

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

(21) **PI0610636-6 A2**

(22) Data de Depósito: 13/04/2006
(43) Data da Publicação: 13/07/2010
(RPI 2062)



(51) *Int.Cl.:*
C07C 5/25
C07C 11/08

(54) Título: **PROCESSO APERFEIÇOADO DE HIDROISOMERIZAÇÃO DA DUPLA LIGAÇÃO**

(30) Prioridade Unionista: 15/04/2005 US 11/107,666

(73) Titular(es): ABB LUMMUS GLOBAL INC.

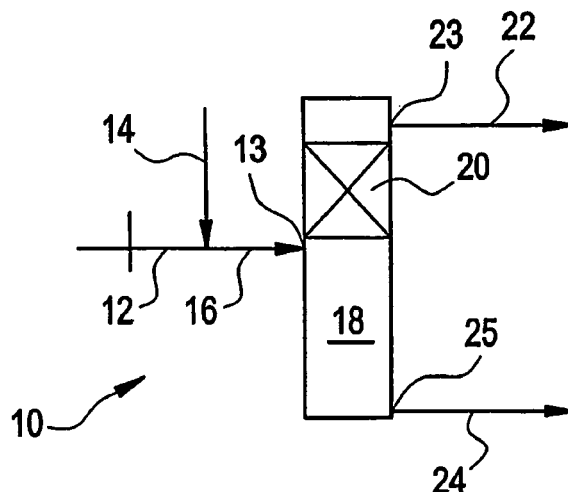
(72) Inventor(es): HASSAN KALEEM, ROBERT E. TRUBAC, ROBERT J. GARTSIDE, THOMAS P. SKOURLIS

(74) Procurador(es): Dannemann, Siemsen, Bigler & Ipanema Moreira

(86) Pedido Internacional: PCT US2006014106 de 13/04/2006

(87) Publicação Internacional: WO 2006/124167 de 23/11/2006

(57) Resumo: Patente de Invenção: PROCESSO APERFEIÇOADO DE HIDROISOMERIZAÇÃO DA DUPLA LIGAÇÃO. Processo e instrumento são descritos para hidroisomerização de uma corrente misturada de olefina C4 em um reator de hidroisomerização de leito fixo para aumentar a concentração de 2-buteno e minimizar a concentração de 1 -buteno, enquanto concomitantemente minimiza a produção de butanos. Em uma modalidade, monóxido de carbono é introduzido ao reator de hidroisomerização de leito duplo junto com hidrogênio. Em outra modalidade, hidrogênio, e opcionalmente também monóxido de carbono, são introduzidos em múltiplas localizações ao longo da extensão do reator de hidroisomerização de leito duplo. A invenção é particularmente útil na preparação de correntes de alimentação de C4 para reações de metátese.



Relatório Descritivo da Patente de Invenção para "**PROCESSO
APERFEIÇOADO DE HIDROISOMERIZAÇÃO DA DUPLA LIGAÇÃO**".

Campo da Invenção

A presente invenção geralmente refere-se a reações de hidroisomerização da dupla ligação e mais particularmente a um processo e a uma aparelhagem para melhorar a seletividade de hidroisomerização da dupla ligação de 1-buteno a 2-buteno.

Fundamentos da Invenção

Em muitos processos é desejável que se tenha a isomerização de duplas ligações dentro de uma dada molécula. A isomerização da dupla ligação é o movimento da posição da dupla ligação dentro de uma molécula sem mudar a estrutura da molécula.

Esta é diferente da isomerização do esqueleto em que a estrutura varia (mais tipicamente representando a troca entre a forma isso e a forma normal). A isomerização do esqueleto se processa por um mecanismo completamente diferente da isomerização da dupla ligação. A isomerização do esqueleto ocorre tipicamente usando-se um catalisador ácido promovido.

Há dois tipos básicos de isomerização da dupla ligação, a saber, hidroisomerização e não-hidroisomerização. A primeira usa pequenas quantidades de hidrogênio sobre catalisadores de metal nobre (tal como Pt ou Pd) e ocorre a temperaturas moderadas enquanto que a última é isenta de hidrogênio e emprega tipicamente catalisadores de óxido de metal básico a temperaturas mais altas.

A hidroisomerização da dupla ligação de 1-buteno a 2-buteno pode ser uma reação colateral que ocorre em um leito fixo como parte de uma etapa de hidrogenação seletiva em que o butadieno é convertido em buteno ou com esta finalidade ("on purpose") em um reator de leito fixo separado depois de uma etapa de hidrogenação seletiva. A hidroisomerização da dupla ligação a temperaturas moderadas é principalmente usada para maximizar a olefina interna (2-buteno, por exemplo, em oposição a 1-buteno) pois o equilíbrio termodinâmico favorece a olefina interna a temperaturas mais baixas. Esta tecnologia é usada quando houver uma reação que favoreça a olefina

interna em relação à alfa olefina.

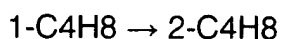
A etilenólise do 2-butenos para se obter propileno é uma tal reação. A reação de etilenólise (metátase) é 2-butenos + etileno $\rightarrow$ 2 propilenos.

A hidroisomerização da dupla ligação não ocorre, entretanto até
5 grande extensão em correntes que contenham componentes altamente insaturados (acetilenos ou dienos). Estoques de alimentação típicos são C4's de craqueador de vapor d'água ou correntes de C4 de craqueador catalítico fluidizado ("catalytic cracker C4 steams").

Para as correntes C4 de craqueador de vapor d'água, o butadieno
10 no assim como etil e vinil acetileno estão habitualmente presentes. O butadieno está presente em grandes quantidades. por exemplo, em torno de 40% da fração de C4. É utilizada uma unidade de hidrogenação seletiva para transformar o butadieno no butenos se o butadieno não for desejado como um produto e também para hidrogenar os etil e vinil acetilenos. Se o butadieno
15 for desejado como um produto, este pode ser removido por extração ou por um outro processo adequado. O butadieno de saída da extração é tipicamente da ordem de 1 % em peso da corrente C4 ou menor.

Para reduzir o butadieno até baixos níveis (< 1000 ppm), é necessária a hidrogenação. São tipicamente empregados dois reatores de leito
20 fixo em um processo de hidrogenação se o butadieno estiver presente em quantidades substanciais ou um reator de leito fixo único se a concentração for mais baixa (ca. remoção do butadieno por extração). Em qualquer um dos casos, dependendo de como é operado o segundo ou o reator "trim", ocorrem graus de isomerização variáveis de 1-butenos a 2-butenos neste
25 segundo reator. Além disso, ocorre alguma hidrogenação dos butenos a butanos, representando perdas de olefinas.

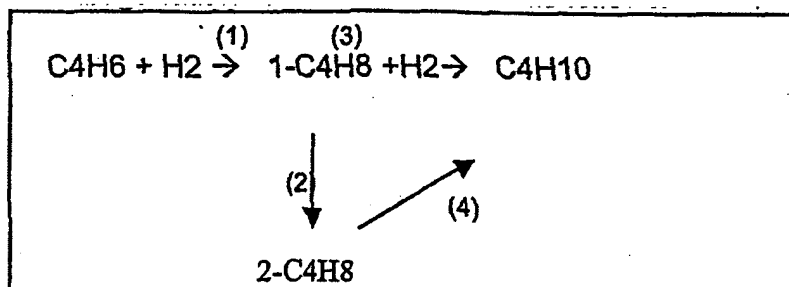
A reação de hidroisomerização da dupla ligação de butenos é representada por:



30 Não há captação de hidrogênio nesta reação. No entanto, é necessária uma pequena quantidade de hidrogênio para o processo para facilitar a reação que ocorre no catalisador. Supõe-se que o hidrogênio esteja

presente na superfície do catalisador e mantenha o mesmo em uma forma "ativa".

A hidrogenação do butadieno ocorre como a seguir:



O produto principal da hidrogenação do butadieno é o 1-buteno.

- 5 No entanto, quando a concentração de butadieno for reduzida, as reações de isomerização começam a ocorrer, formando o 2-buteno. Isto se acelera enquanto o butadieno se aproxima de baixos valores (< 0,5 %) e a hidrogenação dos butenos a butanos se torna significativa. Está bem estabelecido que estas reações ocorrem em proporção variável sobre catalisadores de
- 10 hidrogenação típicos de metais (do Grupo VIII) tais como Pd, Pt, Ni. Também é bem sabido que as velocidades relativas de reações para adiante (1, 2, 3, 4) estão na proporção relativa de 100:10: 1:1. Isto demonstra que o produto principal da hidrogenação do butadieno é o 1-buteno. Enquanto o butadieno é hidrogenado e é formada uma quantidade substancial de 1-
- 15 buteno, ele continua a reagir na presença de hidrogênio para formar o 2-buteno (hidroisomerização da dupla ligação) e butano (continuação da hidrogenação). A reação de hidroisomerização da dupla ligação é preferida. A velocidade de hidrogenação de 1-buteno a butano ou de 2-buteno a butano ocorre, porém a uma velocidade mais baixa. A seletividade da reação está
- 20 em proporção às velocidades da reação. Na hidroisomerização da dupla ligação de 1- buteno a 2-buteno, tipicamente 90 % do 1- buteno convertido são de 2-buteno e 10% são para butano. Sob estas condições, ocorre uma isomerização mínima do esqueleto (1- ou 2-buteno a isobutileno). Em um
- 25 reator deve ser suficiente para manter o catalisador na forma de hidroisomerização ativa da dupla ligação porque o hidrogênio está perdido do catalisa-

dor por hidrogenação, especialmente quando o butadieno estiver contido na alimentação. A taxa de hidrogênio deve ser ajustada tal que haja quantidade suficiente para suportar a reação de hidrogenação do butadieno e substituir a perda do catalisador, porém a quantidade de hidrogênio devia ser mantida abaixo daquela necessária para a hidrogenação de butenos.

As reações de hidroisomerização e de hidrogenação em reatores de leito fixo estão descritas na Patente U.S. Nº. 3.531.545. Esta patente divulga um processo e um método para a isomerização do grupo com dupla ligação que consiste em misturar uma corrente de hidrocarboneto que contém 1-olefinas e pelo menos um composto que contenha enxofre com hidrogênio, aquecimento da corrente mista de hidrocarboneto / hidrogênio até as temperaturas da reação, por em contato a corrente com um catalisador de metal nobre e então recuperar as 2-olefinas como um produto. O processo descrito nesta patente utilize o enxofre como um aditivo para reduzir a tendência à hidrogenação do catalisador e assim aumentar a hidroisomerização. Demonstra-se que o enxofre ou está presente na alimentação, adicionado à alimentação ou adicionado à corrente de hidrogênio.

É sabido usar a hidroisomerização da dupla ligação para converter o 2-butenos a 1-butenos. Na Patente U.S. Nº. 5.087.780, "Hydroisomerization Process", concedida a Chemical Research & Licensing Company, é divulgado um processo para a isomerização de butenos em uma corrente mista de hidrocarboneto que contém 1-butenos, 2-butenos e pequenas quantidades de butadieno em que a corrente mista de hidrocarboneto é alimentada a um reator de coluna de destilação que contém um catalisador de óxido de paládio suportado em alumina como uma estrutura para destilação. Enquanto o 1-butenos é produzido ele é destilado, estabelecendo o equilíbrio e fazendo com que seja produzida uma quantidade de 1-butenos maior do que a de equilíbrio. Adicionalmente, qualquer butadieno na alimentação é hidrogenado a butenos. O produto de fundo, que é rico em 2-butenos, pode ser reciclado para a coluna do reator para uma conversão mais completa de 2-butenos a 1-butenos. Alternativamente, uma parte ou essencialmente todo o produto de fundo, substancialmente isento de butadieno, pode ser usada

para a alimentação a uma unidade de alquilação com HF.

A isomerização das reações de dupla ligação dos hidrocarbonetos C4 também pode ocorrer sobre os catalisadores básicos de óxido de metal. Neste caso, o processo não é hidroisomerização, porém simples isomerização da dupla ligação. Esta reação ocorre na fase de vapor a altas temperaturas (> 200 graus C) sem a adição de hidrogênio e não devia ser confundida com a hidroisomerização da dupla ligação que ocorre principalmente na fase líquida a temperaturas mais baixa (< 150 graus C).

Como uma alternativa para um processo que usa um reator de leito fixo, a hidroisomerização da dupla ligação pode ser realizada em um reator para destilação catalítica. Na Patente U.S. Nº. 6.242.661, "Processo for the Separation of Isobutene from Normal Butenes", concedida em a Destilação catalítica Technologies, o isobuteno e o isobutano são removidos de uma corrente mista de C4 hidrocarboneto que também contém 1-buteno, 2-buteno e pequenas quantidades de butadieno. É usado um processo de destilação catalítica em que um catalisador de óxido de polímero particulado suportado isomeriza o 1-buteno a 2-buteno. A isomerização é desejada porque o 2-buteno pode ser separado do isobuteno mais facilmente do que o 1-buteno. Enquanto o 2-buteno é produzido, ele é removido do fundo da coluna, estabelecendo o equilíbrio e permitindo que seja produzida uma quantidade maior do que a de equilíbrio. O butadieno na corrente de alimentação é hidrogenado a buteno.

Os processos de hidroisomerização da dupla ligação podem ser combinados com metátese. A reação de metátese neste caso tipicamente é a reação entre etileno e 2-buteno para formar o propileno. A presença de 1-buteno na alimentação resulta em seletividade reduzida e assim em menor produção de propileno. Além disso, na metátese de 2-butenos com etileno para formar o propileno, é desejável remover o isobutileno e o isobutano para minimizar o fluxo destes componentes através do sistema de reação de metátese, pois eles são essencialmente inertes. A quantidade de 2-buteno pode ser maximizada de uma corrente de C4 (depois da remoção do butadieno) por hidroisomerização da dupla ligação. No projeto de uma unidade de

metátese, isto pode ser realizado passando-se a alimentação através de um reator de hidroisomerização de leito fixo com suficiente hidrogênio como descrito acima. A remoção de isobutileno e de isobutano pode então ser realizada por fracionamento. Como uma alternativa, pode ser empregada uma destilação catalítica - deisobutenizador (CD-DeIB). Em um processo típico de CD-DeIB, o hidrogênio puro é misturado com a alimentação de C4 ou é alimentado para a torre em um ponto abaixo do ponto de alimentação de C4. Um catalisador de hidroisomerização é incorporado às estruturas dentro da torre para efetuar a reação. Este tipo de torre de CD-DeIB realiza diversas funções. Primeiro, ela remove o isobutileno e o isobutano da alimentação, porque eles são indesejáveis como alimentação para a unidade de metátese. Além disso, este sistema hidroisomeriza o 1-buteno a 2-buteno para melhorar a recuperação do 2-buteno, pois o 1-buteno tem um ponto de ebulição próximo ao do isobutileno e tende a se dirigir para o topo. Uma torre de CD-DeIB também hidrogena as pequenas quantidades restantes de butadieno depois da hidrogenação seletiva, reduzindo dessa maneira o teor de butadieno. A hidrogenação do butadieno é desejável porque o butadieno é um veneno para o catalisador de metátese.

Como indicado acima, em um processo de hidroisomerização da dupla ligação, o hidrogênio deve ser co-alimentado com a corrente de C4 para manter ativo o catalisador. No entanto, como resultado, alguns dos butenos são saturados. Esta reação indesejável leva à perda da valiosa alimentação de 2-buteno para a metátese. Seria útil desenvolver um processo de isomerização em que a taxa de saturação de butenos a butanos é minimizada.

Sumário da Invenção

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

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

Um outro objetivo da invenção é fornecer um processo para a produção de uma corrente de alimentação de metátese que contenha grandes quantidades de 2-buteno com perdas mínimas de butenos a butanos.

Outros objetivos serão em parte óbvios e em parte ressaltados mais em detalhe aqui a seguir.

Uma modalidade é um processo para a hidroisomerização da dupla ligação de C_4 olefinas, que compreende a obtenção de uma corrente de alimentação que compreende 1-buteno e 2-buteno; introduzindo-se a corrente de alimentação e o hidrogênio em uma zona de reação que compreende um reator de leito fixo que contém um catalisador de hidroisomerização com atividade de hidroisomerização da dupla ligação para converter uma parte do 1-buteno a 2-buteno, formando uma corrente de efluente e introduzido monóxido de carbono na zona da reação em uma quantidade de 0,001 a 0,03 mol de monóxido de carbono por mol de hidrogênio para aumentar a seletividade a 2-buteno. Às vezes, a corrente de alimentação inclui butadieno e uma parte do butadieno é hidrogenada a buteno na zona da reação. Em certos casos, o hidrogênio é introduzido na zona da reação em múltiplos pontos de alimentação ao longo do comprimento axial do reator. Em uma modalidade, tanto hidrogênio como monóxido de carbono são introduzidos à zona da reação em múltiplos pontos de alimentação ao longo do comprimento axial do reator. Preferivelmente, o catalisador compreende pelo menos um elemento selecionado do grupo que consiste em paládio, platina e níquel. O catalisador tipicamente está disposto sobre um suporte de alumina. Frequentemente, a corrente de alimentação também contém butanos normais, isobutano, isobutileno e butadieno.

Habitualmente, pelo menos 70% do dito 1-buteno que entra no dito reator de hidroisomerização são convertidos a 2-buteno. Em uma modalidade, a razão molar de 2-buteno para 1-buteno na corrente de efluente é de pelo menos 85:15. Em alguns casos, a razão molar de 2-buteno para 1-buteno na corrente de efluente é de pelo menos 90:10. Habitualmente, a razão molar de 2-buteno para 1-buteno na corrente de alimentação não é mais do que 80:20. Frequentemente, a razão molar monóxido de carbono para

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

Às vezes, o processo também compreende misturar a corrente de efluente com um reagente de metátese para formar a corrente de alimentação de metátese e introduzir a corrente de alimentação de metátese em um reator de metátese para formar um produto de metátese. Tipicamente, o
5 reagente de metátese é o etileno e o produto de metátese é o propileno.

Em alguns casos, a corrente de alimentação contém butadieno e o processo também compreende hidrogenar a corrente de alimentação antes da introdução na zona da reação para reduzir o teor de butadieno da corrente de alimentação. Frequentemente, o processo também compreende a remoção de pelo menos um de isobutano e isobutileno da corrente de alimentação antes da introdução na zona da reação de hidroisomerização ou depois da hidroisomerização porém, antes da introdução no reator de metátese.
10

Uma outra modalidade é um processo para a hidroisomerização da dupla ligação de C-4 olefinas, que compreende a obtenção da corrente de alimentação que compreende 1-buteno e 2-buteno e a introdução da corrente de alimentação e de hidrogênio para a zona da reação que compreende um reator de leito fixo que tem um comprimento e que contém um catalisador com a hidroisomerização da atividade de dupla ligação para converter uma parte do 1-buteno em 2-buteno, formando uma corrente de efluente, o hidrogênio sendo introduzido em múltiplos pontos de alimentação ao longo do comprimento da zona da reação em uma quantidade apropriada para manter o catalisador em uma forma de hidroisomerização ativa da dupla ligação enquanto minimiza a hidrogenação of butenos. Às vezes, o monóxido de carbono é introduzido na zona da reação com hidrogênio em um ou mais dos pontos de alimentação ao longo do comprimento do reator. Frequentemente, o processo também compreende misturar a corrente de efluente com um reagente de metátese para formar a corrente de alimentação de metátese e introduzir a corrente de alimentação de metátese em um reator de metátese para formar um produto de metátese. Tipicamente, o reagente de metátese é etileno e o produto de metátese é propileno.
15
20
25
30

Em alguns casos, a corrente de alimentação contém butadieno e o processo também compreende a hidrogenação da corrente de alimentação antes da introdução na zona da reação de hidroisomerização para reduzir o teor de butadieno da corrente de alimentação. Frequentemente, a corrente de alimentação contém isobutano e isobutileno e o processo também compreende remover pelo menos um de isobutano e isobutileno da corrente de alimentação antes da introdução na zona da reação ou depois da hidroisomerização e antes da introdução no reator de metátese.

Uma outra forma da invenção é uma aparelhagem para a hidroisomerização da dupla ligação de 1-butenos a 2-butenos, que compreende um conduto de corrente de alimentação de C_4 , um reator de leito fixo de hidroisomerização que tem uma extremidade a montante ligada fluidamente ao conduto da corrente de alimentação de olefina, a extremidade a jusante tendo uma saída e um comprimento, o reator de leito fixo contendo um catalisador de hidroisomerização, uma primeira entrada de hidrogênio disposta sobre um conduto da corrente de alimentação de C_4 e a dita extremidade a montante do reator de hidroisomerização e uma segunda entrada de hidrogênio disposta ao longo do comprimento do reator a jusante do conduto da primeira corrente de alimentação, a primeira e a segunda entradas de hidrogênio estando posicionadas para manter um teor de hidrogênio no reator apropriado para manter o catalisador de hidroisomerização em uma forma ativa de hidroisomerização da dupla ligação enquanto minimize a hidrogenação de butenos. Às vezes, a aparelhagem também compreende um reator de hidrogenação disposto a montante do reator de hidroisomerização. Em certos casos, a aparelhagem também compreende um separador disposto a montante ou a jusante do reator de hidroisomerização, o separador sendo configurado para separar pelo menos um de isobutileno e isobutano dos outros compostos C_4 . frequentemente, um reator de metátese está disposto a jusante do reator de hidroisomerização. Às vezes, a primeira e/ou a segunda entradas de hidrogênio são configuradas para receber uma mistura de hidrogênio e monóxido de carbono. A invenção conseqüentemente compreende as diversas etapas e a relação de uma ou mais de tais etapas em relação

a cada uma das outras o ao sistema que possui as características, propriedades e a relação de elementos exemplificados na descrição detalhada a seguir.

Breve Descrição das Ilustrações

5 A Figura 1 é uma ilustração esquemática de uma primeira modalidade de um processo que emprega uma destilação catalítica - deisobutenizador (CD-DeIB) de acordo com a invenção.

10 A Figura 2 é uma ilustração esquemática de uma segunda modalidade de um processo que usa um CD-DeIB com múltiplos estágios de alimentação de hidrogênio ou de hidrogênio / monóxido de carbono de acordo com a invenção.

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

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

20 A Figura 5 é uma ilustração esquemática de uma modalidade em que uma corrente de alimentação de C4 é hidroisomerizada em um CD-DeIB para produzir uma corrente de 2-butenos que é subsequente alimentada a um reator de metátese.

25 A Figura 6 é uma ilustração esquemática de uma modalidade em que uma corrente de alimentação de C4 é hidrogenada e hidroisomerizada em um reator de leito fixo para produzir uma corrente de alimentação de 2-butenos que é subsequente alimentada a um reator de metátese.

30 A Figura 7 é uma ilustração esquemática de uma modalidade em que uma corrente de alimentação de C4 é hidrogenada em um reator de hidrogenação e hidroisomerizada em uma coluna para destilação catalítica para produzir uma corrente de alimentação de 2-butenos que é subsequente usada em um processo de metátese.

A Figura 8 é uma ilustração esquemática de uma modalidade em que uma corrente de alimentação de C4 é hidrogenada, hidroisomerizada em um reator de leito fixo e sujeita à separação para produzir uma 2-butenos corrente de alimentação que é subsequenteemente usada em um processo de metátese.

A Figura 9 é uma ilustração esquemática de uma modalidade em que uma corrente de alimentação de C4 é hidrogenada, sujeita a separação para remover o isobutileno e/ou o isobutano e então hidroisomerizado em um reator de leito fixo para produzir a corrente de alimentação de 2-butenos que é subsequenteemente usada em um processo de metátese.

A Figura 10 é um gráfico que apresenta o efeito da vazão de hidrogênio sobre a conversão do butadieno.

A Figura 11 é um gráfico que apresenta o efeito da vazão de hidrogênio sobre a conversão e a seletividade do 1-butenos.

A Figura 12 é um gráfico que apresenta o efeito de múltiplas injeções de hidrogênio sobre a conversão e a seletividade do 1-butenos.

A Figura 13 apresenta o efeito do monóxido de carbono e de múltiplas injeções de hidrogênio-monóxido de carbono sobre a conversão do butadieno.

A Figura 14 apresenta o efeito de monóxido de carbono e de múltiplas injeções de hidrogênio sobre a conversão e a seletividade do 1-butenos.

Descrição Detalhada da Invenção

A invenção é um processo aperfeiçoado para a produção de 2-butenos pela hidroisomerização de olefinas C4 normais na presença de um catalisador particulado. O processo produz quantidades mínimas de butano, que é um produto indesejável, que as dois aspectos que podem ser empregados separadamente ou em combinação. O primeiro é a co-alimentação de monóxido de carbono (CO) com a corrente de hidrogênio. Os inventores descobriram surpreendentemente que o CO age como um inibidor para as reações de hidrogenação enquanto permite que continuem as reações de hidroisomerização da dupla ligação. A segunda técnica é a alimentação do

hidrogênio ou da mistura de hidrogênio / CO em uma ou mais localizações ao longo do comprimento do reator. Adicionalmente, o butadieno é hidrogenado a butenos. Ambos os aspectos da invenção podem ser empregados em reatores de leito fixo de gás-líquido assim como nas colunas para destilação catalítica. Os reatores de leito fixos podem ser projetados para quaisquer regimes de escoamento de líquido-gás, inclusive aqueles que gerem pulsações. Podem ser empregados reatores de fluxo ascendente e de fluxo descendente. O uso de um sistema de gás-líquido permite que sejam usadas temperaturas moderadas e permite bombeamento, em vez de compressão, dos hidrocarbonetos. A faixa de pressão do reator está habitualmente entre 2 e 30 bar manométricos, tipicamente entre 5 e 18 bar manométricos. A faixa de temperatura da entrada do reator está habitualmente entre 26,7 °C (80 °F) e 121 °C (250 °F), tipicamente 49 °C (120 °F) e 82 °C (180 °F). É usada uma adição de hidrogênio cuidadosamente controlada para evitar a hidrogenação de butenos a butanos como descrito acima. Quando for usada uma coluna de destilação catalítica, o processo faz uso da resistência de transferência de massa de hidrogênio gasoso para líquido para manter baixa a concentração de hidrogênio no fluido da reação e assim minimizar a hidrogenação de butenos a butanos.

Quando se usa uma única injeção de hidrogênio e CO, o hidrogênio e o CO de preferência são injetados em um ponto a montante do reator de hidroisomerização. Neste caso, a razão de CO para H₂ está entre 0,1 % e 3 % em uma base molar, mais preferivelmente 0,1 - 0,5 % e é tipicamente de 0,2 - 0,4 % em uma base molar. Quando forem usadas múltiplas injeções de hidrogênio e CO, a alimentação global de hidrogênio / CO de preferência é dividida para garantir que o volume total do catalisador esteja em um estado ativo. Neste caso, o CO e o H₂ de preferência são injetados juntos em múltiplos pontos ao longo do comprimento do reator. A razão de CO para H₂O em cada ponto de injeção preferivelmente, mas não necessariamente, é a mesma que nos outros pontos de injeção. No entanto, também é possível que se tenha uma das correntes contendo apenas hidrogênio. Uma parte, ou todo hidrogênio e/ou CO pode ser misturado com a alimenta-

ção de C4 mista antes que a alimentação entre no reator de hidroisomerização.

É bem sabido que o monóxido de carbono é um veneno reversível para catalisadores de Pd usados nas aplicações de hidrogenação. Acredita-se que o monóxido de carbono vá impedir todas as reações sobre aquele catalisador. Os inventores descobriram, entretanto, que quando o CO for usado na presente invenção a baixos níveis para moderar a atividade de hidrogenação, ele não irá impedir a hidroisomerização da dupla ligação porém irá impedir seletivamente a reação de hidrogenação. Desse modo, o seu uso irá aumentar a seletividade para a isomerização. Pelo ajuste da quantidade de CO e ao mesmo tempo mantendo catalisador suficiente para se conseguir isomerização local, pode se conseguir melhor seletividade de isomerização/ hidrogenação.

As Figuras 1 e 2 a seguir apresentam duas opções para uma destilação catalítica-hidroisomerização combinada o processo da dupla ligação. A Figura 1 representa um sistema 10 para a hidroisomerização da dupla ligação de C4 com a injeção de CO e hidrogênio em um único ponto. Uma corrente de alimentação 12 mista de C4 é combinada com uma corrente 14 gasosa de hidrogênio – monóxido de carbono para formar uma corrente de alimentação 16 da torre para destilação catalítica. A corrente de alimentação 16 da torre entra no meio da torre 18 de destilação catalítica 18 através da entrada 13. A torre 18 tem uma zona da reação 20 acima do ponto de alimentação que contém catalisador. O catalisador está localizado dentro das estruturas de destilação catalítica ou as estruturas são projetadas de modo que os materiais tenham atividade catalítica (por exemplo, um recheio para destilação de alumina que tenha catalisador impregnado no mesmo), isobutileno e isobutano são removidos da extremidade superior da torre 18 na corrente de topo 22 através da saída de topo 23, juntamente com a maior parte do 1-butenos restante. Na zona da reação 20, 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 do fundo 25.

O catalisador empregado no processo de hidroisomerização da

dupla ligação da invenção pode estar na forma de um catalisador particulado ou de formato ou como um recheio para destilação. O catalisador que serve como recheio para destilação pode estar em um formato de recheio para destilação convencional tais como anéis de Raschig, anéis de Pall, selas ou similares e como outras estruturas tais como, por exemplo, bolas, formatos irregulares, folhas, tubos ou espirais. O catalisador pode estar como recheio em sacos ou em outras estruturas, aplicados sobre grades ou telas. As espumas de polímero reticuladas também podem ser usadas desde que a estrutura da espuma seja suficientemente grande de modo a não provocar uma alta queda de pressão através da coluna. Além disso, é importante que se tenha uma taxa apropriada de fluxo de vapor através da coluna. Um catalisador adequado para o presente processo é PdO a 0,4 % sobre esferas de Al_2O_3 (alumina) de 0,3 cm (1/8 de polegada), que é um catalisador de hidrogenação da dupla ligação fornecido por Engelhard. Alternativamente, podem ser usados inclusive platina e níquel, que podem ser sulfetados ou não sulfetados.

A pressão atmosférica da coluna para destilação catalítica habitualmente está entre 2 e 12 bar manométricos, tipicamente entre 3 e 8 bar manométricos. A temperatura da entrada do reator habitualmente está entre 26,7 °C (80 °F) e 104 °C (220 °F), tipicamente 37,8 °C (100 °F) e 61 °C (160 °F).

A Figura 2 apresenta a injeção de hidrogênio / CO para uma torre de destilação catalítica em que a corrente de hidrogênio-CO está dividida em duas correntes de entrada separadas. O sistema é designado como 110, uma corrente de alimentação 112 mista de C4 é combinada com uma primeira corrente gasosa de hidrogênio-monóxido de carbono 115, que é aproximadamente a metade da corrente gasosa 114, para formar uma corrente de alimentação 116 da torre de destilação catalítica. Esta corrente de alimentação entra no meio de uma torre de destilação catalítica 118 através da entrada inferior 113. A torre 118 tem uma zona da reação 120 inferior acima do ponto de alimentação e uma zona da reação 121 superior acima da zona da reação 120 inferior. Uma segunda corrente gasosa de hidrogênio-monóxido

de carbono 117 é alimentada para a torre 118 através da entrada superior 111, que está localizada entre a zona da reação 120 inferior e a zona da reação 121 superior. O isobutileno, o isobutano e pelo menos parte do 1-buteno restante são removidos do topo da torre na corrente de topo 122.

5 Nas zonas de reação 120 e 121, o 1-buteno é isomerizado a 2-buteno. O 2-buteno é removido do fundo da torre na corrente 124 pela saída do fundo 125. É também possível, porém habitualmente menos desejável, que a corrente 115 e/ou a corrente 117 contenham apenas hidrogênio. A velocidade de reação de hidrogenação é uma função muito mais forte da pressão parcial de hidrogênio do que a velocidade da reação de isomerização. O uso de

10 múltiplos pontos de injeção de hidrogênio ao longo do comprimento do leito do catalisador resulta em uma redução local na concentração de hidrogênio (isto é, uma concentração mais baixa em um ponto em particular ao longo do comprimento do reator) comparada a uma modalidade em que todo o hidrogênio é introduzido na entrada para o reator. Isto aumenta a seletividade de

15 isomerização/ hidrogenação com e sem a presença de CO.

A Figura 3 representa uma modalidade 210 que emprega um reator de hidroisomerização 219 de leito fixo e uma corrente gasosa 214 de hidrogênio-monóxido de carbono. A corrente gasosa 214 é dividida em duas

20 correntes de vazão aproximadamente igual, a primeira corrente gasosa 215 e a segunda corrente gasosa 217. Uma corrente de alimentação 212 de C4 mista é combinada com a primeira corrente gasosa 215 para formar uma corrente de alimentação 216 do reator. A corrente de alimentação 216 do reator entra em uma extremidade do reator de hidroisomerização 219 de

25 leito fixo 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. Habitualmente a entrada 211 está $\frac{1}{4}$ até $\frac{1}{2}$ 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

30 através da saída 225. A corrente 224 contém maiores quantidades de 2-buteno comparadas aos sistemas conhecidos anteriores em que o monóxido de carbono não é usado e/ou todo o hidrogênio é alimentado ao reator 219

em uma única localização na extremidade a montante do reator 219. Também é possível, porém habitualmente menos desejável, que a corrente 215 e/ou a corrente 217 contenha apenas hidrogênio.

A modalidade da Fig. 4 é similar àquela da Fig. 3 exceto que a modalidade da Fig. 4 tem três pontos de alimentação para hidrogênio e monóxido de carbono. O sistema da Fig. 4 é representado como 310. A primeira alimentação de hidrogênio-monóxido de carbono está na primeira corrente gasosa 315, que combina com a corrente de alimentação 312 de C4 mista para formar a corrente de alimentação do reator 316. A primeira corrente gasosa 315 tem aproximadamente um terço da vazão da corrente gasosa 314. A corrente 316 entra no reator de hidroisomerização 319 de leito fixo pela entrada 313. A segunda corrente gasosa 317, que tipicamente constitui um outro terço da corrente gasosa 314, é alimentada para o reator 319 em uma localização aproximadamente a 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 uma localização aproximadamente na metade a dois terços do caminho ao longo do comprimento do reator 319. No reator 319, o 1-butenos é hidroisomerizado a 2-butenos, formando uma corrente de saída do reator 324 que contém maiores quantidades de 2-butenos. A corrente de saída do reator 324 sai do reator 319 através da saída 325. Também é possível, porém habitualmente menos desejável, que uma ou mais das correntes 315, 317 e 327 contenham apenas hidrogênio.

Como está indicado acima, o processo da invenção é útil para a produção de uma corrente de butenos que tem uma alta concentração de 2-butenos. Preferivelmente, a invenção produz correntes de C4 em que a razão de 2-butenos para 1-butenos é pelo menos de 8:1. Este tipo de corrente é uma alimentação preferida para processos de metátese, como são apresentados na Fig. 5 e na Fig. 6. Na modalidade da Fig. 5, designada 410, uma corrente de alimentação 412 de C4 mista combinada com uma corrente 414 de hidrogênio-monóxido de carbono para formar uma corrente de alimentação 416 da torre de destilação catalítica. A corrente de alimentação 416 da

torre entra no meio da torre de fracionamento 418, que tem uma zona da reação 420 acima do ponto de alimentação. O isobutileno e o isobutano são removidos do topo da torre na corrente 422 do topo juntamente com pelo menos parte do 1-buteno restante. Na zona da reação 420, o 1-buteno é isomerizado a 2-buteno. O 2-buteno é removido do fundo da torre na corrente 424 do fundo. Depois da remoção opcional de impurezas em um ou mais leitos de proteção 426, a corrente 424 do fundo é misturada com a corrente 428 de etileno para formar a corrente de alimentação de metátese 429. A corrente de alimentação de metátese 429 entra no reator de metátese 430, em que o etileno glicol e o 2-buteno reagem para formar o propileno. O propileno é removido do reator de metátese 430 na corrente 432 de propileno.

A Fig. 6 representa um reator de hidroisomerização de leito fixo similar àquele apresentado na Fig. 3 a montante de um reator de metátese. Nesta modalidade, designada como 510, a corrente gasosa 514 de hidrogênio-monóxido de carbono é dividida em duas correntes de vazão aproximadamente igual, correntes gasosas 515 e 517. Uma corrente de alimentação 512 de C4 mista é combinada com a primeira corrente 515 de hidrogênio-monóxido de carbono para formar uma corrente de alimentação do reator 516. Esta corrente de alimentação 516 entra em uma extremidade de um reator de hidroisomerização 519 de leito fixo através da entrada 520. A segunda corrente 517 de hidrogênio-monóxido de carbono é alimentada ao reator 519 em um ponto mediano 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 maiores quantidades de 2-buteno comparadas com os sistemas conhecidos anteriores em que não é usado o monóxido de carbono e/ou todo o hidrogênio é alimentado ao reator 519 em uma única localização da extremidade a montante do reator 519. Também é possível, porém habitualmente menos desejável, que a corrente 515 e/ou a corrente 517 contenha apenas hidrogênio. A corrente de saída do reator 524 é opcionalmente purificada em um ou mais leitos de proteção 526 e é misturada com uma corrente 528 de etileno para formar uma corrente de alimentação de metátese 529. A corrente 529 entra em um reator de metátese 530, no qual o 2-

buteno reage com o etileno para formar uma corrente 532 de propileno.

Pela maximização da fração de 2-buteno usando-se os processos apresentados na Fig. 5 e/ou 6, várias coisas são realizadas. Primeiro, o rendimento de butenos na etapa de hidrogenação / hidroisomerização da dupla ligação é maximizado porque a perda de butenos a butanos (inertes no processo de metátese) é minimizada. Como um resultado, a produção de propileno em um processo de metátese que usa 2-buteno e etileno é maximizada. Em segundo lugar, pela maximização da produção de 2-butenos por hidroisomerização da dupla ligação, a separação dos n-butenos do isobutileno/isobutileno é facilitada, pois o 2-buteno é mais pesado e tem um ponto de ebulição mais alto do que o 1-buteno e, portanto é mais facilmente separado do isobutano e do 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 estiver presente no reator de metátese, ele irá reagir com parte do 2-buteno para produzir C3s e C5s. Desse modo, o rendimento global de C3s será menor do que se o 1-buteno tiver sido isomerizado a 2-buteno e reage com etileno para produzir 2 C3s. É observado que neste caso não há reação entre o 1-buteno e o etileno.

As Figs. 7-9 representa modalidades em que um reator de hidrogenação está disposto a montante de um reator de hidroisomerização e um reator de metátese está posicionado a jusante do reator de hidroisomerização. Na Fig. 7, o sistema 600 tem uma corrente 602 de C4 mista, que é combinada com a corrente 604 de hidrogênio para formar uma corrente de alimentação do reator 605 de um reator de hidrogenação. Esta corrente é alimentada para um reator 606 de hidrogenação em que o teor de butadieno da mistura é reduzido até aproximadamente 1500 partes por milhão baseado no peso ou menos. O efluente do reator de hidrogenação 608 é misturado com a corrente gasosa 615, que é a metade da corrente 614 de hidrogênio-monóxido de carbono e forma uma corrente de alimentação 616 da torre de destilação catalítica. Esta corrente de alimentação entra no meio de uma torre de destilação catalítica 618, que tem uma zona da reação 620 mais baixa acima do ponto de alimentação e uma zona da reação 621 mais alta

acima da zona da reação 620 mais baixa. Uma segunda corrente gasosa 617 de hidrogênio-monóxido de carbono é alimentada à torre 618 em uma localização entre a zona da reação 620 inferior e a zona da reação 621 superior. Isobutileno, isobutano e pelo menos parte do topo da torre na corrente de topo 622. É também possível, porém habitualmente menos desejável, que a corrente 615 e/ou a corrente 617 contenham apenas hidrogênio. Nas zonas da 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 leitos de proteção 626 e misturado com uma corrente 628 de etileno para formar uma corrente de alimentação de metátese 629. A corrente 629 entra no reator de metátese 630, em que ela é convertida a propileno, que é removido do reator de metátese 630 na corrente 632 de propileno.

As Figs. 8 e 9 representam um reator de hidroisomerização em leito fixo a jusante de um reator de hidrogenação e a montante de um reator de metátese. Nestas modalidades, é incluída uma coluna de fracionamento a montante ou a jusante do reator de hidroisomerização para remover o isobutano e/ou o isobutileno. Na Fig. 8 o sistema 700 tem uma corrente 702 de C4 mista que é combinada com uma corrente 704 de hidrogênio para formar uma corrente de alimentação do reator 705 do reator de hidrogenação 706 em que o teor de butadieno da mistura é reduzido até aproximadamente 1500 partes por milhão em peso ou menos. O efluente do reator de hidrogenação 708 é misturado com a corrente 715, que é a metade da corrente 714 de hidrogênio-monóxido de carbono, formando uma corrente de alimentação de reator do reator 716. A corrente de alimentação do reator 716 do reator entra em uma extremidade do reator de hidroisomerização 719 de leito fixo. A segunda corrente 717 de hidrogênio-monóxido de carbono é alimentada ao reator 719 na parte do caminho ao longo do comprimento do reator 719. No reator 719, o 1-buteno é isomerizado a 2-buteno. A corrente de saída do reator 724 contém maiores quantidades de 2-buteno comparadas aos sistemas conhecidos em que não é usado o monóxido de carbono e/ou todo o hidrogênio é alimentado ao reator 719 em uma única localização na extremidade a montante do reator 719. É também possível, porém habi-

tualmente menos desejável, que a corrente 715 e/ou a corrente 717 contêm apenas hidrogênio. A corrente 724 de saída do reator é alimentada para uma coluna de fracionamento 734 em que o isobutano e o isobutileno são removidos do topo na corrente 736 e uma corrente 724 de 2-buteno é removida pelo fundo. A corrente 724 de 2-buteno é opcionalmente purificada em um ou mais leitos de proteção 726 e é misturada a uma corrente 728 de etileno. A corrente 729 combinada entra em um reator de metátese 730, em que o 2-buteno reage com o etileno para formar uma corrente 732 de propileno.

10 A modalidade apresentada na Fig. 9 é similar àquela da Fig. 8 com a exceção de que a coluna de fracionamento 834 para a remoção de isobutano e isobutileno é a montante do reator de hidroisomerização 819 e a jusante do reator de hidrogenação 806. O reator de metátese 830 produz uma corrente 832 de propileno.

15 Tendo geralmente descrito a invenção, os exemplos a seguir são incluídos para fins de ilustração de modo que a invenção pode ser mais facilmente entendida e não pretendem de forma alguma limitar o âmbito da invenção a não ser se for especificamente indicado de outra maneira.

Exemplo 1 – Injeção de H_2 ou uma Mistura de $CO-H_2$ em Um Ponto de Alimentação de uma Torre de Destilação Catalítica sem Butadieno na Corrente de Alimentação de C_4

Foi usada uma hidroisomerização da dupla ligação de C_4 e um processo de separação para separar uma corrente de C_4 que não continha butadieno. A reação ocorreu dentro de uma torre para destilação catalítica adaptada tanto com estruturas para destilação catalítica como com recheio inerte convencional para destilação. O catalisador era 680 gramas de PdO a 0,4 % sobre pelotas de Al_2O_3 de 0,3 cm (1/8 de polegada) (Engelhard) e foi colocado sobre pacotes embrulhados em recheio de malha de arame para destilação. Os pacotes usados abrangiam 2,4 m (8 pés) de uma torre para destilação catalítica de 5 cm por 9,6 m (2 polegadas por 32 pés) (DC-100). O restante da torre foi recheado com recheio de selas de aproximadamente 1,3 cm (1/2 polegada).

A corrente de alimentação continha uma mistura de 2-buteno, 1-buteno e isobutileno. A composição da corrente de alimentação é apresentada a seguir na Tabela 1. A alimentação foi introduzida na coluna abaixo de todo o espaço de 2,4 m (8 pés) de catalisador.

5 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

Hidrogênio (Exemplos 1A a 1C) e misturas de hidrogênio /CO (Exemplos 1D-1E) foram misturados com a alimentação antes que esta fosse injetada à torre. Nos exemplos 1 D-1E, a razão molar de CO/H₂ era de 0,003 ou de 0,3 %. A taxa de alimentação em todos os casos foi de 2 kg/hora (4,5 libras por hora). A razão de refluxo foi ajustada para 9,3. A corrente de produto destilado líquido era retirada continuamente. O destilado continha principalmente o isobutileno na alimentação, algum 1-buteno que não tinha reagido e traços de quantidade de 2-butenos. A quantidade de 2-buteno no destilado era baseada na eficiência de fracionamento. Uma corrente de fundo que consiste principalmente de 2-buteno foi retirada da torre. Os butanos normais foram divididos entre o produto de topo destilado e o produto de fundo. Uma pequena corrente de nitrogênio foi alimentada ao topo e foi ventilada para manter a pressão próxima a 0,55 MPa (80 psig). Foram retiradas amostras do produto destilado líquido e o produto de fundo foi retirado em sacos de gás ou em pequenas bombas de aço para análise por cromatografia gasosa que usa um detector de ionização de chama. Foram feitas corridas de balanço de material pela retirada de amostras pesadas tanto de destilado como de produto de fundo durante o período de tempo. Os resultados das corridas experimentais, que tinha temperaturas do leito do topo, vazões de CO, vazões de refluxo de topo e vazões de produto de fundo variáveis são apresentados a seguir na Tabela 2.

Tabela 2

Nº do Exemplo	1A	1B	1C	1D	1E
Pressão MPa (psig)	0,55 MPa (80)	0,55 MPa (80)	0,55 MPa (80)	0,55 MPa (80)	0,55 MPa (80)
Temperatura do topo do leito °C (°F)	53,9(129)	54,4(130)	55 (131)	55 (131)	53,9 (129)
Taxa de Alimentação Total, kg/h (libras/hora)	1,8 (4,5)	1,8 (4,5)	1,8 (4,5)	1,8 (4,5)	1,8 (4,5)
H ₂ para a torre kg/h (ft/h)	1,15	1,15	1,15	1,15	1,15
Entrada de CO, como % molar de H ₂ que entra	0,0	0,0	0,0	0,3	0,3
CO para a torre kg/h (ft/h)	0,0	0,0	0,0	0,0035	0,0035
Fluxo de refluxo do topo, kg/h (libras/hora)	18,6 (41,4)	18,7 (41,5)	18,7 (41,5)	18,8(41,8)	19,0 (42,0)
Vazão de DESTILADO LÍQUIDO, kg/hora (libras/hora)	1,35 (3,01)	1,37 (3,04)	1,5 (3,48)	1,6 (3,68)	1,49 (3,32)
DESTILADO LÍQUIDO, (% em peso de composição)					
n-Butano	2,08	2,97	2,83	1,16	1,27
1-Buteno	8,76	8,87	9,80	8,15	7,34
Tans-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

Tabela 2 -continuação-

Nº do Exemplo	1A	1B	1C	1D	1E
Vazão de PRODUTO DO FUNDO, kg/h (libras/hora)	0,6 (1,39)	0,49 (1,09)	0,44 (0,98)	0,33 (0,74)	0,44 (0,98)
Vazão de PRODUTO BASE (% em peso, composição)					
n-Butano	1,15	0,90	0,59	0,20	0,28
1-Buteno	1,86	1,59	1,47	1,48	1,52
Tans-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

Tabela 2 -continuação-

Nº do Exemplo	1A	1B	1C	1D	1E
1-3 Butadieno % em conversão	-	-	-	-	-
1 Buteno % de conversão	62,5	62,8	53,9	59,8	66,6
seletividade média de 1 buteno em relação a butano, % molar	14,8	19,0	23,1	8,5	7,7
1 buteno convertido, g/hr/g de catalisador	0,332	0,334	0,286	0,318	0,356
n-butano g/hr/g de catalisador	0,050	0,064	0,067	0,027	0,028
seletividade média de 1 buteno em relação a butano	19,0			8,1	
1-buteno em média convertido, g/h/g de catalisador	0,317			0,337	
2 butenos em média formados, g/h/g de catalisador	0,257			0,310	
n-butano em média formado, g/h/g de catalisador	0,06			0,027	

A Tabela 2 apresenta o efeito benéfico da utilização de uma mistura de hidrogênio e monóxido de carbono (razão molar de CO para H₂O de 0,3 %) para os Exemplos 1D-1E em vez de hidrogênio puro para os Exemplos 1A-1C. A seletividade de 1-buteno em relação ao butano diminui de uma média de 19 % nos Exemplos 1A-1C até aproximadamente 8 % nos Exemplos 1D-1E enquanto que a taxa global de conversão de 1-buteno permanece inalterada em torno do nível de 60 %. A perda total de 1 buteno em relação aos butanos tinha diminuído e a produção total de 2 butenos tinha aumentado. Como um resultado da seletividade melhorada, o butano normal diminui de 3 % em peso até 1 % em peso na corrente de destilado líquido e de desde 1 até 0,2 % na corrente do fundo. Ao mesmo tempo a quantidade total de 1-buteno convertido varia apenas ligeiramente entre todos os exemplos, com o 2-buteno no produto de fundo na faixa de 93 e 96 % dos total de C4s na mesma corrente para todos os casos.

Exemplo 2 – Injeção de H₂ ou de uma mistura em um Ponto de Alimentação para uma Coluna de Destilação Catalítica com Butadieno na Corrente de Alimentação de C4

O catalisador foi carregado à coluna de destilação de uma maneira similar àquela do Exemplo 1. A operação da coluna foi a mesma que no Exemplo 1. No entanto, como apresentado na Tabela 3, a 0,55 % em uma base em peso.

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, deve ocorrer um maior fluxo de hidrogênio para satisfazer o requisito de hidrogênio para a hidrogenação do butadieno a butenos enquanto mantém hidrogênio para facilitar a reação de hidroisomerização. A taxa de alimentação e de refluxo permanece a mesma como para o caso no exemplo 1. A Tabela 4 apresenta o efeito da utilização de uma mistura de hidrogênio e monóxido de carbono (razão molar de CO para H₂ de 0,3 %) para os 2D-2F em vez de hidrogênio puro para os Exemplos 2A-2C, quando o butadieno estiver presente.

Tabela 4

Nº do Exemplo	2A	2B	2C	2D	2E	2F
Pressão MPa (psig)	0,55 (80)	0,55 (80)	0,55 (80)	0,55 (80)	0,55 (80)	0,55 (80)
Temperatura do topo do leito °C (°F)	53,9 (129)	53,3(128)	54 (130)	54 (130)	53,9 (129)	53,3(128)
Taxa de Alimentação Total, kg/h (libras/hora)	1,8 (4,48)	1,8 (4,48)	1,8 (4,48)	1,9 (4,50)	1,9 (4,50)	1,8 (4,48)
H ₂ para a torre kg/h (ft/h)	1,15	1,15	1,15	1,15	1,15	1,15
CO para a torre kg/h (ft/h)	0,00	0,00	0,00	0,30	0,30	0,30
CO para DC-100 kg/h (ft/h)	0	0	0	0,0035	0,0035	0,0035
Fluxo de refluxo do topo, kg/h (libras/hora)	18,6 (41,9)	18,6 (41,9)	18,7 (41,5)	18,8(41,8)	19,0 (42,3)	19,0 (42,3)

Tabela 4 -continuação-

Nº do Exemplo	2A	2B	2C	2D	2E	2F
Vazão de DESTILADO LÍQUIDO, kg/hora (lilas/hora)	1,36 (3,55)	0,9 (2,89)	1,81 (4,33)	1,80 (4,15)	1,3 (3,46)	0,9 (2,67)
DESTILADO LÍQUIDO, (% em peso de composição)						
n-Butano	2,08	2,97	2,83	1,16	1,27	
n-Buteno	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
Tans-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	76,089	79,26
1,3 Butadieno	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

Tabela 4 -continuação-

Nº do Exemplo	2A	2B	2C	2D	2E	2F
Vazão de PRODUTO DO FUNDO, kg/h (libras/hora)	0,02 (0,90)	0,45 (1,31)	0,27 (0,61)	0,31 (0,68)	0,45 (1,01)	0,60 (1,29)
Vazão de PRODUTO BASE (% em peso, composição)						
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
Tans-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

Tabela 4 -continuação-

Nº do Exemplo	2A	2B	2C	2D	2E	2F
1-3 Butadieno % em conversão	98,2	96,5	99,1	99,0	97,8	97,2
1 Buteno % de conversão	55,9	63,3	46,5	49,4	57,3	65,2
seletividade média de 1 buteno em relação a 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 g/hr/g de catalisador	0,076	0,050	0,089	0,021	0,016	0,011
seletividade média de 1 buteno em relação a butano	26		5,56			
1-buteno em média convertido, g/h/g de catalisador	0,284		0,294			
2 butenos em média formados, g/h/g de catalisador	0,196		0,262			
n-butano em média formado, g/h/g de catalisador	0,072		0,016			

Embora os requisitos para a hidrogenação tenham variado com a adição de butadieno, é evidente a influência positiva da adição de CO no hidrogênio. A conversão de butadieno é alta (entre 96 e 99 %) com e sem a presença de CO. Há suficiente hidrogênio disponível para permitir a hidrogenação do butadieno neste caso sem aumentar o hidrogênio acima daquele 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 do fundo. Todo o butadieno forçado para a seção de catalisador para separação é essencialmente convertido em butenos. A adição do butadieno provoca uma diminuição na média de gramas do 1-butenos convertido. A quantidade de 1-butenos convertido no Exemplo 2 é de aproximadamente 88 % do 1-butenos convertido no Exemplo 1. Isto é como esperado, pois o butadieno seria o primeiro a reagir sobre este catalisador. No entanto, a quantidade total de 1-butenos convertido a 2-butenos por isomerização ou do butano por saturação permanece alta depois da introdução de CO. Isto indica que para todos os casos há suficiente hidrogênio tanto para conseguir a hidrogenação do butadieno como para manter ativo o catalisador para a isomerização do buteno.

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

25 Exemplo 3 – Injeção de H₂ em Múltiplos Pontos de Alimentação sem Butadieno na Corrente de Alimentação de C₄

O catalisador foi carregado para a coluna de destilação de uma maneira similar àquela do Exemplo 1. A operação da coluna também permaneceu a mesma. Neste exemplo não estava presente nem butadieno nem CO e a alimentação foi aquela apresentada na Tabela 1. No entanto, no Exemplo 3B, o fluxo de hidrogênio foi dividido propileno glicol entre dois orifícios separados para injeção. O ponto de injeção do fundo é o mesmo que

aquele do Exemplo 3A, isto é, juntamente com a alimentação de C4. O segundo ponto de injeção é no meio da torre, com 1,2 m (4 pés) de catalisador abaixo e 1,2 m (4 pés) de catalisador acima do mesmo.

- A Tabela 5 apresenta o efeito de divisão do hidrogênio enquanto
- 5 mantém constante a vazão de hidrogênio total.

Tabela 5

Número do Exemplo	3A	3B
Pressão - MPa (psig)	0,55 MPa (80)	0,55 MPa (80)
Temperatura do Topo do Leito - °C (°F)	55,0 (131)	53,9 (129)
Taxa de Alimentação Total , kg/h (libras/hora)	1,8 (4,5)	1,8 (4,5)
H ₂ para o fundo da coluna, stdcuft/h	1,15	0,58
H ₂ para o topo da coluna, stdcuft/h	0,00	0,58
Entrada de CO, como % molar de H ₂ que entra	0,0	0,0
CO para a torre, stdcuft/h	0,0	0,0
Fluxo de refluxo do topo, kg/h (libras/hora)	18,6 (41,5)	18,8 (41,8)
Vazão de DESTILADO LÍQUIDO, kg/hora (libras/hora)	1,5 (3,48)	1,37 (3,06)
DESTILADO LÍQUIDO, (% em peso de composição)		
n-Butano	2,83	1,99
1-Buteno	9,80	9,96
trans-2-Buteno	13,99	9,28
cis-2-Buteno	1,45	0,84
Isobutileno	71,75	77,75
1,3-Butadieno	0,00	0,00

Tabela 5 - continuação-

Número do Exemplo	3A	3B
Vazão de PRODUTO DO FUNDO, kg/h (libras/hora)	0,98	1,26
Vazão de PRODUTO BASE (% em peso, composição)		
n-Butano	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
1,3 Butadieno, % de conversão	-	-
1 Buteno % de conversão	53,9	57,62
seletividade de 1 buteno em relação a butano, % molar	23,1	11,83
1-buteno convertido, g/h/g de catalisador	0,286	0,306
2 butenos em média formados, g/h/g de catalisador	0,219	0,269
n-butano em média formado, g/h/g de catalisador	0,067	0,037

- Quando forem usados múltiplos pontos de injeção de hidrogênio em lugar de um único ponto de injeção, a seletividade de 1-buteno em relação a butano diminuiu de 23 % nos casos com uma única injeção de hidrogênio a 11,8 % para os casos com hidrogênio dividido, enquanto que a conversão global de 1-buteno permanece essencialmente inalterada. Como um resultado, o n-butano diminuiu desde aproximadamente 3 % em peso até aproximadamente 2 % em peso na corrente de destilado líquido e de desde 0,6 % em peso até 0,2 % em peso na corrente de fundo. Ao mesmo tempo a quantidade total de 1-buteno convertido variou apenas ligeiramente, com o 2-buteno no produto de fundo variando entre 94 % e 96 % do total de C4's na mesma corrente para todos os casos.

Exemplo Comparativo 4 - Reator de Hidroisomerização em Leito Fixo com um Único Ponto de Injeção de Hidrogênio

- Foi usado um modelo de reator de leito de gotejamento para determinar as vantagens de múltiplas injeções de hidrogênio e de injeções combinadas de hidrogênio – monóxido de carbono em um reator para hidrosomerização. A cinética da reação usada para este cálculo é coerente com os resultados de destilação catalítica dos Exemplos 1 to 3. Neste Exemplo Comparativo, foi usado um único ponto de injeção a três diferentes vazões de hidrogênio para determinar o efeito da vazão do hidrogênio sobre a conversão do butadieno. As vazões de hidrogênio foram baseadas nas razões molares de hidrogênio para butadieno. Foram usadas razões de 2, 5 e 10.
- 10 Todos os resultados refletem uma condição de 100 % de umedecimento do catalisador e de queda de pressão mínima através do reator. O cálculo de balanço térmico foi baseado em um reator adiabático com vaporização. A composição da alimentação é apresentada a seguir na Tabela 6.

Tabela 6

	Alimentação, % em peso
Butadieno	0,13
1-Buteno	11,00
2-Buteno	26,00
Isobutano	29,00
Isobutileno	19,00
n-Butano	14,87

- 15 A entrada T do reator foi ajustada a 60 °C (140 °F) e a uma pressão de 1,6 MPa (240 psig). A vazão de C4s era de 39.600 kg/hora (88.000 libras/hora. O efeito da vazão de hidrogênio sobre a conversão de butadieno é apresentado na Fig. 10. O efeito da vazão de hidrogênio sobre a conversão de 1-buteno e sobre a seletividade é apresentado na Fig. 11.
- 20 A conversão de 1-buteno em equilíbrio supondo que não há perdas para este exemplo é de 86 %. Baseado nas Figuras 10 e 11, as conversões de butadieno em excesso de 99 % podem ser conseguidas desde que a razão molar de H₂O para butadieno seja de pelo menos 5. A diminuição da taxa de alimentação de H₂ para uma razão de 2 fornece boas seletividades,
- 25 porém às custas das conversões tanto de butadieno como de 1-buteno. O

aumento da razão de H_2 até 10 leva a perdas muito mais altas e a 13 % de seletividade de 1-buteno para butano. Para todos estes casos uma altura de reator de 3 metros (10 pés) era suficiente para manipular a maior parte (aproximadamente 98 %) da conversão máxima de 1-buteno. Uma razão de H_2 -butadieno de 5 e um comprimento do reator de 3 metros (10 pés) forneceu uma conversão de 1-buteno de 65 % a 6,7 % de seletividade para butano e com 15 ppm em peso de butadieno na saída.

Exemplo 4 - Reator para Hidroisomerização em Leito Fixo com Injeção de H_2 Dividido

O Exemplo Comparativo 4 foi repetido usando-se uma razão molar de hidrogênio para butadieno de 5 com a exceção de que o hidrogênio foi dividido em duas alimentações separadas para o reator para hidroisomerização. Devido à sua maior dependência de taxa de hidrogenação era de se esperar que uma baixa pressão parcial de H_2 em todo o reator fosse benéfica para a seletividade. Neste Exemplo a taxa total de H_2 foi mantida constante a uma razão molar de H_2 para butadieno de 5 e o fluxo de gás foi dividido uniformemente com a metade do mesmo entrando com a alimentação e a outra metade injetada a 2,4 m (8 pés) ao longo do reator. A diferença de desempenho é fornecida na Figura 12.

Foi obtida uma melhoria na conversão de 1-buteno (72 %) enquanto diminui a seletividade (6 %) para butano. Ao mesmo tempo o butadieno na saída era de 13 ppm em peso.

Exemplo 5 – Reator para Hidroisomerização em Leito Fixo Com Injeções Únicas e Divididas de Hidrogênio - Monóxido de Carbono

Uma corrente de hidrogênio - monóxido de carbono combinada foi injetada em um único ponto e em uma injeção dividida em uma simulação de reator de leito fixo que usa a corrente de alimentação de C4 do Exemplo Comparativo 4. A razão molar de CO para hidrogênio era de 0,3 %. A razão molar de hidrogênio para butadieno era de 5. As constantes cinéticas para a hidrogenação de butadieno e de 1-buteno foram diminuídas à metade com a presença de uma mistura de CO/ H_2 de 0,3 % molar baseado nos resultados do Exemplo 2. Para a modalidade de alimentação dividida, a segunda inje-

- ção feita foi a 2,4 m (8 pés) da entrada do reator. A Fig. 13 apresenta o efeito de uma única alimentação de hidrogênio – monóxido de carbono e de uma alimentação dividida de hidrogênio – monóxido de carbono sobre a conversão do butadieno. A Figura 14 apresenta os efeitos de uma única alimentação de hidrogênio - monóxido de carbono e de uma alimentação dividida de hidrogênio – monóxido de carbono sobre a conversão e a seletividade do 1-buteno. A combinação de tanto a inclusão de monóxido de carbono e o uso de uma alimentação dividida fornece o caso do reator otimizado na Figura 14 com 79 % de conversão e apenas 5,4 % de seletividade em relação a butano. O butadieno na saída do reator é de 13 ppm em peso. Foi conseguida uma melhoria substancial com a combinação de H_2 -CO em injeções divididas que vão de desde 65 % de conversão de 1-buteno a 6,7 % de seletividade no Exemplo Comparativo 4 até 79 % de conversão e apenas 5,4 % de seletividade para butano no Exemplo 5. Os resultados que apresentam o efeito de CO estão resumidos na Tabela 7.

Tabela 7

	Volume de Catalizador (ft ³)	Saída de ppm BD	Conversão de 1-Buteno (%)	1-Buteno selecionado e butano (%)
Uma injeção de H_2 puro razão $H_2/BD = 5$	160	14	65	6,7
Um caso de injeção de H_2 e CO dividido	160	14	74	6,0
Caso de H_2 e CO dividido	240	13	79	5,4

- Como será evidente para as pessoas peritas na técnica, várias modificações e adaptações do método e da estrutura acima descrita tornar-se-ão facilmente evidentes sem sair do espírito e do âmbito da invenção, cujo âmbito é definido nas reivindicações anexas.

REIVINDICAÇÕES

1. Processo para a hidroisomerização da dupla ligação de C_4 olefinas, que compreende:

5 a obtenção de uma corrente de alimentação que compreende 1-buteno e 2-buteno,

a introdução da dita corrente de alimentação e hidrogênio a uma zona de reação que compreende um reator em leito fixo que contém um catalisador para hidroisomerização com atividade hidroisomerização da dupla ligação para converter uma parte do dito 1-buteno em 2-buteno, formando
10 uma corrente de efluente e

a introdução de monóxido de carbono na dita zona de reação em uma quantidade de 0,001 até 0,03 mol de monóxido de carbono por mol de hidrogênio para aumentar a seletividade em relação a 2-buteno.

2. Processo da reivindicação 1, em que a dita corrente de ali-
15 mentação inclui butadieno.

3. Processo da reivindicação 2, em que pelo menos uma parte do dito butadieno é hidrogenada a buteno na dita zona de reação.

4. Processo da reivindicação 1, em que a dita zona de reação tem um comprimento axial e o hidrogênio é introduzido na dita zona de rea-
20 ção em múltiplos pontos de alimentação ao longo do dito comprimento axial.

5. Processo da reivindicação 1, em que a dita zona de reação tem um comprimento axial e tanto o hidrogênio como o monóxido de carbono são introduzidos na dita zona de reação em múltiplos pontos de alimenta-
ção ao longo do dito comprimento axial.

25 6. Processo da reivindicação 1, em que o dito catalisador compreende pelo menos um elemento selecionado do grupo que consiste em paládio, platina e níquel.

7. Processo da reivindicação 6, em que o dito catalisador está disposto sobre um suporte de alumina.

30 8. Processo da reivindicação 1, em que a dita corrente de alimentação também contém butano normal, isobutano, isobutileno e butadieno.

9. Processo da reivindicação 1, em que pelo menos 70 % do dito

1-buteno que entra no dito reator para hidroisomerização são convertidos a 2-buteno.

10. Processo da reivindicação 1, em que a razão molar de 2-buteno para 1 -buteno na dita corrente de efluente é de pelo menos 85:15.

5 11. Processo da reivindicação 10, em que a razão molar de 2-buteno para 1 -buteno na dita corrente de alimentação não é maior do que 80:20.

12. Processo da reivindicação 1, em que a razão molar de monóxido de carbono para hidrogênio introduzidos na dita zona de reação está na faixa de 0,002 até 0,005.

10 13. Processo da reivindicação 1, que também compreende a misturação da dita corrente de efluente com um reagente de metátese para formar uma corrente de alimentação de metátese e a introdução da dita corrente de alimentação de metátese a um reator de metátese para formar um produto de metátese.

15 14. Processo da reivindicação 13, em que o dito reagente de metátese é etileno e o dito produto de metátese é o propileno.

15. Processo da reivindicação 1, em que a dita corrente de alimentação contém butadieno, que também compreende a hidrogenação da dita corrente de alimentação antes de a introdução na dita zona de reação para reduzir o teor de butadieno da dita corrente de alimentação.

20 16. Processo da reivindicação 13, em que a dita corrente de alimentação contém butadieno, que compreende também a hidrogenação da dita corrente de alimentação antes da introdução na dita zona de reação para reduzir o teor de butadieno da dita corrente de alimentação.

25 17. Processo da reivindicação 15, em que a dita corrente de alimentação contém isobutano e isobutileno, que compreende ainda a remoção de pelo menos um de isobutano e isobutileno da dita corrente de alimentação antes da introdução na dita zona de reação.

30 18. Processo da reivindicação 13, em que a dita corrente de alimentação contém isobutano e isobutileno, que compreende ainda a remoção de pelo menos um de isobutano e isobutileno da dita corrente de efluente antes da introdução no dito reator de metátese.

19. Processo da reivindicação 16, em que a dita corrente de alimentação contém isobutano e isobutileno, que compreende ainda a remoção de pelo menos um de isobutano e isobutileno da dita corrente de efluente antes da introdução no dito reator de metátese.

5 20. Processo para a hidroisomerização da dupla ligação de C₄ olefinas, que compreende:

 a obtenção de uma corrente de alimentação que compreende 1-buteno e 2-buteno e

 a introdução da dita corrente de alimentação e hidrogênio em
10 uma zona de reação que compreende um reator de leito fixo que tem um comprimento e que contém um catalisador com atividade de hidroisomerização da dupla ligação para converter uma parte do dito 1-buteno em 2-buteno, formando uma corrente de efluente, o dito hidrogênio sendo introduzido em múltiplos pontos de alimentação ao longo do dito comprimento da dita zona
15 de reação em uma quantidade apropriada para manter o dito catalisador em uma forma de hidroisomerização ativa de dupla ligação enquanto minimiza a hidrogenação de butenos.

 21. Processo da reivindicação 20, em que é introduzido monóxido de carbono na dita zona de reação com o hidrogênio em um ou mais dos
20 ditos pontos de alimentação ao longo do dito comprimento do dito reator.

 22. Processo da reivindicação 20, que compreende também a misturação da dita corrente de efluente com um reagente de metátese para formar uma corrente de alimentação de metátese e a introdução da dita corrente de alimentação de metátese em um reator de metátese para formar um
25 produto de metátese.

 23. Processo da reivindicação 22, em que o dito reagente de metátese é etileno e o dito produto de metátese é o propileno.

 24. Processo da reivindicação 20, em que a dita corrente de alimentação contém butadieno, que compreende ainda a hidrogenação da dita
30 corrente de alimentação antes da introdução na dita zona de reação para reduzir o teor de butadieno da dita corrente de alimentação.

 25. Processo da reivindicação 22, em que a dita corrente de ali-

mentação contém butadieno, que compreende ainda a hidrogenação da dita corrente de alimentação antes da introdução na dita zona de reação para reduzir o teor de butadieno da dita corrente de alimentação.

26. Processo da reivindicação 24, em que a dita corrente de alimentação contém isobutano e isobutileno, que compreende ainda a remoção de pelo menos um de isobutano e isobutileno da dita corrente de alimentação antes de a introdução na dita zona de reação.

27. Processo da reivindicação 25, em que a dita corrente de alimentação contém isobutano e isobutileno, que compreende ainda a remoção de pelo menos um de isobutano e isobutileno da dita corrente de efluente antes da introdução no dito reator de metátese.

28. Aparelhagem para a hidroisomerização da dupla ligação de 1-buteno a 2- buteno, que compreende:

um conduto para a corrente de alimentação de C4, um reator de hidroisomerização em leito fixo que tem uma extremidade a montante fluidamente conectada ao dito conduto para a corrente de alimentação de olefina, uma extremidade a jusante que tem uma saída e um comprimento, o dito reator de leito fixo contendo um catalisador de hidroisomerização, uma primeira entrada de hidrogênio disposta sobre um do dito conduto de corrente de alimentação de C4 e a dita extremidade a montante do dito reator para hidroisomerização e uma segunda entrada de hidrogênio disposta ao longo do dito comprimento do dito reator a jusante do dito primeiro conduto da corrente de alimentação, as ditas primeira e segunda entradas de hidrogênio estando posicionadas para manter um teor de hidrogênio apropriado no reator para manter o dito catalisador de hidroisomerização em uma forma de hidroisomerização ativa de dupla ligação enquanto minimiza a hidrogenação de butenos.

29. Aparelhagem da reivindicação 28, que compreende ainda: um reator de hidrogenação disposto a montante do dito reator para hidroisomerização.

30. Aparelhagem da reivindicação 29, que compreende ainda: um separador disposto a montante ou a jusante do dito reator

para hidroisomerização, o dito separador estando configurado para separar pelo menos um de isobutileno e isobutano dos outros compostos C4.

31. Aparelhagem da reivindicação 28, que compreende ainda:
um reator de metátese disposto a jusante do dito reator para hidroisomerização.
- 5

32. Aparelhagem da reivindicação 28, em que pelo menos uma da dita primeira entrada de hidrogênio e da dita segunda entrada de hidrogênio está configurada para receber uma mistura de hidrogênio e monóxido de carbono.

FIG. 1

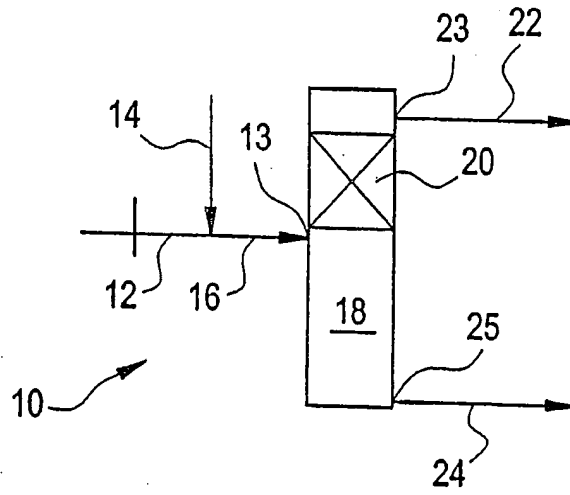


FIG. 2

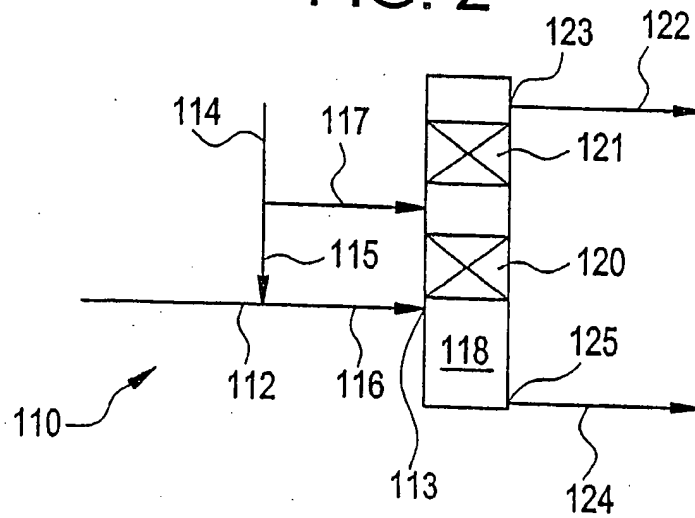


FIG. 3

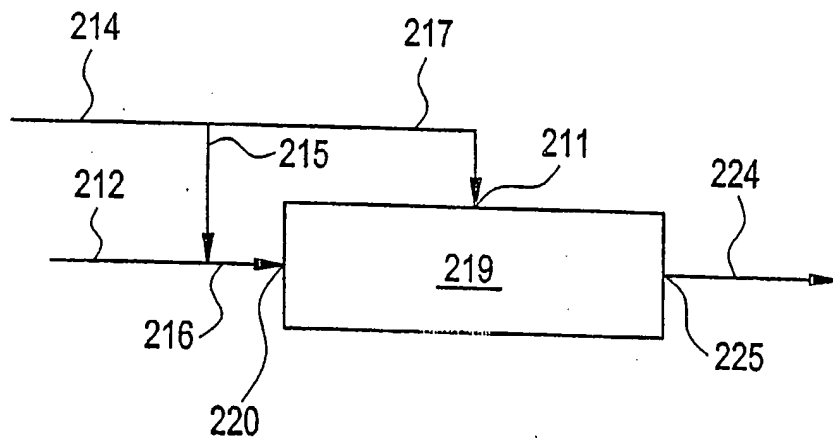


FIG. 4

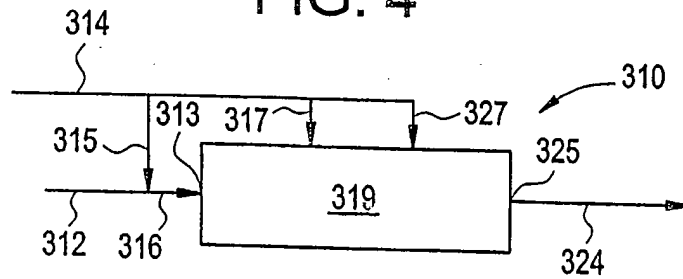


FIG. 5

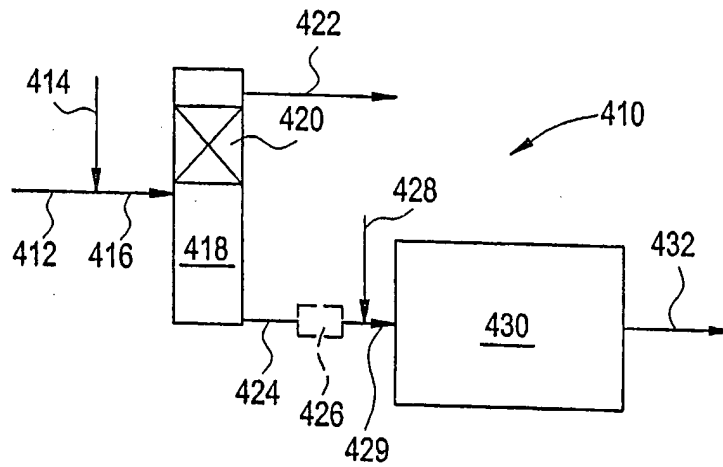


FIG. 6

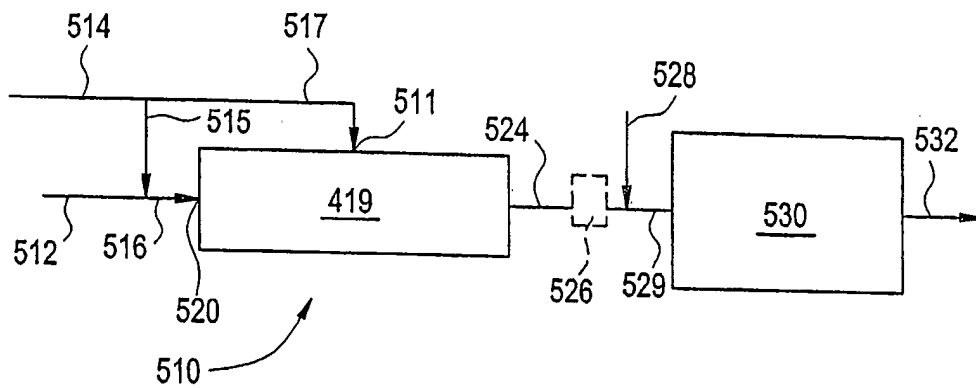


FIG. 7

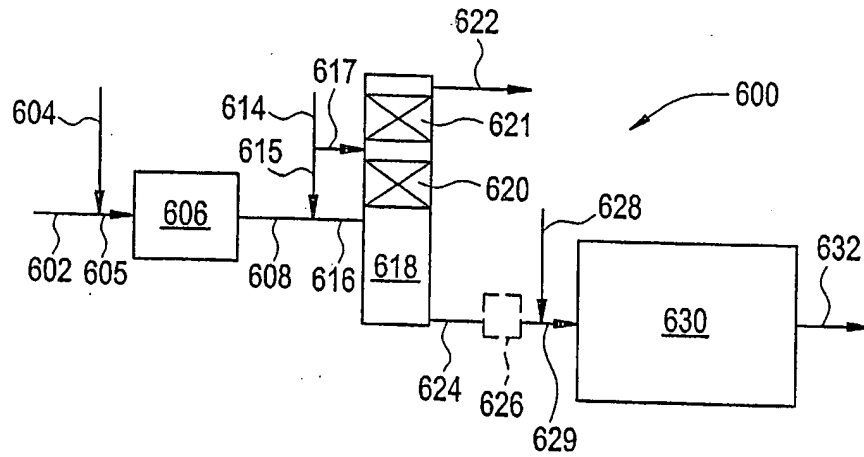


FIG. 8

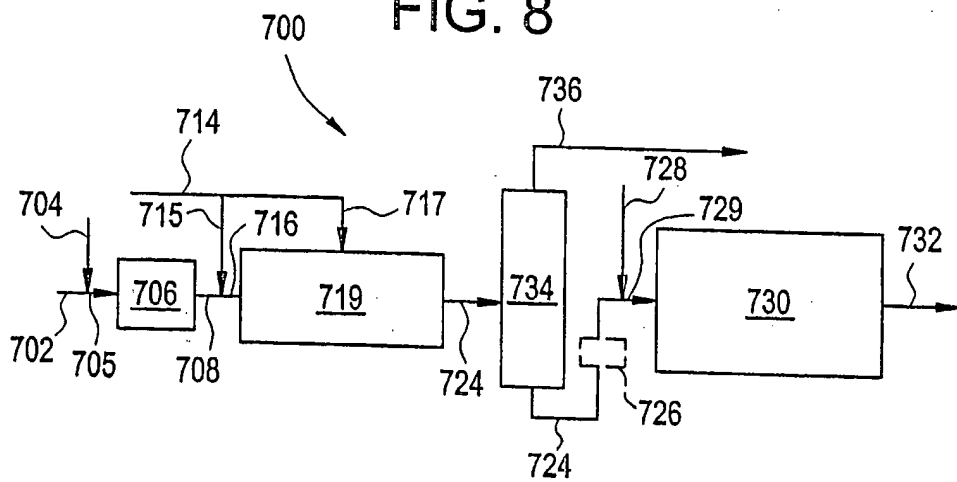


FIG. 9

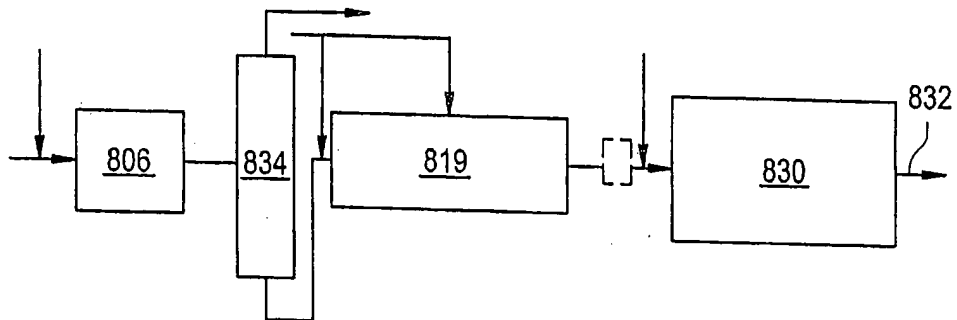
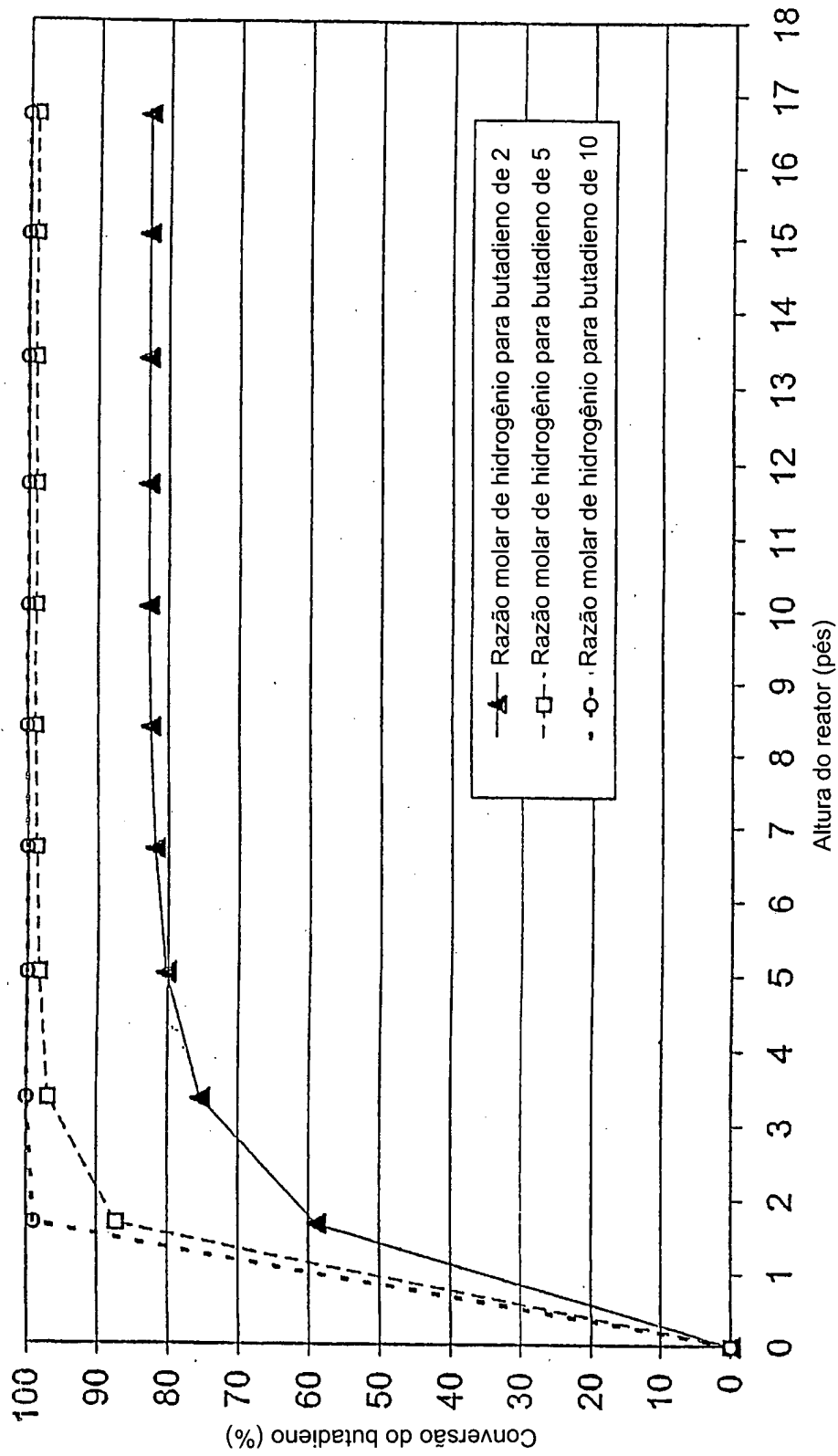


FIG. 10



Efeito da vazão de H_2 sobre a conversão do butadieno

FIG. 11

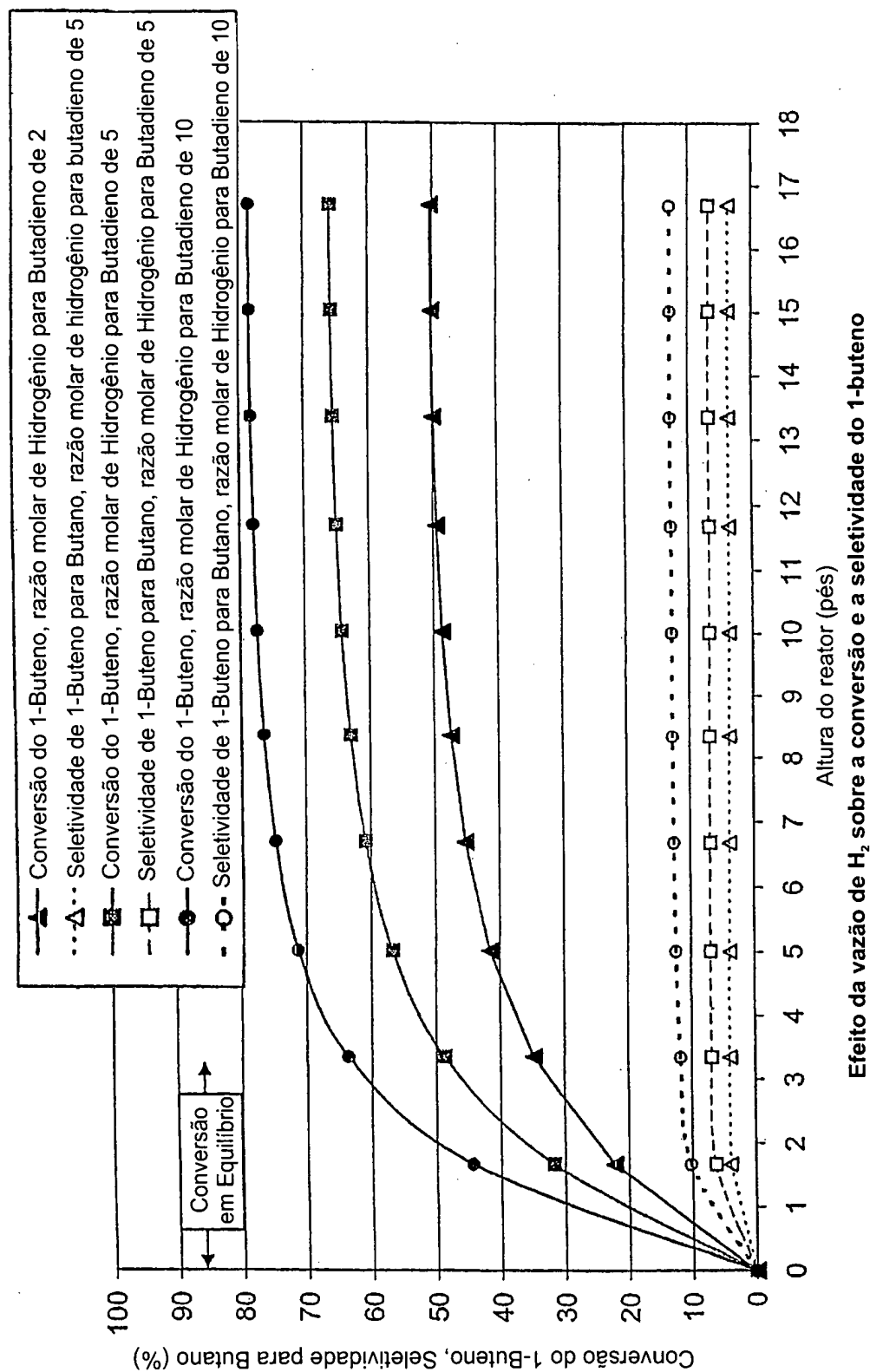


FIG. 12

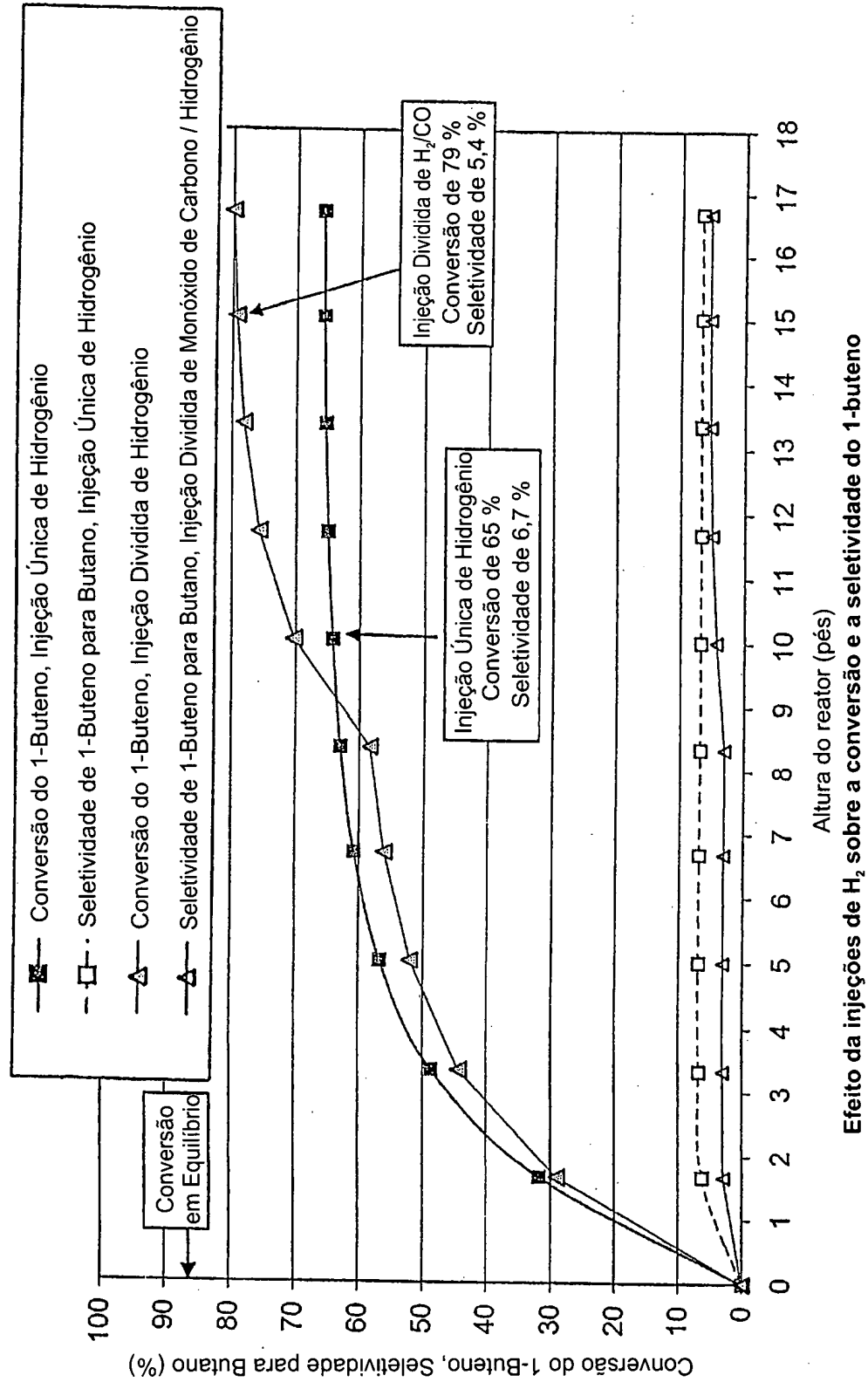
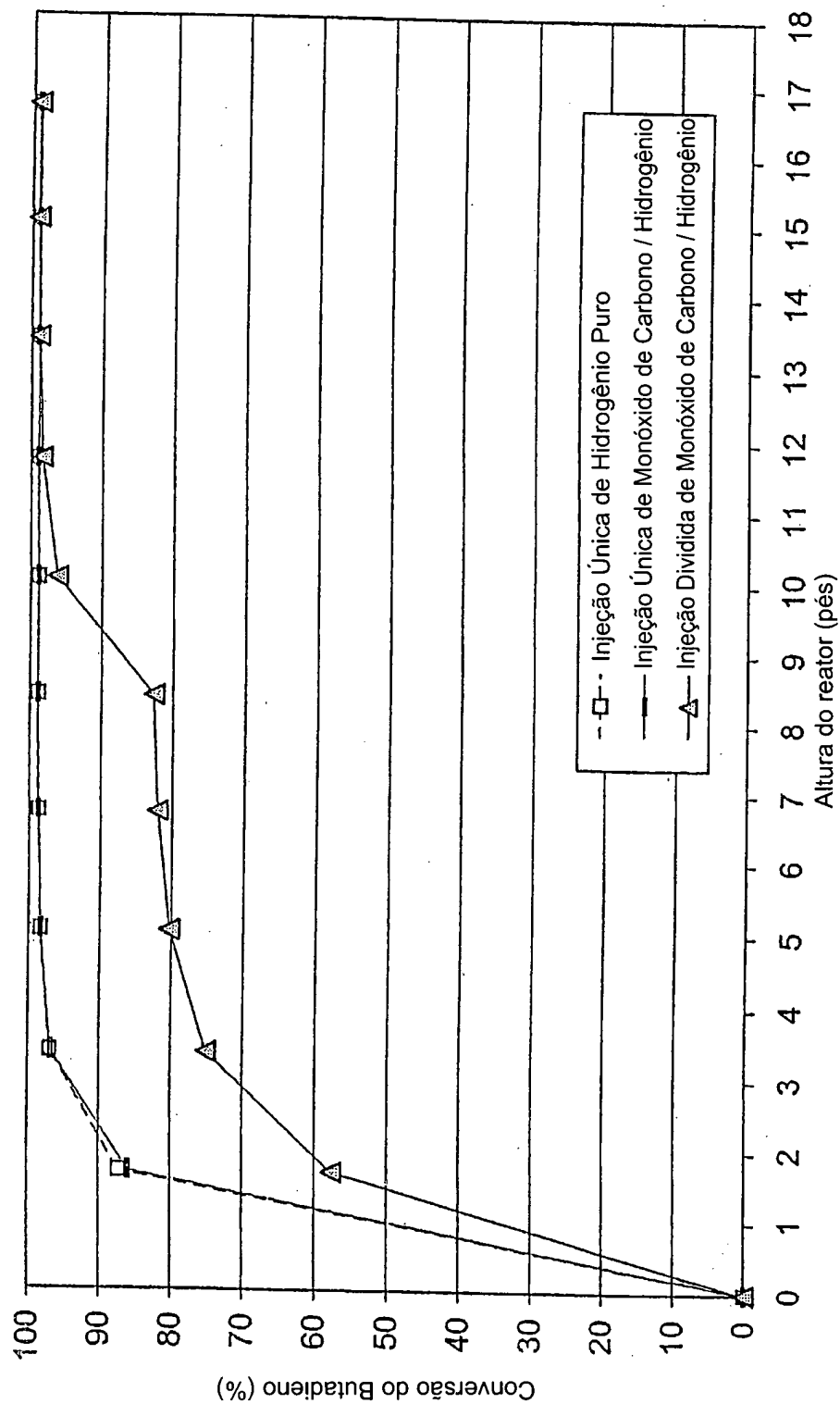
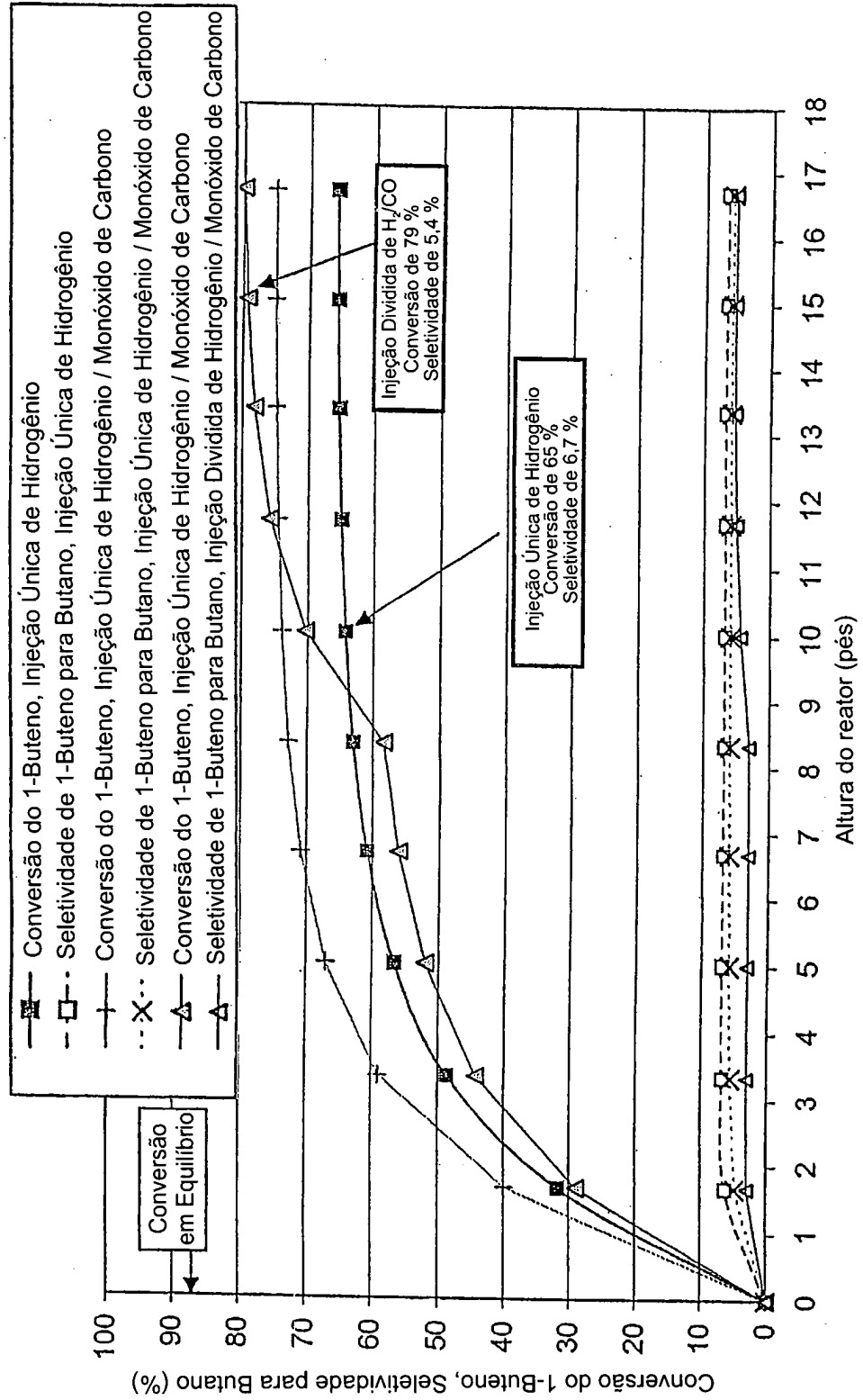


FIG. 13



Efeito de CO e de injeções parciais sobre a conversão de BD

FIG. 14



Efeito de CO e de injeções parciais sobre a conversão e a seletividade do 1-Buteno

RESUMO

Patente de Invenção: "**PROCESSO APERFEIÇOADO DE HIDROISOMERIZAÇÃO DA DUPLA LIGAÇÃO**".

5 Processo e instrumento são descritos para hidroisomerização de uma corrente misturada de olefina C4 em um reator de hidroisomerização de leito fixo para aumentar a concentração de 2-buteno e minimizar a concentração de 1-buteno, enquanto concomitantemente minimiza a produção de butanos. Em uma modalidade, monóxido de carbono é introduzido ao reator de hidroisomerização de leito duplo junto com hidrogênio. Em outra modalidade, hidrogênio, e opcionalmente também monóxido de carbono, são introduzidos em múltiplas localizações ao longo da extensão do reator de hidroisomerização de leito duplo. A invenção é particularmente útil na preparação de correntes de alimentação de C4 para reações de metátese.

10