



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

(21) PI 0714518-7 A2



* B R P I 0 7 1 4 5 1 8 A 2 *

(22) Data de Depósito: 01/08/2007
(43) Data da Publicação: 02/07/2013
(RPI 2217)

(51) Int.Cl.:
B01J 23/00
B01J 23/28
B01J 23/755
B01J 37/00
B01J 37/08

(54) **Título:** CATALISADOR ALTAMENTE ESTÁVEL PARA HIDRODESSULFURAÇÃO DE HIDROCARBONETOS PESADOS, MÉTODOS PARA A SUA FABRICAÇÃO E UTILIZAÇÃO E PROCESSO PARA DESSULFURAÇÃO DE SUPRIMENTO DE HIDROCARBONETOS PESADOS

(57) **Resumo:** CATALISADOR ALTAMENTE ESTÁVEL PARA HIDRODESSULFURAÇÃO DE HIDROCARBONETOS PESADOS, MÉTODOS PARA A SUA FABRICAÇÃO E UTILIZAÇÃO E PROCESSO PARA DESSULFURAÇÃO DE SUPRIMENTO DE HIDROCARBONETOS PESADOS. É descrito um catalisador útil no hidroprocessamento de um suprimento de hidro-carbonetos pesados em que o catalisador compreende uma mistura calcinada produzida mediante calcinar uma partícula formada de uma mistura compreendendo trióxido de molibdênio, um composto de níquel, e um material óxido inorgânico. O catalisador pode ser produzido mediante misturar um material óxido inorgânico, trióxido de molibdênio, e um composto de níquel para formar uma mistura que é transformada na forma de uma partícula e calcinada para proporcionar uma mistura calcinada. O processo envolve a hidrodessulfuração e hidro-conversão de um suprimento de hidrocarbonetos pesados processo esse que pode incluir a conversão de uma parcela do teor de asfalto do suprimento de hidrocarbonetos pesados e a produção de um produto tratado possuindo uma aprimorada estabilidade como refletido por seu valor-P.

(30) **Prioridade Unionista:** 03/08/2006 US 60/821.341

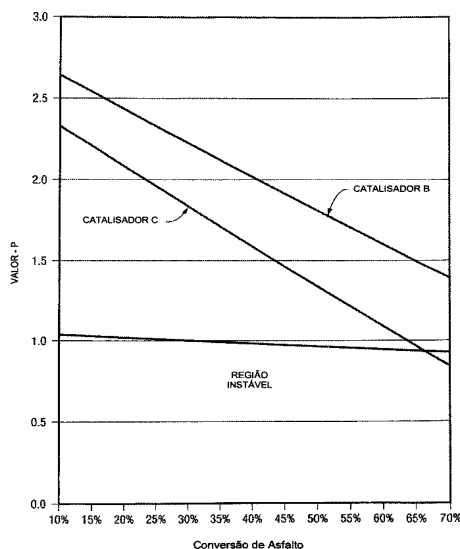
(73) **Titular(es):** Shell Internationale Research Maatschappij B.V

(72) **Inventor(es):** Opinder Kishan Bhan

(74) **Procurador(es):** NELLIE ANNE DAIEL-SHORES

(86) **Pedido Internacional:** PCT US2007074961 de 01/08/2007

(87) **Publicação Internacional:** WO 2008/016969de 07/02/2008



“CATALISADOR ALTAMENTE ESTÁVEL PARA HIDRODESSULFURAÇÃO DE HIDROCARBONETOS PESADOS, MÉTODOS PARA A SUA FABRICAÇÃO E UTILIZAÇÃO E PROCESSO PARA DESSULFURAÇÃO DE SUPRIMENTO DE HIDROCARBONETOS PESADOS”

5 Essa invenção está relacionada a um catalisador, um método de produzir um catalisador e um processo para produzir um produto hidrocarboneto possuindo baixa concentração de enxofre. A invenção adicionalmente está relacionada a um catalisador altamente estável que é útil na hidrodessulfuração de um suprimento de hidrocarbonetos pesados, um método de produzir um catalisador altamente estável para uso na hidrodessulfuração de um
10 suprimento de hidrocarbonetos pesados, e um processo para a hidrodessulfuração de um produto hidrocarboneto pesado.

 Um processo que é reconhecido por aqueles usualmente versados na técnica de hidroprocessamento de hidrocarbonetos é a hidroconversão de suprimentos de hidrocarbonetos pesados que contêm hidrocarbonetos com ponto de ebulição em torno de 538 °C
15 (1000 °F) de modo a converter uma parcela dos hidrocarbonetos pesados na forma de hidrocarbonetos mais leves. Ele pode ser também desejável para simultaneamente prover quanto a redução do teor de enxofre de tais suprimentos de hidrocarbonetos pesados. Muitos dos catalisadores convencionais usados para proporcionar quanto a hidroconversão e
20 dessulfuração de suprimentos de hidrocarbonetos pesados contêm um componente metal do Grupo VIB, tal como molibdênio, e um componente metal do Grupo VIII, tal como cobalto ou níquel, sustentado sobre um suporte de óxido refratário.

 A Patente US No. 5,827,421 (Sherwood, Jr) revela um processo para a hidroconversão e dessulfuração de um suprimento de hidrocarbonetos pesados utilizando um catalisador suportado em alumina contendo metais do Grupo VIII e Grupo VIB e possuindo características de superfície e de poro especificamente definidas. Nessa seção de fundamentos,
25 esta Patente proporciona uma pesquisa e discussão intensivas da técnica já existente e dos catalisadores nela inseridos usados na hidroconversão de suprimentos de hidrocarbonetos pesados tal como resíduos de petróleo e outros hidrocarbonetos pesados. Essa Patente todavia, não provê qualquer detalhe acerca do uso de trióxido de molibdênio como uma fonte
30 necessária do componente molibdênio de uma composição de catalisador de hidroprocessamento que seja produzido através de um método que inclua a co-aglutinação do trióxido de molibdênio com um material óxido inorgânico e um composto níquel.

 A Patente US No. 5,686,375 (Iyer et al.) menciona catalisadores de hidroprocessamento que contêm componentes metais do Grupo VIII embutidos com o catalisador preferido compreendendo um leito inferior de níquel e uma camada superior de molibdênio. A Patente estabelece que muitos compostos de níquel e molibdênio são úteis para a impregnação ou co-aglutinação incluindo precursores de trióxido de molibdênio, porém ela não men-
35

ciona especificamente a co-aglutinação do trióxido de molibdênio com o material suporte refratário poroso na preparação desse suporte de catalisador que possui um componente molibdênio embutido. A Patente todavia, menciona a incorporação de molibdênio por sobre o suporte que contém níquel embutido mediante co-aglutinação em lugar de por impregnação. Porém, não existe orientação na Patente '375 Patente acerca da preparação de um catalisador de hidroconversão de hidrocarbonetos pesados por meio da co-aglutinação pode um material suporte inorgânico com ambos trióxido de molibdênio e um composto níquel seguido pela calcinação da mistura resultante para desse modo formar um catalisador material.

10 A Patente US No. 6,030,915 (de Boer) revela um catalisador de hidroprocessamento que utiliza finos do catalisador de hidroprocessamento esgotado regenerado na fabricação de um catalisador de hidroprocessamento. A Patente adicionalmente indica que adicionais metais de hidrogenação podem ser acrescentados à composição de catalisador mediante impregnação utilizando uma solução de impregnação compreendendo sais solúveis em 15 água dos metais de hidrogenação a serem incorporados na composição de catalisador. Também, um método alternativo de incorporar o metal extra dentro da composição de catalisador é indicado como incluir a mistura dos componentes metálicos ou em estado sólido ou dissolvidos com a mistura finos do catalisador de hidroprocessamento esgotado regenerado, aglutinante, e opcionalmente, aditivo. O metal em estado sólido pode incluir óxido de molib- 20 dênio sólido. Aditivos não são indicados como sendo composto metálico catalítico. Na preparação de seu catalisador, a Patente '915 requer que os finos do catalisador de hidroprocessamento esgotado regenerado sejam misturados com pelo menos um aditivo, que pode incluir um aglutinante, tal como alumina, sílica, sílica-alumina, titânia e argilas.

É desejável ter um catalisador que tenha um baixo custo de produção e que seja útil na hidrodessulfuração de um suprimento de hidrocarbonetos pesados, tal como resíduo de óleo bruto, ao mesmo tempo em que proporciona quanto a uma conversão de pelo menos uma parcela da fração pesada do suprimento de hidrocarbonetos pesados para hidrocarbonetos mais leves. É adicionalmente desejável quanto ao produto da conversão de hidrocarbonetos pesados dessulfurados resultantes do uso do catalisador apresentar propriedades altamente estáveis como refletido por seu valor-P. É também desejável para o catalisador de hidroconversão apresentar uma baixa taxa de desativação em temperaturas mais altas que são tipicamente requeridas para proporcionar quanto a conversão das frações pesadas de um suprimento de hidrocarbonetos pesados.

Desse modo, conseqüentemente, um catalisador altamente estável para hidrodessulfuração de hidrocarbonetos pesados é provido que compreende uma mistura calcinada produzida mediante calcinar uma partícula formada de uma mistura compreendendo trióxido de molibdênio, um composto níquel, e um material óxido inorgânico. Esse catalisador alta-

mente estável para hidrodessulfuração de hidrocarbonetos pesados pode ser produzida através do método que compreende: co-aglutinação de um material óxido inorgânico, trióxido de molibdênio, e um composto níquel para formar uma mistura; transformar a referida mistura numa partícula; e calcinar a referida partícula para proporcionar uma mistura calcinada. O catalisador altamente estável para hidrodessulfuração de hidrocarbonetos pesados adicionalmente pode ser usado em um processo para a dessulfuração de um suprimento de hidrocarbonetos pesados, em que o referido processo compreende: contatar, sob condições adequadas de dessulfuração de hidrocarbonetos pesados, um suprimento de hidrocarbonetos pesados com um catalisador de hidrodessulfuração de hidrocarbonetos pesados compreendendo uma mistura calcinada produzida mediante calcinar uma partícula formada de uma mistura compreendendo trióxido de molibdênio, um composto níquel, e um material óxido inorgânico; e produzir um produto dessulfurado.

A Figura 1 apresenta um gráfico do valor-P do produto produzido a partir do hidroprocessamento de suprimentos de hidrocarbonetos pesados quando utilizando o catalisador inventivo como comparado a um catalisador comparativo como uma função da conversão de asfalto. Como pode ser visto a partir dos dois gráficos, o catalisador inventivo provê quanto a um produto que possui um maior valor-P que aquele provido pelo catalisador comparativo e, desse modo, um produto mais estável.

A Figura 2 apresenta gráficos de comparação dos valores relativos para a Temperatura Média Ponderada do Leito (WABT) calculada como uma função do tempo para uma hidrodessulfuração de 88% de um suprimento pesado utilizando o catalisador inventivo como comparado a um catalisador comparativo. A inclinação dos gráficos proporcionam uma indicação da estabilidade da atividade do catalisador, e as posições relativas dos dois gráficos reflete a atividade catalítica relativa dos catalisadores.

Uma nova composição de catalisador foi descoberta que é especialmente útil na hidrodessulfuração e hidroconversão de correntes de hidrocarbonetos pesados que contenham enxofre e hidrocarbonetos pesados que possuem uma temperatura de ebulição maior que 538 °C (1000 °F). Essa composição de catalisador apresenta excepcional estabilidade em sua atividade de dessulfuração mesmo que ele seja usado em condições de processo com temperaturas maiores que aquelas tipicamente usadas para a hidrodessulfuração a fim de prover quanto a uma alta conversão dos hidrocarbonetos pesados contidos na corrente de hidrocarbonetos pesados que é para ser processada ou tratada. Também, a composição de catalisador provê quanto a um produto hidroconvertido e dessulfurado que apresenta alta estabilidade no sentido de que ele possui uma baixa tendência a floculação como comparado to produtos hidroconvertidos resultantes do uso de catalisadores alternativos. À parte das numerosas vantagens catalíticas e de processo que o novo catalisador proporciona, ele também possui baixo custo de produção devido ao novo método de produzir a composição de catalisador.

A composição de catalisador inventiva compreende uma mistura calcinada que é produzida mediante calcinar uma partícula formada de uma mistura compreendendo trióxido de molibdênio, um composto níquel, e um material óxido inorgânico. É um aspecto essencial da invenção para pelo menos uma maior parcela do componente molibdênio do catalisador inventivo ser fornecido pelo trióxido de molibdênio como em oposto aos precursores de trióxido de molibdênio tal como alguns dos sais de molibdênio, por exemplo, dimolibdato de amônio, e heptamolibdato de amônio. E, realmente, é um aspecto importante da invenção para a mistura a partir da qual a partícula é formada ser feita utilizando trióxido de molibdênio. É preferido para o trióxido de molibdênio usado na formação da mistura estar na forma de um pó finamente definido, que pode estar numa suspensão líquida ou polpa fluida. Portanto, a mistura que é transformada numa partícula e daí em seguida calcinada pode compreender uma substancial ausência de um composto molibdênio que esteja numa forma outra como trióxido de molibdênio, tal como, por exemplo, um composto de sal de molibdênio.

O que é significado aqui quando referindo à ausência substancial de um composto molibdênio numa forma outra que como trióxido de molibdênio é que a mistura que é moldada ou transformada numa partícula configurada e em seguida calcinada sob adequadas condições de calcinação, como mais amplamente descrito em alguma parte mais adiante, contém menos que uma pequena ou menos que uma quantidade desprezível de um composto molibdênio outro que trióxido de molibdênio, tal como, por exemplo, um composto sal de molibdênio ou um composto inorgânico de molibdênio. Exemplos de compostos molibdênio outros que trióxido de molibdênio incluem molibdato de amônio, dimolibdato de amônio, heptamolibdato de amônio, acetato de molibdênio, brometo de molibdênio, cloreto de molibdênio, sulfeto de molibdênio, e carbureto de molibdênio. É desse modo desejável para uma mistura conter menos que 2 por cento em peso, com base no peso total da mistura, de um composto molibdênio outro que trióxido de molibdênio. É preferido para a mistura conter menos que 1 por cento em peso de um composto molibdênio outro que trióxido de molibdênio, e, muito preferido, menos que 0,5 por cento em peso.

Em uma outra modalidade da invenção, a mistura pode consistir essencialmente de trióxido de molibdênio, um composto níquel, e um material óxido inorgânico. Como usado aqui, a frase “consiste essencialmente de”, fraseologia similar, é usada na definição de elementos ou componentes que constituem uma mistura, significando que uma quantidade material de qualquer composto molibdênio outro que trióxido de molibdênio está excluído da mistura. Essa frase, todavia, não está pretendida a significar que estejam excluídos dos mencionados componentes de mistura, quantidades materiais de outros componentes tal como de componentes promotores incluindo compostos de fósforo. Uma quantidade material de um composto molibdênio outro que trióxido de molibdênio é uma quantidade do tal

composto contido na mistura que proporciona quanto a um efeito material segundo as propriedades de performance catalítica do catalisador final. Essas propriedades de performance do catalisador são discutidas em mais detalhes em pontos mais adiante.

5 A quantidade de trióxido de molibdênio que está contida na mistura deve ser tal de modo a proporcionar uma mistura final calcinada possuindo um teor de molibdênio na faixa que vai acima de 12 por cento em peso, como metal, (18 %p com base em MOO_3), com o percentual em peso sendo com base no peso total da mistura calcinada. Todavia, é desejável que a quantidade de trióxido de molibdênio que esteja contida na mistura seja tal de modo a proporcionar uma mistura final calcinada possuindo um teor de molibdênio na faixa de 10 a partir de 4 a 11 %p, como metal (6 a 16,5 %p, como óxido), mais preferivelmente, de 5 a 10 %p (7,5 a 15 %p, como óxido), e, muito preferivelmente, de 6 a 9 %p (9 a 13,5 %p, como óxido).

15 Adicionalmente ao componente trióxido de molibdênio, a mistura adicionalmente contém um composto níquel. A fonte do componente níquel da mistura não é crucial para a fabricação do catalisador inventivo como pe a fonte do componente molibdênio, e, desse modo, o componente níquel pode ser selecionado a partir de qualquer composto níquel adequado que seja capaz de ser misturado com os outros componentes da mistura e ser moldado na forma de uma partícula que é para ser calcinada par formar uma mistura final calcinada. Os compostos níquel podem incluir, por exemplo, os hidróxidos de níquel, nitratos 20 de níquel, acetatos de níquel, e óxidos de níquel.

A quantidade de composto níquel que está contida na mistura deve ser tal de modo a proporcionar uma mistura final calcinada possuindo um teor de níquel na faixa acima de 4 por cento em peso, como metal, (5,1 %p com base em NiO), com o percentual em peso sendo com base no peso total da mistura calcinada. Todavia, é desejável que a quantidade 25 do composto níquel que esteja contido na mistura seja tal de modo a proporcionar uma mistura final calcinada possuindo teor de níquel na faixa de a partir de 0,5 a 3,5 %p, como metal (0,64 a 4,45 %p, como óxido), mais preferivelmente, de 1 a 3 %p (1,27 a 3,82 %p, como óxido), e, muito preferivelmente, de 1,5 a 2,5 %p (1,91 a 3,18 %p, como óxido).

30 Adicionalmente ao componente trióxido de molibdênio e ao composto níquel, a mistura adicionalmente inclui um material óxido inorgânico. Qualquer óxido refratário inorgânico poroso que possa proporcionar as requeridas propriedades estruturais de superfície exigidas para o catalisador inventivo pode ser usado como o componente material óxido inorgânico da mistura. Exemplos possíveis tipos adequados of óxidos refratários inorgânicos porosos incluem sílica, alumina, e sílica-alumina. Preferido é um ou outro de alumina ou sílica- 35 alumina.

A quantidade de material óxido inorgânico que está contida na mistura é tal de modo a proporcionar uma quantidade na faixa de a partir de 50 a 95 por cento em peso materi-

al óxido inorgânico na mistura final calcinada com o percentual em peso sendo com base no peso total da mistura calcinada. Preferivelmente, a quantidade de material óxido inorgânico na mistura calcinada está na faixa de a partir de 60 a 92 por cento em peso, e, muito preferivelmente, de 70 a 89 por cento em peso.

5 Adicionalmente à exigência de que a fonte do componente molibdênio do catalisador inventivo é para ser predominantemente provida pelo trióxido de molibdênio, as características de superfície do catalisador inventivo podem ser também importantes para a sua performance na hidroconversão e dessulfuração de uma corrente de suprimento de hidrocarbonetos pesados contendo uma concentração de enxofre. É importante para o catalisador inventivo possuir um diâmetro médio de poro que esteja dentro de uma estreita faixa
10 específica e possuir uma baixa macroporosidade como descrito mais adiante. A fim de proporcionar as desejadas propriedades catalíticas, o diâmetro médio de poro do catalisador inventivo está, geralmente, na faixa de a partir de 85 angstroms (Å) a 100 Å. Preferivelmente, o diâmetro médio de poro está na faixa de a partir de 86 a 98 angstroms, e, muito preferi-
15 velmente, de 87 a 97 angstroms.

O catalisador inventivo deve, adicionalmente a possuir um diâmetro médio de poro que esteja dentro da faixa estreita e específica como discutido acima, também possuir uma baixa macroporosidade onde uma pequena porcentagem do volume total de poro do catalisador esteja contida nos macroporos do catalisador inventivo. O termo macroporo é definido
20 como um poro de catalisador de uma composição de catalisador que possui um diâmetro maior que 350 angstroms. É preferido que o catalisador inventivo tenha uma baixa macroporosidade tal que menos que 4,5 por cento do volume total de poro esteja contido em seus macroporos, porém mais preferido, é que menos que 4 por cento do volume total de esteja contido em seus macroporos, e, muito preferido, menos de 3,5 por cento do volume total de
25 esteja contido em seus macroporos. Também, é desejável que a estrutura de poro do catalisador inventivo seja tal que menos que 1 por cento do volume total de poro a ser contido em seus macroporos possua um diâmetro maior que 1000 angstroms, e é mais desejável que menos de 0,9 por cento do volume total de poro a estar contido nos macroporos possua um diâmetro maior que 1000 angstroms, e, muito desejável, que menos de 0,8 por cento do
30 volume total de poro a estar contido nos macroporos possua um diâmetro maior que 1000 angstroms.

Uma propriedade adicionalmente importante do catalisador inventivo para que ele tenha uma área de superfície significativamente alta. É a particular combinação de uma área de superfície significativamente alta em combinação com a distribuição estreita dos diâ-
35 metros de poro e o uso do trióxido de molibdênio como a fonte de molibdênio na fabricação do catalisador inventivo que contribui para muitas das importantes propriedades de performance do catalisador inventivo. É desejável que o catalisador inventivo tenha uma área de su-

perfície razoavelmente alta que supere 230 m²/g. Preferivelmente, a área de superfície do catalisador inventivo supera 240 m²/g, e, muito preferivelmente, ela supera 250 m²/g.

Foi descoberto que o método inventivo proporciona um novo catalisador que, como já anteriormente notado, apresenta propriedades particularmente boas quando ele é usado na dupla função de hidrodessulfuração e hidroconversão de uma corrente de hidrocarbonetos pesados que contenha ambos uma concentração de enxofre e de hidrocarbonetos pesados. Embora não se saiba com certeza, é acreditado que muitas das propriedades catalíticas benéficas do catalisador inventivo estejam associadas com o novo método de fabricação do catalisador e, também, no uso do trióxido de molibdênio para a principal fonte do componente molibdênio do catalisador como em oposto ao uso de fontes alternativas de molibdênio em tais fabricações. É de se supor que o motivo para isto esteja de algum modo associado com o trióxido de molibdênio possuir propriedades de caráter ácido e outras propriedades únicas tal que quando ele é combinado com a alumina ele se incorpora de modo mais efetivo e se disperse propriamente dentro da matriz alumina. De fato, o exame de certas micrografias por scanner eletrônico do catalisador inventivo que tenha sido sulfetado sugere que exista um grau significativamente mais baixo de empilhamento de placas de dissulfeto de molibdênio (MoS₂) possuindo reduzidas alturas e comprimentos como comparado aos catalisadores alternativos de hidroprocessamento contendo molibdênio.

O método inventivo para produzir o catalisador da invenção inclui a mistura dos materiais de partida apropriados para formar uma mistura que é transformada ou aglomerada na forma de partículas que são em seguida calcinadas para desse modo proporcionar uma mistura calcinada. A mistura calcinada propriamente pode ser usada como o catalisador altamente estável de dupla função, hidroconversão e hidrodessulfuração, ou ela pode ser ativada antes ou durante a sua utilização mediante um número de métodos conhecidos incluindo tratamento com hidrogênio ou com enxofre ou compostos de enxofre, tal como enxofre elementar, sulfeto de hidrogênio ou um composto orgânico de enxofre. A primeira etapa do método inventivo inclui combinar os materiais de partida do catalisador para formar uma mistura. Os materiais de partida essenciais na preparação da mistura incluem trióxido de molibdênio que está preferivelmente na forma de partículas finamente divididas que podem estar como pó seco ou como partículas numa suspensão ou polpa fluida, e um material óxido inorgânico, tal como, material óxido inorgânico selecionado a partir do grupo que consiste de alumina, sílica e alumina-sílica. Também, um componente níquel pode adicionalmente estar combinado com o trióxido de molibdênio e o material óxido inorgânico na formação da mistura. O componente níquel pode ser selecionado a partir de qualquer fonte adequada de níquel incluindo compostos de sal de níquel, tanto seco ou dissolvido em solução, ou qualquer outro composto de níquel incluindo aqueles mencionados acima.

A formação da mistura pode ser feita através de qualquer método ou meios conhe-

cidos por aqueles usualmente versados na técnica, que incluem, porém não estão limitados a, ao uso de tais tipos adequados de máquinas de mistura de sólidos tais como tombadores, cascos ou gamelas estacionários, misturadores moedores, os quais são ou do tipo batelada ou do tipo contínuo, e misturadores de impacto, e o uso de tais tipos adequados de um ou
5 outro dos misturadores em modo batelada ou contínuo para a mistura dos sólidos e líquidos ou para a formação de misturas do tipo pastoso as quais sejam possíveis de extrusão. Tipos adequados misturadores em batelada incluem, mas não estão limitados a, misturadores de por troca de copos, misturadores de tanque estacionário, misturadores de amassamento de braço duplo que estejam equipados com qualquer tipo de lâmina de mistura. Tipos adequa-
10 dos de misturadores contínuos incluem, mas não estão limitados a, extrusores de parafuso simples ou duplo, misturadores de gamela e parafuso e moinhos de argamassa.

A mistura dos materiais de partida do catalisador pode ser conduzida durante qualquer período de tempo adequado necessário para homogeneizar apropriadamente a mistura. Geralmente, o tempo de mistura pode estar na faixa de acima de umas 2 horas ou mais
15 que 3 horas. Tipicamente, o tempo de mistura está na faixa de a partir de 0,1 hora a 3 horas. O termo "co-aglutinação" é usado de modo amplo nessa especificação para significar que pelo menos os materiais de partida mencionados são misturados juntos para formar uma mistura dos componentes individuais da mistura que seja preferivelmente uma mistura substancialmente uniforme ou homogênea dos componentes individuais de tal mistura. Esse
20 termo é pretendido ser amplo o suficiente no escopo para incluir a mistura dos materiais de partida de modo a produzir uma pasta que apresente propriedades que a torne capaz de ser extrusada ou transformada em partículas do extrusado por meio de qualquer dos métodos de extrusão conhecidos. Porém, também o termo é pretendido abranger a mistura dos mate-
25 riais de partida de modo a produzir uma mistura que seja preferivelmente substancialmente homogênea e capaz de ser aglomerada na forma de partículas configuradas, tal como esferoidais, pílulas ou comprimidos, cilindros, extrusões irregulares ou simplesmente agregados aglomerados ligados frouxamente, por meio de qualquer dos métodos conhecidos por aque-
les usualmente versados na técnica, que incluem, mas não limitados a, moldagem, tabletagem, prensagem, aglutinação, extrusão e tombamento.

30 Como já notado, é um importante aspecto do método inventivo que pelo menos uma maior parcela da fonte de molibdênio do catalisador seja predominantemente trióxido de molibdênio. Na mistura ou co-aglutinação dos materiais de partida do catalisador, é preferido que o trióxido de molibdênio esteja em um estado finamente dividido ou como um sólido finamente pulverizado ou como partículas finas numa suspensão ou polpa fluida. É me-
35 lhor para os tamanhos do particulado de trióxido de molibdênio usado na fabricação do catalisador ter uma dimensão máxima de menos que 0,5 mm (500 micron, μm), preferivelmente, a dimensão máxima de menos que 0,15 mm (150 μm), mais preferivelmente, menos

que 0,1 mm (100 μm), e, muito preferivelmente, menos que 0,075 mm (75 μm).

Embora não seja conhecido com certeza, é acreditado que é vantajoso para a invenção que o trióxido de molibdênio que é usado na fabricação do catalisador inventivo esteja na forma de partículas tão pequenas quanto praticamente possíveis; desse modo portanto, não é desejável ter um limite inferior acerca do tamanho das partículas de trióxido de molibdênio usadas na fabricação do catalisador. Todavia, é entendido que o tamanho de partícula do trióxido de molibdênio usado na fabricação do catalisador terá geralmente um limite inferior para seu tamanho de mais que 0,2 micrón. Desse modo, o tamanho de partícula do trióxido de molibdênio usado na formação da mistura na fabricação do catalisador inventivo está preferivelmente na faixa de a partir de 0,2 a 150 μm , mais preferivelmente, de 0,3 a 100 μm , e, muito preferivelmente, de 0,5 a 75 μm . Tipicamente, a distribuição de tamanho das partículas de trióxido de molibdênio, seja em pó seco ou uma suspensão ou de outro modo, é tal que pelo menos 50 por cento das partículas possui uma dimensão máxima na faixa de a partir de 2 a 15 μm .

Uma vez os materiais de partida do catalisador sejam apropriadamente misturados e transformados nas partículas configuradas ou moldadas, uma etapa de secagem pode ser vantajosamente usada para remover certas quantidades de água ou de voláteis que estejam inclusos na mistura ou nas partículas formadas. A secagem das partículas formadas pode ser conduzida em qualquer temperatura adequada para remover o excesso de água ou de voláteis, mais preferivelmente, a temperatura de secagem estará na faixa de a partir de cerca de 75 °C a 250 °C. O período de tempo para a secagem das partículas é qualquer período adequado de tempo necessário para proporcionar a desejada quantidade de redução no teor de voláteis das partículas antes da etapa de calcinação.

As partículas secas ou não secas são calcinadas em presença de um fluido contendo oxigênio, tal como ar numa temperatura que seja adequada para conseguir um desejado grau de calcinação. Geralmente, a temperatura de calcinação está na faixa de a partir de 450 °C (842 °F) a 760 °C (1400°F). As condições de temperatura nas quais as partículas são calcinadas podem ser importantes para o controle da estrutura de poro da mistura final calcinada. Devido à presença do trióxido de molibdênio nas partículas formadas, a temperatura de calcinação requerida para proporcionar uma mistura calcinada possuindo a requerida estrutura de poro é maior que as típicas temperaturas requeridas para calcinar outras composições contendo materiais de óxidos inorgânicos, especialmente aqueles que não contenham trióxido de molibdênio. Porém, em qualquer caso, a temperatura na qual as partículas formadas são calcinadas para proporcionar a mistura finalmente calcinada é controlada de modo a proporcionar a mistura finalmente calcinada possuindo as propriedades da estrutura de poro como descrito em detalhes aqui. A temperatura preferida de calcinação está na faixa de a partir de 510 °C (950 °F) a 730 °C (1346 °F), e, muito preferivelmente, de

540 °C (1004 °F) a 705 °C (1301 °F).

A mistura calcinada é particularmente útil como um catalisador de alta estabilidade para hidroprocessamento para uso no hidroprocessamento de uma corrente de suprimento pesado que possui altos teores de asfalto e de enxofre. Antes de sua utilização, a mistura calcinada pode, porém não necessariamente, ser sulfetada ou ativada por qualquer dos métodos conhecidos por aqueles usualmente versados na técnica. Geralmente, em sua utilização no hidroprocessamento de um suprimento hidrocarboneto, a mistura calcinada é contida dentro de uma zona de reação, tal como aquela que é definida por um vaso de reator, em que um suprimento hidrocarboneto é contatado com a mistura calcinada sob adequadas condições da reação de hidroprocessamento e a partir da qual um produto hidrocarboneto tratado é produzido.

O preferido suprimento hidrocarboneto do processo inventivo é um suprimento de hidrocarbonetos pesados. O suprimento de hidrocarbonetos pesados pode ser derivado de quaisquer cortes de petróleo com alta temperatura de ebulição tal como gasóleos de torre atmosférica, resíduos de fundo de torres atmosféricas, gasóleos de torre de vácuo, e resíduos de fundo de torre de vácuo, ou resíduos. É um aspecto particularmente útil do processo inventivo que o hidroprocessamento de um suprimento de hidrocarbonetos pesados possa ser definido de modo geral como possuindo uma temperatura de ebulição em seu ponto de destilação 5%, isto é T(5), acima de 300 °C (572 °F) como determinado mediante utilizar o procedimento de realização de testes apresentado em ASTM D-1160. A invenção está mais particularmente direcionada para o hidroprocessamento de um suprimento de hidrocarbonetos pesados possuindo uma T(5) que excede 315 °C (599 °F) e, ainda um que excede 340 °C (644 °F).

O suprimento de hidrocarbonetos pesados adicionalmente pode incluir hidrocarbonetos mais pesados que possuem temperaturas de ebulição acima 538 °C (1000 °F). Esses hidrocarbonetos mais pesados são referidos aqui como asfaltos, e, como já indicado, é reconhecido que uma das características especiais do catalisador inventivo ou processo é que ele é particularmente efetivo na hidroconversão do teor de asfalto de um suprimento de hidrocarbonetos pesados. O suprimento de hidrocarbonetos pesados pode incluir tão pouco quanto 10 por cento em volume de asfalto ou tanto quanto 90 por cento em volume asfalto, mas, geralmente, a quantidade de asfalto incluída no suprimento de hidrocarbonetos pesados está na faixa de a partir de 20 a 80 por cento em volume. E, mais tipicamente, o teor de asfalto no suprimento de hidrocarbonetos pesados está na faixa de a partir de 30 a 75 por cento em volume.

O suprimento de hidrocarbonetos pesados adicionalmente pode incluir um teor de enxofre significativamente alto. Uma das características especiais da invenção é que ela proporciona para ambas a dessulfuração do suprimento de hidrocarbonetos pesados e a

conversão dos asfaltos para hidrocarbonetos mais leves possuindo temperaturas de ebulição mais baixas que aquelas dos hidrocarbonetos asfálticos. O teor de enxofre do suprimento de hidrocarbonetos pesados está primordialmente na forma de compostos orgânicos contendo enxofre, que podem incluir, por exemplo, mercaptans, tiofeno substituídos ou não substituídos, compostos heterocíclicos, ou qualquer outro tipo de composto contendo enxofre.

Uma característica da invenção é que ela proporciona a dessulfuração do suprimento pesado que possua um teor de enxofre significativamente alto, tal como um teor de enxofre maior que 1 por cento em peso, de modo a prover um produto hidrocarboneto tratado possuindo um reduzido teor de enxofre, tal como um teor de enxofre de menos que 1 por cento em peso. Quando se refere aqui ao teor de enxofre de um ou outro do suprimento de hidrocarbonetos pesados ou do produto hidrocarboneto tratado, os percentuais em peso são determinados pelo uso do método de realização de testes ASTM D-4294. O processo inventivo é particularmente útil no processamento de um suprimento de hidrocarbonetos pesados que possua um teor de enxofre que supera a 2 por cento em peso, e com um tal suprimento de hidrocarbonetos pesados, o teor de enxofre pode estar na faixa de a partir de 2 a 8 por cento em peso. O catalisador e processo inventivos é especialmente útil no processamento de um suprimento de hidrocarbonetos pesados possuindo um especialmente alto teor de enxofre excedendo a 3 ou mesmo 4 por cento em peso e estando na faixa de a partir de 3 a 7 por cento em peso ou ainda de 4 a 6,5 por cento em peso.

O processo inventivo utiliza o catalisador inventivo no hidrocessamento do suprimento de hidrocarbonetos pesados para proporcionar a simultânea dessulfuração e conversão de asfalto para produzir o produto hidrocarboneto tratado possuindo reduzidos teores de enxofre e asfalto. Nesse processo, o suprimento de hidrocarbonetos pesados é contatado com o catalisador inventivo sob adequadas condições de processo de hidrodessulfuração e hidroconversão e o produto hidrocarboneto tratado é produzido. O produto hidrocarboneto tratado deve ter um reduzido teor de enxofre que esteja abaixo daquele do suprimento de hidrocarbonetos pesados, tal como um teor de enxofre de menos que 1 por cento em peso. É preferido que o teor de enxofre do produto hidrocarboneto tratado seja menor que 0,8 por cento em peso, e, muito preferivelmente, menos que 0,6 por cento em peso. É identificado que o processo inventivo, todavia, pode ter a capacidade de efetivamente desulfurizing o suprimento de hidrocarbonetos pesados para proporcionar o produto hidrocarboneto tratado possuindo um reduzido teor de enxofre de menos que 0,5 e ainda de menos que 0,4 por cento em peso.

O processo inventivo pode adicionalmente proporcionar uma conversão de uma parcela do teor de asfalto do suprimento de hidrocarbonetos pesados. Quando se refere aqui a conversão de asfalto ou conversão asfáltica ou outra terminologia similar, é significa-

do que uma parcela dos hidrocarbonetos contidos no suprimento de hidrocarbonetos pesados que possui uma temperatura de ebulição que excede a 538 °C (1000 °F) é convertida a hidrocarbonetos possuindo uma temperatura de ebulição menor que 538 °C (1000 °F). Numa modalidade preferida do processo inventivo, a conversão de asfalto é maior que 20 por cento em volume do asfalto contido no suprimento de hidrocarbonetos pesados, e, mais preferivelmente, a conversão de asfalto excede a 30 por cento em volume. Muito preferivelmente, a conversão de asfalto excede a 40 por cento em volume do asfalto contido no suprimento de hidrocarbonetos pesados. Um limite superior prático para a conversão de asfalto é 90 por cento em volume, e, mais tipicamente, o limite superior para a conversão de asfalto é 60 por cento em volume. Desse modo, a conversão de asfalto, por exemplo, pode estar na faixa de a partir de 20 a 90 por cento em volume, ou de 30 a 60 por cento em volume, ou de 40 a 60 por cento em volume.

Em níveis maiores de conversão asfáltica a qualidade do produto hidrocarboneto tende a sofrer. Isto é acreditado ser devido a aglomeração das estruturas asfaltenos contidas no suprimento de hidrocarbonetos pesados que está sendo processado. Essa aglomeração pode, em condições extremas, resultar na separação da fração sólida do produto hidrocarboneto tratado e assentamento ou deposição dos sólidos por sobre as superfícies dos equipamentos de processo. No geral, o limite superior da conversão de asfalto é o ponto no qual a precipitação do produto começa a surgir. Diversas técnicas têm sido usadas na indústria de processamento de petróleo para prever o início de tal precipitação, incluindo métodos exclusivos de realização de testes e o teste do valor-P que é descrito de modo mais amplo mais adiante.

Uma das vantagens providas pela alta conversão asfáltica do processo inventivo é que ela resulta na produção do produto hidrocarboneto tratado possuindo hidrocarbonetos que possuem temperaturas de ebulição nas faixas de temperatura da nafta, destilados (diesel e querosene), e gasóleo de vácuo. Essas produtos produzidos podem ser misturados com as correntes de produto produzidas por outras unidades de processo da refinaria ou eles podem ser adicionalmente processados. Por exemplo, os produtos de destilação do processo inventivo podem adicionalmente experimentar hidroprocessamento para produzir produtos tais como querosene, combustível de aviação e diesel, e o produto gasóleo de vácuo do processo inventivo pode ser usado como um suprimento para uma unidade de refinaria, tal como uma unidade de craqueamento catalítico fluido ou uma unidade de hidrocraqueamento. Dependendo das condições mercadológicas particulares, a fração destilado produzida a partir do processo inventivo pode ser especialmente valiosa, produzindo desse modo um rendimento maior de destilados, em oposição aos maiores rendimentos da nafta, e gasóleo de vácuo, altamente desejáveis.

Adicionalmente em prover uma significativa conversão do teor de asfalto do supri-

mento de hidrocarbonetos pesados, o catalisador e processo inventivos podem proporcionar um rendimento incrementalmente maior do produto destilado que os catalisadores e processos alternativos, e, desse modo, eles podem proporcionar benefícios econômicos maiores que as outras alternativas. O processo inventivo pode adicionalmente proporcionar uma maior proporção de asfalto do suprimento de hidrocarbonetos pesados que é convertida a hidrocarbonetos possuindo uma temperatura de ebulição menor que 538 °C (1000 °F) que é convertido a hidrocarbonetos com pontos de ebulição na faixa de ebulição dos destilados de 180 °C (356 °F) a 350 °C (662 °F), ou a hidrocarbonetos destilados. O processo inventivo, desse modo, pode proporcionar um produto hidrocarboneto tratado, em que a proporção dos asfaltos convertidos que inclui hidrocarbonetos com pontos de ebulição na faixa de ebulição dos destilados excede a 10 por cento em peso dos asfaltos convertidos. O processo inventivo preferivelmente proporciona um produto hidrocarboneto tratado que inclui uma proporção de asfalto convertido que inclui hidrocarbonetos com pontos de ebulição na faixa de ebulição dos destilados que excede a 14 por cento em peso dos asfaltos convertidos, mais preferivelmente, excedendo a 16 por cento em peso dos asfaltos convertidos, e, muito preferivelmente, excedendo a 18 por cento em peso dos asfaltos convertidos. Essa característica do processo inventivo é particularmente benéfica quando, em combinação com outros processamentos, um produto diesel com teor de enxofre ultra baixo é fabricado. Isso benefício é devido a alta quantidade de produto destilado produzido possuindo um teor de enxofre relativamente baixo que torna desnecessário hidroprocessamento ainda mais severo para produzir produto diesel com baixo teor de enxofre. Todavia, pode ser requerido processamento brando de hidrodessulfuração.

Uma outra característica do processo inventivo é que, em adição a prover dessulfuração e conversão de asfalto, ele pode proporcionar uma significativa redução no teor Residual de Micro-Carbono (MCR) do produto hidrocarboneto tratado do processo que utiliza o catalisador inventivo. Teor Residual de Micro-Carbono se refere a uma quantidade de resíduo de carbono que permanece após a evaporação e pirólise de um substrato e é determinado através do método de realização de testes ASTM D4530. Em casos quando o suprimento de hidrocarbonetos pesados tem um teor significativo de MCR, o processo inventivo pode proporcionar um produto hidrocarboneto tratado possuindo um teor de MCR que é abaixo daquele do suprimento de hidrocarbonetos pesados, e, de fato, o catalisador inventivo pode proporcionar uma maior redução no teor de MCR que os outros catalisadores já existentes na arte. Essa melhora na capacidade de reduzir o teor de MCR de um suprimento é particularmente vantajosa naquelas situações quando o processo inventivo é para proporcionar um produto hidrocarboneto tratado que é para ser usado, ou partes dele são para serem usadas, como um suprimento para uma unidade de craqueamento catalítico fluido (FCC). Esse benefício é reconhecido pelo fato de que o teor de MCR de um suprimento para

FCC pode impactar significativamente a quantidade de tal suprimento que a unidade de FCC é capaz de processar. No geral, uma unidade de FCC é capaz de processar quantidades maiores de suprimentos que possuam baixos níveis de teor de MCR que aqueles suprimento que possuem níveis maiores de teor de MCR.

5 No processo inventivo, o suprimento de hidrocarbonetos pesados pode ter um valor MCR excedendo a 6 %. O processo inventivo é particularmente útil no processamento de um suprimento de hidrocarbonetos pesados que possua um valor de MCR excedendo a 8 % e ainda excedendo a 10%. O produto hidrocarboneto tratado pode ter um valor de MCR de menos que 6 %, preferivelmente, menos que 5 %, e, mais preferivelmente, menos que 4 %.

10 Uma desvantagem do uso dos catalisadores de hidroconversão já existentes na hidroconversão de suprimentos de hidrocarbonetos pesados é que o produto resultante irá apresentar uma tendência a possuir um baixo valor-P. O valor-P (valor de peptização) é um valor numérico que é um indicador da tendência de floculação dos asfaltenos contidos numa mistura hidrocarboneto. A determinação do valor-P é através do método como descrito por
15 J. J. Heithaus in "Measurement e Significance of Asphaltene Peptization", Journal of Institute of Petroleum, Vol. 48, Number 458, February 1962, pp. 45-53, cuja publicação é aqui incorporada por referência.

Um alto valor-P para uma mistura hidrocarboneto indica que ela é estável e um baixo valor-P para uma mistura hidrocarboneto indica que ela não é tão estável pelo fato de
20 existir uma maior tendência para a precipitação dos asfaltenos contidos na mistura hidrocarboneto. É identificado que o valor-P de um produto hidroconvertido tende a declinar à medida que a porcentagem do componente asfáltico de um suprimento de hidrocarbonetos pesados que é convertido aumenta, indicando desse modo uma maior tendência para a formação de precipitados. Porém, é uma das vantagens do catalisador e processo inventivos que
25 eles proporcionam uma alta quantidade de conversão asfáltica ao mesmo tempo em que proporciona um produto hidrocarboneto tratado que ainda possui um valor-P excepcionalmente alto, que excede a 1,25. O catalisador e processo pode proporcionar uma conversão de asfalto de mais que 30 por cento em volume ao mesmo tempo em que proporciona um produto hidrocarboneto tratado possuindo a valor-P maior que 1,25. É preferido para o valor-
30 P do produto hidrocarboneto tratado exceder a 1,5, mais preferivelmente, exceder a 1,75, e, muito preferivelmente, exceder a 2, quando a conversão de asfalto do suprimento de hidrocarbonetos pesados que é provida pelo catalisador e processo inventivos excede a 30 por cento em volume. Em alguns casos, o valor-P do suprimento de hidrocarbonetos pesados pode ser menor que 1.

35 A mistura calcinada (catalisador) da invenção pode ser empregada como uma parte de qualquer sistema reator adequado que proporcione o contato do catalisador com o suprimento de hidrocarbonetos pesados sob condições adequadas de hidroprocessamento

que podem incluir a presença de hidrogênio e uma elevada pressão total e temperatura. Tais sistemas reacionais adequados podem incluir sistemas de catalisador de leito fixo, sistemas de catalisador de leito de ebulição, sistemas de catalisador pastoso, e sistema de catalisador de leito fluidizado. O sistema reacional preferido é aquele que inclui um leito fixo do catalisador inventivo contido dentro do vaso reacional equipado com meios de entrada para alimentação do reator, tal como um bocal de alimentação, para introduzir o suprimento de hidrocarbonetos pesados ao interior do vaso reacional, e meios de saída do efluente do reator, tal como um bocal de saída do efluente do reator, para a retirada do efluente do reator ou do produto hidrocarboneto tratado proveniente do vaso reacional.

O processo inventivo opera geralmente numa pressão reacional de hidroprocessamento (hidroconversão e hidrodessulfuração) na faixa de a partir de 2068 kPa (300 psig) a 20.684 kPa (3000 psig), preferivelmente de 10.342 kPa (1500 psig) a 17.237 kPa (2500 psig), e, mais preferivelmente, de 12.411 kPa (1800 psig) a 15.513 kPa (2250 psig).

A temperatura reacional de hidroprocessamento está geralmente na faixa de a partir de 340 °C (644 °F) a 480 °C (896 °F), preferivelmente, de 360 °C (680 °F) a 455 °C (851 °F), e, muito preferivelmente, de 380 °C (716 °F) a 425 °C (797 °F).

A vazão na qual o suprimento de hidrocarbonetos pesados é carregada para a zona de reação do processo inventivo é geralmente tal de modo a proporcionar uma velocidade espacial horária líquida (LHSV) na faixa de a partir de 0,01 h⁻¹ a 3 h⁻¹. O termo “velocidade espacial horária líquida”, como usado aqui, significa uma relação numérica da taxa na qual o suprimento de hidrocarbonetos pesados é carregado para a zona de reação do processo inventivo em volume por hora dividido pelo volume de catalisador contido na zona de reação para a qual o suprimento de hidrocarbonetos pesados é carregado. A LHSV preferida está na faixa de a partir de 0,05 h⁻¹ a 2 h⁻¹, mais preferivelmente, de 0,1 h⁻¹ a 1,5 h⁻¹, e muito preferivelmente, de 0,2 h⁻¹ a 0,7 h⁻¹.

É preferido carregar hidrogênio juntamente com o suprimento de hidrocarbonetos pesados para a zona de reação do processo inventivo. Nesse caso, o hidrogênio é algumas vezes referido como gás hidrogênio de tratamento. A taxa do gás hidrogênio de tratamento é a quantidade de hidrogênio relativamente à quantidade de suprimento de hidrocarbonetos pesados carregados para a zona de reação e geralmente está na faixa acima de 1781 m³/m³ (10.000 SCF/bbl). É preferido para a taxa de tratamento estar na faixa de a partir de 89 m³/m³ (500 SCF/bbl) a 1781 m³/m³ (10.000 SCF/bbl), mais preferivelmente, de 178 m³/m³ (1.000 SCF/bbl) a 1602 m³/m³ (9.000 SCF/bbl), e, muito preferivelmente, de 356 m³/m³ (2.000 SCF/bbl) a 1425 m³/m³ (8.000 SCF/bbl).

Os exemplos seguintes são apresentados para ilustrar adicionalmente a invenção, porém eles não são para serem considerados como a limitar o escopo da invenção.

Exemplo I

Esse Exemplo I descreve a preparação do Catalisador A.

Catalisador A

O catalisador A foi preparado mediante primeiramente combinar 3209 partes em peso interestágio alumina a 2% sílica, 287 partes em peso nitrato de níquel ($\text{Ni}(\text{NO}_3)_2$) dissolvidos em 99 partes em peso água deionizada, 269 partes em peso de trióxido de molibdênio em pó (MOO_3), e 652 partes em peso de catalisador de hidrotratamento Ni/Mo/P regenerado triturado dentro de um misturador Muller juntamente com 130 partes em peso de ácido nítrico concentrado a 69,9% e 30 gramas de um auxiliar de extrusão comercial. Um total de 2948 partes em peso de água foi acrescentada a esses componentes durante a mistura. Os componentes foram misturados por aproximadamente 40 minutos. A mistura tinha um pH of 4,08 e um LOI de 55,7 por cento em peso. A mistura foi então extrusada utilizando matrizes trilobais de 1,3 mm para formar partículas de extrusados trilobais de 1,3 mm. As partículas de extrusado foram então secadas em ar por um período de várias horas numa temperatura de 100 °C.

Partes alíquotas das partículas de extrusado secas foram calcinadas em ar cada uma por um período de duas horas numa temperatura de 426 °C (800 °F), 566 °C (1050 °F), 677 °C (1250 °F), ou 732 °C (1350 °F). A mistura final calcinada continha 2,2 por cento em peso níquel metal (2,8 %p como NiO), 7,9 por cento em peso molibdênio metal (11,85 %p como MOO_3) e 85,45 por cento em peso 2% sílica/alumina. A Tabela 1 a seguir apresenta algumas propriedades das partículas de extrusado secas que foram calcinadas em cada uma das temperaturas de calcinação. Como pode ser visto a partir das propriedades de poro apresentadas na Tabela 1, a porcentagem do volume total de poro contido nos macroporos que possuem um diâmetro de poro de 1000 Angstroms e maior é de menos que 1 por cento.

Tabela 1 - Propriedades do Extrusado Seco para Diferentes Condições de Calcinação

Propriedades	426 °C (800 °F)	566 °C (1050 °F)	677 °C (1250 °F)	732 °C (1350 °F)
Área de superfície m^2/g	332	311	256	133,5
Distribuição tamanho de poro Hg (Å)				
Menor que 70	38,8	28,3	9,8	0,8
70-100	41,2	50,1	48,7	1,6
100-150	12,2	13,5	31,3	18,3
150-350	5,7	6,0	7,5	66,9
350-1000	1,9	1,9	2,0	11,1
1000+	0,2	0,2	0,7	0,3

Volume total de poro, cc/g	0,551	0,564	0,596	0,702
Diâmetro médio de poro, Å	76	81	96	128

Exemplo II (Exemplo de Conversão de Enxofre Constante)

Esse Exemplo II descreve um dos métodos usados na realização dos testes dos catalisadores descritos no Exemplo I. Esse método proporcionou o processamento de um suprimento possuindo uma significativa concentração de enxofre para produzir um produto possuindo concentração de enxofre especificada. A temperatura do reator foi ajustada para manter fixa a concentração de enxofre no produto do reator.

Catalisador A e um catalisador de hidrodessmetalização comercialmente disponível foram carregados para dentro de um reator tubular de 1,5875 cm (5/8 polegada) ID por 127 cm (50 polegada) de aço inoxidável em um arranjo de leito empilhado com 66,7 por cento em volume do leito consistindo do catalisador A colocado no fundo do leito catalisador e 33,3 por cento em volume do leito consistindo do catalisador de hidrodessmetalização colocado no topo do leito catalisador.

O reator tubular foi equipado com termopares colocados numa cavidade de termômetro de 0,635 cm (1/4 polegada) concentricamente para o interior do leito catalisador, e o reator tubular foi mantido dentro de um forno de 5 zonas de 132 cm (52 polegada) de comprimento com cada uma das zonas sendo separadamente controladas com base em um sinal proveniente de um termopar.

O catalisador do leito catalisador empilhado foi ativado mediante alimentar na pressão ambiente uma mistura gasosa de 5%v H₂S e 95%v H₂ ao reator numa taxa de 1,5 LHSV ao mesmo tempo em que aumentando incrementalmente a temperatura do reator numa taxa de 37,8 °C (100 °F)/h até 204,4 °C (400 °F). O leito catalisador foi mantido numa temperatura de 204,4 °C (400 °F) por duas horas e em seguida a temperatura foi aumentada incrementalmente numa taxa de 37,8 °C (100 °F)/h até uma temperatura de 315,5 °C (600 °F), onde ela foi mantida por uma hora seguido novamente por um aumento incremental na temperatura numa taxa de a de 23,9 °C (75 °F)/h até uma temperatura de 371,1 °C (700 °F), onde ela foi mantida por duas oras antes de resfriar a temperatura do leito catalisador até a temperatura ambiente. O leito catalisador foi em seguida pressurizado com hidrogênio puro a 6.895 kPa (1000 psig), e a temperatura do leito catalisador foi aumentada incrementalmente numa taxa de 37,8 °C (100 °F)/h a 204,4 °C (400 °F). O reator foi em seguida carregado com suprimento enquanto a temperatura do reator foi mantida a 204,4 °C (400 °F) por uma hora. O leito catalisador temperatura foi em seguida aumentado incrementalmente numa taxa de 10 °C (50 °F)/h até 371,1 °C (700 °F), ponto a partir do qual a corrida foi iniciada.

O suprimento carregado ao reator foi um resíduo de produção de petróleo do Oriente Médio. As propriedades de destilação do suprimento como determinado pelo Método ASTM D7169 estão apresentadas na Tabela 2. A Tabela 3 apresenta algumas outras propriedades do suprimento.

5 Tabela 2 - Destilação do suprimento

%p	Temperatura °C (°F)
IBP	273 (523)
10	377 (711)
20	427 (801)
30	466 (871)
40	503 (937)
50	543 (1009)
60	588 (1090)
70	636 (1177)
80	695 (1283)
90	
FBP	737 (1359)

Tabela 3 - Outras propriedades do suprimento

Propriedade	Valor
Resíduo Micro-Carbono (MCR)	12,4
Enxofre (%p)	4,544
Níquel (ppm)	22
Vanádio (ppm)	75
537,8 °C (1000 °F) + (%v)	51,3

O suprimento foi carregado ao reator juntamente com gás hidrogênio. O reator foi mantido numa pressão de 13.100 kPa (1900 psig) e o suprimento foi carregado ao reator numa taxa de modo a proporcionar uma velocidade espacial horária líquida (LHSV) de 0,33 h⁻¹ e o hidrogênio foi carregado numa taxa de 534 m³/m³ (3.000 SCF/bbl). A temperatura de o reator foi ajustada de modo a proporcionar um produto possuindo um teor de enxofre de 0,52 %p.

O catalisador inventivo A proporciona um produto possuindo um teor de enxofre significativamente reduzido sobre o teor de enxofre do suprimento processado. O teor de enxofre do produto foi menor que 0,6 por cento em peso com a atividade de hidrodessulfuração do catalisador permanecendo estável durante um significativo período de tempo.

Exemplo III

Esse Exemplo III descreve a preparação do Catalisador B. Catalisador B

O catalisador B foi preparado mediante primeiramente dissolver 252 partes em peso de $\text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ em 87 partes de água deionizada e aquecer a solução até se tornar limpa. Separadamente, 281 partes em peso de MOO_3 foi combinada com 3209 partes de alumina (2% sílica em 98% alumina) e 639 partes de catalisador novo, moído e classificado, Ni-Mo-P comercialmente disponível contendo alumina e combinados juntos em um equipamento de moagem. Com o equipamento de moagem em operação, 2905 partes de água deionizada, solução de níquel e 19 partes de ácido nítrico (69,8% concentração) foram acrescentados à mistura no equipamento de moagem. A mistura foi moída por um total de 35 minutos. A mistura tinha um pH de 4,18 e uma LOI de 56,6 por cento em peso. A mistura foi então extrusada utilizando matrizes trilobais de 1,3 mm para formar partículas de extrusado trilobais de 1,3 mm. As partículas de extrusado foram em seguida secadas ao ar durante um período de diversas horas numa temperatura de 100 °C.

Porções alíquotas das partículas de extrusado secas foram calcinadas em ar cada uma durante um período de duas horas na temperatura de 426 °C (800 °F), 538 °C (1000 °F), e 649 °C (1200 °F). A mistura final calcinada continha 2,2 por cento em peso níquel metal (2,8 %p como NiO), 7,9 por cento em peso molibdênio metal (11,85 %p como MoO_2), 0,34% de fósforo (0,55 %p de pentóxido de fósforo), e 84,8 por cento em peso 2% sílica/alumina. A Tabela 4 a seguir apresenta algumas propriedades das partículas de extrusado secas que foram calcinadas em cada uma das temperaturas de calcinação.

Tabela 4 - Propriedades do Extrusado Seco para Diferentes Condições de Calcinação.

Propriedades	426 °C (800 °F)	538 °C (1000 °F)	649 °C (1200 °F)
Força de esmagamento, lb/mm	5,63	5,72	5,03
Volume aquoso de poro, mL/g	0,63	0,61	0,64
Distribuição do Tamanho de Poro Hg - Hg			
< 70 Å	34,1	24,2	11,2
70-100 Å	60,4	69,3	75,4
100-130 Å	2,6	3,2	9,6
130-150 Å	0,6	0,7	0,9
150-180 Å	0,8	0,8	0,8
180-350 Å	1,4	1,4	1,6
350 Å+	0,1	0,4	0,5

Diâmetro médio de poro, Å	74	79	90
Volume de poro total, Hg, cc/g	0,57	0,60	0,59
Área de superfície, m ² /g	323	315	272

Exemplo IV (Exemplo de Temperatura de Reator Constante)

Esse Exemplo descreve um dos métodos usados na realização dos testes do catalisador descritos no Exemplo III. Esse método proporciona o processamento de um suprimento possuindo teores significativos de enxofre e asfalto para produzir um produto possuindo reduzidos teores de enxofre e asfalto e produto líquido que é estável. A temperatura do reator foi mantida constante no transcurso dessas reações e o teor de enxofre, o teor de asfalto e a qualidade do produto líquido foram monitoradas.

Um reator multi-tambor foi usado para conduzir esse teste. O bloco de aquecimento continha quatro reatores tubulares paralelos cada um dos quais era um tubo de 15 mm (0,59 polegada) ID por 600 mm (23,625 polegadas) de comprimento em aço inoxidável 321. Um único controle de temperatura foi usado para controlar o bloco aquecedor, que envolvia todos os quatro reatores. Cada um dos reatores tubulares foi carregado num arranjo de leito com 30 cm³ do Catalisador B colocado no fundo do leito catalisador e 6 cm³ de um catalisador de hidrodesmetalização comercialmente disponível colocado no topo do leito catalisador. Um dos reatores foi carregado com um produto catalisador de hidrodessulfuração de base níquel e molibdênio suportado em alumina comercialmente disponível da Criterion Catalyst Company designado como RN-650 (Catalisador C) como usado nas outras corridas e um catalisador de HDM comercial na seção de fundo remanescente.

O catalisador do leito catalisador empilhado foi ativado mediante alimentar na pressão ambiente uma mistura gasosa de 5%v H₂S e 95%v H₂ ao reator numa taxa de 30 SLPH ao mesmo tempo em que aumentando incrementalmente a temperatura do reator numa taxa de 37,8 °C (100 °F)/h a 204,4 °C (400 °F). O leito catalisador foi mantido na temperatura de 204,4 °C (400 °F) por duas horas, e, em seguida, a temperatura foi aumentada incrementalmente numa taxa de 37,8 °C (100 °F)/h até uma temperatura de 315,5 °C (600 °F), onde ele foi mantido por duas horas seguido novamente por um aumento incremental numa temperatura numa taxa de 10 °C (50 °F)/h até uma temperatura de 371,1 °C (700 °F), onde ele foi mantido por duas horas antes de resfriar a temperatura do leito catalisador para 204,4 °C (400 °F).

O suprimento carregado ao reator foi um óleo bruto do Oriente Médio. As proprie-

dades de destilação do suprimento como determinado pelo Método ASTM D7169 estão apresentados na Tabela 5. Tabela 6 apresenta algumas outras propriedades do suprimento.

Tabela 5 - Destilação do suprimento

%p	Temperatura, °C (°F)
IBP	
10	351 (664)
20	399 (750)
30	437 (819)
40	472 (882)
50	510 (950)
60	554 (1029)
70	602 (1116)
80	657 (1215)
90	725 (1337)
FBP	733 (1351)

Tabela 6 - Outras propriedades do suprimento

Propriedade	valor
Resíduo Micro-Carbono (MCR)	11,4
Enxofre (%p)	4,012
Níquel (ppm)	16,7
Vanádio (ppm)	59
538 °C (1000 °F) + (%v)	43,5

5 O suprimento foi carregado aos reatores juntamente com gás hidrogênio. Os reatores foram mantidos numa pressão de 13.100 kPa (1900 psig), e o suprimento foi carregado aos reatores numa taxa de modo a proporcionar a velocidade espacial horária líquida (LHSV) de 0,6 h⁻¹ e o hidrogênio foi carregado numa taxa de 534 m³/m³ (3.000 SCF/bbl). As temperaturas dos reatores foram fixadas a 385 °C (725 °F) por aproximadamente um mês e em seguida elevada para 400 °C (752 °F) para o restante do período.

10 São apresentados na Figura 1 gráficos (a função linear estimada com base em dados experimentais) do valor-P do produto como uma função da conversão de asfalto do suprimento para o processo utilizando o catalisador inventivo B e para o catalisador comparativo C. Como pode ser observado a partir dos dados apresentados na Figura 1, o catalisador inventivo B proporciona uma estabilidade do produto como refletido pelo valor-P que é significativamente maior que o do catalisador comparativo C. Em ambas as temperaturas de operação, o catalisador inventivo proporciona uma maior conversão de asfalto e um maior valor-

P do produto. O catalisador comparativo proporciona um produto menos estável que o do catalisador inventivo quando conversão de asfalto se aproxima a 65%, o que proporciona um produto estável numa conversão asfáltica significativamente maior.

Exemplo V

5 Esse Exemplo V descreve a preparação do Catalisador D e um catalisador comparativo E.

Catalisador D

10 O catalisador D foi preparado mediante primeiramente combinar 4047 partes em peso de alumina interestágio sílica a 2%, 378 partes em peso de nitrato de níquel $\text{Ni}(\text{NO}_3)_2$ dissolvidos em 138 partes em peso de água deionizada, e 418 partes em peso de pó de trióxido de molibdênio (MoO_3) dentro de um misturador Muller. Um total de 3807 partes em peso de água foi acrescentado a esses componentes durante a mistura. Os componentes foram misturados por aproximadamente 45 minutos. A mistura tinha um pH of 4,75 e uma LOI de 59,6 por cento em peso. A mistura foi então extrusada utilizando matrizes trilobais de 15 1,3 mm para formar partículas de extrusado trilobais de 1,3 mm. As partículas de extrusado foram em seguida secadas ao ar durante um período de diversas horas numa temperatura de 100 °C.

20 Porções alíquotas das partículas de extrusado secas foram calcinadas em ar cada uma durante um período de duas horas na temperatura de 538 °C (1000 °F), 677 °C (1250 °F), 704,4 °C (1300 °F), ou 732,2 °C (1350 °F). A mistura final calcinada continha 2,2 por cento em peso níquel metal (2,8 %p como NiO), 7,9 por cento em peso molibdênio metal (11,85 %p como MOO_3) e 85,45 por cento em peso 2% sílica/alumina. A Tabela 7 seguinte apresenta algumas propriedades das partículas de extrusado secas que foram calcinadas na temperatura de calcinação de 677 °C (1250 °F).

25 Tabela 7 - Propriedades do Extrusado Seco e Calcinado

Propriedades	677 °C (1250 °F)
Força de esmagamento, lb/mm	3,81
Volume aquoso de poro, mL/g	0,75
Distribuição do Tamanho de Poro Hg - Hg	
< 70 Å	5,5
70-100 Å	53,6
100-130 Å	33,6
130-150 Å	2,1
150-180 Å	1,4
180-350 Å	2,6
350 Å+	1,2
Diâmetro médio de poro, Å	98

Volume de poro total, Hg, cc/g	0,695
Área de superfície, m ² /g	261

Catalisador E

O catalisador comparativo E foi produzido mediante combinar 4104 partes de pó de alumina com 127 partes de níquel como hidróxido de níquel e moer rapidamente. Com o moedor em operação, foram acrescentadas 4104 partes de água deionizada e a mistura no moedor foi moída por 55 minutos. Em seguida, o molibdênio como di-molibdato de amônio (isto é, um sal de molibdênio) e moído por mais cinco minutos. A mistura tinha um pH de 7,23 e um LOI de 59 por cento em peso. A mistura foi então extrusada utilizando matrizes trilobais de 1,3 mm para formar partículas de extrusado trilobais de 1,3 mm. As partículas de extrusado foram em seguida secadas ao ar durante um período de diversas horas numa temperatura de 100 °C.

Porções alíquotas das partículas de extrusado secas foram calcinadas em ar cada uma durante um período de duas horas na temperatura de 538 °C (1000 °F) e 649 °C (1200 °F). A mistura final calcinada continha 2,2 por cento em peso níquel metal (2,8 %p como NiO), 7,9 por cento em peso molibdênio metal (11,85 %p como MoO₃) e 85,35 por cento em peso de alumina. A Tabela 8 a seguir apresenta algumas propriedades das partículas de extrusado secas que foram calcinadas na temperatura de calcinação de 677 °C (1250 °F).

Tabela 8 - Propriedades do Extrusado Seco e Calcinado

Propriedades	649 °C (1200 °F)
Força de esmagamento, lb/mm	3,57
Volume aquoso de poro, mL/g	0,87
Distribuição do Tamanho de Poro Hg - Hg	
< 70 Å	3,3
70-100 Å	29,8
100-130 Å	58,9
130-150 Å	2,6
150-180 Å	1,6
180-350 Å	2,3
350 Å+	1,5
Diâmetro médio de poro, Å	0,69
Volume de poro total, Hg, cc/g	105
Área de superfície, m ² /g	254,1

Exemplo VI (Teste em Período Prolongado em Temperatura Constante)

Esse Exemplo VI descreve um dos métodos usado na realização de testes do catalisador descrito no Exemplo V. Esse método proporciona o processamento de um suprimento possuindo teores significativos de enxofre e MCR para produzir um produto possuindo reduzido teor de enxofre. A temperatura do reator foi mantida constante no transcurso dessas reações e o teor de enxofre do produto foi monitorado.

Um reator multi-tambor foi usado para conduzir esse teste. O bloco de aquecimento continha quatro reatores tubulares paralelos cada um dos quais era um tubo de 15 mm (0,59 polegada) ID por 600 mm (23,625 polegadas) de comprimento em aço inoxidável 321. Um único controle de temperatura foi usado para controlar o bloco aquecedor, que envolvia todos os quatro reatores. Cada um dos reatores tubulares foi carregado num arranjo de leito catalisador e 6 cm³ de um catalisador de hidrodesmetalização comercialmente disponível colocado no topo do leito catalisador.

O catalisador do leito catalisador empilhado foi ativado mediante alimentar na pressão ambiente uma mistura gasosa de 5%v H₂S e 95%v H₂ ao reator numa taxa de 30 SLPH ao mesmo tempo em que aumentando incrementalmente a temperatura do reator numa taxa de 37,8 °C (100 °F)/h até 204,4 °C (400 °F).

O leito catalisador foi mantido na temperatura de 204,4 °C (400 °F) por duas horas, e, em seguida, a temperatura foi aumentada incrementalmente numa taxa de 37,8 °C (100 °F)/h até uma temperatura de 315,5 °C (600 °F), onde ele foi mantido por duas horas seguido novamente por um aumento incremental numa temperatura numa taxa de 10 °C (50 °F)/h até uma temperatura de 371,1 (700 °F), onde ele foi mantido por duas horas antes de resfriar a temperatura do leito catalisador para de 204,4 °C (400 °F).

O suprimento carregado ao reator foi um cru do Oriente Médio. As propriedades de destilação do suprimento como determinado pelo Método ASTM D7169 estão apresentados na Tabela 9. Tabela 10 apresenta algumas outras propriedades do suprimento.

Tabela 9 - Destilação do suprimento

%p	Temperatura, °C (°F)
IBP	
10	351 (664)
20	399 (750)
30	437 (819)
40	472 (882)
50	510 (950)
60	554 (1029)
70	602 (1116)
80	657 (1215)

90	725 (1337)
FBP	733 (1351)

Tabela 10 - Outras propriedades do suprimento

Propriedade	valor
Resíduo Micro-Carbono (MCR)	11,4
Enxofre (%p)	4,012
Níquel (ppm)	16,7
Vanádio (ppm)	59
538 °C (1000 °F) + (%v)	43,5

O suprimento foi carregado aos reatores juntamente com gás hidrogênio. Os reatores foram mantidos numa pressão de 13.100 kPa (1900 psig), e o suprimento foi carregado aos reatores uma taxa de modo a proporcionar a velocidade espacial horária líquida (LHSV) de 0,6 h⁻¹ e o hidrogênio foi carregado numa taxa de 3.000 SCF/bbl. As temperaturas dos reatores foram fixadas ou em 385 °C (725 °F) ou 400 °C (752 °F).

São apresentados na Figura 2 gráficos dos valores relativos da Temperatura Média Ponderada do Leito (WABT) seria requerida para uma hidrodessulfuração de 88%p do suprimento como uma função do tempo de corrida para o catalisador inventivo D e o catalisador comparativo E. Como pode ser observado a partir dos dados apresentados na Figura 1, o catalisador inventivo D apresenta atividade catalítica ao longo do tempo que é significativamente maior que a atividade do catalisador comparativo E.

REIVINDICAÇÕES

1. Método de produzir um catalisador altamente estável para hidrodessulfuração de hidrocarbonetos pesados, o referido método **CHARACTERIZADO** pelo fato de que compreende:

5 co-aglutinação de um material óxido inorgânico, trióxido de molibdênio, e um composto de níquel para formar uma mistura;

 transformar a referida mistura na forma de uma partícula; e

 calcinar a referida partícula para fornecer uma mistura calcinada.

10 2. Método, de acordo com a reivindicação 1, **CHARACTERIZADO** pelo fato de que a referida etapa de calcinação é conduzida sob uma condição controlada de temperatura na qual a temperatura de calcinação está na faixa de cerca de 600°C (1112°F) até cerca de 760°C (1400 °F) por um período de tempo de calcinação que é eficaz para fornecer a referida mistura calcinada possuindo uma estrutura de poro desejada.

15 3. Método, de acordo com a reivindicação 2, **CHARACTERIZADO** pelo fato de que a referida estrutura de poro desejada inclui uma distribuição de tamanho de poro para a referida mistura calcinada tal que pelo menos 70% do volume total de poro da referida mistura calcinada está nos poros da referida mistura calcinada que possuem um diâmetro de poro na faixa de 70 angstroms a 150 angstroms.

20 4. Método, de acordo com a reivindicação 1, 2 ou 3, **CHARACTERIZADO** pelo fato de que a referida mistura consiste essencialmente de trióxido de molibdênio, um composto de níquel, e um material óxido inorgânico.

 5. Método, de acordo com a reivindicação 1, 2, 3 ou 4, **CHARACTERIZADO** pelo fato de que a referida mistura tem uma ausência material de um composto de sal de molibdênio.

25 6. Método, de acordo com a reivindicação 1, 2, 3, 4 ou 5, **CHARACTERIZADO** pelo fato de que a referida etapa de co-aglutinação é conduzida tal que a referida mistura tenha um pH que é mantido na faixa de 3 a 6.

30 7. Método, de acordo com a reivindicação 1, 2, 3, 4, 5 ou 6, **CHARACTERIZADO** pelo fato de que a referida mistura calcinada tem um teor de molibdênio na faixa de 4 por cento em peso a 18 por cento em peso com o percentual em peso sendo com base no molibdênio como MoO₃ e o peso total da mistura calcinada, e um teor de níquel na faixa de 1 por cento em peso a 5,1 por cento em peso com o percentual em peso sendo com base no níquel como NiO e o peso total da mistura calcinada.

 8. Catalisador altamente estável para hidrodessulfuração de hidrocarbonetos pesados, **CHARACTERIZADO** pelo fato de que compreende:

35 uma mistura calcinada produzida mediante calcinação de uma partícula formada de uma mistura compreendendo trióxido de molibdênio, um composto de níquel, e um material óxido inorgânico.

9. Catalisador altamente estável para hidrodessulfuração de hidrocarbonetos pesados, de acordo com a reivindicação 8, **CHARACTERIZADO** pelo fato de que a referida mistura calcinada tem um teor de molibdênio na faixa de 4 por cento em peso a 18 por cento em peso com o percentual em peso sendo com base no molibdênio como MoO_3 e o peso total da mistura calcinada, e um teor de níquel na faixa de 1 por cento em peso a 5,1 por cento em peso com o percentual em peso sendo com base no níquel como NiO e o peso total da mistura calcinada.

10. Catalisador altamente estável para hidrodessulfuração de hidrocarbonetos pesados, de acordo com a reivindicação 8 ou 9, **CHARACTERIZADO** pelo fato de que a referida mistura calcinada tem uma distribuição de tamanho de poro tal que pelo menos 70 % do volume total de poro da referida mistura calcinada está nos poros da referida mistura calcinada que possuem um diâmetro de poro na faixa de 70 angstroms a 150 angstroms.

11. Catalisador altamente estável para hidrodessulfuração de hidrocarbonetos pesados, de acordo com a reivindicação 8, 9 ou 10, **CHARACTERIZADO** pelo fato de que a referida mistura calcinada tem uma propriedade tal que quando usada na dessulfuração de um suprimento de hidrocarbonetos pesados resulta em um produto dessulfurado que apresenta um valor-P de mais que 1,5.

12. Processo para a dessulfuração de um suprimento de hidrocarbonetos pesados, o referido processo **CHARACTERIZADO** pelo fato de que compreende:
contatar, sob condições adequadas de dessulfuração de hidrocarbonetos pesados, o referido suprimento de hidrocarbonetos pesados com qualquer um dos catalisadores conforme definidos nas reivindicações 8 a 11 ou qualquer um dos catalisadores produzidos através dos métodos conforme definidos nas reivindicações 1 a 7.

13. Processo, de acordo com a reivindicação 12, **CHARACTERIZADO** pelo fato de que o referido suprimento de hidrocarbonetos pesados tem um valor-P do suprimento de hidrocarbonetos pesados de menos que 1 e o referido produto hidrocarboneto tratado tem um valor-P do produto hidrocarboneto tratado acima de 1,25.

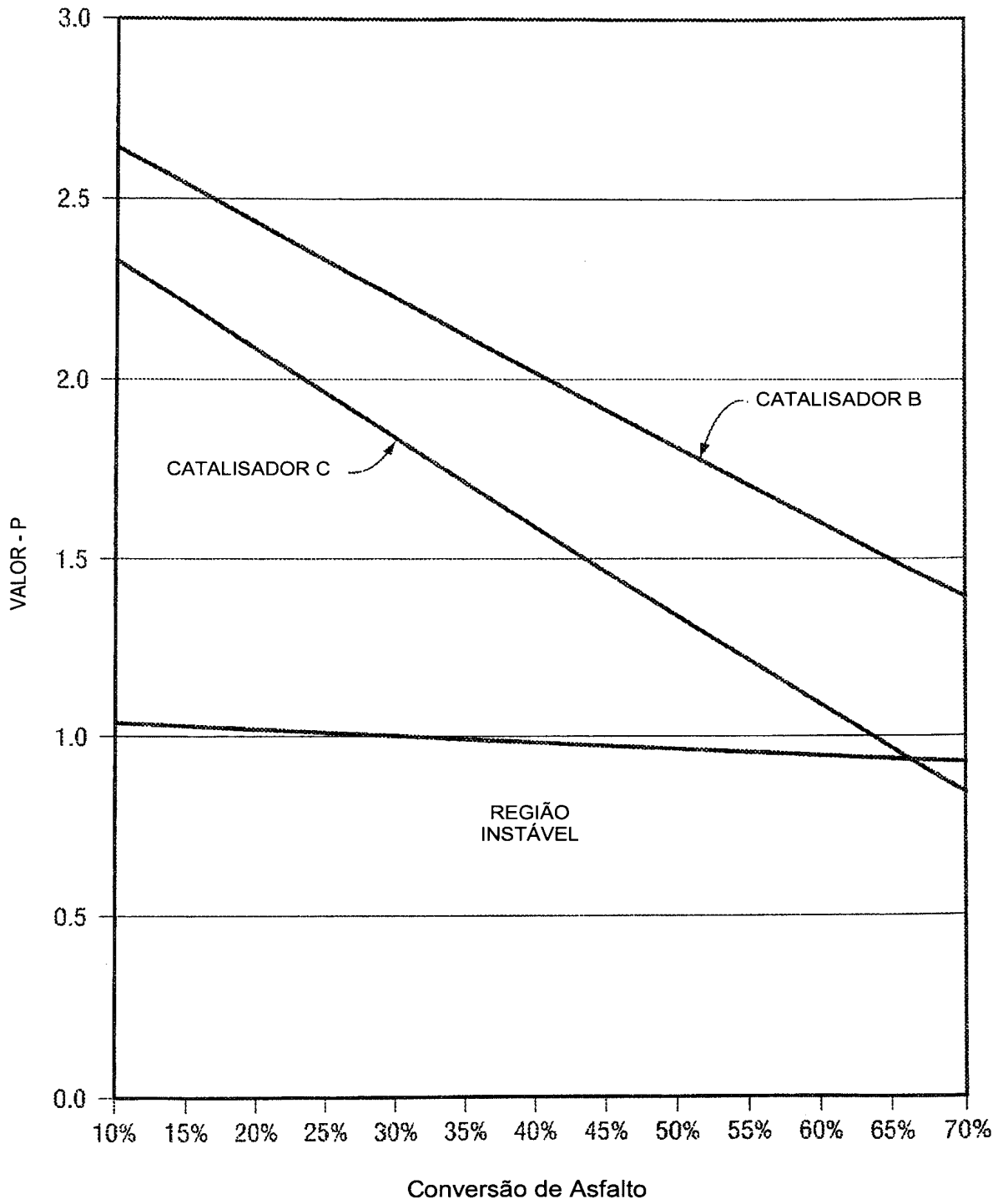


FIG. 1

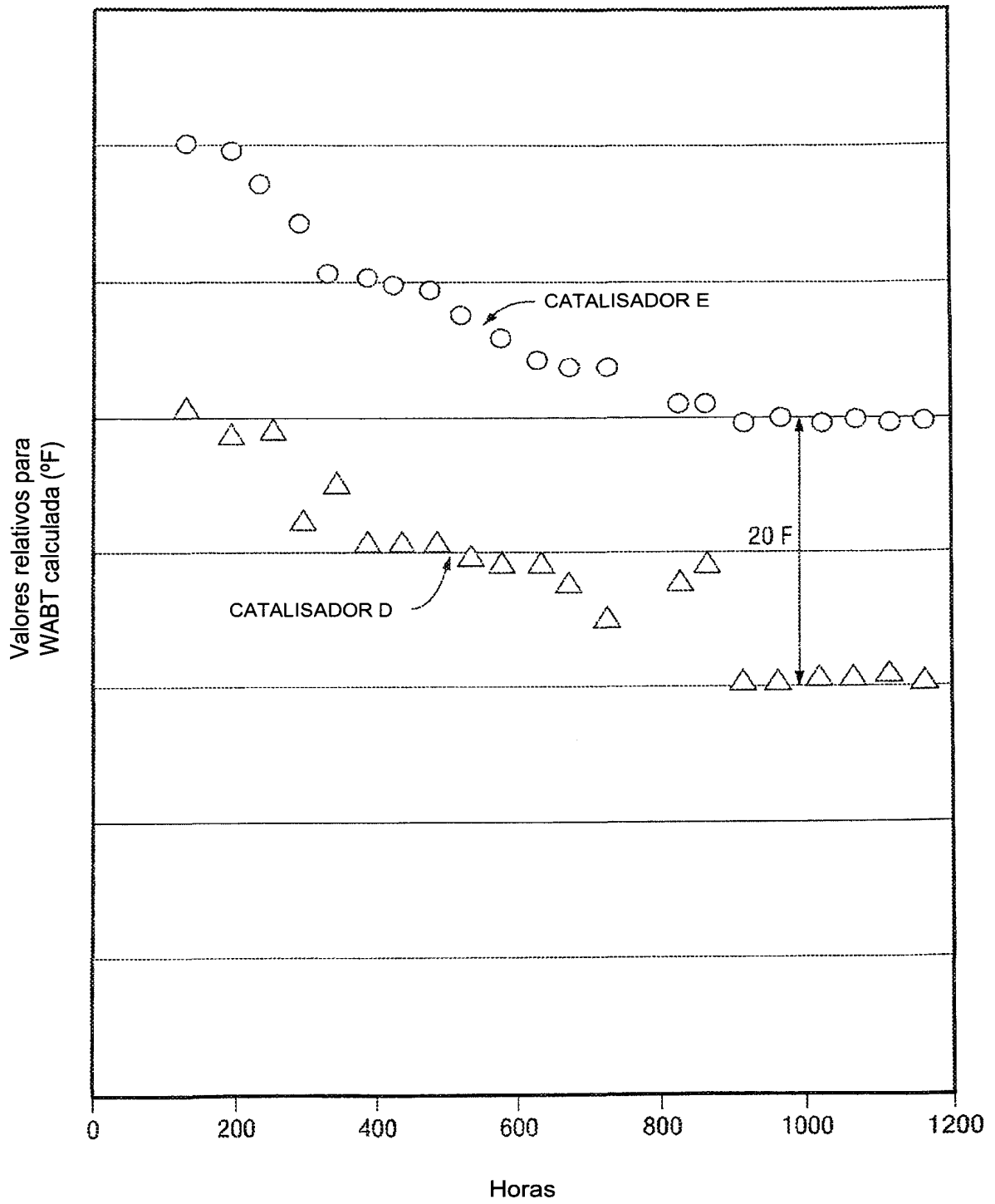


FIG. 2

RESUMO

“CATALISADOR ALTAMENTE ESTÁVEL PARA HIDRODESSULFURAÇÃO DE
HIDROCARBONETOS PESADOS, MÉTODOS PARA A SUA FABRICAÇÃO E UTILIZAÇÃO
E PROCESSO PARA DESSULFURAÇÃO DE SUPRIMENTO DE HIDROCARBONETOS
5 PESADOS”

É descrito um catalisador útil no hidrocessamento de um suprimento de hidro-
carbonetos pesados em que o catalisador compreende uma mistura calcinada produzida
mediante calcinar uma partícula formada de uma mistura compreendendo trióxido de molib-
dênio, um composto de níquel, e um material óxido inorgânico. O catalisador pode produzido
10 mediante misturar um material óxido inorgânico, trióxido de molibdênio, e um composto de
níquel para formar uma mistura que é transformada na forma de uma partícula e calcinada
para proporcionar uma mistura calcinada. O processo envolve a hidrodessulfuração e hidro-
conversão de um suprimento de hidrocarbonetos pesados processo esse que pode incluir a
conversão de uma parcela do teor de asfalto do suprimento de hidrocarbonetos pesados e a
15 produção de um produto tratado possuindo uma aprimorada estabilidade como refletido por
seu valor-P.