



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

(11) PI 0518717-6 B1



(22) Data de Depósito: 19/12/2005

(45) Data da Concessão: 28/07/2015
(RPI 2325)

(54) Título: PROCESSO PARA A CONVERSÃO DE CARGAS PESADAS

(51) Int.Cl.: C10G67/04; C10G65/18

(30) Prioridade Unionista: 22/12/2004 IT MI2004A002445

(73) Titular(es): Eni S.P.A., Snamprogetti S.p.A.

(72) Inventor(es): Alberto Delbianco, Mario Marchionna, Nicoletta Panariti, Romolo Montanari, Sergio Rosi

“PROCESSO PARA A CONVERSÃO DE CARGAS PESADAS”

Descrição

A invenção atual refere-se a um processo para a conversão de cargas pesadas, entre as quais estão os óleos crus pesados e extra pesados, betume de "areias oleosas", e os resíduos de destilação, utilizando pelo menos
5 três unidades de processo: desasfaltamento, hidroconversão da carga usando um catalisador na fase dispersada e destilação.

A conversão de óleos crus pesados, betume e "areias oleosas" e resíduos oleosos em produtos líquidos pode ser feita essencialmente de duas
10 formas: uma é exclusivamente um meio térmico, e a outra é por intermédio de um tratamento de hidrogenação.

Atualmente todos os estudos são principalmente direcionados para os tratamentos por hidrogenação, porque os processos térmicos têm problemas relacionados com o descarte de subprodutos, especialmente
15 subprodutos como o coque (obtidos mesmo em quantidades maiores do que 30% em peso em relação à carga) e à baixa qualidade dos produtos de conversão.

Os processos de hidrogenação consistem no processamento da carga na presença de hidrogênio e catalisadores adequados.

Os processos de hidrogenação agora sendo comercializados utilizam reatores de leito fixo ou de leito em movimento e utilizam catalisadores que geralmente consistem de um ou mais metais de transição
20 (Mo, W, Ni, Co, Ru, etc.) suportado sobre sílica/alumina (ou material equivalente).

As tecnologias de leito fixo têm problemas consideráveis no processamento, especialmente de cargas pesadas contendo percentagens elevadas de heteroátomos, metais e asfaltenos, porque os referidos contaminantes levam a uma desativação rápida do catalisador.

Para processar as referidas cargas, foram desenvolvidas

tecnologias de leito em movimento tendo desempenhos interessantes, mas são complexas e dispendiosas.

5 As tecnologias de hidrocessamento operando com catalisadores na fase dispersada poderão ser uma solução atraente para os problemas encontrados utilizando-se as tecnologias de leito fixo ou em movimento. Os processos em suspensão, na realidade, combinam a vantagem de uma ampla flexibilidade com relação às cargas, com altos desempenhos em termos de conversão e purificação, tornando-se, pelo menos em princípio, muito mais simples do ponto de vista tecnológico.

10 As tecnologias em suspensão são caracterizadas pela presença de partículas catalíticas tendo dimensões médias muito pequenas e sendo eficientemente dispersadas no meio: devido a isto, os processos de hidrogenação se tornam mais fáceis e imediatos em todas as partes do reator. A formação de coque é consideravelmente reduzida e o aprimoramento da carga é elevado.

15 O catalisador pode ser introduzido como pó com dimensões suficientemente pequenas (US-43036634) ou como um precursor solúvel (US-5288681). No referido último caso, a forma ativa do catalisador (geralmente um sulfeto metálico) é formada in-situ pela decomposição térmica do composto usado, durante a própria reação ou após um pré-tratamento apropriado (US- 4470295).

20 Os metais que constituem os catalisadores dispersados geralmente são um ou mais metais de transição (de preferência, Mo, W, Ni, Co, ou Ru). Molibdênio e tungstênio definitivamente têm desempenhos mais satisfatórios do que o níquel, cobalto ou rutênio, ou ainda mais do que o vanádio ou ferro (N. Panariti et al., Appl. Catal. A: Gen. 2000, 204, 203).

O uso de catalisadores dispersados, mesmo quando resolvendo a maioria dos problemas encontrados nas tecnologias descritas acima, apresenta no entanto algumas desvantagens que são principalmente

relacionadas com o ciclo de vida do próprio catalisador e com a quantidade de produtos obtidos.

5 A forma de uso dos referidos catalisadores (tipo de precursores, concentração, etc.) na realidade tem uma grande importância, tanto do ponto de vista econômico como do impacto ambiental.

10 O catalisador poderá ser utilizado em uma baixa concentração (algumas centenas de ppm) em um arranjo "de uma só passagem", mas em tal caso o aprimoramento dos produtos se torna insuficiente (N. Panariti et al., Appl. Catal. A: Gen 2000, 204, 203 e 215). Operando com catalisadores muito ativos (por exemplo, molibdênio) e com concentrações de catalisador mais elevadas (milhares de ppm de metal), a qualidade do produto melhora, mas se torna necessário reciclar o catalisador.

15 O catalisador que sai do reator pode ser recuperado por separação do produto obtido do hidrocessamento (de preferência, da coluna de destilação a jusante do reator) por intermédio de métodos convencionais, tais como, por exemplo, decantação, centrifugação ou filtração (US 3240718; US 4762812). Parte do referido catalisador pode ser reciclada para o processo de hidrogenação sem processamento adicional. Todavia, o catalisador recuperado utilizando-se os hidrocessos conhecidos, 20 normalmente tem uma atividade reduzida comparado com o catalisador novo. Assim sendo, é necessário ter-se um estágio de regeneração apropriado para restaurar a atividade catalítica e reciclar pelo menos parte do referido catalisador para o reator de hidrocessamento. Além disso, os referidos processos de recuperação do catalisador são dispendiosos, assim como 25 extremamente complexos, do ponto de vista tecnológico.

Em relação à descrição química dos processos de conversão, é muito útil introduzir-se o conceito de estabilidade o qual, para um óleo cru ou um resíduo de óleo, refere-se a sua tendência de precipitar os seus componentes asfálticos por causa de uma alteração nas condições

operacionais ou da composição química do óleo e/ou dos asfaltenos (incompatibilidade), após uma diluição com redutores de hidrocarbonetos, ou uma transformação química induzida por processos de craqueamento, hidrogenação, etc.

5 Convencionalmente, aqueles hidrocarbonetos que podem ser precipitados a partir de um óleo cru ou de um resíduo oleoso por intermédio do processamento dos mesmos com um hidrocarboneto parafínico com um número de átomos de carbono de 3 a 7, são definidos como asfaltenos, por exemplo, n-heptano, nas condições standard, conforme descrito na norma IP-
10 143.

 Qualitativamente, é possível declarar que as ocasiões de incompatibilidade ocorrem quando uma mistura é feita com produtos tendo características muito diferentes na natureza do seu componente maltênico ou não asfaltênico como é o caso na mistura de óleos crus parafínicos com óleos
15 crus aromáticos ou na diluição de materiais redutores de natureza parafínica (um caso típico é o fluxo de alcatrão da anulação da viscosidade com óleos diesel de baixo nível aromático).

 Nos processos de conversão de destilação de resíduos de óleo cru, os betumes provenientes de "areias oleosas" e óleos crus pesados ou extra
20 pesados, o nível máximo de conversão é limitado pela estabilidade do resíduo do produto. Os referidos processos, na realidade, modificam a natureza química do óleo e dos asfaltenos, provocando uma redução progressiva da estabilidade quando o nível de modificações é aumentado. Além de um certo limite, os asfaltenos na carga poderão sofrer uma separação de fase (ou
25 precipitar) e portanto provocar um processo de formação de coque.

 Do ponto de vista químico-físico, a ocorrência de separação de fase é explicada pelo fato de quando as reações de conversão progredirem, a fase asfaltênica se torna mais e mais aromática, por causa das reações de desalquilação e condensação.

Assim sendo, além de um certo nível, os asfaltenos não são mais solúveis na fase maltênica, porque também, no meio tempo, a última se tornou mais "parafínica".

5 O controle da perda de estabilidade de uma carga pesada durante um processo de conversão térmica e/ou catalítica é portanto essencial para se obter o grau mais elevado de conversão, sem ter problemas de formação de coque ou de fuligem.

10 Nos processos "de uma só passagem" as condições ótimas de operação (essencialmente a temperatura de reação e o tempo de residência) são simplesmente determinados pelos dados de estabilidade do efluente do reator, por intermédio de medições diretas no resíduo não convertido (valor P, teste de filtragem a quente, teste localizado, etc.).

15 Todos os referidos processos permitem a obtenção de níveis de conversão maiores ou menores de acordo com a carga ou o tipo de tecnologia utilizada, mas de nenhuma forma, geram um resíduo não convertido, o qual nós chamaremos de alcatrão próximo da instabilidade que poderá variar, de caso para caso, de 30 a 85% da carga inicial. O referido produto é utilizado para produzir óleo combustível, betume ou pode ser usado como uma carga nos processos de gasificação.

20 Têm sido propostos vários esquemas, compostos da reciclagem na unidade de tratamento de parcelas mais ou menos significativas de alcatrão, para aumentar o nível de conversão geral nos processos de craqueamento de resíduos.

25 No caso de processos de hidroconversão com catalisadores dispersados na fase em suspensão, a reciclagem do alcatrão também permite a recuperação do catalisador, da maneira que os solicitantes, eles próprios, descreveram na sua solicitação IT- 95A001095, um processo que permite a reciclagem do catalisador recuperado para o reator de hidrocessamento sem a necessidade de um estágio adicional de regeneração, obtendo-se no

meio tempo, um produto de boa qualidade sem a produção de resíduo ("refino de resíduo zero").

O referido processo é composto das seguintes etapas:

5 • mistura do óleo cru pesado ou do resíduo de destilação com um catalisador de hidrogenação apropriado e alimentação da mistura obtida em um reator de hidroprocessamento e a introdução no mesmo de hidrogênio ou de uma mistura contendo hidrogênio e H_2S ;

10 • alimentação da corrente contendo o produto da reação de hidroprocessamento e o catalisador na fase dispersada em uma zona de destilação, na qual as frações mais voláteis são separadas;

15 • alimentação da fração com alto ponto de ebulição obtida no estágio de destilação para um estágio de desasfaltamento, em consequência obtendo-se duas correntes, uma feita de óleo desasfaltado (DAO), a outra de asfalto, o catalisador na fase dispersada possivelmente contendo coque e enriquecido pelos metais provenientes da carga inicial.

• reciclagem para a zona de hidroprocessamento de pelo menos 60%, possivelmente 80%, da corrente feita de asfalto, o catalisador na fase dispersada e possivelmente contendo coque, tendo um alto teor de metal.

20 Os referidos solicitantes descreveram na solicitação seguinte IT-MI2001A001438, configurações de processo diferentes daquela descrita acima.

25 O processo reivindicado na mesma por intermédio do uso conjunto das seguintes três unidades de processo: hidroconversão com catalisadores na fase em suspensão (HT), destilação ou vaporização instantânea (D), desasfaltamento (SDA), é caracterizado pelo fato das três unidades operarem em correntes misturadas feitas de carga fresca e correntes recicladas, por intermédio dos seguintes estágios:

• alimentação pelo menos de uma fração da carga pesada em uma seção de desasfaltamento (SDA) na presença de solventes, obtendo-se

duas correntes, uma feita de óleo desasfaltado (DAO), a outra de asfaltenos;

• mistura do asfalto com um catalisador de hidrogenação apropriado e possivelmente com a fração restante da carga pesada não alimentada para a seção de desasfaltamento e alimentação da mistura obtida para um reator de hidroprocessamento (HT) e introdução no mesmo de hidrogênio ou uma mistura contendo hidrogênio e H_2S ;

• alimentação da corrente contendo o produto da reação de hidroprocessamento e o catalisador na fase dispersada para um ou mais estágios de destilação ou vaporização instantânea (D), dessa forma obtendo a separação das frações mais voláteis, entre as mesmas os gases produzidos pela reação de hidroprocessamento;

• reciclagem para a zona de desasfaltamento de pelo menos 60% em peso do resíduo de destilação (alcatrão) do efluente líquido da unidade de vaporização instantânea contendo o catalisador na fase dispersada, com um alto teor de sulfetos metálicos, produzido pela desmetalização da carga, e possivelmente, contendo coque.

Através das referidas configurações podem ser obtidas as seguintes vantagens:

• maximização da eficiência de conversão em produtos destiláveis (derivados de destilação, tanto na pressão atmosférica como a vácuo), e em óleo desasfaltado (DAO), a qual na maioria dos casos pode ser maior do que 95%;

• maximização do grau de aprimoramento da carga, isto é a remoção dos venenos existentes (metais, enxofre, nitrogênio, resíduo de carbono), minimizando a produção de coque;

• flexibilidade máxima em lidar com cargas diferentes na natureza do componente de hidrocarboneto (densidade) e no nível de poluentes;

• possibilidade de reciclar completamente o catalisador de

hidrogenação sem a necessidade de regeneração.

O tratamento de uma carga pesada de hidrocarbonetos por intermédio de desasfaltamento por solvente permite a separação de dois pseudo-componentes, definidos convencionalmente como óleo desasfaltado (DAO) e asfaltenos C_n (onde n representa o número de átomos de carbono na parafina usada para o desasfaltamento (normalmente de 3 a 6)).

Com surpresa, nós descobrimos que o processamento das duas correntes que saem da unidade de desasfaltamento, DAO e asfaltenos, com dois hidroprocessos separados executados em condições diferentes, permite a obtenção de níveis de conversão e de aprimoramento maiores do que aqueles obteníveis quando processando a carga no seu estado atual em condições ótimas.

O processo, objetivo da invenção atual, para a conversão de cargas pesadas por intermédio do uso conjunto de pelo menos três das seguintes unidades de processo: desasfaltamento (SDA), hidroconversão com catalisadores na fase em suspensão (HTI), destilação ou vaporização instantânea (D), é caracterizado pelo fato de ser composto dos seguintes estágios:

- envio da carga pesada para uma seção de desasfaltamento (SDA1) na presença de solventes, obtendo-se duas correntes: uma feita de óleo desasfaltado (DAO1 da SDA1), o outro contendo asfaltenos;

- mistura da corrente feita de óleo desasfaltado (DAO1 da SDA1) com um catalisador de hidrogenação apropriado e envio da mistura assim obtida para uma seção de hidroprocessamento (HT1) e introdução na mesma de hidrogênio ou uma mistura contendo hidrogênio e H_2S ;

- mistura da corrente feita de asfaltenos que sai da seção de desasfaltamento (SDA1) com um catalisador de hidrogenação apropriado e envio da mistura assim obtida para uma segunda seção de hidroprocessamento (HT2) e introdução na mesma de hidrogênio ou de uma mistura contendo

hidrogênio e H_2S :

• envio de ambas a corrente contendo o produto da seção de hidroprocessamento (HT1) e o catalisador na fase dispersada, e a corrente contendo o produto da reação da segunda seção de hidroprocessamento (HT2) e o catalisador na fase dispersada para um ou mais estágios de destilação ou vaporização instantânea (D) no qual as frações mais voláteis são separadas. Entre aquelas frações estão os gases produzidos nas duas reações de hidroprocessamento (HT1 e HT2), do resíduo de destilação (alcatrão) ou do líquido que sai da unidade de vaporização instantânea;

. envio do resíduo de destilação (alcatrão) ou do líquido que sai da unidade de vaporização instantânea, contendo o catalisador na fase dispersada, com um teor elevado de sulfetos metálicos e possivelmente contendo coque, produzido por causa da desmetalização da carga, para uma segunda seção de desasfaltamento (SDA2), na presença de solventes, obtendo-se duas correntes, uma feita de óleo desasfaltado (DAO2 da SDA2), a outra feita de asfaltenos, dos quais, a não ser que haja uma drenagem, uma parte é reciclada para a seção de hidroprocessamento (HT1) e a outra é reciclada para a segunda seção de hidroprocessamento (HT2).

As cargas pesadas poderão ser de natureza diferente. Elas podem ser selecionadas entre os óleos crus pesados e extra pesados, resíduos de destilação, "óleos pesados" provenientes de processos catalíticos, como por exemplo, "óleos não convertidos" de hidroprocessamento de leito fixo ou em movimento. "óleos de ciclo pesado" de processos de craqueamento catalítico, "alcatrões térmicos" (provenientes, por exemplo, de anulação da viscosidade ou processos térmicos semelhantes), betume de "areias oleosas", "carvões" de várias naturezas e qualquer outra carga com alto ponto de ebulição de origem de hidrocarbonetos geralmente conhecidos na arte com o nome de "óleos negros".

Especialmente, a relação em peso entre a parte reciclada para a

seção de hidrocessamento (HT1) e a parte reciclada para a segunda seção de hidrocessamento (HT2), de preferência, está na faixa de 8/1 e 1/1, mais de preferência, de 4/1 a 2/1 e mais de preferência, em torno de 3/1.

Os catalisadores utilizados nos dois estágios de hidrocessamento (HT1 e HT2) podem ser selecionados entre aqueles obtíveis de precursores solúveis em óleo que são facilmente decompostos (naftenatos metálicos, derivados de metal de ácidos fosfônicos, metal-carbonilas, etc) ou entre compostos pré-formados com base em um ou mais metais de transição tais como Ni, Co, Ru, W e Mo; o último é preferido devido a sua atividade catalítica elevada.

É preferível utilizar-se o mesmo tipo de catalisador em ambos os estágios de hidrocessamento (HT1 e HT2).

A concentração do catalisador, definido com base na concentração do metal ou metais presentes nos reatores de hidrocessamento (HT1 e HT2), está na faixa de 350 a 100.000 ppm, de preferência, de 5000 a 30.000 ppm, mais de preferência, de 8000 a 15.000 ppm.

O estágio de hidrocessamento (HT1), de preferência, é mantido em uma temperatura na faixa de 380 a 470°C, de preferência, de 390 a 440°C, e em uma pressão variando de 3 a 30 MPa, de preferência, de 10 a 20 MPa.

O segundo estágio de hidrocessamento (HT2), de preferência, é executado em uma temperatura de 360 a 450°C, de preferência, de 390 a 420°C, e em uma pressão de 3 a 30 MPa, de preferência, de 10 a 20 MPa.

O reator, que pode operar no modo de fluxo escoando para baixo, e de preferência, em fluxo ascendente, é alimentado com hidrogênio. O referido gás pode ser alimentado para o reator em seções diferentes.

Os estágios de destilação, de preferência, são operados em

baixa pressão, na faixa de 0,001 a 0,5 MPa, de preferência, de 0,01 a 0,3 MPa.

O primeiro estágio de hidroprocessamento (HT1) e o segundo estágio de hidroprocessamento (HT2) podem ser feitos por um ou mais reatores operando na faixa de condições descrita acima. Uma parte dos destilados produzidos no primeiro reator pode ser reciclada para os reatores seguintes no mesmo estágio.

O estágio de desasfaltamento (SDA1), executado por intermédio de uma extração com um solvente de hidrocarbonetos ou diferente de hidrocarbonetos, geralmente é executado em temperaturas na faixa de 40 a 200°C e em uma pressão de 0,1 a 7 MPa.

O referido estágio também pode ser formado por uma ou mais seções operando com o mesmo solvente ou com solventes diferentes; a recuperação do solvente pode ser executada em estágios múltiplos em condições sub-críticas ou em condições super-críticas, dessa forma permitindo um fracionamento adicional entre o óleo desasfaltado e resinas.

É recomendável que o solvente do referido estágio de desasfaltamento seja selecionado entre parafinas leves tendo 3 a 6 átomos de carbono, de preferência, tendo 4 a 5 átomos de carbono, mais de preferência, tendo 5 átomos de carbono.

O segundo estágio de desasfaltamento (SDA2), que é executado por intermédio de uma extração com um hidrocarboneto solvente ou não, é geralmente executado em temperaturas de 40 a 160°C e em uma pressão de 1 a 60 atmosferas.

É recomendável escolher-se o solvente do referido estágio de desasfaltamento de parafinas leves tendo 3 a 6 átomos de carbono, de preferência, 3 a 4 átomos de carbono, mais de preferência, tendo 3 átomos de carbono.

A corrente consistindo de óleo desasfaltado (DAO) pode ser

usada no seu estado atual como bruto sintético, possivelmente misturado com os destilados, ou ela pode ser usada como uma carga para os processos de craqueamento catalítico em leito fluido para processos de hidrocraqueamento.

5 No processo de acordo com a invenção atual poderá haver a presença de uma seção secundária adicional para o pós-processamento de hidrogenação da fração C₂- 500°C, de preferência, da fração C₅- 350°C, saindo dos separadores de alta pressão instalados antes da destilação.

10 No referido caso, a corrente contendo o produto da reação de hidroprocessamento (HT1) com o catalisador na fase dispersada e/ou a corrente contendo o produto da segunda reação de hidroprocessamento (HT2) com o catalisador na fase dispersada, antes de ser enviada para um ou mais estágios de destilação ou vaporização instantânea, sofre um pré-estágio de separação, executado em alta pressão, para obter-se uma fração leve e uma fração pesada, a referida fração pesada sendo a única enviada para o referido
15 estágio ou estágios de destilação (D).

A fração leve obtida pelo estágio de separação em alta pressão pode ser enviada para uma seção de hidroprocessamento, dessa forma produzindo uma fração mais leve contendo gás C₁-C₄ e H₂S e uma fração leve contendo nafta hidroprocessada e óleo diesel.

20 A introdução possível em uma seção secundária do pós-processamento de hidrogenação da fração C₂- 500°C, de preferência, da fração C₅- 350°C, explora a disponibilidade da referida fração em conjunto com o hidrogênio em uma pressão relativamente elevada, que é aquela do reator de hidroprocessamento, obtendo as seguintes vantagens:

25 • partindo de cargas de óleo que têm um alto teor de enxofre, é possível obter-se combustíveis em linha com as especificações de conteúdo de enxofre mais severas (< 10 - 50 ppm de enxofre) que são melhoradas em relação às outras características do combustível de diesel, como a densidade, o teor de hidrocarbonetos poli-aromáticos e o número de cetano;

- os destilados produzidos não têm problemas de estabilidade.

O pós-processamento de hidrogenação em leito fixo consiste da separação preliminar do efluente da reação do reator de hidroprocessamento (HT1 e/ou HT2) por intermédio de um ou mais separadores, que operam em alta pressão e alta temperatura.

Enquanto a parte pesada, extraída no fundo, é enviada para a unidade principal de destilação, a parte extraída do topo, uma fração C₅-370°C, é enviada para uma seção secundária de processamento na presença de hidrogênio disponível em alta pressão, na qual o reator é do tipo de leito fixo e contém um catalisador de dessulfurização/desaromatização para obter-se um produto com um teor de enxofre altamente reduzido, e ao mesmo tempo, em relação a fração de combustível de diesel, com números de cetano aumentados.

Normalmente, a seção de hidroprocessamento consiste de um ou mais reatores em série. O produto do referido sistema pode então ser adicionalmente fracionado por destilação para se obter nafta completamente dessulfurizada e combustível de diesel de acordo com as especificações do combustível.

O estágio de hidrodessulfurização de leito fixo para a hidrodessulfurização dos combustíveis diesel, normalmente utiliza catalisadores típicos de leito fixo; o referido catalisador, ou uma mistura de catalisadores ou uma quantidade de reatores com catalisadores diferentes tendo propriedades diferentes, causa um refinamento profundo da fração leve, reduzindo altamente o teor de enxofre e nitrogênio, aumentando o grau de hidrogenação da carga, e portanto, reduzindo a densidade e aumentando o número de cetano da fração de combustível diesel, e ao mesmo tempo, reduzindo a formação de coque.

Normalmente, o catalisador consiste de uma parte amorfa consistindo basicamente de alumina, sílica, sílica-alumina e misturas de

vários óxidos minerais, nos quais (com vários métodos) são depositados um componente de hidrodessulfurização juntamente com um componente de hidrogenação. Catalisadores típicos para a referida operação são catalisadores de molibdênio ou tungstênio, com a adição de níquel e/ou cobalto depositado sobre um mineral amorfo.

A reação de pós-processamento de hidrogenação é executada em uma pressão absoluta ligeiramente inferior àquela do estágio de hidroprocessamento primário, normalmente na faixa de 7 a 14 MPa, de preferência, de 9 a 12 MPa. A temperatura de hidrodessulfurização está na faixa de 250 a 500°C, de preferência, de 280 a 420°C. A temperatura normalmente é uma função do nível requerido de dessulfurização. A velocidade espacial é outra variável importante para se controlar a qualidade do produto obtido. Ela poderá ser de 0,1 a 5h⁻¹, de preferência, de 0,2 a 2h⁻¹.

A quantidade de hidrogênio misturado com a carga é alimentada com uma vazão de 100 a 5000 Nm³/m³, de preferência, de 330 a 1000 Nm³/m³.

Pode estar presente outra seção de pós-processamento secundário para a corrente de drenagem, além da possível seção secundária de pós-processamento de hidrogenação.

A referida seção secundária consiste do pós-processamento da corrente de drenagem para reduzir grandemente a sua existência e para reciclar pelo menos parte do catalisador ainda ativo para o reator de hidroprocessamento.

No referido caso, a fração da corrente contendo asfaltenos, saindo da seção de dessasfaltamento secundário (SDA2) chamada de corrente de drenagem, é enviada para uma seção de processamento com um solvente apropriado, para separar o produto em uma fração sólida e uma fração líquida, da qual o referido solvente pode então ser removido.

A seção possível para o processamento do efluente de

drenagem, de preferência, em uma quantidade de 0,5 a 10% em volume em relação à carga fresca. consiste de um estágio de eliminação de óleo por intermédio de um solvente (tolueno ou óleo diesel ou outras correntes ricas em compostos aromáticos) e de um estágio de separação da fração sólida da fração líquida.

Pelo menos uma parte da referida fração líquida pode ser alimentada para:

- O "óleo combustível de "pool", no seu estado atual, ou após a separação do solvente e/ou após a adição de um agente apropriado de fluxo;
- e/ou para o reator de hidrocessamento (HT1) e ou para o reator secundário de hidrocessamento (HT2) no seu estado atual.

Em alguns casos específicos, o solvente e o agente de fluxo poderão ser a mesma substância.

A fração sólida pode ser descartada no seu estado atual, ou, mais convenientemente, pode ser enviada para um processo de recuperação seletiva do metal ou metais de transição contidos no catalisador de transição (por exemplo, molibdênio) (em relação aos outros metais contidos no resíduo inicial, como níquel e vanádio) e possivelmente poderá haver um reciclo para o reator de hidrocessamento (HT1) e/ou para o reator secundário de hidrocessamento (HT2) da corrente rica de metal de transição (molibdênio).

O referido processo do composto oferece as seguintes vantagens em comparação com um processo tradicional:

- a quantidade de fração drenada é grandemente reduzida;
- uma boa parte da fração drenada é aprimorada em óleo combustível, separando-se os metais e o coque;
- a fração de catalisador fresco a ser adicionada na carga sob hidrocessamento primário é reduzida, porque pelo menos uma parte do molibdênio extraído por intermédio da recuperação seletiva é reciclado.

O estágio de eliminação de óleo consiste do processamento da corrente de drenagem, que é uma fração mínima da corrente asfáltica saindo da segunda seção de dessasfaltamento (SDA2) na planta de hidroprocessamento primário da carga pesada, com um solvente capaz de converter para uma fase líquida a quantidade máxima possível de compostos orgânicos, deixando na fase sólida os sulfetos metálicos, o coque e os resíduos de carbono mais refratários ("tolueno insolúvel" e semelhantes).

É recomendável operar-se em uma atmosfera inerte com o mínimo de oxigênio e umidade, porque os componentes de natureza metálica poderão tornar-se pirofóricos quando muito secos.

Solventes diferentes podem ser utilizados com rentabilidade no referido estágio de eliminação de óleo. Entre aqueles, nós mencionamos os solventes aromáticos, tais como tolueno e/ou misturas de xilenos, cargas de hidrocarbonetos disponíveis na planta, como óleo combustível produzido lá ou na refinaria, como por exemplo, o óleo de ciclo leve saindo da unidade FCC ou o gasóleo térmico saindo da unidade de craqueamento térmico/anulador de viscosidade.

Os aumentos de temperatura e de aceleração do tempo da reação, dentro de certos limites, a velocidade de operação. Razões econômicas não permitem um aumento excessivo.

As temperaturas de operação dependem do solvente usado e das condições de pressão; de qualquer forma, as temperaturas recomendadas são de 80 a 150°C; os tempos de reação variam de 0,1 a 12h, de preferência, de 0,5 a 4h.

Uma variável importante também a ser considerada é a relação volumétrica corrente de drenagem/solvente: ela pode variar de 1 a 10 (v/v), de preferência, de 1 a 5, mais de preferência, de 1,5 a 3,5.

Quando a fase de mistura entre o solvente e a corrente de drenagem é completada, o efluente, sempre sob agitação, é enviado para um

estágio de separação da fase líquida da fase sólida.

A referida operação pode ser uma daquelas tipicamente usadas na prática industrial, como decantação, centrifugação ou filtração.

5 A fase líquida pode então ser enviada para uma fase de fracionamento e recuperação do solvente, que é reciclada para o primeiro estágio (eliminação de óleo) de processamento da corrente de drenagem. A fração pesada restante pode ser utilizada com proveito na refinaria como uma carga, que é praticamente isenta de metal, com teor de enxofre relativamente baixo. Por exemplo, se a operação é executada com óleo diesel, parte do
10 referido óleo diesel pode ser deixada no produto pesado para se alcançar as especificações de "óleo combustível comercial".

Alternativamente, a fase líquida pode ser reciclada para o reator de hidrogenação.

15 A parte sólida pode ser descartada no seu estado atual ou ela pode ser submetida a um processo adicional para recuperar seletivamente o catalisador (molibdênio) para reciclagem para o tratamento de hidroprocessamento.

20 Adicionando-se na fase sólida mencionada acima uma carga pesada, sem metais, tais como, apenas como exemplo, parte do óleo desasfaltado (DAO2) saindo da unidade de desasfaltamento da própria planta e misturando-se o referido sistema com água acidulada (tipicamente com um ácido inorgânico) quase todo o molibdênio é mantido na fase orgânica, enquanto que quantidades substanciais de outros metais migram na direção da fase aquosa. As duas fases são fáceis de serem separadas e a fase orgânica
25 pode então ser reciclada com proveito para o reator de hidroprocessamento (HT1) e/ou para o segundo reator de hidroprocessamento (HT2).

A fase sólida é dispersada em uma quantidade suficiente de fase orgânica (por exemplo, óleo desasfaltado saindo do mesmo processo) no qual é adicionada água acidulada.

A relação entre a fase aquosa e a fase orgânica pode variar de 0,3 a 3. O pH da fase aquosa pode variar de 0,5 a 4, de preferência, de 1 a 3.

Daqui por diante será descrita uma realização da invenção atual com a ajuda da figura 1 anexa, a qual, de qualquer forma, não deve ser considerada como uma limitação para a faixa da referida invenção.

Na figura 1 a carga pesada (1) é enviada para a unidade de desasfaltamento (SDA1). A referida operação é executada por intermédio de extração com solvente.

A partir da unidade de desasfaltamento (SDA1) são obtidas duas correntes: uma (2) consistindo de óleo desasfaltado (DAO 1), a outra contendo asfaltenos (3).

A corrente consistindo de óleo desasfaltado (2) é misturada com o catalisador fresco (inicialmente) e com o catalisador de reposição (5) (necessário para repor o catalisador que é perdido com a corrente (19) (descrita adiante) e com a corrente (20) (descrita adiante), saindo da segunda unidade de desasfaltamento (SDA2), para formar uma corrente (6) que é alimentada para o reator de hidrocessamento (HT1) no qual é introduzido hidrogênio (ou uma mistura contendo hidrogênio e H_2S) (7).

Para fora do reator (HT1) sai uma corrente (8), contendo o produto de hidrogenação e o catalisador na fase dispersada, que é fracionada em uma coluna de destilação ou vaporização instantânea (D).

A corrente contendo asfaltenos (3) é misturada com o catalisador fresco (inicialmente) e é enviada para um segundo reator de hidrocessamento (HT2) saindo do mesmo um produto (16) alimentado para a coluna de destilação ou vaporização instantânea (D).

A partir da referida coluna de destilação ou vaporização instantânea (D) as frações mais leves (9) e os produtos destiláveis (10), (11) e (12) são separados do resíduo de destilação (13) contendo o catalisador dispersado e o coque.

A referida corrente (13), chamada de alcatrão, é enviada para uma segunda seção de desasfaltamento (SDA2) da qual são obtidas duas correntes: uma (17) consistindo de óleo desasfaltado (DAO 2) e a outra contendo asfaltenos (18).

5 A referida corrente (18) (chamada de alcatrão), a não ser que exista uma drenagem (19), é parcialmente reciclada como uma corrente (20) para a unidade de hidrocessamento (HTI) e parcialmente como uma corrente (21) para a segunda unidade de hidrocessamento (HT2).

10 Daqui por diante são descritos alguns exemplos para fins de melhor ilustração da invenção atual, sendo entendido que a invenção atual não pode ser limitada por, ou limitada aos exemplos descritos.

Exemplo 1

Seguindo-se o esquema da figura 1, foi feita a seguinte experiência:

- 15
- carga: 250 g de resíduo de vácuo de óleo cru Ural (tabela 1)
 - agente de desasfaltamento: cerca de 2,5 litros de n-pentano
 - temperatura: 180°C
 - pressão: 16 atmosferas (1,62 MPa)

20 O resíduo de vácuo juntamente com um volume de n-pentano igual a 8 - 10 vezes o volume do resíduo é carregado em uma autoclave. A mistura de carga e solvente é aquecida até 180°C, agitando-se (800 rpm) com uma hélice mecânica durante um período de 30 minutos. No final da operação, acontece a decantação com a separação de duas fases: a asfáltica que se decanta no fundo da autoclave e a fase de óleo desasfaltado diluída no
25 solvente. A decantação dura cerca de 2h. Por intermédio de um sistema de recuperação apropriado, a fase do solvente-DAO é então transferida para um segundo tanque. A fase de pentano-DAO é então recuperada e o solvente é então eliminado por evaporação.

O retorno obtido aplicando-se o processo descrito é igual a

82% de óleo desasfaltado em relação ao resíduo inicial a vácuo.

As características da carga Ural RV e do óleo desasfaltado (DAO C5) são descritos aqui adiante na tabela 1:

Tabela 1: Características do resíduo de vácuo Ural 500°C+ e do DAO n-C5 extraído

Carga	C (% p)	H (% P)	N (% P)	S (% P)	CCR (% P)	D ²⁰ (g/cm ³)	V (ppm)	Ni (ppm)
RV Ural	84,82	10,56	0,69	2,60	18,9	1,0043	262	80
DAOC ₅	85,40	11,40	0,43	2,33	9,78	0,9760	71	23

Exemplo 2

Seguindo-se o esquema da figura 1 foi feita a seguinte experiência:

Estágio de desasfaltamento da carga (SDA)

10 Executado de acordo com a descrição do exemplo 1.

Estágio de hidrocessamento

- reator: 3.500 cm³ em aço equipado com agitação magnética
- catalisador: 3000 ppm de Mo/carga adicionado usando-se um precursor solúvel em óleo metálico orgânico contendo 15% em peso de metal
- 15 • temperatura: 430°C
- pressão: 16 MPa de hidrogênio
- Tempo de residência: 3h

Utilizando-se o DAO produzido pelo estágio de desasfaltamento, foram feitos alguns testes de hidrocessamento de acordo com o processo descrito aqui adiante. O reator foi carregado com o DAO, juntamente com o composto de molibdênio, e foi pressurizado com hidrogênio. A reação foi executada nas condições operacionais descritas. Após o término do teste, foi executado o resfriamento. A autoclave foi despressurizada e os gases foram recolhidos em uma bolsa de amostra para uma análise cromatográfica. O produto líquido presente no reator foi recuperado e submetido a destilação, de tal forma que separasse o resíduo de

20

25

500°C+ dos outros cortes de destilação. O resíduo de destilação (500°C+), contendo o catalisador, foi recarregado no reator e misturado com a quantidade apropriada e preparada previamente de DAO C5, de tal forma que mantivesse constante a quantidade da carga total. O referido processo foi repetido até que a quantidade do resíduo obtido foi estabilizada, em outras palavras, que fossem alcançadas condições estacionárias.

Estágio de destilação

. Realizado utilizando-se equipamento de laboratório para a destilação de cargas de óleo cru

10 Estágio de desasfaltamento para o resíduo hidrogenado (SDA2)

• carga: resíduo de destilação hidrogenado preparado na etapa anterior

• agente de desasfaltamento: propano

• temperatura: 85°C

15 • pressão: 30 atmosferas (3,03 MPa)

O resíduo hidrogenado, juntamente com um volume de propano igual a oito vezes o volume de resíduo, é carregado em uma autoclave. A mistura de carga e solvente é aquecida até 85°C, agitando-se (800 rpm) com uma hélice mecânica durante um período de 30 minutos. No final da operação, acontece a decantação separando as duas fases: a asfáltica, que se decanta no fundo da autoclave e a fase de óleo desasfaltado diluída no solvente. A decantação dura cerca de 2h. Por intermédio de um sistema apropriado de recuperação, a fase de solvente-DAO é então transferida para um segundo tanque. O propano é separado do DAO na fase gasosa, prosseguindo para a despressurização do tanque através de uma válvula. O óleo desasfaltado sem solvente é então recuperado, enquanto que a fase de propano insolúvel se decanta no fundo da autoclave carregada.

Resultados da experiência

Seguindo os processos descritos acima, foram executados seis

testes consecutivos para hidroprocessar o DAO5 e o desasfaltamento subsequente com propano e reciclar a fase que é insolúvel em propano, contendo molibdênio na fase dispersada. A relação entre a quantidade reciclada e a quantidade de carga fresca obtida nas condições operacionais referidas, foi de 0,38.

Nós indicamos aqui adiante os dados relativos às correntes de saída após o último reciclo (% em peso em relação a carga):

- gás: 4%
- nafta (C₅ - 170°C): 7%
- óleo diesel atmosférico: (AGO, 170 - 350°C): 31%
- óleo diesel de vácuo: (VGO, 350 - 500°C): 36%
- DAO C₃: 22%

A tabela 2 ilustra as características do produto obtido.

Tabela 2: Características dos produtos da reação obtidos no teste de acordo com o exemplo 2

	(% p.) enxofre	(ppm) nitrogênio	(g/cm ³) Sp.Gr
Nafta C ₅ - 170°C	0,03	290	0,7412
AGO 170 - 350°C	0,10	1650	0,8437
VGO 350 - 500°C	0,39	4120	0,9215

Exemplo 3

Seguindo-se o esquema da figura 1, foi executada a seguinte experiência:

Estágio de hidroprocessamento dos asfaltenos (2)

Os testes catalíticos foram executados utilizando-se uma micro-autoclave agitada de 30 cm³ de acordo com o seguinte procedimento geral de operação:

- cerca de 10 g da carga foram introduzidas no reator;
- durante a reação, o sistema é agitado por intermédio de um sistema capilar alternativo operando em uma velocidade de rotação de 900 rpm; além disso, a pressão total é mantida constante por intermédio de um

sistema automático de reintegração do hidrogênio consumido;

- após ser completado o teste, é executado o resfriamento da reação; a autoclave é então despressurizada e os gases são recolhidos em uma bolsa de amostragem; as amostras de gás são então enviadas para uma análise
5 gás cromatográfica;

- o produto da reação é recuperado com tetra-hidrofuran. Então, a solução é filtrada para separar o catalisador. A fração líquida solúvel em tetra-hidrofuran, após a remoção do solvente, é submetida ao desasfaltamento a frio por intermédio de pentano, para separar os asfaltenos.

10 A fração solúvel em pentano é então analisada, após a remoção do solvente por evaporação.

A carga utilizada para a experiência foi preparada misturando-se uma parte fixa de asfaltenos C₅ produzidos no exemplo 1, livre de possíveis traços de solvente através de um tratamento apropriado em um forno, com
15 uma quantidade de DAO produzida no exemplo 2 através do estágio de desasfaltamento do resíduo hidrogenado (SDA2). A mistura (1:1), contendo o catalisador já dispersado no DAO C3, foi colocada no reator e é submetida a um tratamento térmico após a pressurização com hidrogênio.

20 A reação foi executada nas condições operacionais mostradas na tabela 3, nas quais são mostrados os dados de distribuição de produto.

Tabela 3: Características dos produtos da reação do exemplo 3

% em peso	410 °C; 4 h	420 °C; 3h
Gás (C1 - C4)	2,6	3,2
Nafta C5 - 170°C	2,3	4,4
AGO 170 - 350°C	14,7	17,1
VGO 350 - 500°C	29,9	33,8
DAO C5	35,9	31,2
Asfaltenos C5	14,6	10,3

REIVINDICAÇÕES

1. caracterizado pelo fato de compreender os seguintes estágios: Processo para a conversão de cargas pesadas selecionadas entre óleos crus pesados e extra pesados, resíduos de destilação, "óleos pesados" provenientes de processos catalíticos, "alcatrões térmicos", betumes de "areias oleosas", carvões de várias naturezas e outras cargas de alto ponto de ebulição de origem de hidrocarbonetos, conhecidas como óleos negros, por intermédio da utilização conjunta pelo menos de três das seguintes unidades de processo: desasfaltamento (SDA1), hidroconversão com catalisadores em fase em suspensão (HT1), destilação ou vaporização instantânea (D),
- 5
- 10
- envio da carga pesada para uma seção de desasfaltamento (SDA1) na presença de solventes, obtendo-se duas correntes, uma consistindo de óleo desasfaltado (DAO da (SDA1)), a outra contendo asfaltenos;
 - mistura da corrente contendo o óleo desasfaltado (DAO 1 da (SDA1)) saindo da seção de desasfaltamento (SDA1) com um catalisador de hidrogenação apropriado e envio da mistura assim obtida para uma seção de hidroprocessamento (HT1) e introdução na mesma de hidrogênio ou de uma mistura contendo hidrogênio e H₂S;
 - mistura da corrente consistindo de asfaltenos saindo da seção de desasfaltamento (SDA1) com um catalisador de hidrogenação apropriado e envio da mistura assim obtida para uma segunda seção de hidroprocessamento (HT2) e introdução na mesma de hidrogênio ou de uma mistura contendo hidrogênio e H₂S;
 - envio da corrente contendo o produto da reação da seção de hidroprocessamento (HT1) com o catalisador na fase dispersada e a corrente contendo o produto da reação da segunda seção de hidroprocessamento (HT2) com o catalisador na fase dispersada, para um ou mais estágios de destilação ou vaporização instantânea (D), por intermédio dos quais as frações mais voláteis, incluindo os gases produzidos nas duas reações de
- 15
- 20
- 25

hidroprocessamento (HT1 e HT2). são separadas do resíduo de destilação (alcatrão) ou do líquido saindo da unidade de vaporização instantânea:

- envio do resíduo de destilação (alcatrão) ou do líquido saindo da unidade de vaporização instantânea, contendo o catalisador na fase dispersada, e possivelmente contendo coque, com um alto teor de sulfetos metálicos produzidos através da desmetalização da carga, para uma segunda seção de desasfaltamento (SDA2) na presença de solventes, obtendo-se duas correntes, uma consistindo de óleo desasfaltado (DAO (da SDA2)) e a outra consistindo de asfaltenos dos quais, a não ser que haja uma drenagem, uma parte é reciclada para a seção de hidroprocessamento (HT1), enquanto que a outra parte é reciclada para a segunda seção de hidroprocessamento (HT2).

2. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato da relação em peso entre a parte asfáltica, obtida da segunda seção de desasfaltamento (SDA2) reciclada para a seção de hidroprocessamento (HT1), e a parte reciclada para a segunda seção de hidroprocessamento (HT2) é de 8/1 a 1/1.

3. Processo de acordo com a reivindicação 2, caracterizado pelo fato da relação em peso entre a parte reciclada para a seção de hidroprocessamento (HT1) e a parte reciclada para a segunda seção de hidroprocessamento (HT2) é de 2/1.

4. Processo de acordo com a reivindicação 3, caracterizado pelo fato da relação em peso entre a parte reciclada para a seção de hidroprocessamento (HT1) e a parte reciclada para a segunda seção de hidroprocessamento (HT2) é em torno de 3/1.

5. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de dois estágios de destilação serem executados em uma pressão reduzida de 0,001 a 0,5 MPa.

6. Processo de acordo com a reivindicação 5, caracterizado pelo fato dos estágios de destilação serem executados em uma pressão

reduzida de 0,01 a 0,3 MPa.

7. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato do estágio de hidrocessamento (HT1) ser executado em uma temperatura de 380 a 470°C e em uma pressão de 3 a 30 MPa.

5 8. Processo de acordo com a reivindicação 7, caracterizado pelo fato do estágio de hidrocessamento (HT1) ser executado em uma temperatura de 390 a 440°C e em uma pressão de 10 a 20 MPa.

10 9. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato do estágio de desasfaltamento (SDA1) ser executado em temperaturas de 40 a 200°C e em uma pressão de 0,1 a 7 MPa.

10. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato do solvente do estágio de desasfaltamento (SDA1) ser uma parafina leve com um número de átomos de carbono de 3 a 6.

15 11. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato do solvente do estágio de desasfaltamento (SDA1) ser uma parafina leve com um número de átomos de carbono de 4 a 5.

12. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato do estágio de desasfaltamento (SDA1) ser executado por intermédio de uma extração com um solvente operando em condições super críticas.

20 13. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato do estágio de desasfaltamento (SDA1) ser executado com recuperação do solvente em fase super crítica.

25 14. Processo de acordo com a reivindicação 12 ou 13, caracterizado pelo fato do estágio de desasfaltamento (SDA1) ser executado em temperaturas de 40 a 160°C e em uma pressão de 0,1 a 6 MPa.

15. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato do solvente no segundo estágio de desasfaltamento (SDA2) ser uma parafina leve com um número de átomos de carbono de 3 a 6.

16. Processo de acordo com a reivindicação 15, caracterizado

pelo fato do solvente no segundo estágio de desasfaltamento (SDA2) ser uma parafina leve com um número de átomos de carbono de 3 a 4.

5 17. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato do segundo estágio de desasfaltamento (SDA2) ser executado com recuperação do solvente em fase super crítica.

18. Processo de acordo com as reivindicações 16 ou 17, caracterizado pelo fato do segundo estágio de desasfaltamento (SDA2) ser executado em temperaturas de 40 e 160°C, e em uma pressão de 0,1 a 6 MPa.

10 19. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato do segundo estágio de hidrocessamento (HT2) ser executado em uma temperatura de 360 a 450°C e em uma pressão de 3 a 30 MPa.

20. Processo de acordo com a reivindicação 19, caracterizado pelo fato do segundo estágio de hidrocessamento (HT2) ser executado em uma temperatura de 390 a 420°C e em uma pressão de 10 a 20 MPa.

15 21. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato do catalisador de hidrogenação ser um precursor facilmente decomposto ou um composto pré-formado baseado em um ou mais metais de transição.

20 22. Processo de acordo com a reivindicação 21, caracterizado pelo fato do metal de transição ser molibdênio.

23. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato da concentração do catalisador nos reatores de hidroconversão (HT1 e HT2), definida de acordo com o metal ou metais presentes, ser de 350 a 100.000 ppm.

25 24. Processo de acordo com a reivindicação 23, caracterizado pelo fato da concentração de catalisador nos reatores de hidroconversão (HT1 e HT2) ser de 5000 a 30.000 ppm.

25. Processo de acordo com a reivindicação 24, caracterizado pelo fato da concentração de catalisador nas duas seções de

hidroprocessamento (HT1 e HT2) ser de cerca de 8000 a 15.000 ppm.

26. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato das duas seções de hidroprocessamento (H11 e HT2) usarem o mesmo catalisador de hidrogenação.

5 27. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato da corrente que contém o produto da reação da seção de hidroprocessamento (HT1) e o catalisador na fase dispersada e/ou a corrente contendo o produto da reação da segunda seção de hidroprocessamento (HT2) e o catalisador na fase dispersada, antes de ser enviado para um ou mais
10 estágios de destilação ou vaporização instantânea, ser ou serem submetidas a um pré-estágio de separação executado em alta pressão, de tal forma que se obtenha uma fração leve e uma pesada, sendo somente a referida fração pesada enviada para o referido estágio ou estágios de destilação (D).

15 28. Processo de acordo com a reivindicação 27, caracterizado pelo fato da fração leve obtida do estágio de separação em alta pressão ser enviado para uma segunda seção de pós-processamento de hidrogenação secundária, produzindo dessa forma uma fração mais leve contendo gás C₁-C₄ e H₂S e menos fração leve contendo nafta hidroprocessada e óleo combustível.

20 29. Processo de acordo com a reivindicação 28, caracterizado pelo fato da reação de pós-processamento de hidrogenação ser executada em uma pressão de 7 a 14 MPa.

25 30. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de uma fração de uma corrente contendo asfaltenos, saindo da segunda seção de desasfaltamento (SAD2), chamada corrente de drenagem, é enviada para uma seção de processamento com um solvente apropriado para separar o produto em uma fase sólida e uma líquida, da qual o referido solvente pode posteriormente ser separado.

31. Processo de acordo com a reivindicação 30, caracterizado

pelo fato da corrente de drenagem ser em quantidades de 0,1 a 10% em volume, em relação a carga nova.

32. Processo de acordo com a reivindicação 30, caracterizado pelo fato de pelo menos uma parte da fração líquida que sai da seção de processamento de drenagem ser enviada no seu estado atual ou após a separação do solvente e/ou após a adição de um agente de fluxo apropriado para a fração de óleo combustível.

33. Processo de acordo com a reivindicação 32, caracterizado pelo fato de pelo menos uma parte da fração líquida que sai da seção de processamento de drenagem ser reciclada para o reator de hidroprocessamento (HT).

34. Processo de acordo com a reivindicação 30, caracterizado pelo fato do solvente usado na seção de processamento de drenagem ser um solvente aromático ou uma mistura de óleos combustíveis produzidos no próprio processo ou disponíveis na refinaria.

35. Processo de acordo com a reivindicação 34, caracterizado pelo fato do solvente aromático ser tolueno e/ou uma mistura de xilenos.

36. Processo de acordo com a reivindicação 30, caracterizado pelo fato da relação volumétrica corrente de drenagem/solvente variar de 1 a 10%

37. Processo de acordo com a reivindicação 36, caracterizado pelo fato da relação volumétrica entre solvente e corrente de drenagem variar de 1 a 5.

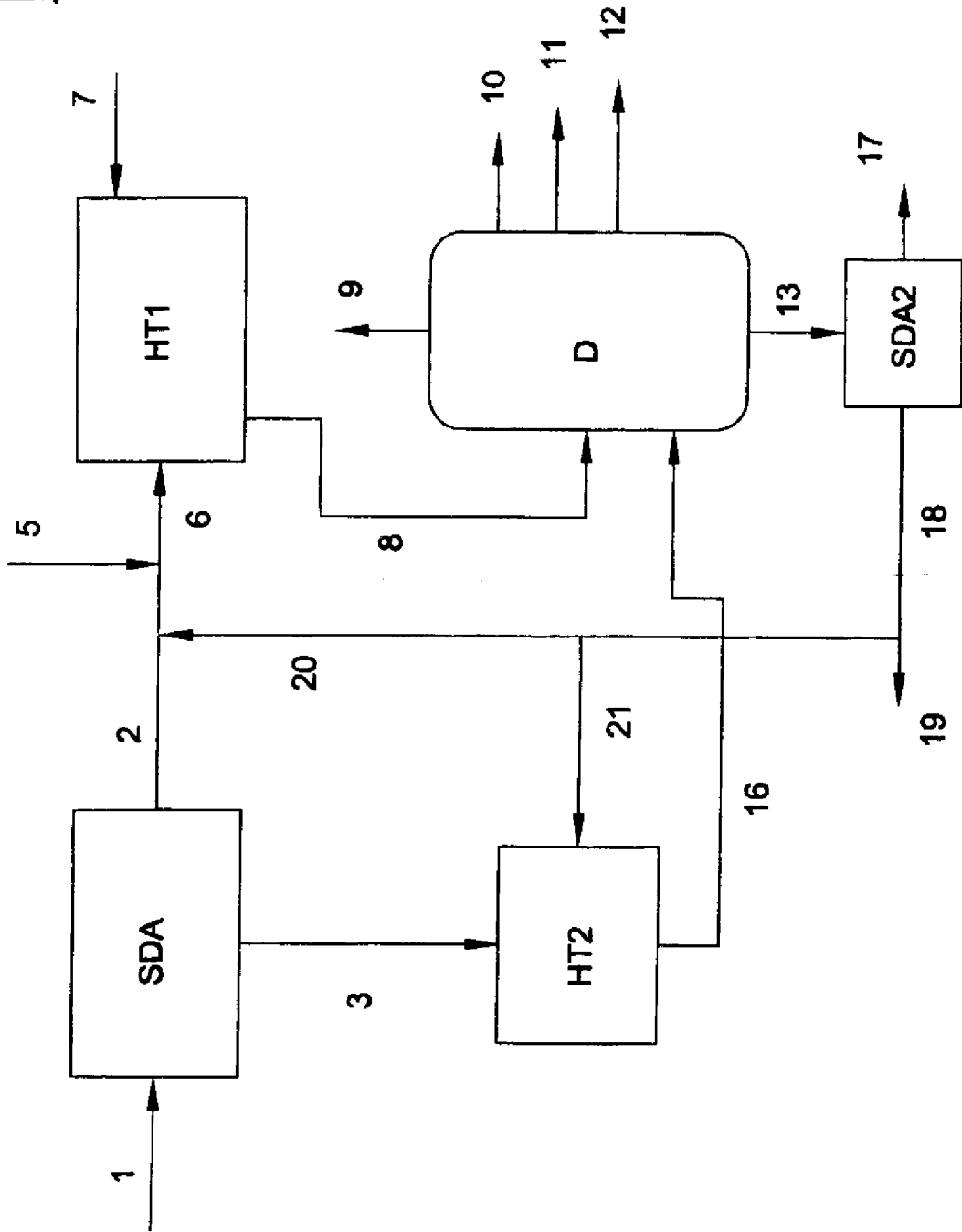
38. Processo de acordo com a reivindicação 37, caracterizado pelo fato da relação volumétrica entre solvente e corrente de drenagem variar de 1,5 a 3,5.

39. Processo de acordo com as reivindicações 27 e 21, caracterizado pelo fato da fração sólida do produto processado ser enviada para um processo adicional de recuperação seletiva de metal ou metais de

transição contidos no catalisador de hidrogenação

40. Processo de acordo com a reivindicação 39, caracterizado pelo fato do metal ou metais de transição recuperados serem reciclados para o reator de hidroprocessamento (HT1) e/ou para o reator secundário de hidroprocessamento (HT2).
- 5

Fig. 1



RESUMO“PROCESSO PARA A CONVERSÃO DE CARGAS PESADAS”

Processo para a conversão de cargas pesadas selecionadas dentre óleos crus pesados e extra pesados, resíduos de destilação, "óleos pesados" provenientes de tratamentos catalíticos, "alcatrões térmicos", betumes de areias oleosas, carvões de várias naturezas e outras cargas com alto ponto de ebulição de origem de hidrocarbonetos, conhecidas como "óleo negro", por intermédio do uso conjunto de pelo menos três das seguintes unidades de processo: desasfaltamento (SDAI), hidroconversão com catalisadores em fase em suspensão (HTI), destilação ou vaporização instantânea (D), caracterizado pelo fato de compreenderem os seguintes estágios: envio da carga pesada para uma seção de desasfaltamento (SDA1) na presença de um solvente e obtendo-se duas correntes: uma consistindo de óleo desasfaltado (DAO1 da SDA1), a outra contendo asfaltenos; - mistura do fluxo consistindo de óleo desasfaltado (DAO1 da SDA1) com um catalisador de hidrogenação apropriado e envio da mistura assim obtida para uma seção de hidroprocessamento (HT1) e introdução na mesma de hidrogênio ou uma mistura contendo hidrogênio e H₂S; - mistura do fluxo consistindo de asfaltenos provenientes da seção de desasfaltamento (SDAI) com um catalisador de hidrogenação apropriado e envio da mistura assim obtida para uma segunda seção de hidroprocessamento (HT2) e introdução na mesma de hidrogênio ou uma mistura contendo hidrogênio e H₂S; - envio de ambas as correntes contendo o produto da reação da seção de hidroprocessamento (HT1) e o catalisador na fase dispersada para um ou mais estágios de destilação ou vaporização instantânea (D) onde as frações mais voláteis, incluindo os gases produzidos nas duas reações de hidroprocessamento (HT1 e HT2) são separadas do resíduo de destilação (alcatrão) ou do líquido que sai da unidade de vaporização instantânea; - envio do resíduo de destilação (alcatrão ou o líquido que sai da unidade de vaporização instantânea,

contendo o catalisador na fase dispersada rica em sulfetos metálicos, produzidos por causa da desmetalização da carga, e possivelmente contendo coque, para uma segunda seção de desasfaltamento (SDA2) na presença de solventes, dessa forma obtendo duas correntes, uma consistindo de óleo desasfaltado (DAO2 da SDA2) e o outro consistindo de asfaltenos, uma parte dos quais, a não ser que aconteça alguma drenagem, é reciclado para a seção de hidroprocessamento (HT1) e a outra parte é reciclada para a segunda seção de hidroprocessamento (HT2).