Muitas vezes, pelo menos 75% do 1-buteno na corrente

de alimentação é hidroisomerizado a 2-butenos. Em alguns casos, a relação molar entre o 2-butenos e o 1-butenos na corrente efluente é pelo menos de 85:15. Em uma modalidade, a relação molar entre o 2-butenos e o 1-butenos na corrente de alimentação não é maior que 80:20. A relação molar entre monóxido de carbono e hidrogênio introduzido dentro da zona de reação freqüentemente está na faixa de 0,002 a 0,005.

Em alguns casos, o processo inclui misturar a corrente de fundo com um reagente de metátese para formar uma corrente de alimentação de metátese e introduzir a corrente de alimentação de metátese em um reator de metátese para formar um produto de metátese. Muitas vezes, o reagente de metátese é etileno e o produto de metátese é propileno.

Quando a corrente de alimentação contém quantidades significantes de butadieno, o processo também compreende a hidrogenação da corrente de alimentação antes da introdução na zona de reação a fim de reduzir o conteúdo de butadieno da corrente de alimentação.

Uma outra modalidade é um processo para a hidroisomerização de ligação dupla de olefinas C₄, compreendendo a obtenção uma corrente de alimentação compreendendo 1-butenos e 2-butenos, e a introdução da corrente de alimentação e hidrogênio em uma zona de reação compreendendo uma coluna de destilação catalítica possuindo um comprimento e contendo um catalisador com atividade de hidroisomerização de ligação dupla a fim de converter uma porção do 1-butenos em 2-butenos, a formação de uma corrente de fundo compreendendo 2-butenos e uma corrente de topo compreendendo isobutano e isobutileno, o hidrogênio sendo introduzido em múltiplos pontos de alimentação ao longo do

comprimento da zona de reação em uma quantidade apropriada para manter o catalisador em uma forma ativa de hidroisomerização de ligação dupla enquanto minimiza a hidrogenação de butenos. Monóxido de carbono também pode ser introduzido na zona de reação com hidrogênio em um ou mais dos pontos de alimentação ao longo do comprimento do reator.

Freqüentemente, o processo também compreende misturar a corrente de fundo com um reagente de metátese para formar uma corrente de alimentação de metátese e introduzir a corrente de alimentação de metátese em um reator de metátese para formar um produto de metátese. Quando a corrente de alimentação contém quantidades substanciais de butadieno, o processo muitas vezes inclui a hidrogenação da corrente de alimentação antes da introdução na zona de reação a fim de reduzir o conteúdo de butadieno da corrente de alimentação.

Ainda uma outra modalidade é um aparelho para a hidroisomerização de ligação dupla do 1-buteno a 2-buteno, compreendendo um conduíte de corrente de alimentação de C_4 , uma coluna de destilação catalítica possuindo uma entrada de alimentação conectada de forma fluída ao conduíte da corrente de alimentação de olefina, uma extremidade superior e uma extremidade inferior, a coluna de destilação catalítica contendo um catalisador de hidroisomerização, uma primeira entrada de hidrogênio disposta em um entre o conduíte da corrente de alimentação de C_4 e a entrada de alimentação e uma segunda entrada de hidrogênio disposta ao longo do comprimento da coluna de destilação catalítica acima da entrada de alimentação, a primeira e a segunda

entradas de hidrogênio estando posicionada para manter um conteúdo de hidrogênio na coluna de destilação catalítica apropriado para manter o catalisador de hidroisomerização na forma ativa de hidroisomerização de ligação dupla enquanto minimiza a hidrogenação de butenos. Um reator de hidrogenação está algumas vezes disposto acima da coluna de destilação catalítica. Um reator de metátese pode estar disposto abaixo da coluna de destilação catalítica. A primeira e/ou segunda entrada de hidrogênio pode ser configurada para receber uma mistura de hidrogênio e monóxido de carbono.

A invenção conseqüentemente compreende as várias etapas e a relação de um ou mais de tais etapas com relação a qualquer um dos outros e o sistema possuindo as características, propriedades e a relação dos elementos exemplificados na seguinte divulgação detalhada.

Breve Descrição dos Desenhos:

A Figura 1 é um desenho esquemático de uma primeira modalidade de um processo que emprega uma destilação catalítica - "removedor de isobuteno" (desisobutenizador) (CD-DelB) de acordo com a invenção.

A Figura 2 é um desenho esquemático de uma segunda modalidade de um processo que usa um CD-DelB com múltiplos estágios de alimentação de hidrogênio ou de hidrogênio/monóxido de carbono de acordo com a invenção.

A Figura 3 é um desenho esquemático de uma modalidade em que um reator de leito fixo é usado para hidroisomerização de ligação dupla com dois estágios de alimentação de hidrogênio ou de hidrogênio/monóxido de carbono.

A Figura 4 é um desenho esquemático de uma modalidade em que um reator de leito fixo é usado para hidroisomerização de ligação dupla com três estágios de alimentação de hidrogênio ou de hidrogênio/monóxido de carbono.

A Figura 5 é um desenho esquemático de uma modalidade em que uma corrente de alimentação de C_4 é hidroisomerizada em um CD-DelB para produzir uma corrente de 2-buteno que é subsequentelemente alimentada a um reator de metátese.

10 A Figura 6 é um desenho esquemático de uma modalidade em que uma corrente de alimentação de C_4 é hidrogenada e hidroisomerizada em um reator de leito fixo para produzir uma corrente de alimentação de 2-buteno que é subsequentelemente alimentada a um reator de metátese.

15 A Figura 7 é um desenho esquemático de uma modalidade em que uma corrente de alimentação de C_4 é hidrogenada em um reator de hidrogenação e é hidroisomerizada em uma coluna de destilação catalítica para produzir uma corrente de alimentação de 2-buteno que é subsequentelemente usada em
20 um processo de metátese.

A Figura 8 é um desenho esquemático de uma modalidade em que uma corrente de alimentação de C_4 é hidrogenada em um reator de leito fixo, e é sujeitada à separação para produzir uma corrente de alimentação de 2-buteno que é
25 subsequentelemente usada em um processo de metátese.

A Figura 9 é um desenho esquemático de uma modalidade em que uma corrente de alimentação de C_4 é hidrogenada, sujeitada à separação para remover isobutileno e/ou isobutano, e então é hidroisomerizada em um reator de leito
30 fixo para produzir uma corrente de alimentação de 2-buteno

que é subsequenteiramente usada em um processo de metátese.

A Figura 10 é um gráfico mostrando o efeito da taxa de fluxo de hidrogênio na conversão do butadieno.

5 A Figura 11 é um gráfico mostrando o efeito da taxa de fluxo de hidrogênio na conversão e seletividade do 1-butenos.

A Figura 12 é um gráfico mostrando o efeito de múltiplas injeções de hidrogênio na conversão e seletividade do 1-butenos.

10 A Figura 13 mostra o efeito do monóxido de carbono e das múltiplas injeções de hidrogênio-monóxido de carbono na conversão do butadieno.

A Figura 14 mostra o efeito do monóxido de carbono e das múltiplas injeções de hidrogênio-monóxido de carbono na conversão e seletividade do 1-butenos.

Descrição Detalhada da Invenção:

A invenção é um processo melhorado para produzir o 2-butenos através da hidroisomerização de olefinas C4 normais na presença de um catalisador particulado. O processo gera quantidades mínimas de butano, que é um produto indesejável, usando duas características que podem ser empregadas ou separadamente ou em combinação. A primeira é co-alimentar o monóxido de carbono (CO) com a corrente de hidrogênio. Os inventores descobriram de forma

25 surpreendente que o CO atua como um inibidor para as reações de hidrogenação enquanto permite que as reações de hidroisomerização de ligação dupla continuem. A segunda técnica é alimentar o hidrogênio ou a mistura de hidrogênio/CO em um ou mais locais ao longo do comprimento

30 do reator. Adicionalmente, o butadieno é hidrogenado a

butenos.

Ambas das características da invenção podem ser empregadas em reatores de leito fixo gás-líquido assim como em colunas de destilação catalítica. Os reatores de leito
5 fixo podem ser projetados sobre quaisquer regimes de fluxo líquido-gás, incluindo aqueles que geram pulsação. Reatores de fluxo ascendente e descendente podem ser empregados. O uso de um sistema gás-líquido permite que temperaturas moderadas sejam usadas, e permite o bombeamento, em vez de
10 compressão dos hidrocarbonetos. A faixa de pressão do reator está freqüentemente entre 200 kPa e 3000 kPa, tipicamente entre 500 kPa e 1800 kPa. A faixa de temperatura de entrada do reator está freqüentemente entre 26,67°C e 121,11°C, tipicamente de 48,89°C a 82,22°C. A
15 adição controlada cuidadosamente é usada para evitar a hidrogenação dos butenos a butanos conforme descrito acima. Quando uma coluna de destilação catalítica é usada, o processo faz uso da resistência de transferência de massa do gás hidrogênio dentro do líquido para manter a
20 concentração de hidrogênio baixa no fluido reagente e assim minimizar a hidrogenação de butenos a butanos.

Quando se usa uma única injeção de hidrogênio e CO, o hidrogênio e o CO preferivelmente são injetados em um ponto acima do reator de hidroisomerização. Neste caso, a relação
25 entre CO e H₂ está entre 0,1% e 3% em uma base molar, mais preferivelmente entre 0,1% e 0,5%, e está tipicamente entre 0,2% e 0,4% em uma base molar. Quando múltiplas injeções de hidrogênio e CO são usadas, a alimentação de hidrogênio/CO total preferivelmente é dividida a fim de estipular que o
30 volume total do catalisador está em um estado ativo. Neste

caso, o CO e o H₂ preferivelmente são injetados juntos em múltiplos pontos ao longo do comprimento do reator. A relação entre CO e H₂ em cada ponto de injeção preferivelmente, mas não necessariamente, é o mesmo que em outros pontos de injeção. Entretanto, é também possível que uma das correntes contenha apenas hidrogênio. Uma parte, ou todo, do hidrogênio e/ou CO pode ser misturada com a alimentação de C₄ misturada antes que a alimentação entre no reator de hidroisomerização.

10 Sabe-se que o monóxido de carbono é um veneno reversível para os catalisadores de Pd usados em aplicações de hidrogenação. Acredita-se que o monóxido de carbono irá impedir todas as reações sobre aquele catalisador. Os inventores descobriram, entretanto, que quando o CO é usado na presente invenção em baixos níveis para moderar a atividade de hidrogenação, ele não irá impedir a hidroisomerização de ligação dupla, mas irá seletivamente impedir a reação de hidrogenação. Desta forma, seu uso irá aumentar a seletividade à isomerização. Ajustando-se a quantidade de CO e ao mesmo tempo mantendo-se catalisador suficiente para alcançar isomerização local, seletividade de equilíbrio de isomerização/hidrogenação melhorada pode ser alcançada.

25 As Figuras 1 e 2 abaixo mostram duas opções para um processo de destilação catalítica-hidroisomerização de ligação dupla combinado. A Figura 1 descreve um sistema (10) para hidroisomerização de ligação dupla de C₄ com a injeção de CO e hidrogênio em um único ponto. Uma corrente de alimentação de C₄ misturada (12) é combinada com uma corrente de gás monóxido de carbono-hidrogênio (14) para

formar uma corrente de alimentação da torre de destilação catalítica (16). A corrente de alimentação da torre (16) entre no meio de uma torre de destilação catalítica (18) através da entrada (13). A torre (18) possui uma zona de reação (20) acima do ponto de alimentação contendo o catalisador. O catalisador está localizado dentro das estruturas de destilação ou as estrutura são assim projetadas de forma que os materiais tenham atividade catalítica (por exemplo, um empacotamento de destilação de alumina impregnada com catalisador). O isobutileno e o isobutano são removidos da extremidade superior da torre (18) na corrente superior (22) através da saída superior (23), junto com a maior parte do 1-butenos restante. Na zona de reação (2), o 1-butenos é hidroisomerizado a 2-butenos. O 2-butenos é removido do fundo da torre (18) na corrente de fundo (24) através da saída de fundo (25).

O catalisador empregado no processo de hidroisomerização de ligação dupla da invenção pode estar na forme de um catalisador particulado típico ou moldado, ou como um empacotamento de destilação. O catalisador que serve como um empacotamento de destilação pode estar em uma forma de empacotamento de destilação convencional tal como anéis Raschig, anéis Pall, "selas" e etc. e outras estruturas tais como, por exemplo, bolas, formas irregulares, folhas, tubos ou espirais. O catalisador pode ser empacotado em bolsas ou outras estruturas, colocadas sobre grades ou telas. As espumas de polímero reticuladas podem também ser usados contanto que a estrutura da espuma seja suficientemente grande de modo a não causar uma queda de pressão alta através da coluna. Além disso, é importante

possuir uma taxa apropriada de fluxo de vapor através da coluna. Um catalisador adequado para o presente processo é 0,4% PdO em esferas de 3,175 mm de Al_2O_3 (alumina), que é um catalisador de hidroisomerização de ligação dupla
5 fornecido por Engelhard. Alternativamente, outros metais podem ser usados incluindo platina e níquel, que pode ser ou sulfuretada ou não sulfuretada.

A pressão da coluna de destilação catalítica está freqüentemente entre 200 kPa e 1200 kPa, tipicamente entre
10 300 kPa e 800 kPa. A temperatura de entrada do reator está freqüentemente entre 26,67°C e 104,44°C, tipicamente entre 37,78°C e 71,11°C.

A Figura 2 mostra a injeção de hidrogênio/CO em uma torre de destilação catalítica em que a corrente de
15 hidrogênio-CO é dividida em duas correntes de entrada separadas. O sistema é designado como 110. Uma corrente de alimentação de C_4 misturada (112) é combinada com uma primeira corrente de gás monóxido de carbono-hidrogênio (115), que é aproximadamente metade da corrente de gás
20 (114), para formar uma corrente de alimentação da torre de destilação catalítica (116). Esta corrente de alimentação entra no meio de uma torre de destilação catalítica (118) através de uma entrada inferior (113). A torre (118) possui uma zona de reação inferior (120) acima do ponto de
25 alimentação e uma zona de reação superior (121) acima da zona de reação inferior (120). Uma segunda corrente de gás monóxido de carbono-hidrogênio (117) é alimentada à torre (118) através da entrada superior (111), que está localizada entre a zona de reação inferior (120) e a zona
30 de reação superior (121). Isobutileno, isobutano e pelo

menos um pouco do 1-butenos restante são removidos do topo da torre na corrente superior (122). Nas zonas de reação (120 e 121), 1-butenos é isomerizado a 2-butenos. O 2-butenos é removido do fundo da torre na corrente (124) através da saída do fundo (125). É também possível, mas muitas vezes menos desejável, para a corrente (115) e/ou a corrente (117) conter apenas hidrogênio.

A taxa de reação de hidrogenação é uma função muito mais forte da pressão parcial do hidrogênio que a taxa da reação de isomeração. O uso de múltiplos pontos de injeção de hidrogênio ao longo do comprimento do leito catalisador resulta em uma redução focal na concentração de hidrogênio (isto é, uma concentração menor em um ponto particular ao longo do comprimento do reator) conforme comparado a uma modalidade em que todo o hidrogênio é introduzido na entrada ao reator. Isto aumenta a seletividade de isomerização/hidrogenação com e sem a presença de CO.

A Figura 3 descreve uma modalidade (210) que emprega um reator de hidroisomerização de leito fixo (219) e uma corrente de gás de monóxido de carbono-hidrogênio (214). A corrente gasosa (214) é dividida em duas correntes de taxa de fluxo aproximadamente igual, a primeira corrente gasosa (215) e a segunda corrente gasosa (217). Uma corrente de alimentação de C₄ misturada (212) é combinada com a primeira corrente gasosa (215) para formar uma corrente de alimentação do reator (216). A corrente de alimentação do reator (216) entra em uma extremidade do reator de hidroisomerização de leito fixo (219) através da entrada (220). A segunda corrente gasosa (217) é alimentada ao reator (219), uma parte do caminho ao longo do comprimento

do reator (219) através da entrada (211). Frequentemente, a entrada (221) é $\frac{1}{4}$ a $\frac{1}{2}$ do caminho ao longo do comprimento do reator. No reator (219), o 1-buteno é isomerizado a 2-buteno. A corrente de saída do reator (224) sai do reator (219) através da saída (225). A corrente (224) contém quantidades aumentadas de 2-buteno em comparação aos sistemas anteriores conhecidos em que o monóxido de carbono não é usado e/ou todo o hidrogênio é alimentado ao reator (219) em um único local na extremidade superior do reator (219). É também possível, mas frequentemente menos desejável, para a corrente (215) e/ou corrente (217) conter apenas hidrogênio.

A modalidade da Figura 4 é similar àquela da Figura 3 exceto que a modalidade da Figura 4 possui três pontos de alimentação para hidrogênio e monóxido de carbono. O sistema da Figura 4 é designado (310). A primeira alimentação de hidrogênio-monóxido de carbono está em uma primeira corrente gasosa (315), que se combina com a corrente de alimentação de C_4 misturada (312) para formar a corrente de alimentação do reator (316). A primeira corrente gasosa (315) possui cerca de um terço da taxa de fluxo da corrente gasosa (314). A corrente (316) entra no reator de hidroisomerização de leito fixo (319) através da entrada (313). A segunda corrente gasosa (317), que tipicamente constitui um outro terço da corrente gasosa (314), é alimentada ao reator (319) em um local sobre um terço do comprimento da entrada do reator. A terceira corrente de hidrogênio-monóxido de carbono (327), que é o restante da corrente gasosa (314), é alimentada ao reator (319) em um local sobre metade a dois terços do caminho ao

longo do comprimento do reator (319). No reator (319), o 1-buteno é hidroisomerização a 2-buteno, formando uma corrente de saída do reator (324) contendo quantidades aumentadas de 2-buteno. A corrente de saída do reator (324) sai do reator (319) através da saída (325). É também possível, mas freqüentemente menos desejável, para uma ou mais correntes (315, 317 e 327) conter apenas hidrogênio.

Conforme está indicado acima, o processo da invenção é útil para a produção de uma corrente de butenos possuindo uma alta concentração de 2-butenos. Preferivelmente, a invenção produz correntes de C_4 em que a relação entre o 2-buteno e o 1-buteno é pelo menos 8:1. Este tipo de corrente é uma alimentação preferida para os processos de metátese, como são mostrados nas Figuras 5 e 6. Na modalidade da Figura 5, designada como 410, uma corrente de alimentação de C_4 misturada (412) é combinada com uma corrente de hidrogênio-monóxido de carbono (414) para formar uma corrente de alimentação de torre de destilação catalítica (416). A corrente de alimentação da torre (416) entra no meio de uma torre de fracionamento (418), que possui uma zona de reação (420) acima do ponto de alimentação. O isobutileno e o isobutano são removidos da parte superior da torre na corrente superior (422) junto com pelo menos alguma parte de 1-buteno restante. Na zona de reação (420), o 1-buteno é isomerizado a 2-buteno. O 2-buteno é removido do fundo da torre na corrente de fundo (424). Após a remoção opcional de impurezas em um ou mais leitos de guarda (426), a corrente de fundo (424) é misturada com a corrente de etileno (428) para formar uma corrente de metátese (429). A corrente de alimentação de metátese (429)

entra no reator de metátese (430), no qual o etileno e o 2-buteno reagem para formar propileno. O propileno é removido do reator de metátese (430) na corrente de propileno (432).

A Figura 6 descreve um reator de hidroisomerização de
5 leito fixo similar àquele mostrado na Figura 3 acima de um reator de metátese. Nesta modalidade, designada como 510, a corrente gasosa de hidrogênio-monóxido de carbono (514) é dividida em duas correntes de taxa de fluxo aproximadamente igual, as correntes de gás (515) e (517). Uma corrente de
10 alimentação de C_4 misturada (512) é combinada com a primeira corrente de hidrogênio-monóxido de carbono (515) para formar uma corrente de alimentação do reator (516). Esta corrente de alimentação (516) entra em uma extremidade de um reator de hidroisomerização de leito fixo (519)
15 através da entrada (520). A segunda corrente de hidrogênio-monóxido de carbono (517) é alimentada ao reator (519) a um ponto médio ao longo do comprimento do reator (519). No reator (519), o 1-buteno é isomerizado a 2-buteno. A corrente de saída do reator (524) contém quantidades
20 aumentadas de 2-buteno em comparação aos sistemas anteriores conhecidos em que o monóxido de carbono não é usado e/ou todo o hidrogênio é alimentado ao reator (519) em um único local na extremidade superior do reator (519). É também possível, mas freqüentemente menos desejável, para
25 a corrente (515) e/ou corrente (517) conter apenas hidrogênio. A corrente de saída do reator (524) é opcionalmente purificada em um ou mais leitos de guarda (526) e é misturada com uma corrente de etileno (528) para formar uma corrente de alimentação de metátese (529). A
30 corrente (529) entra em um reator de metátese (530), em que

o 2-buteno reage com o etileno para formar uma corrente de propileno (532).

Maximizando-se a fração do 2-buteno usando-se os processos mostrados na Figura 5 e/ou Figura 6, pode-se
5 executar várias coisas. Primeiro, o rendimento dos butenos na etapa de hidroisomerização de ligação dupla/hidrogenação é maximizado porque a perda de butenos para butanos (inertes no processo de metátese) é minimizada. Como um resultado, a produção de propileno em um processo de
10 metátese usando-se 2-buteno e etileno é maximizada. Segundo, maximizando-se a produção de 2-butenos por hidroisomerização de ligação dupla, separação dos n-butenos do isobutileno/isobutileno é facilitada, uma vez que o 2-buteno é mais pesado e possui um ponto de ebulição maior que
15 o 1-buteno, e é portanto mais facilmente separado do isobuteno e isobutileno em um processo de fracionamento. Terceiro, na reação de metátese, a reação entre o 2-buteno e o etileno maximiza a produção de propileno. Se o 1-buteno está presente no reator de metátese, ele irá reagir com
20 algum do 2-buteno para produzir C_3 's e C_5 's. Assim, o rendimento total de C_3 's será menor que se o 1-buteno fosse isomerizado a 2-buteno e reagisse com etileno para produzir 2 C_3 's. Foi notado que não há reação entre o 1-buteno e o etileno.

25 As Figuras 7 a 9 descrevem modalidades em que um reator de hidrogenação está disposto acima de um reator de hidroisomerização, e um reator de metátese está posicionado abaixo de um reator de hidroisomerização. Na Figura 7, o sistema (600) possui uma corrente C_4 misturada (602), que é
30 combinada com uma corrente de hidrogênio (604) para formar

uma corrente de alimentação do reator de hidrogenação (605). Esta corrente é alimentada a um reator de hidrogenação (606) em que o conteúdo de butadieno da mistura é reduzido a cerca de 1500 partes por milhão com base no peso ou menos. O efluente do reator de hidrogenação (608) é misturado com uma corrente gasosa (615), que é metade da corrente de hidrogênio-monóxido de carbono (614), e forma uma corrente de alimentação de torre de destilação catalítica (616). Esta corrente de alimentação entra no meio de uma torre de destilação catalítica (618), que possui uma zona de reação inferior (620) acima do ponto de alimentação e uma zona de reação superior (621) acima da zona de reação inferior (620). Uma segunda corrente de gás hidrogênio-monóxido de carbono (617) é alimentada à torre (618) em um local entre a zona de reação inferior (620) e a zona de reação superior (621). Isobutileno, isobutano e pelo menos um pouco do 1-buteno restante são removidos do topo da torre na corrente superior (622). É também possível, mas freqüentemente menos desejável, para a corrente (615) ou corrente (617) para conter apenas hidrogênio. Nas zonas de reação (620) e (621), o 1-buteno é isomerizado a 2-buteno. O 2-buteno é removido do fundo da torre na corrente (624), opcionalmente é purificado em um ou mais leitos de guarda (626), e misturado com uma corrente de etileno (628) para formar uma corrente de metátese (629). A corrente (629) entra no reator de metátese (630), no qual ele é convertido a propileno, que é removido do reator de metátese (630) na corrente de propileno (632).

As Figuras 8 e 9 descrevem um reator de

hidroisomerização de leito fixo abaixo de um reator de hidrogenação e acima de um reator de metátese. Nestas modalidades, uma coluna de fracionamento está incluída acima ou abaixo de um reator de hidroisomerização a fim de
5 remover isobutano e/ou isobutileno. Na Figura 8, o sistema (700) possui uma corrente C_4 misturada (702), que é combinada com uma corrente de hidrogênio (704) para formar uma corrente de alimentação do reator de hidrogenação (705). Esta corrente é alimentada a um reator de
10 hidrogenação (706) no qual o conteúdo de butadieno da mistura é reduzido a cerca de 1500 partes por milhão com base no peso ou menos. O efluente do reator de hidrogenação (708) é misturado com a corrente (715), que é metade de uma corrente de hidrogênio-monóxido de carbono (714), formando
15 uma corrente de alimentação do reator (716). A corrente de alimentação do reator (716) entra em uma extremidade do reator de hidroisomerização de leito fixo (719). A segunda corrente de hidrogênio-monóxido de carbono (717) é alimentada ao reator (719) por parte do caminho ao longo do
20 comprimento do reator (719). No reator (719), o 1-buteno é isomerizado a 2-buteno. A corrente de saída do reator (724) contém quantidades aumentadas de 2-buteno em comparação aos sistemas anteriores conhecidos em que o monóxido de carbono não é usado e/ou todo o hidrogênio é alimentado ao reator
25 (719) em um único local na extremidade superior do reator (719). É também possível, mas freqüentemente menos desejável, para a corrente (715) e/ou corrente (717) conter apenas hidrogênio. A corrente de saída do reator (724) é alimentada a uma coluna de fracionamento (734) em que o
30 isobutano e o isobutileno são removidos do topo na corrente

(736) e uma corrente de 2-butenos (724) é removida do fundo. A corrente de 2-butenos (724) é opcionalmente purificada em um ou mais leitos de guarda (726) e é misturada uma corrente de etileno (728). A corrente combinada (729) entra
5 em um reator de metátese (730), em que o 2-butenos reage com o etileno para formar uma corrente de propileno (732).

A modalidade mostrada na Figura 9 é similar àquela da Figura 8 com a exceção de que a coluna de fracionamento (834) para remover isobutano e isobutileno está acima do
10 reator de hidroisomerização (819) e abaixo do reator de hidrogenação (806). O reator de metátese (830) produz uma corrente de propileno (832).

Tendo-se descrito geralmente a invenção, os seguintes exemplos estão incluídos para propósitos de ilustração de
15 forma que a invenção possa ser mais facilmente compreendida e não são de forma alguma objetivados para limitar o escopo da invenção a menos que de outra forma especificamente indicado.

Exemplo 1 - Injeção de H_2 ou uma mistura de $CO-H_2$ em
20 **um ponto de alimentação de uma torre de destilação catalítica com nenhum butadieno na corrente de alimentação de C_4**

Um processo de hidroisomerização e separação de ligação dupla de C_4 foi usado para separar uma corrente de
25 C_4 que não contém butadieno. A reação ocorre dentro de uma torre de destilação catalítica montada com estruturas de destilação catalítica e empacotamento de destilação inerte convencional. O catalisador era 680 g de PdO 0,4% em pelotas de Al_2O_3 de 3,175 mm (Engelhard) e foi colocado em
30 fardos envoltos em empacotamento de malha metálica de

destilação. Os fardos usados cobriram 2,44 m de uma torre de destilação catalítica de 50,8 mm x 9,75 m (DC-100). O restante da torre foi preenchido com um conjunto de selas de 12,7 mm

5 A corrente de alimentação continha uma mistura de 2-buteno, 1-buteno e isobutileno. A composição da corrente de alimentação está mostrada abaixo na Tabela 1. A alimentação foi introduzida na coluna abaixo do 2,44 m inteiros do catalisador.

10 **Tabela 1**

n-Butano, % em peso	0,10
1-Buteno, % em peso	17,36
trans-2-Buteno, % em peso	14,45
cis-2-Buteno, % em peso	8,74
Isobutileno, % em peso	59,35
1,3-Butadieno, % em peso	0,00

O hidrogênio (Exemplos 1A a 1C) e as mistura de hidrogênio/CO (Exemplos 1D a 1E) foram misturados com a alimentação antes dela ser injetada na torre. Nos exemplos 1D-1E, a relação molar CO/H₂ era de 0,003 ou 0,3%. A taxa de alimentação em todos os casos era de 2,04 kg/hr. A razão de refluxo foi ajustada em 9,3. A corrente de produto destilado líquido foi continuamente retirada. O destilado continha principalmente o isobutileno na alimentação, qualquer 1-buteno não reagido e uma quantidade de traço de butenos-2. A quantidade de 2-buteno no destilado estava baseada na eficiência do fracionamento. A corrente de fundos consistindo principalmente de 2-buteno foi retirada da torre. Os butanos normais foram divididos entre o produto do topo destilado e o produto do fundo. Uma pequena

corrente de nitrogênio foi alimentada à parte superior e foi expelida conforme exigido para manter a pressão próxima a 551,58 kPa.

As amostras do produto destilado líquido e o fundo foram recolhidas em bolsas de gás ou pequenas bombas de aço para análise por cromatografia gasosa usando-se um detector de ionização em chama. As execuções de equilíbrio do material foram feitas tomando-se amostras pesadas tanto do destilado quanto do material de fundo durante o mesmo período de tempo. O resultado das execuções experimentais, que tinham temperaturas de leito máximas, taxas de fluxo de CO, taxas de refluxo do topo e taxas de fluxo de fundo variantes estão mostrados na tabela 2.

Tabela 2

Exemplo Número	1A	1B	1C	1D	1E
Pressão, kPa	551,58	551,58	551,58	551,58	551,58
Temperatura máxima do leito (°C)	53,89	54,44	55	55	53,89
Taxa de alimentação total, kg/h	2,04	2,04	2,04	2,04	2,04
H ₂ para torre, l/h	32,5	32,5	32,5	32,5	32,5
Entrada de CO in, como % molar de entrada de H ₂	0,0	0,0	0,0	0,3	0,3
CO para torre, l/h	0,0	0,0	0,0	0,10	0,10
Fluxo de refluxo do topo, Kg/h	18,78	18,82	18,82	18,96	19,05
Taxa de fluxo do Destilado Líquido, Kg/h	1,37	1,38	1,59	1,67	1,51

Destilado Líquido (composição % em peso)					
n-Butano	2,08	2,97	2,83	1,16	1,27
1-Buteno	8,76	8,87	9,80	8,15	7,34
Trans-2-Buteno	5,59	10,96	13,99	19,20	15,22
Cis-2-Buteno	0,50	1,10	1,45	2,20	1,68
Isobutileno	82,91	75,94	71,75	69,18	74,36
1,3-Butadieno	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Taxa de fluxo do produto do fundo, kg/hr	0,63	0,49	0,44	0,34	0,44
Produto de fundo (composição % em peso)					
n-Butano	1,15	0,90	0,59	0,20	0,28
1-Buteno	1,86	1,59	1,47	1,48	1,52
Trans-2-Buteno	44,99	42,55	38,59	38,68	42,29
Cis-2-Buteno	47,39	51,12	55,77	56,04	52,19
Isobutileno	4,62	3,84	3,59	3,60	3,72
1,3-Butadieno	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
% de conversão de 1-3-Butadieno	-	-	-	-	-
% de conversão 1-Buteno	62,5	62,8	53,9	59,8	66,6
Seletividade do 1-buteno ao butano, % molar	14,8	19,0	23,1	8,5	7,7
1-buteno convertido,	0,332	0,334	0,286	0,318	0,356

g/hr/g de catalisador					
n-butano formado, g/hr/g de catalisador	0,050	0,064	0,067	0,027	0,028
Seletividade média de 1-butenos ao butano	19,0			3,1	
Média de 1-butenos convertido, g/hr/g de catalisador	0,317			0,337	
Média de 2-butenos formados, g/hr/g de catalisador	0,257			0,310	
Média de n-butano formado, g/hr/gm de catalisador	0,06			0,027	

A Tabela 2 mostra o efeito benéfico do uso de uma mistura de hidrogênio e monóxido de carbono (relação de molar entre CO e H₂ de 0,3%) para os Exemplos 1D-1E no lugar do hidrogênio puro para os Exemplos 1A-1C. A seletividade do 1-butenos ao butano diminui de uma média de 19% nos Exemplos 1A-1C a cerca de 8% nos Exemplos 1D-1E enquanto a taxa total de conversão do 1-butenos permanece imutável em torno do nível de 60%. A perda total de 1-butenos para butanos diminuiu e a produção total de 2-butenos aumentou. Como um resultado da seletividade melhorada, o butano normal diminui de 3% em peso para 1% em peso na corrente de destilado líquido e de 1 para 0,2% na corrente de fundos. Ao mesmo tempo a quantidade total de 1-butenos convertido varia apenas levemente entre todos os exemplos, com o 2-butenos no fundo variando entre 93 e 96%

do total de C_4 's na mesma corrente para todos os casos.

Exemplo 2 - Injeção de H_2 ou uma mistura de $CO-H_2$ em um ponto de alimentação de uma coluna de destilação catalítica com butadieno na corrente de alimentação de C_4

5 O catalisador foi carregado na coluna de destilação de uma maneira similar àquela do Exemplo 1. A operação da coluna era a mesma do Exemplo 1. Entretanto, a alimentação incluiu butadieno, conforme mostrado na Tabela 3, em uma base de peso de 0,55%.

10 **Tabela 3**

n-Butano, % em peso	0,09
1-Buteno, % em peso	16,86
trans-2-Buteno, % em peso	14,45
cis-2-Buteno, % em peso	8,66
Isobutileno, % em peso	59,39
1-3-Butadieno, % em peso	0,55

Com butadieno na alimentação, um fluxo de hidrogênio mais alto deve ocorrer a fim satisfazer a exigência de hidrogênio para a hidrogenação do butadieno a butenos enquanto mantém o hidrogênio para facilitar a reação de
15 hidroisomerização. As taxas de alimentação e de refluxo permaneceram as mesmas para o caso do Exemplo 1. A Tabela 4 mostra o efeito do uso de uma mistura de hidrogênio e monóxido de carbono (relação molar CO/H_2 de 0,3%) para os Exemplos 2D-2F em vez de hidrogênio puro para os Exemplos
20 2A-2C, quando butadieno está presente.

Tabela 4

Exemple	2A	2B	2C	2D	2E	2F
Pressão, kPa	551,58	551,58	551,58	551,58	551,58	551,58
Temperatura	53,89	53,33	54,44	54,44	53,89	53,33

máxima do leite (°C)						
Taxa de alimentação total, kg/h	2,03	2,03	2,03	2,04	2,04	2,03
H ₂ para DC-100, l	32,5	32,5	32,5	32,5	32,5	32,5
Entrada de CO in, % molar de entrada de H ₂	0,00	0,00	0,00	0,30	0,30	0,30
CO para DC-100, l	0	0	0	0,10	0,10	0,10
Fluxo TRFX, Kg/h	19,01	19,01	18,91	18,96	19,19	19,10
Taxa de fluxo do Destilado Líquido, Kg/h	1,61	1,31	1,96	1,88	1,57	1,21
Destilado Líquido (composição % em peso)						
n-Butano	2,77	2,35	3,08	0,83	0,77	0,67
1-Buteno	8,05	8,93	9,12	8,76	8,73	8,77
Trans-2-Buteno	10,54	7,66	13,58	15,27	12,90	10,18
Cis-2-Buteno	1,15	0,66	1,46	1,81	1,42	1,03
Isobutileno	77,34	80,23	72,61	73,24	76,09	79,26
1,3-Butadieno	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Taxa de fluxo do produto do fundo, kg/hr	0,41	0,59	0,28	0,31	0,46	0,58

Produto do fundo (composição % em peso)						
n-Butano	0,93	0,93	0,72	0,15	0,16	0,18
1-Buteno	1,66	1,46	1,48	1,46	1,66	1,85
Trans-2-Buteno	43,65	43,18	41,19	39,10	39-14	39,48
Cis-2-Buteno	49,63	49,15	53,02	55,79	54,86	53,94
Isobutileno	4,07	5,22	3,55	3,46	4,13	4,50
1,3-Butadieno	0,05	0,07	0,03	0,04	0,05	0,05
% de Conversão do 1-3 Butadieno	98,2	96,5	99,1	99,0	97,8	97,2
% de Conversão do 1-Buteno	55,9	63,3	46,5	49,4	57,3	65,2
Seletividade do 1-buteno ao butano, % molar	25,9	15,3	36,7	8,3	5,4	3,2
1-buteno convertido, g/hr/g de catalisador	0,288	0,325	0,239	0,251	0,295	0,335
n-butano formado, g/hr/ g de catalisador	0,076	0,050	0,089	0,021	0,016	0,011
Seletividade média do 1- buteno ao butano	26			5,6		

Média de 1-buteno convertido, g/hr/g de catalisador	0,284	0,294
Média de 2-butenos formados, g/hr/g de catalisador	0,196	0,262
Média de n-butano formado, g/hr/g de catalisador	0,072	0,016

Embora as exigências para hidrogenação tenham mudado com a adição de butadieno, a influência positiva da adição de CO no hidrogênio é evidente. A conversão de butadieno é alta (entre 96% a 99%) com e sem a presença de CO. Há

5 hidrogênio suficiente disponível para permitir a hidrogenação de butadieno, neste caso sem aumentar o hidrogênio acima daquilo usado para o Exemplo 1. Para todos os casos, há 0 ppm de butadieno no produto destilado líquido e entre 300 e 700 ppm de butadieno no produto de

10 fundo. Todo o butadieno forçado sobre a seção catalisadora pela separação é essencialmente convertido a butenos. A adição do butadieno causa uma queda no peso médio (gramas) de 1-buteno convertido. A quantidade de 1-buteno convertida no Exemplo 2 é aproximadamente 88% do 1-buteno convertido

15 no Exemplo 1. Isto é esperado uma vez que o butadieno será o primeiro a reagir sobre este catalisador. Entretanto, a quantidade total de 1-buteno convertido a 2-buteno por

isomerização ou butano por saturação permanece alta após a introdução de CO. Isto indica que, para todos os casos, há hidrogênio suficiente tanto para alcançar a hidrogenação de butadieno quanto para manter o catalisador ativo para a isomeração de buteno.

A presença de CO suprime a reação de hidrogenação de 1-buteno. A seletividade do 1-buteno ao butano cai de uma média de 26,0% para os exemplos 2A-2C para uma média de 5,6% para os exemplos 2D-2F. Como um resultado da seletividade melhorada, o butano normal diminui de 3% em peso para menos de 1% em peso na corrente de destilado líquido e de 1 pata 0,2% na corrente de fundos.

Exemplo 3 - Injeção de H₂ em múltiplos pontos de alimentação com nenhum butadieno na corrente de alimentação de C₄

O catalisador foi carregado na coluna de destilação de uma maneira similar àquela do Exemplo 1. A operação da coluna também permaneceu a mesma. Nenhum butadieno ou CO estavam presentes neste exemplo e a alimentação era aquela mostrada na Tabela 1. Entretanto, no Exemplo 3B, o fluxo de hidrogênio foi dividido igualmente entre duas portas de injeção separadas. O ponto de injeção do fundo é o mesmo daquele do Exemplo 3A, isto é, junto com a alimentação de C₄. O segundo ponto de injeção está no meio da torre, com 1,22 metro de catalisador abaixo dele e 1,22 metro de catalisador acima dele. A Tabela 5 mostra o efeito da divisão de hidrogênio enquanto se mantém a taxa de fluxo de hidrogênio total constante.

Tabela 5

Exemple número	3A	3B
----------------	----	----

Pressão (KPa)	551,58	551,58
Temperatura máxima do leite (°C)	55	53,89
Taxa de Alimentação Total, Kg/h	2,04	2,04
H ₂ para Fundo da Coluna, l/h	32,5	16,4
H ₂ para Topo da Coluna, l/h	0,00	16,4
Entrada de CO in, como % molar de entrada de H ₂	0,0	0,0
CO para torre, l/h	0,0	0,0
Fluxo de refluxo do topo, Kg/h	18,82	18,96
Taxa de fluxo de destilado líquido, Kg/h	1,58	1,39
Destilado Líquido (composição % em peso)		
Butano-n	2,83	1,99
1-butenos	9,80	9,96
Trans-2-Butenos	13,99	9,28
Cis-2-Butenos	1,45	0,84
Isobutileno	71,75	77,75
1,3-Butadieno	0,00	0,00
Taxa de fluxo de produto do fundo, Kg/hr	0,44	0,57

Produto do fundo (composição % em peso)		
Butano-n	0,59	0,20
1-buteno	1,47	1,80
Trans-2-Buteno	38,59	39,5
Cis-2-Buteno	55,77	54,2
Isobutileno	3,59	4,50
1,3-Butadieno	0,00	0,00
% de conversão de 1-3-Butadieno	-	-
% de conversão de 1- Buteno	53,9	57,62
Seletividade do 1-buteno ao butano, % em mol	23,1	11.83
1-buteno convertido, g/hr/g de catalisador	0,286	0,306
Média de 2-butenos formados, g/hr/g de catalisador	0,219	0,269
n-butano formado, g/hr/g de catalisador	0,067	0,037

Quando múltiplos pontos de injeção de hidrogênio foram usados no lugar de um único ponto de injeção, a seletividade do 1-buteno ao butano diminuiu de 23% nos casos com uma única injeção de hidrogênio para 11,8% para

5 casos com divisão de hidrogênio, enquanto a conversão total de 1-buteno permanece essencialmente imutável. Como um

resultado, o butano normal diminui de 3% em peso para 2% em peso na corrente de destilado líquido e de 0,6 para 0,2% na corrente de fundos. Ao mesmo tempo a quantidade total de 1-buteno convertido varia apenas levemente, com o 2-buteno no fundo variando entre 94 e 96% do total de C_4 's na mesma corrente para todos os casos.

Exemplo Comparativo 4 - Reator de hidroisomerização de leite fixo com ponto único de injeção de hidrogênio

Um modelo de reator de leite gotejante foi usado para determinar os benefícios de múltiplas injeções de hidrogênio e injeções de hidrogênio-monóxido de carbono combinado em um reator de hidroisomerização. A cinética da reação usada para este cálculo é consistente com os resultados de destilação catalítica dos Exemplos 1 a 3. Neste Exemplo Comparativo, um único ponto de injeção de hidrogênio foi usado em três taxas de fluxo de hidrogênio para determinar o efeito da taxa de fluxo do hidrogênio na conversão do butadieno. As taxas de fluxo de hidrogênio estavam baseadas nas relações molares entre hidrogênio e butadieno. Relações de 2, 5 e 10 foram usados. Todos os resultados refletem uma condição de 100% de umidificação de catalisador e queda de pressão mínima através do reator. O cálculo do equilíbrio de calor foi baseado em um reator adiabático com vaporização. A composição da alimentação está mostrada abaixo na Tabela 6.

Tabela 6

	Alimentação
	% peso
Butadieno	0,13
1-buteno	11,00

2-butenos	26,00
isobutano	29,00
isobutileno	19,00
Butano-n	14,87

A temperatura de entrada do reator foi ajustada a 60°C e uma pressão de 1,65 MPa. A taxa de fluxo de C₄'s era de 39.916,12 kg/hora. O efeito da taxa de fluxo de hidrogênio na conversão do butadieno está mostrado na Figura 10. Os efeitos da taxa de fluxo na conversão do 1-butenos e da seletividade estão mostrados na Figura 11.

A conversão do 1-butenos de equilíbrio assumindo nenhuma perda para este exemplo é de 86%. Com base nas Figuras 10 e 11, as conversões de butadieno em excesso de 99% podem ser alcançadas contanto que a relação entre o H₂ e o butadieno seja de pelo menos 5. A diminuição da taxa de alimentação de H₂ a uma razão de 2 fornece boas seletividades mas ao custo de conversões tanto do butadieno quanto do 1-butenos. O aumento da relação de H₂ para 10 leva a perdas muito mais altas e a 13% da seletividade de 1-butenos a butano. Para todos estes casos, uma altura de reator de 3,048 metros foi suficiente para lidar com a maior parte (cerca de 98%) da conversão máxima de 1-butenos. Uma relação entre H₂-butadieno de 5 e um comprimento de reator de 3,048 metros fornece uma conversão de 1-butenos de 65% com uma seletividade de 6,7% a butano e com 15 ppm de butadieno na saída.

Exemplo 4 - Reator de hidroisomerização de leito fixo com divisão da injeção de H₂

O Exemplo Comparativo 4 foi repetido usando-se uma relação molar entre hidrogênio e butadieno de 5 com a

exceção de que o hidrogênio foi dividido em duas alimentações separadas ao reator de hidroisomerização. Devido à maior dependência entre a taxa de hidrogenação e a pressão parcial do hidrogênio em relação à taxa de isomerização, espera-se que uma baixa pressão parcial de H_2 por todo o reator seja benéfica à seletividade. Neste Exemplo, a taxa total de H_2 foi mantida constante em uma relação molar entre H_2 e butadieno de 5, e o fluxo de gás foi igualmente dividido com metade dele que vinha com a alimentação e a outra metade foi injetada em 2,44 m ao longo do reator. A diferença de performance é fornecida na Figura 12.

Um melhoramento na conversão do 1-butenos (72%) foi obtido enquanto se diminuía a seletividade (6%) a butano. Ao mesmo tempo, o butadieno na saída era 13 ppm com base no peso.

Exemplo 5 - Reator de hidroisomerização de leito fixo com injeções únicas e divididas de hidrogênio-monóxido de carbono

Uma corrente de hidrogênio-monóxido de carbono combinada foi injetada e um único ponto e em uma injeção dividida em uma simulação de um reator de leito fixo usando-se a corrente de alimentação de C_4 do Exemplo Comparativo 4. A relação molar entre o CO e o hidrogênio era de 0,3%. A relação molar entre o hidrogênio e o butadieno era 5. As constantes cinéticas para hidrogenação do butadieno e 1-butenos foram reduzidas à metade com a presença de um mistura de CO/ H_2 de 0,3% em mol com base nos resultados do Exemplo 2.

Para a modalidade de alimentação dividida, a segunda

injeção feita foi a 2,44 m da entrada do reator. A Figura 13 mostra o efeito de uma alimentação de hidrogênio-monóxido de carbono única e uma alimentação de hidrogênio-monóxido de carbono dividida na conversão de butadieno. A

5 Figura 14 mostra o efeito da alimentação de hidrogênio-monóxido de carbono única e uma alimentação de hidrogênio-monóxido de carbono dividida na conversão e seletividade do 1-butenos. A combinação tanto da inclusão de monóxido de carbono quanto do uso de uma alimentação dividida fornece o

10 caso do reator otimizado na Figura 14 com 79% de conversão e apenas 5,4% de seletividade a butano. O butadieno na saída do reator é 13 ppm com base no peso. Um melhoramento substancial foi alcançado com a combinação de H_2 -CO em injeções divididas de 65% de conversão de 1-butenos com 6,7%

15 de seletividade no Exemplo Comparativo 4 a 79% de conversão e apenas 5,4% de seletividade a butano no Exemplo 5. Os resultados mostrando o efeito do CO estão resumidos na Tabela 7.

Tabela 7

	Volume de Catalisador (m ³)	Saída de BD (ppm)	Conversão de 1-butenos (%)	Seletividade do 1-butenos ao butano (%)
Injeção única de H_2 puro Relação H_2 /BD=5	4,53	14	65	6,7
Caso de CO e H_2 dividido Injeção única	4,53	14	74	6,0
Caso de CO e	6,8	13	79	5,4

H ₂ dividido				
-------------------------	--	--	--	--

Como será aparente àqueles habilitados na técnica, várias modificações e adaptações do método e estrutura acima descritos tornar-se-ão facilmente aparentes sem se afastar do espírito e escopo da invenção, o escopo da qual

5 está definido nas reivindicações em anexo.

REIVINDICAÇÕES

1. Processo para a hidroisomerização de ligação dupla de olefinas C4 caracterizado por compreender: obter uma corrente de alimentação compreendendo 1-buteno e 2-buteno,

5 introduzir a referida corrente de alimentação e hidrogênio a uma zona de reação compreendendo uma coluna de destilação catalítica contendo um catalisador de hidroisomerização com atividade de hidroisomerização de ligação dupla a fim de converter uma parte do referido 1-
10 buteno em 2-buteno, formado-se uma corrente de fundo compreendendo 2-buteno e uma corrente de topo compreendendo isobutano e isobutileno, e

 introduzir monóxido de carbono à referida zona de reação em uma quantidade de 0,001 a 0,03 moles de monóxido
15 de carbono por mol de hidrogênio a fim de aumentar a seletividade ao 2-buteno.

2. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que a referida corrente de alimentação inclui butadieno.

20 3. Processo, de acordo com a reivindicação 2, caracterizado pelo fato de que pelo menos uma parte do referido butadieno é hidrogenado a buteno na referida zona de reação.

4. Processo, de acordo com a reivindicação 1,
25 caracterizado pelo fato de que a referida zona de reação possui um comprimento axial e hidrogênio é introduzido à referida zona de reação em múltiplos pontos de alimentação ao longo do referido comprimento axial.

5. Processo, de acordo com a reivindicação 1,
30 caracterizado pelo fato de que a referida zona de reação

possui um comprimento axial e tanto hidrogênio quanto monóxido de carbono são introduzidos à referida zona de reação em múltiplos pontos de alimentação ao longo do referido comprimento axial.

5 6. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que o referido catalisador compreende pelo menos um elemento selecionado a partir do grupo consistindo de paládio, platina e níquel.

10 7. Processo, de acordo com a reivindicação 6, caracterizado pelo fato de que o referido catalisador está disposto em um suporte de alumina.

15 8. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que a referida corrente de alimentação ainda contém butanos normais, isobutano, isobuteno e butadieno.

9. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que pelo menos 75% do referido 1-buteno na referida corrente de alimentação é hidroisomerizado a 2-buteno.

20 10. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que a relação molar entre o 2-buteno e o 1-buteno na referida corrente efluente é pelo menos de 85:15.

25 11. Processo, de acordo com a reivindicação 10, caracterizado pelo fato de que a relação molar entre o 2-buteno e o 1-buteno na referida corrente de alimentação não é maior que 80:20.

30 12. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que a relação molar entre monóxido de carbono e hidrogênio introduzidos na referida

zona de reação está na faixa de 0,002 a 0,005.

13. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que também compreende misturar a referida corrente de fundo com um reagente de metátese para
5 formar uma corrente de alimentação de metátese e introduzir a referida corrente de alimentação de metátese em um reator de metátese para formar um produto de metátese.

14. Processo, de acordo com a reivindicação 13, caracterizado pelo fato de que o referido reagente de
10 metátese é etileno e o referido produto de metátese é propileno.

15. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que a referida corrente de alimentação contém butadieno, compreendendo ainda a
15 hidrogenação da referida corrente de alimentação antes da introdução na referida zona de reação a fim de reduzir o conteúdo de butadieno da referida corrente de alimentação.

16. Processo, de acordo com a reivindicação 13, caracterizado pelo fato de que a referida corrente de
20 alimentação contém butadieno, compreendendo ainda a hidrogenação da referida corrente de alimentação antes da introdução na referida zona de reação a fim de reduzir o conteúdo de butadieno da referida corrente de alimentação.

17. Processo para a hidroisomerização de ligação dupla
25 de olefinas C4 caracterizado pelo fato de que compreende:

obter uma corrente de alimentação compreendendo 1-butenos e 2-butenos, e

introduzir a referida corrente de alimentação e hidrogênio em uma zona de reação compreendendo uma coluna
30 de destilação catalítica possuindo um comprimento e

contendo um catalisador com atividade de hidroisomerização de ligação dupla a fim de converter uma parte do referido 1-buteno em 2-buteno, formar uma corrente de fundo compreendendo 2-buteno e uma corrente de topo compreendendo isobutano e isobutileno, o referido hidrogênio sendo introduzido em múltiplos pontos de alimentação ao longo do referido comprimento da referida zona de reação em uma quantidade apropriada para manter o catalisador em uma forma ativa de hidroisomerização de ligação dupla enquanto minimiza a hidrogenação de butenos.

18. Processo, de acordo com a reivindicação 17, caracterizado pelo fato de que o monóxido de carbono é introduzido na referida zona de reação com hidrogênio em um ou mais dos referidos pontos de alimentação ao longo do referido comprimento do referido reator.

19. Processo, de acordo com a reivindicação 17, caracterizado por também compreender misturar a referida corrente de fundo com um reagente de metátese para formar uma corrente de alimentação de metátese e introduzir a referida corrente de alimentação de metátese em um reator de metátese para formar um produto de metátese.

20. Processo, de acordo com a reivindicação 19, caracterizado pelo fato de que o referido reagente de metátese é etileno e o referido produto de metátese é propileno.

21. Processo, de acordo com a reivindicação 17, caracterizado pelo fato de que a referida corrente de alimentação contém butadieno, também compreendendo a hidrogenação da referida corrente de alimentação antes da introdução na referida zona de reação a fim de reduzir o

conteúdo de butadieno da referida corrente de alimentação.

22. Processo, de acordo coma reivindicação 19, caracterizado pelo fato de que a referida corrente de alimentação contém butadieno, também compreendendo a
5 hidrogenação da referida corrente de alimentação antes da introdução na referida zona de reação a fim de reduzir o conteúdo de butadieno da referida corrente de alimentação.

23. Aparelho para a hidroisomerização de ligação dupla de 1-buteno a 2-buteno caracterizado por compreender:

10 um conduíte de corrente de alimentação de C₄,

uma coluna de destilação catalítica possuindo uma entrada de alimentação conectada de forma fluida ao referido conduíte da corrente de alimentação de olefina, uma extremidade superior e uma extremidade inferior, a
15 referida coluna de destilação catalítica contendo um catalisador de hidroisomerização,

uma primeira entrada de hidrogênio disposta em uma entre o referido conduíte da corrente de alimentação de C₄ e a referida entrada de alimentação, e

20 uma segunda entrada de hidrogênio disposta ao longo do referido comprimento da referida coluna de destilação catalítica acima da referida entrada de alimentação, as referidas primeira e segunda entradas de hidrogênio estando posicionadas para manter um conteúdo de hidrogênio na
25 referida coluna de destilação catalítica apropriado para manter o referido catalisador de hidroisomerização em uma forma ativa de hidroisomerização de ligação dupla enquanto minimiza a hidrogenação de butenos.

24. Aparelho, de acordo com a reivindicação 23, caracterizado por compreender ainda:

30

um reator de hidrogenação disposto a montante da referida coluna de destilação catalítica.

25. Aparelho, de acordo com a reivindicação 23, caracterizado por compreender ainda:

5 um reator de metátese disposto a jusante da referida coluna de destilação catalítica.

26. Aparelho, de acordo com a reivindicação 23, caracterizado pelo fato de que pelo menos uma entre a referida primeira entrada de hidrogênio e a referida
10 segunda entrada de hidrogênio está configurada para receber uma mistura de hidrogênio e monóxido de carbono.

FIG. 1

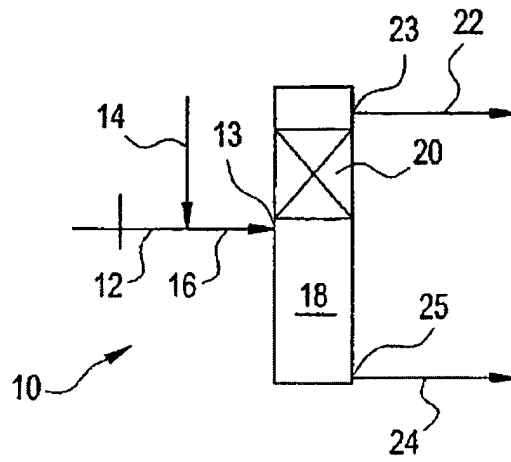


FIG. 2

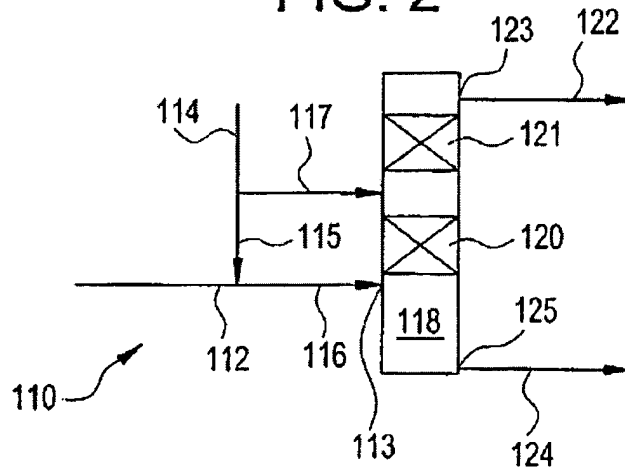


FIG. 3

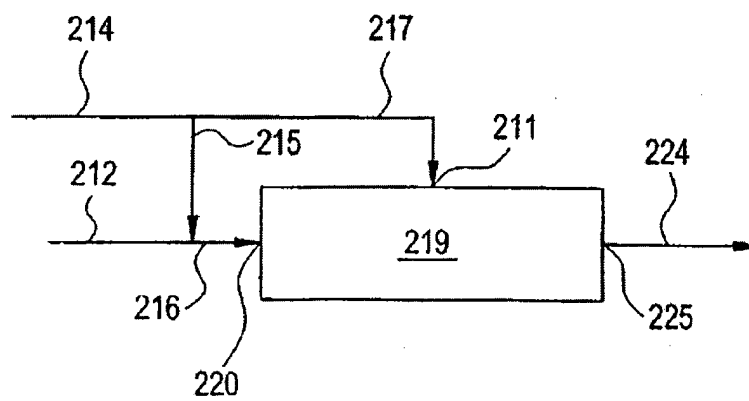


FIG. 4

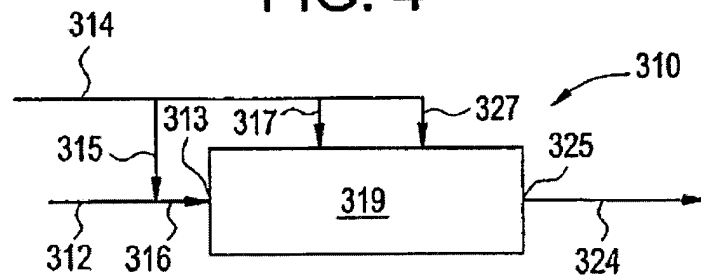


FIG. 5

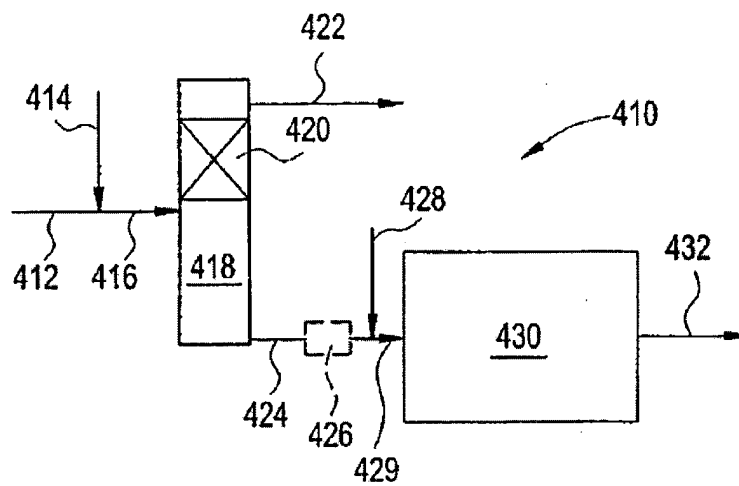


FIG. 6

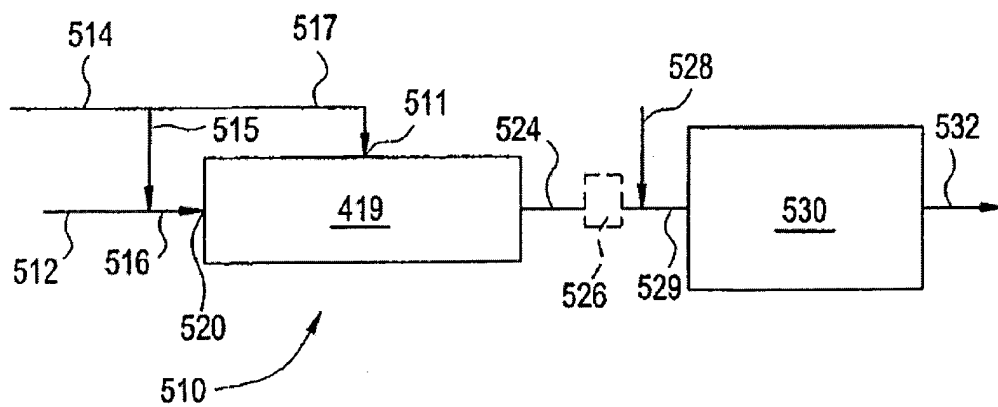


FIG. 7

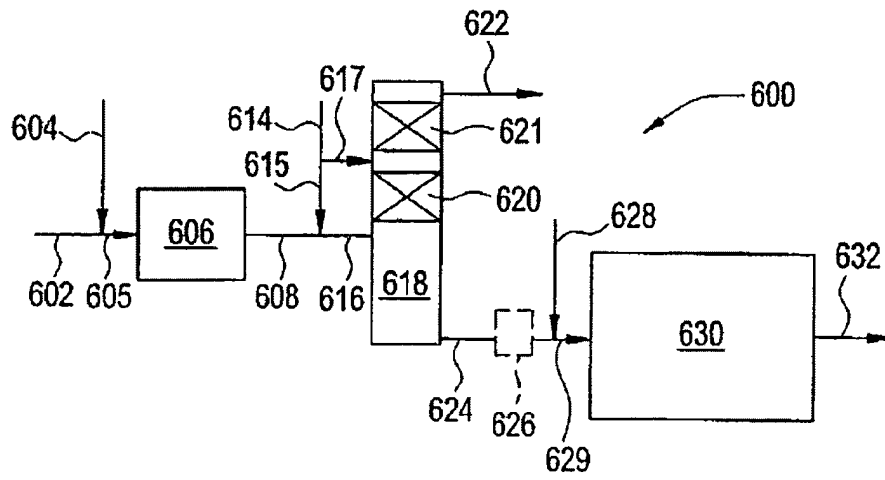


FIG. 8

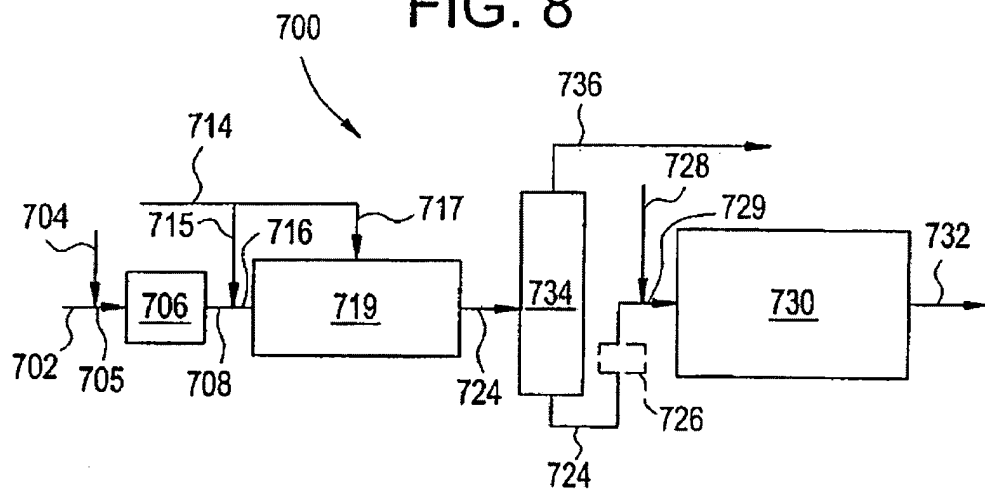
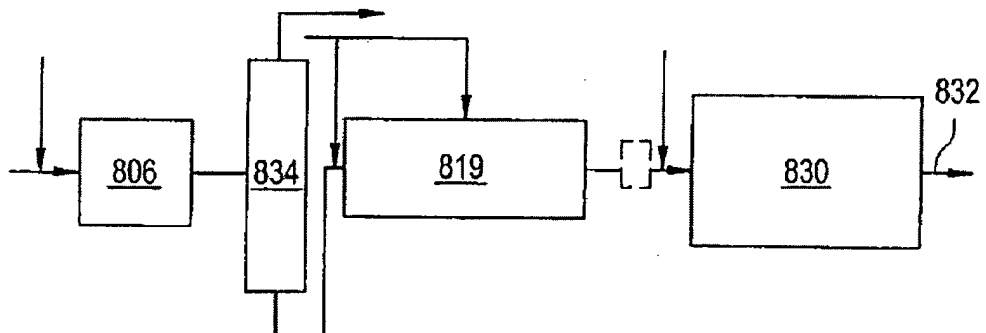


FIG. 9



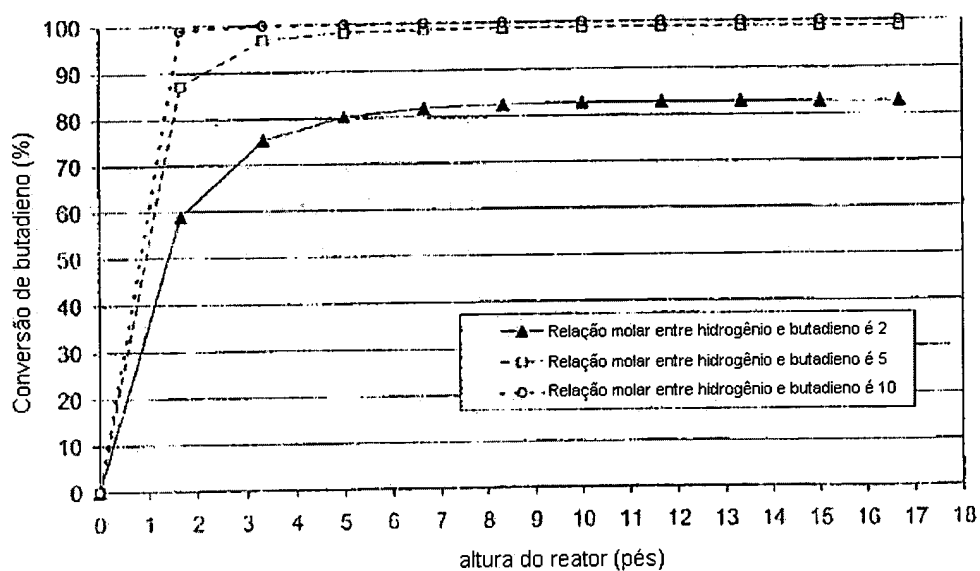


Figura 10: Efeito da taxa de fluxo de H₂ na conversão do butadieno

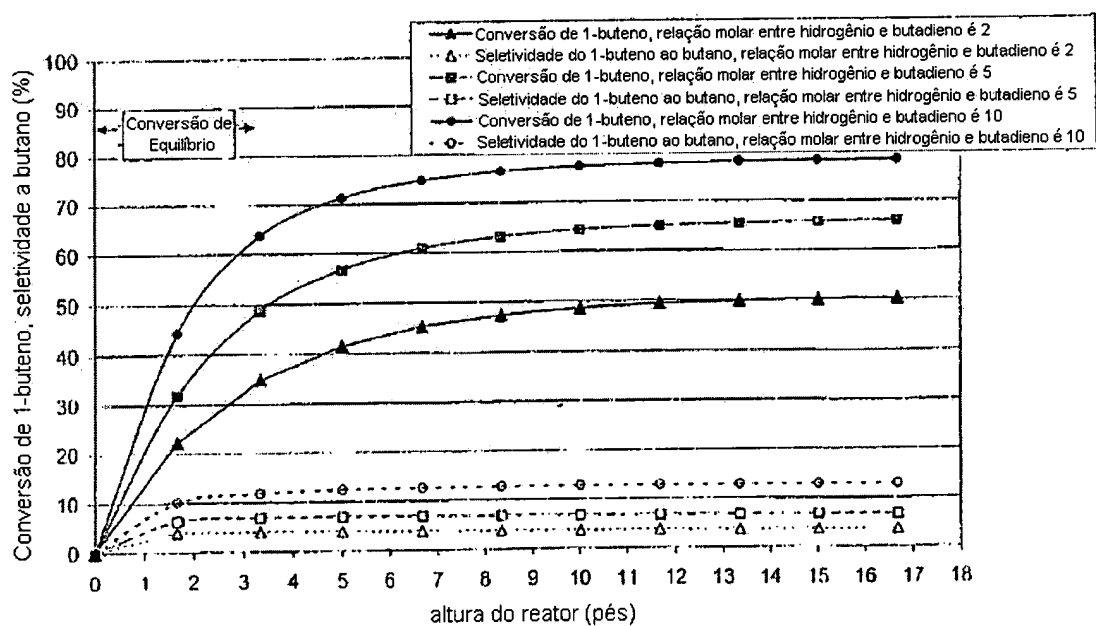


Figura 11: Efeito da taxa de fluxo de H₂ na conversão do 1-buteno

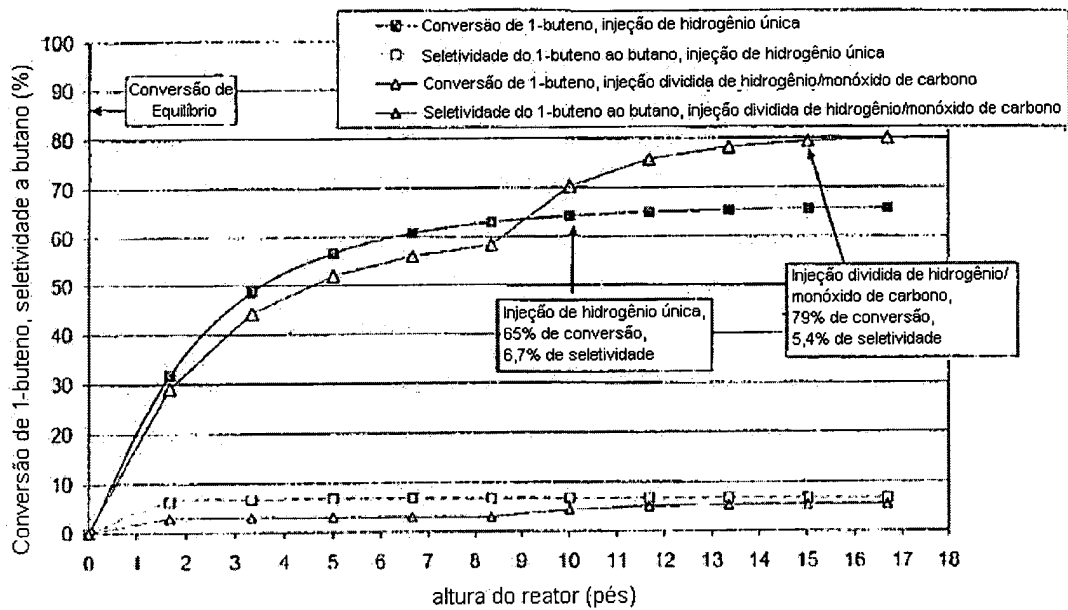


Figura 12: Efeitos de injeções de H₂ na conversão e seletividade do 1-buteno

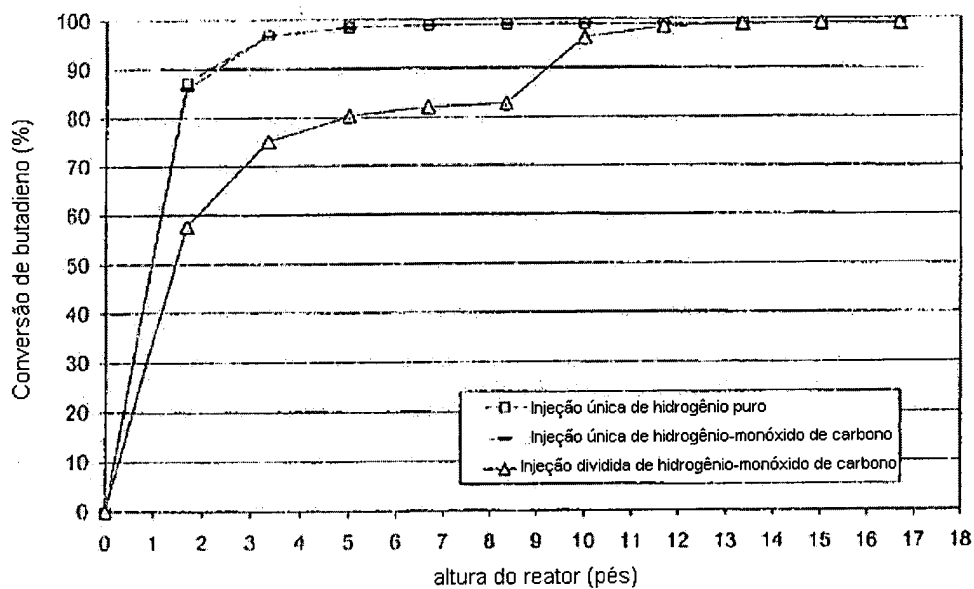


Figura 13: Efeitos de CO e injeções parciais na conversão de BD

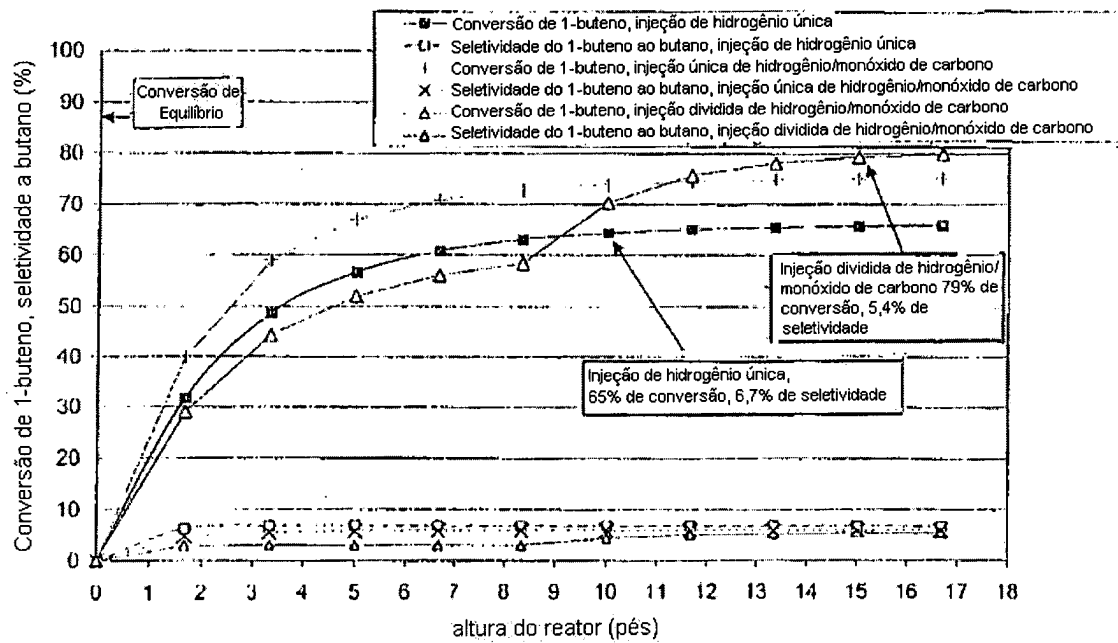


Figura 14: Efeitos de CO e injeções parciais na conversão e seletividade de 1-buteno

PROCESSO PARA A HIDROISOMERIZAÇÃO DE LIGAÇÃO DUPLA DE
OLEFINAS C4 E APARELHO PARA A HIDROISOMERIZAÇÃO DE LIGAÇÃO
DUPLA DE 1-BUTENO A 2-BUTENO

Um processo e um aparelho são divulgados para
5 hidroisomerização de uma corrente de olefina C4 misturada
em uma coluna de destilação catalítica a fim de aumentar a
concentração de 2-buteno e minimizar a concentração de 1-
buteno, enquanto minimiza simultaneamente a produção de
butanos. Em uma modalidade, o monóxido de carbono é
10 introduzido no reator de hidroisomerização de ligação dupla
junto com o hidrogênio. Em uma outra modalidade, o
hidrogênio e opcionalmente também o monóxido de carbono, é
introduzido em múltiplos locais ao longo do reator de
hidroisomerização de ligação dupla. A invenção é
15 particularmente útil na preparação de correntes de
alimentação de C₄ para reações de metátese.

REIVINDICAÇÕES

1. Processo para a hidroisomerização da ligação dupla das olefinas C4 caracterizado por compreender:

5 obter um córrego da alimentação que compreende 1-buteno e 2-buteno,

introduzir o córrego da alimentação e o hidrogênio ditos a uma zona da reação que compreende uma coluna catalítica de destilação que contem um catalizador do hidroisomerização com atividade do hidroisomerização da
10 ligação dobro a fim converter uma parcela de 1-buteno em 2-buteno, dando forma a um córrego dos fundos que compreendem o buteno 2 e a um córrego superior que compreende o isobutane e o isobutylene, e

introduzir o monóxido de carbono a zona da reação
15 em uma quantidade de 0.001 a 0.03 toupeira do monóxido de carbono por a toupeira do hidrogênio a fim aumentar o selectivity a 2-buteno.

2. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que o córrego da alimentação
20 inclui o butadieno.

3. Processo, de acordo com a reivindicação 2, caracterizado pelo fato de que ao menos uma parcela de butadieno dito hydrogenated ao buteno em zona dita da reação.

25 4. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que a zona dita da reação tem um comprimento e um hidrogênio axiais é introduzido a zona dita da reação em pontos múltiplos da alimentação ao longo de comprimento axial dito.

30 5. Processo, de acordo com a reivindicação 1,

caracterizado pelo fato de que a zona dita da reação tem um comprimento axial e o hidrogênio e o monóxido de carbono são introduzidos a zona dita da reação em pontos múltiplos da alimentação ao longo de comprimento axial dito.

5 6. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que o catalizador dito compreende ao menos um membro selecionado do paládio consistindo, da platina e níquelar do grupo.

10 7. Processo, de acordo com a reivindicação 6, caracterizado pelo fato de que o catalizador dito é disposto em uma sustentação do alumina.

15 8. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que o córrego dito da alimentação mais adicional contem butanos, o isobutane, o isobuteno e o butadieno normais.

 9. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que ao menos 75% de 1-buteno dito em córrego dito da alimentação é hidroisomerized a 2-buteno.

20 10. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que a relação molar de 2-buteno a 1-buteno em córrego effluent dito é ao menos 85:15.

25 11. Processo, de acordo com a reivindicação 10, caracterizado pelo fato de que a relação molar de 2-buteno a 1-buteno em córrego dito da alimentação não é não mais de 80:20.

30 12. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que a relação molar do monóxido de carbono ao hidrogênio introduzido em zona dita da reação está na escala de 0.002 a 0.005.

13. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que compreende ainda córrego dito misturando dos fundos com um reagente do metathesis para dar forma a um córrego da alimentação do metathesis e a introduzir córrego dito da alimentação do metathesis a um reator do metathesis para dar forma a um produto do metathesis.

14. Processo, de acordo com a reivindicação 13, caracterizado pelo fato de que o reagente do metathesis é etileno e produto dito do metathesis é propylene.

15. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que o córrego dito da alimentação contem o butadieno, córrego dito hydrogenating compreendendo mais adicional da alimentação antes da introdução em zona dita da reação a fim reduzir o índice do butadieno de córrego dito da alimentação.

16. Processo, de acordo com a reivindicação 13, caracterizado pelo fato de que o córrego dito da alimentação contem o butadieno, córrego dito hydrogenating compreendendo mais adicional da alimentação antes da introdução em zona dita da reação a fim reduzir o índice do butadieno de córrego dito da alimentação.

17. Processo para a hidroisomerização da ligação dupla dos olefinas C4 caracterizado por compreender:

obter um córrego da alimentação que compreende 1-buteno e 2-buteno, e

introduzir o córrego e o hidrogênio ditos da alimentação a uma zona da reação que compreende uma coluna catalítica de destilação que tem um comprimento e que contem um catalizador com atividade do hidroisomerização da

ligação dobro a fim converter uma parcela de 1-butenos dito em 2-butenos, dando forma a um córrego dos fundos que compreendem o buteno 2 e a um córrego superior que compreende o isobutano e o isobutylene, disse o hidrogênio
5 que está sendo introduzido em pontos múltiplos da alimentação ao longo de comprimento dito de zona dita da reação em uma quantidade apropriada para manter catalizador dito em um formulário ativo do hidroisomerização da ligação dobro ao minimizar o hidrogenation dos butenos.

10 18. Processo, de acordo com a reivindicação 17, caracterizado pelo fato de que o monóxido de carbono é introduzido em zona dita da reação com hidrogênio em um ou em mais de pontos ditos da alimentação ao longo de comprimento dito de reator dito.

15 19. Processo, de acordo com a reivindicação 17, caracterizado pelo fato de que compreende ainda córrego dito misturando dos fundos com um reagente do metathesis para dar forma a um córrego da alimentação do metathesis e a introduzir córrego dito da alimentação do metathesis a um
20 reator do metathesis para dar forma a um produto do metathesis.

25 20. Processo, de acordo com a reivindicação 19, caracterizado pelo fato de que o reagente dito do metathesis é etileno e produto dito do metathesis é propylene.

30 21. Processo, de acordo com a reivindicação 17, caracterizado pelo fato de que o córrego da alimentação contem o butadieno, córrego hidrogenating compreendendo mais adicional da alimentação antes da introdução em zona dita da reação a fim reduzir o índice do butadieno de

córrego dito da alimentação.

22. Processo, de acordo com a reivindicação 19, caracterizado pelo fato de que o córrego dito da alimentação contem o butadieno, córrego dito hydrogenating
5 compreendendo mais adicional da alimentação antes da introdução em zona dita da reação a fim reduzir o índice do butadieno de córrego dito da alimentação.

23. Aparelho para o hidroisomerização da ligação dobro de 1-buteno a 2-buteno caracterizado por compreender:

10 uma canalização do córrego da alimentação C4,
uma coluna catalítica de destilação que tem uma entrada da alimentação conectou fluidly a canalização dita do córrego da alimentação do olefina, uma extremidade superior e uma extremidade mais baixa, uma coluna catalytic
15 dita do destilação que contém um catalizador do hidroisomerização,

uma primeira entrada do hidrogênio disposta em uma de canalização dita do córrego da alimentação C4 e entrada dita da alimentação, e

20 uma segunda entrada do hidrogênio disposta ao longo de comprimento dito de coluna catalytic dita do destilação acima de entrada dita da alimentação, dito primeiramente e de segundas entradas do hidrogênio que estão sendo posicionadas para manter um índice do
25 hidrogênio em coluna catalytic dita do destilação apropriada para manter catalizador dito do hidroisomerização em um formulário ativo do hidroisomerização da ligação dobro ao minimizar o hydrogenation dos butenos.

30 24. Aparelho, de acordo com a reivindicação 23,

caracterizado por compreender ainda:

um reator do hydrogenation dispôs rio acima de coluna catalytic dita do destilação.

25. Aparelho, de acordo com a reivindicação 23,
5 caracterizado por compreender ainda:

um reator do metathesis dispôs rio abaixo de coluna catalytic dita do destilação.

26. Aparelho, de acordo com a reivindicação 23,
caracterizado pelo fato de que ao menos uma de primeira
10 entrada dita do hidrogênio e de segunda entrada dita do hidrogênio é configurado para receber uma mistura do monóxido do hidrogênio e de carbono.

PROCESSO PARA HIDROISOMERIZAÇÃO DE LIGAÇÃO DUPLA

Um processo e um aparelho são divulgados hidroisomerizing um córrego misturado do olefina C4 em uma coluna catalytic do destilação a fim aumentar a
5 concentração de 2-buteno e minimizar a concentração de 1-buteno, ao simultaneamente minimizar a produção dos butanos. Em uma incorporação, o monóxido de carbono é introduzido no reator do hidroisomerização da ligação dobro junto com o hidrogênio. Em uma outra incorporação, o
10 hidrogênio, e opcionalmente também o monóxido de carbono, são introduzidos em posições múltiplas ao longo do reator do hidroisomerização da ligação dobro. A invenção é particularmente útil em preparar córregos da alimentação C4 para reações do metathesis.