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

(11) **PI 0601018-0 B1**

(22) Data do Depósito: 03/03/2006

(45) Data de Concessão: 19/07/2016

(54) Título: PROCESSO DE HIDROCRAQUEAMENTO DE ÓLEO PESADO DE PETRÓLEO

(51) Int.Cl.: C10G 47/26

(30) Prioridade Unionista: 03/03/2005 JP 2005-059263

(73) Titular(es): KABUSHIKI KAISHA KOBE SEIKO SHO (KOBE STEEL, LTD.)

(72) Inventor(es): TOSHIAKI OKUI, NOBUYUKI KOMATSU, NORIYUKI OKUYAMA, MASAAKI TAMURA

"PROCESSO DE HIDROCRAQUEAMENTO DE ÓLEO PESADO DE PETRÓLEO".

Referência Cruzada a Pedido de Patente Correlacionado

O presente Pedido de Patente reivindica prioridade de acordo com a Convenção de Paris, para o Pedido de Patente Japonês No. 2005-059263, depositado em 3 de Março de 2005, intitulado "Processo de Hidrocraqueamento de Óleo Pesado de Petróleo". O conteúdo de tal Pedido de Patente é aqui incorporado na sua integridade por essa referência.

Antecedentes da Invenção

Campo da Invenção

A presente invenção refere-se a um processo para hidrocraqueamento de um óleo pesado de petróleo, particularmente, a um óleo pesado de petróleo que contém componente(s) de metal pesado. Especificamente, a presente invenção refere-se a um processo para hidrogenação, na presença de um catalisador, de um óleo pesado de petróleo que contém componente(s) de metal pesado, tais como, resíduos atmosféricos, resíduos proporcionados pelo vácuo ou similares, pelo que é produzido um produto leve.

Estado da Técnica Correlacionado

As técnicas de craqueamento de óleos pesados que produzem um produto leve, que tende a se processar rapidamente a partir de um óleo pesado em excesso, têm tido bastante atenção em vista de uma rápida mudança da situação de demanda do óleo, em que um óleo mais leve é crescentemente requerido, com um óleo bruto mais pesado

sendo crescentemente produzido. A importância de tais técnicas tem aumentado cada vez mais, diante da situação de que o depósito de óleo bruto inevitavelmente diminui.

Um determinado número de processos de craqueamento térmico ou hidrocraqueamento de óleo pesado tem sido proposto, mas tais processos incluem alguns problemas com relação ao craqueamento do óleo pesado, tal como, resíduo de vácuo e outros.

O óleo pesado mencionado acima tende a conter uma maior quantidade de compostos de nitrogênio e enxofre e também ainda uma grande quantidade de impurezas orgânicas metálicas, as quais são prontamente prejudiciais ao hidrocraqueamento do óleo pesado na presença de um catalisador. Muitas dessas impurezas orgânicas metálicas (isto é, impurezas metálicas) incluem níquel (Ni), vanádio (V) ou equivalentes, mas outros metais podem também estar presentes como tais impurezas. Essas impurezas metálicas quimicamente se ligam a compostos orgânicos em um óleo bruto, tal como, asfalteno e similar, cujo peso molecular é bastante grande. Devido à presença de tais impurezas, o desempenho do catalisador para craquear e remover compostos contendo nitrogênio, enxofre e oxigênio é consideravelmente diminuído.

Como técnica de tratamento de óleo pesado, tal como, um resíduo de submissão a vácuo ou equivalente sem o uso de um catalisador, é conhecido um chamado processo de cozimento, que é um processo de craqueamento térmico. Além do problema de processamento de uma grande quantidade de coque formado como subproduto, o processo acima de

cozimento apresenta uma desvantagem em que uma quantidade de gases produzidos é aumentada devido a um craqueamento excessivo, de modo que a produção do destilado produzido é inevitavelmente reduzida e o destilado contém grandes quantidades de compostos aromáticos e de olefinas, pelo que a qualidade do produto do destilado é ruim.

Em um processo de hidrocraqueamento usando um reator de leito fixo preenchido por partículas de catalisador, um alto índice de craqueamento é afetado tendo em vista a presença dos asfaltenos e metais pesados, tais como, Ni, V e outros, que estão contidos no material de alimentação, de tal modo que o coque como subproduto e os metais pesados gradualmente se depositam no leito do catalisador, pelo que a atividade das partículas de catalisador é degradada e também o leito do catalisador é obstruído, o que limita a operação contínua do processo por um longo período.

Em um processo de hidrocraqueamento em um reator de leito em ebulição, no qual são utilizados catalisadores granulares formados mediante extrusão, tais como, catalisador de Co-Mo, existem mais vantagens do que no reator de leito fixo, em que uma vigorosa mistura no reator de leito em ebulição não causa problema em relação a um aumento de perda de pressão mediante depósito de coque e similar, e também um longo período de operação é possível com manutenção da atividade do catalisador em um certo nível, durante o qual a retirada do catalisador do reator e o suprimento de um novo catalisador são possíveis. No entanto, o reator de leito em ebulição apresenta problemas

mecânicos com relação, por exemplo, a uma bomba ou dispositivo equivalente, devido à reciclagem do catalisador, o que torna a operação do processo mais difícil do que no caso do reator de leito fixo. Além disso, em tal reator de leito em ebulição, o catalisador é dispendioso, a pressão para reação é geralmente alta, por exemplo, de 15 a 20 MPaG, e a dessulfitização e desnitrificação são insuficientes. Além disso, dependendo do tipo de óleo pesado, a desativação do catalisador ocorre quando se aumenta a conversão, o que requer uma freqüente retirada do catalisador do reator e um freqüente suprimento de um novo catalisador dentro do reator. Assim, o reator é operado, ao mesmo tempo em que se reduz a conversão para cerca de 50 a 60%.

Como técnica que vem a superar os problemas acima mencionados, existe um processo em que um óleo pesado de petróleo é suprido junto com um catalisador à base de ferro, de baixo custo e descartável, e com uma fração pesada reciclada de um produto reacional para um reator de leito suspenso (ou um leito de pasta fluida), no qual se realiza o hidrocraqueamento, de modo a se obter uma alta conversão, de um valor não inferior a 90%. Nesse processo, conquanto uma atividade do catalisador à base de ferro usado não seja tão ruim, tal alta conversão é possível, desconsiderando-se o tipo de óleo pesado quando a pressão reacional for um tanto alta, como não inferior a 15 MPa, sob condições de temperatura de cerca de 450°C, tempo de reação na faixa entre 60 a 90 minutos e uma vazão de um resíduo pesado reciclado (+525°C) na faixa entre 0% em

massa e 50% em massa (que é a proporção de resíduo para um óleo pesado de petróleo suprido como material de partida). Este processo (que é também referido como um processo de hidrocraqueamento em reator de leito suspenso em que se usa catalisador à base de ferro), é descrito, por exemplo, na Publicação do Pedido de Patente Japonês No. 2001-89772.

Entretanto, o processo acima (processo de hidrocraqueamento em reator de leito suspenso em que se usa catalisador à base de ferro) emprega uma alta pressão de operação, o que demanda um maior aumento de investimento de capital, quando comparado ao processo de craqueamento térmico acima mencionado e, assim, se torna importante reduzir a pressão de reação no processo de hidrocraqueamento em reator de leito suspenso em que se usa catalisador à base de ferro. De fato, é possível se obter uma alta taxa de conversão, não inferior a cerca de 90%, mesmo usando o catalisador à base de ferro, tal como, minério de ferro de limonita natural, que é de baixo custo e altamente ativo sob condições de baixa pressão de reação (por exemplo, 10 MPa) e nas condições de temperatura, tempo de reação e proporção de resíduo pesado reciclado mencionadas acima. Dependendo do tipo de óleo pesado (por exemplo, no caso de um óleo pesado que contém asfaltenos tendo um número de anéis condensados não inferior a 13), a produção de coque durante a etapa de hidrocraqueamento (a qual é também referida como Tolueno Insolúvel (que pode ser referida daqui em diante como "TI")) é grande, de modo que a reciclagem do resíduo pesado do produto reacional (que pode ser referido como "reciclagem do fundo") aumenta a

concentração de TI no resíduo pesado (+525°C) a ser reciclado. Nesse caso, uma vez que o TI não possui quase nenhuma reatividade craqueada, a atividade craqueada do resíduo pesado reciclado é também diminuída, de modo que nenhum efeito provocado pela reciclagem de fundo é proporcionado, o que leva à redução da conversão, assim como, à redução da produção de óleo.

A fim de reduzir a produção do TI, o aumento na pressão de reação é efetivo, mas não é econômico. Portanto, quando é idealizada uma baixa pressão reacional, se faz necessário uma seletiva remoção do TI para fora do sistema (o que é também referido como "remoção seletiva de TI"), a fim de manter a concentração do TI baixa no resíduo pesado reciclado, muito embora a produção de TI seja aumentada sob a condição de baixa pressão reacional.

Como método de remoção seletiva de TI, existe um processo de separação sólido-líquido através de decantação por gravidade, com adição de solvente, em cujo processo um solvente leve é adicionado ao produto reacional pesado que contém o resíduo pesado (compreendendo materiais sólidos), formando uma mistura, tal mistura sendo introduzida em um decantador (isto é, um vaso de separação do tipo decantação por gravidade para separação sólido-líquido) e um fluxo de vazão excessiva, compreendendo um material que é dissolvido no solvente leve e um fluxo de vazão pequena, que compreende um material que é insolúvel no solvente leve, são retirados do decantador. Em tal processo de separação sólido-líquido, geralmente, um material correspondente à nafta que é considerado como material leve, é usado como

solvente e o decantador é operado a uma temperatura de 200°C ou um valor mais alto, sendo, portanto, requerida uma pressão que não seja inferior a 1-2 MPa, de modo a manter a fase líquida no decantador, pelo que também o solvente tem de ser recuperado do fluxo de vazão excessiva e do fluxo de vazão pequena, fatores esses que rapidamente aumentam o custo do processo de separação.

Quando é processado um óleo pesado que proporciona uma alto rendimento de TI, torna-se desejável um processo seletivo de remoção de TI de custo mais baixo (por exemplo, um processo de separação sólido-líquido), a fim de se obter uma maior economia.

Se a remoção seletiva do TI for possível sem a utilização do acima mencionado solvente leve (isto é, um processo de separação sólido-líquido sem adição de solvente), os problemas acima serão superados, o que, por sua vez, resultará em custos mais baixos.

Resumo da Invenção

Considerando-se a situação acima mencionada, constitui um objeto da presente invenção omitir a adição de um solvente leve após a remoção seletiva de TI, durante a separação sólido-líquido no processo de hidrocraqueamento, em que é utilizado um reator de leito suspenso com uso de catalisador à base de ferro. Em outras palavras, a presente invenção proporciona um processo de hidrocraqueamento de um óleo pesado de petróleo que contém um metal pesado, em cujo processo:

- o óleo pesado de petróleo é suprido a um reator de leito

suspenso e nele hidrocraqueado, na presença de um catalisador à base de ferro;

- uma corrente de fase líquida, compreendendo um produto reacional pesado e TI é obtida de um produto reacional de tal hidrocraqueamento, através de um processo de separação gás-líquido;

- a corrente de fase líquida é submetida à separação sólido-líquido, de modo a remover seletivamente o TI e, em seguida, é reciclada para o reator de leito suspenso; e

- após a remoção seletiva de TI, nenhum solvente leve é adicionado.

Os presentes inventores realizaram intensas pesquisas, de modo a alcançar o objetivo acima, com a finalização da invenção, a qual será descrita abaixo.

A presente invenção proporciona um processo de hidrocraqueamento de um óleo pesado de petróleo que contém um metal pesado, em que para tal processo de hidrocraqueamento é usado um reator de leito suspenso, no qual se utiliza um catalisador à base de ferro e as seguintes etapas (1) a (4) são implementadas:

(1) uma etapa de separação gás-líquido operada a uma alta pressão (isto é, etapa de separação gás-líquido de alta pressão), em que um produto reacional do reator de leito suspenso é dividido em uma corrente de fase gasosa e uma corrente de fase líquida contendo um componente sólido em um separador gás-líquido de alta pressão, sob uma condição de pressão que seja substancialmente idêntica a do reator de leito suspenso e sob uma temperatura na faixa entre 200°C e 350°C;

(2) uma etapa de separação gás-líquido operada a uma baixa pressão (isto é, uma etapa de separação de gás-líquido de baixa pressão), em que a corrente de fase líquida obtida na etapa de separação de gás-líquido de alta pressão mencionada acima é suprida a um separador de gás-líquido de baixa pressão e dividida em uma corrente de fase gasosa e uma corrente de fase líquida contendo um componente sólido numa condição de pressão na faixa entre a pressão normal e 1 MPaG e sob uma temperatura na faixa entre 190°C e 340°C;

(3) uma etapa de separação sólido-líquido, em que a corrente de fase líquida obtida na etapa de separação de gás-líquido de baixa pressão mencionada acima é suprida a um separador de sólido-líquido, de um tipo de decantação por gravidade (decantador), de modo a decantar um componente sólido sob as condições de pressão na faixa entre a pressão normal e 1 MPaG e sob uma temperatura na faixa entre 190°C e 340°C, em que uma corrente de uma camada superior no decantador é retirada de uma parte superior do decantador, enquanto uma corrente contendo o componente sólido e um componente de óleo é retirada de uma parte inferior do decantador; e

(4) uma etapa de reciclagem, em que uma porção ou toda a corrente da parte superior do decantador obtida na etapa de separação sólido-líquido mencionada acima é reciclada para o reator de leito suspenso.

Em uma modalidade do processo de hidrocraqueamento de acordo com a presente invenção, as condições de reação de hidrocraqueamento no reator de leito suspenso incluem uma pressão de reacão na faixa entre 6

MPaG e 14 MPaG, uma temperatura na faixa entre 430°C e 450°C e um tempo de ração na faixa entre 30 minutos e 120 minutos.

Em uma modalidade do processo de hidrocraqueamento de acordo com a presente invenção, o catalisador à base de ferro para execução do hidrocraqueamento é um catalisador de minério de ferro limonita, tendo um diâmetro médio de partícula não superior a 2 μm, o qual é produzido mecanicamente pulverizado em um solvente à base de petróleo e em que uma quantidade do catalisador adicionado ao processo de hidrocraqueamento se encontra na faixa de 0,3% em massa e 2% em massa, em relação a uma quantidade de óleo pesado de petróleo que é suprida ao reator de leito suspenso.

Em uma modalidade do processo de hidrocraqueamento de acordo com a presente invenção, a condição de temperatura da etapa de separação de gás-líquido de alta pressão se situa na faixa entre 250°C e 320°C.

Em uma modalidade do processo de hidrocraqueamento de acordo com a presente invenção, a condição de pressão se situa na faixa entre 0,3 MPaG e 0,5 MPaG e a condição de temperatura na faixa entre 245°C e 315°C, na etapa de separação de gás-líquido de baixa pressão e a condição de pressão se situa na faixa entre 0,3 MPaG e 0,5 MPaG e a condição de temperatura na faixa entre 245°C e 315°C na etapa de separação de sólido-líquido.

Em uma modalidade do processo de hidrocraqueamento de acordo com a presente invenção, a

quantidade de corrente a ser reciclada para o reator de leito suspenso é tal que uma quantidade de componente de óleo pesado, tendo um ponto de ebulição não inferior a 525°C na dita corrente se situa na faixa entre 10% em massa a 100% em massa, em relação a uma quantidade de óleo pesado de petróleo que é suprida ao reator de leito suspenso.

De acordo com o processo de hidrocraqueamento conforme a presente invenção, nenhuma adição de solvente leve se faz necessário após a remoção seletiva de TI através da separação de sólido-líquido no processo de hidrocraqueamento, o qual utiliza reator de leito suspenso e catalisador à base de ferro. Isto é, no processo de hidrocraqueamento de óleo pesado de petróleo que contém metal ou metais pesados:

- o óleo pesado de petróleo é suprido ao reator de leito suspenso e hidrocraqueado na presença de um catalisador à base de ferro;
- a corrente de líquido compreendendo o produto reacional pesado e TI é obtida através da separação de gás-líquido do produto reacional do hidrocraqueamento;
- a corrente líquida é submetida à separação sólido-líquido, de modo a remover o TI (coque) seletivamente e posteriormente reciclada para o reator de leito suspenso; e
- após a remoção seletiva do TI, nenhum solvente leve é adicionado.

Breve Descrição dos Desenhos

A figura 1 mostra um fluxograma de uma modalidade do processo de hidrocraqueamento de óleo pesado de

petróleo, de acordo com a presente invenção.

A figura 1 mostra um fluxograma de uma outra modalidade do processo de hidrocraqueamento de óleo pesado de petróleo, de acordo com a presente invenção.

Descrição Detalhada da Invenção

A presente invenção proporciona um processo de hidrocraqueamento de um óleo pesado de petróleo que contém um metal pesado, em que para tal processo de hidrocraqueamento é usado um reator de leito suspenso como reator, e um catalisador à base de ferro como catalisador, em que o processo é caracterizado pelas seguintes etapas (1) a (4):

(1) uma etapa de separação gás-líquido operada a uma alta pressão (isto é, etapa de separação gás-líquido de alta pressão), em que um produto reacional do reator de leito suspenso é dividido em uma corrente de fase gasosa e uma corrente de fase líquida contendo um componente sólido em um separador de gás-líquido de alta pressão, sob uma condição de pressão que seja substancialmente idêntica a do reator de leito suspenso e sob uma temperatura na faixa entre 200°C e 350°C;

(2) uma etapa de separação gás-líquido operada a uma baixa pressão (isto é, uma etapa de separação de gás-líquido de baixa pressão), em que a corrente de fase líquida obtida na etapa de separação de gás-líquido de alta pressão mencionada acima é suprida a um separador de gás-líquido de baixa pressão e dividida em uma corrente de fase gasosa e uma corrente de fase líquida contendo um componente sólido

numa condição de pressão na faixa entre a pressão normal e 1 MPaG e sob uma temperatura na faixa entre 190°C e 340°C;

(3) uma etapa de separação sólido-líquido, em que a corrente de fase líquida obtida na etapa de separação de gás-líquido de baixa pressão mencionada acima é suprida a um separador de sólido-líquido (decantador), de modo a decantar um componente sólido sob as condições de pressão na faixa entre a pressão normal e 1 MPaG e sob uma temperatura na faixa entre 190°C e 340°C, em que uma corrente de uma camada superior no decantador é retirada de uma parte superior do decantador, enquanto uma corrente contendo o componente sólido e um componente de óleo é retirada de uma parte inferior do decantador; e

(4) uma etapa de reciclagem, em que uma porção ou toda a corrente da parte superior do decantador obtida na etapa de separação sólido-líquido é reciclada para o reator de leito suspenso.

Na etapa de separação (1) de gás-líquido de alta pressão acima mencionada, o produto reacional produzido pelo hidrocraqueamento no reator de leito suspenso é suprido ao separador de gás-líquido de alta pressão, onde o produto reacional é separado numa corrente de fase gasosa e numa corrente de fase líquida contendo o componente sólido, sob uma condição de pressão que é substancialmente idêntica a do reator de leito suspenso e sob uma temperatura na faixa entre 200°C e 350°C. Assim, a corrente de fase líquida separada contém um componente de óleo pesado (isto é, um produto reacional pesado) e um componente sólido (tal como, coque, e o catalisador) e contém ainda um componente

de óleo leve. Deve ser observado que o componente de óleo pesado é um componente de óleo tendo um ponto de ebulição não inferior a 525°C, e o componente de óleo leve é um componente de óleo que é diferente do dito componente de óleo pesado, apresentando um ponto de ebulição que é inferior ao do dito componente de óleo pesado.

Supondo que uma quantidade do componente de óleo leve na corrente de fase líquida é A1, uma quantidade do componente de óleo leve no produto reacional é A0, e uma quantidade do componente de óleo leve na corrente de fase gasosa é A2, então A1 = A0-A2. Isto é, uma porção (tendo um ponto de ebulição mais baixo) do componente de óleo leve no produto reacional é contida na corrente de fase gasosa e seu balanço (tendo um ponto de ebulição mais alto) é contido na corrente de fase líquida. A quantidade de componente de óleo leve na corrente de fase líquida (A1) é maior que no caso do processo de hidrocraqueamento do estado da técnica, que utiliza o catalisador à base de ferro em um reator de leito suspenso (cujo processo é também referido como "processo do estado da técnica"). Notadamente, a corrente de fase líquida contém uma maior quantidade do componente de óleo leve. Isso pelo fato de que a temperatura após o processo de separação de gás-líquido acima mencionado se situa na faixa entre 200°C e 350°C, a qual é inferior ao do processo do estado da técnica.

Na etapa de separação (2) de gás-líquido de baixa pressão acima mencionada, a corrente de fase líquida obtida na etapa de separação de gás-líquido de alta pressão acima

mencionada é suprida ao separador de gás-líquido de baixa pressão e dividida em uma corrente de fase gasosa e uma corrente de fase líquida contendo um componente sólido, sob uma condição de pressão na faixa entre a pressão normal e 1 MPaG e sob uma temperatura na faixa entre 190°C e 340°C. Assim, a corrente de fase líquida separada contém o componente de óleo pesado (isto é, o produto reacional pesado) e o componente sólido (tal como, coque, e o catalisador) e contém ainda um componente de óleo leve. Deve ser observado que tal corrente de fase líquida se encontra no estado em que uma porção do componente de óleo pesado (o produto reacional pesado) é dissolvido no componente de óleo leve, dentro do qual o componente sólido é misturado.

Supondo que uma quantidade do componente de óleo leve na corrente de fase líquida acima mencionada (isto é, a corrente de fase líquida separada no separador de gás-líquido de baixa pressão) é B1, uma quantidade do componente de óleo leve separada no separador de gás-líquido de alta pressão é B0, e uma quantidade do componente de óleo leve na corrente de fase gasosa acima mencionada (isto é, a corrente de fase gasosa separada no separador de gás-líquido de baixa pressão) é B2, então B1 = B0-B2 = A1-B2. Isto é, uma porção (tendo um ponto de ebulição mais baixo) do componente de óleo leve na corrente de fase líquida separada na etapa de separação de gás-líquido de alta pressão é contida na corrente de fase gasosa e seu balanço (tendo um ponto de ebulição mais alto) é contido na corrente de fase líquida. A quantidade de

componente de óleo leve na corrente de fase líquida (B1) é maior que no caso do processo do estado da técnica e uma ainda maior do componente de óleo leve é contida na corrente de fase líquida. Isso é devido à quantidade do componente de óleo leve (A1) que é separada na etapa de separação de gás-líquido de alta pressão ser maior que a do processo do estado da técnica. A quantidade do componente de óleo leve na corrente de fase líquida (B1) é suficiente para seletivamente remover TI (coque) sem a adição de um solvente leve na etapa de separação de sólido-líquido.

Na etapa de separação (3) de sólido-líquido acima mencionada, a corrente de fase líquida obtida na acima mencionada etapa de separação de gás-líquido de baixa pressão é suprida ao decantador, de modo a decantar o componente sólido sob condições de pressão na faixa entre a pressão normal e 1 MPaG e numa temperatura na faixa entre 190°C e 340°C, pelo que a corrente de uma camada superior no decantador é retirada da parte superior do separador, enquanto a corrente contendo o componente sólido e o componente de óleo é retirada da parte inferior do separador. Deve ser observado que uma vez que a corrente de fase líquida suprida ao decantador (isto é, no momento anterior de ser suprida ao separador de sólido-líquido) já se encontra no estado em que uma porção do componente de óleo pesado (o produto reacional pesado) é dissolvida no componente de óleo leve, dentro do qual o componente sólido (o coque e o catalisador) é misturado, em que a remoção seletiva de TI é possível sem qualquer adição de solvente dentro da corrente de fase líquida. Isto é, quando a

corrente de fase líquida é suprida ao decantador, o teor de sólido (coque e catalisador) decanta-se sem qualquer adição de solvente, de modo que a remoção seletiva de TI é realizada.

A corrente assim retirada da parte superior do decantador contém o restante do componente de óleo pesado (isto é, o produto reacional pesado) e o componente de óleo leve, encontrando-se em um estado em que o restante do componente de óleo pesado (o produto reacional pesado) é dissolvido no componente de óleo leve. Por outro lado, a corrente assim retirada da parte inferior do decantador, contém o teor de sólido (coque e catalisador) e o componente de óleo, encontrando-se em um estado de pasta fluida em que o teor de sólido é misturado no componente de óleo.

Assim, o TI é seletivamente removido. Isto é, sem adição de qualquer solvente após a remoção seletiva de TI, pela separação de sólido-líquido do decantador por gravidade e, notadamente, mediante separação de sólido-líquido sem adição de solvente o TI é capaz de ser removido.

A razão pela qual a remoção seletiva de TI é possível sem qualquer adição de solvente leve é que a corrente de fase líquida separada na etapa de separação de gás-líquido de baixa pressão contém uma grande quantidade do componente de óleo leve, no qual uma porção do componente de óleo pesado (produto reacional pesado) é dissolvida, de modo a ser o componente de óleo, dentro do qual o restante do componente de óleo pesado (isto é, o

coque e o catalisador) é misturado. Em outras palavras, a corrente de fase líquida a ser suprida ao decantador (isto é, no momento anterior a ser suprida ao decantador) já se encontra em tal estado de mistura, conforme descrito acima, de modo que nenhuma adicional dissolução do componente de óleo pesado (produto reacional pesado) é necessária, o que omite a adição do solvente leve, o qual poderia ser necessário para tal adicional dissolução.

Na etapa de reciclagem (4) acima mencionada, uma porção ou toda a corrente da parte superior do decantador na etapa de separacão sólido-líquido é reciclada ao reator de leito suspenso. A corrente reciclada é hidrocraqueada no reator de leito suspenso, de modo que o componente de óleo pesado (produto reacional pesado) contido na corrente é convertido em um material compreendendo um componente de óleo leve.

Conforme descrito acima, o processo de hidrocraqueamento de acordo com a presente invenção, permite a remoção seletiva de TI através da separação de sólido-líquido por meio de decantação por gravidade, sem adição de nenhum solvente leve após tal remoção e, portanto, a pressão após a separação de sólido-líquido não precisa ser elevada, podendo ser reduzida para uma pressão na faixa entre uma pressão normal e 1 MPaG, em que, também, nenhum solvente leve se faz necessário. Isto é, quando um solvente leve é adicionado, é necessária uma pressão na faixa entre 1 MPaG e 2 MPaG, de modo a manter uma fase líquida no decantador e, também, o solvente usado tem de ser recuperado da corrente de vazão excessiva e da corrente

de pequena vazão, o que é um procedimento de alto custo. Por outro lado, no processo de hidrocraqueamento de óleo pesado de petróleo de acordo com a presente invenção, a pressão pode ser reduzida para uma pressão na faixa entre a pressão normal e 1 MPaG, pelo fato de que não se faz necessário a adição de nenhum solvente leve e a recuperação de solvente descrita acima não é requerida, o que permite uma redução de custo.

Na etapa de separacão (1) de gás-líquido de alta pressão, as razões pelas quais a temperatura é selecionada na faixa entre 200°C e 350°C são apresentadas a seguir.

Quando a temperatura é superior a 350°C, é diminuída a quantidade do componente de óleo leve na corrente de fase líquida obtida através da separação (A1), o que, por sua vez, diminui a quantidade do componente de óleo leve na corrente de fase líquida obtida através da separação na etapa de separação de gás-líquido de baixa pressão (B1), de modo que fica difícil garantir que uma quantidade do componente de óleo leve seja suficiente para garantir a remoção seletiva de TI sem a adição do solvente leve na etapa de separação de sólido-líquido. Quando a temperatura é inferior a 200°C, a temperatura do separador de gás-líquido de baixa pressão é inferior a do separador de gás-líquido de alta pressão em diversos graus centígrados, o que significa que a separação de sólido-líquido é realizada a uma temperatura de no máximo cerca de 200°C. A separação de sólido-líquido a uma temperatura inferior a 200°C, envolve uma viscosidade mais alta do líquido, o que adversamente afeta o desempenho da separação

de sólido-líquido. Portanto, a temperatura é selecionada na faixa entre 200°C e 350°C, na etapa de separação de gás-líquido de alta pressão.

Além disso, na acima mencionada etapa de separação (1) de gás-líquido de alta pressão, a pressão é selecionada de modo a ser substancialmente a mesma que a do reator de leito suspenso. Tal pressão corresponde à pressão quando o produto reacional é suprido do reator de leito suspenso para o separador de gás-líquido de alta pressão na forma em que se encontra, sendo possível que a pressão seja a mesma ou inferior a do reator de leito suspenso. A fim de cobrir tais possíveis pressões, também, a expressão "substancialmente a mesma que" é usada. Isto é, a pressão que é substancialmente a mesma que do reator de leito suspenso não está limitada apenas à pressão do reator de leito suspenso e inclui também a pressão que é diminuída espontaneamente da pressão do reator de leito suspenso.

Na acima mencionada etapa de separação (2) de gás-líquido de baixa pressão, são empregadas condições de pressão numa faixa entre a pressão normal e 1 MPaG e uma temperatura na faixa entre 190°C e 340°C. Observa-se que tal pressão é expressa como uma pressão manométrica. Por exemplo, 1 MPaG corresponde a uma pressão absoluta de 1,1 MPa e a pressão normal corresponde a 0 MPaG como pressão manométrica e também a 0,101 MPa como pressão absoluta. Observa-se que desde que 1 MPaG = 1 x 10^6 Pa e 9,80665 x 10^4 Pa = 1 kgf/cm^2 (isto é, 0,980665 x 10^6 Pa = 1 kgf/cm^2), 0,980665 MPa = 10 kgf/cm^2. Portanto, a acima mencionada pressão de 1 MPaG é 10/0,980665 kgf/cm^2, o que é

aproximadamente 10 kgf/cm^2. A acima mencionada pressão normal é 0,101 MPa (pressão normal = 1 atm = 1,033 kgf/cm^2 = 1,033 x 0,0980665 MPa = 0,101 MPa).

Na acima mencionada etapa de separação (3) de sólido-líquido, são empregadas condições de pressão numa faixa entre a pressão normal e 1 MPaG e uma temperatura na faixa entre 190°C e 340°C. As razões pelas quais se emprega a pressão na faixa entre a pressão normal e 1 MPaG são expostas a seguir.

Conforme descrito acima, o processo de hidrocraqueamento de óleo pesado de petróleo de acordo com a presente invenção, permite a remoção seletiva de TI sem a adição de solvente leve, o que, por sua vez, elimina a necessidade de aumento da pressão operacional na separação de sólido-líquido com a finalidade de remoção seletiva de TI, de modo que a pressão pode ser reduzida para uma pressão na faixa entre a pressão normal e 1 MPaG. Portanto, na etapa de separação (3) de sólido-líquido, é empregada a pressão na faixa entre a pressão normal e 1 MPaG, o que leva a se obter uma redução de custo.

No processo de hidrocraqueamento de óleo pesado de petróleo de acordo com a presente invenção, as condições de reação no reator de leito suspenso não são particularmente limitadas e, por exemplo, as seguintes condições podem ser empregadas:

- pressão reacional: 6 a 14 MPaG;
- temperatura reacional: 430 a 450°C;
- periodo de reação: 30 a 120 minutos.

Com relação ao catalisador à base de ferro, são

desejáveis os seguintes: catalisador de minério de ferro limonita é usado na forma de partículas, cujo diâmetro médio não é superior a 2 μm; tal catalisador é produzido mediante pulverização mecânica em um solvente de petróleo; e numa quantidade de catalisador que é adicionada na faixa entre 0,3% e 2% em massa de ferro, em relação a uma quantidade de óleo de petróleo bruto a ser suprida ao reator. A razão pela qual tal catalisador de minério de ferro limonita é preferencialmente usado, é que o mesmo é mais ativo do que outro catalisador à base de ferro, tal como, Fe_2O_3 (hematita), FeS_2 (pirita), $FeSO_4$ (sulfato de ferro) ou similares e ainda por ser um catalisador barato que é naturalmente minerado. Quando a quantidade adicionada é menor que 0,3% em massa, a formação de coque aumenta acentuadamente. Quando a quantidade adicionada é maior que 2% em massa, a produção de óleo aumenta acentuadamente, o que aumenta também os custos.

É observado que o acima mencionado diâmetro médio das partículas do catalisador é medido usando um dispositivo para medição da distribuição do tamanho de partícula usando difração a leiser. De modo concreto, as partículas de catalisador à base de ferro em um solvente de petróleo são dispersas em etanol e uma curva de distribuição de diâmetro de partícula (isto é, uma curva de diâmetro versus percentual de peso acumulado) é obtida mediante uso de tal dispositivo. Com base na curva obtida, um diâmetro em 50 percentuais (chamado de Dp50) é obtido como diâmetro médio.

Na etapa de separação de gás-líquido de alta

pressão, a temperatura é desejavelmente na faixa entre 250 e 320°C. Tal condição de temperatura leva a uma maior quantidade do componente de óleo leve (A1) na corrente de fase líquida obtida pela separação, o que, por sua vez, aumenta a quantidade do componente de óleo leve (B1) na corrente de fase líquida obtida pela separação de gás-líquido de baixa pressão, de modo que uma quantidade do componente de óleo leve é facilmente garantida, cuja quantidade é suficiente para realizar a remoção seletiva de TI sem a adição de solvente leve na etapa de separação de sólido-líquido, pelo que a remoção seletiva de TI sem a adição de solvente é mais facilmente garantida.

Em uma modalidade do processo de hidrocraqueamento de acordo com a presente invenção, a etapa de separação de gás-líquido de baixa pressão desejavelmente emprega condições de pressão numa faixa entre 0,3 MPaG e 0,5 MPaG e temperatura numa faixa entre 245°C e 315°C, enquanto a etapa de separação sólido-líquido desejavelmente emprega condições de pressão numa faixa entre 0,3 MPaG e 0,5 MPaG e temperatura numa faixa entre 245°C e 315°C. As razões pelas quais as acima mencionadas condições são preferencialmente selecionadas são expostas a seguir.

Conforme descrito acima, a temperatura na etapa de separação de gás-líquido de alta pressão é desejavelmente na faixa entre 250 e 320°C. Quando a corrente de fase líquida de tal separação de gás-líquido de alta pressão é suprida à etapa de separação de baixa pressão, com uma pressão na faixa entre 0,3 MPaG e 0,5

MPaG, a corrente se vaporiza instantaneamente em uma corrente de fase gasosa e uma corrente de fase líquida, sob tal baixa pressão, de modo que a temperatura na etapa de separação de gás-líquido de baixa pressão se torna inferior a da etapa de separação de gás-líquido de alta pressão e tal temperatura mais baixa se encontra na faixa entre 245 e 315°C. Em uma pressão na faixa de pressão entre 0,5 MPaG e 1 MPaG na etapa de separação de gás-líquido de baixa pressão (LPS), uma quantidade (B2) do componente de óleo leve que está contida na corrente de fase líquida proveniente da etapa de separação de gás-líquido de alta pressão e que é transferida para a corrente de fase gasosa, é pequena,de modo que a quantidade de B1 se mantém grande. Entretanto, tal pressão na faixa mencionada acima é mais alta, o que leva a um alto custo do aparelho. Por outro lado, uma pressão na faixa entre a pressão normal e 0,3 MPaG na LPS leva a uma custo mais baixo do aparelho, mas a quantidade de B2 é mais ainda aumentada (isto é, a quantidade de B1 é diminuída), o que adversamente afeta um pouco o desempenho da separação sólido-líquido. A pressão na faixa entre 0,3 MPaG e 0,5 MPaG na LPS mantém a quantidade de B1 relativamente grande e também leva a um bom desempenho da separação sólido-líquido e além da redução do custo do aparelho também significa que a pressão na faixa entre 0,3 MPaG e 0,5 MPaG na LPS é uma condição desejável.

É desejável que uma quantidade da corrente a ser reciclada para o reator de leito suspenso na etapa de reciclagem seja tal, que uma quantidade do componente de

óleo pesado tendo um ponto de ebulição não inferior a 525°C, esteja na faixa entre 10% em massa e 100% em massa, em relação a uma quantidade de óleo pesado de petróleo que é suprida ao reator de leito suspenso. Quando a quantidade de corrente a ser reciclada é inferior a 10% em massa, a produção de óleo aumenta acentuadamente, de modo que nenhum efeito proporcionado pela reciclagem de fundo é esperado. Por outro lado, quando a quantidade da corrente a ser reciclada for maior que 100% em massa, a produção de óleo aumenta drasticamente, quando comparada com a quantidade inferior a 10% em massa, mas o aumento de velocidade da produção de óleo é menor que no caso onde a quantidade da corrente a ser reciclada se situa na faixa entre 10% e 100% em massa e tal menor aumento de velocidade significa uma pior eficiência da reciclagem de fundo.

Um fluxograma do processo de hidrocraqueamento de óleo pesado de petróleo de acordo com a presente invenção é mostrado nas figuras 1 e 2, em que os números de referência indicam os seguintes elementos:

- (1): vaso de preparação de pasta fluida;
- (2): preaquecedor;
- (3): reator de leito suspenso;
- (4) separador de gás-líquido de alta pressão;
- (5): separador de gás-líquido de alta pressão/baixa temperatura;
- (6): coluna de destilação 1;
- (7): etapa de purificação de gás;
- (8): separador de gás-líquido de baixa pressão:
- (9): decantador;

- (10): coluna de destilação 2.

Nos elementos acima, o reator de leito suspenso (3) corresponde a um exemplo do reator de leito suspenso na presente invenção; o separador de gás-líquido de alta pressão (4) corresponde a um exemplo do separador de gás-líquido de alta pressão na presente invenção; o separador de gás-líquido de baixa pressão (8) corresponde a um exemplo do separador de gás-líquido de baixa pressão na presente invenção; e o decantador (9) corresponde a um exemplo do decantador da separação de sólido-líquido na presente invenção. No fluxograma do processo mostrado na figura 1, o decantador é para uma operação em batelada. No fluxograma do processo mostrado na figura 2, o decantador é para uma operação contínua.

É observado que o componente de óleo pesado no produto reacional pesado significa um componente de óleo tendo um ponto de ebulição não inferior a 525°C e o componente de óleo leve significa um componente de óleo que é diferente do componente de óleo pesado e cujo ponto de ebulição é inferior ao do componente de óleo pesado.

Exemplo

A seguir, será apresentado um Exemplo da presente invenção e também um Exemplo Comparativo. Deve ser observado que a presente invenção não está limitada ao exemplo em questão, e também que qualquer modificação no exemplo é possível, dentro do conceito da presente invenção e que tal modificação será coberta pelo escopo das reivindicações anexas.

Exemplo 1

O processo de hidrocraqueamento de óleo pesado de petróleo que contém metais pesados, foi realizado em uma instalação cujo fluxograma é mostrado na figura 1, a qual será descrita agora em maiores detalhes.

O óleo pesado de petróleo foi suprido ao reator de leito suspenso junto com o catalisador à base de ferro, de modo a realizar a reação de hidrocraqueamento. Como óleo pesado, foi usado um resíduo de vácuo (o qual é referido também como "VR"). Como catalisador à base de ferro, foi usado minério de ferro limonita. A quantidade de catalisador suprida foi de 1% em massa de ferro, em relação a uma quantidade de óleo pesado a ser suprida. Além disso, foi fornecido enxofre como co-catalisador. A proporção em mol do co-catalisador para uma quantidade de ferro do catalisador foi de 1:2. O reator de leito suspenso foi operado sob as seguintes condições:

- pressão reacional: 10 MPa;
- temperatura reacional: 450°C;
- tempo de reação: 90 minutos;
- resíduo reciclado (componente de óleo pesado, 525°C): 50% em massa de VR.

O produto reacional obtido no reator de leito suspenso acima foi suprido ao separador de gás-líquido de alta pressão, onde foi realizada a etapa de separação de gás-líquido de alta pressão, de modo a obter uma corrente de fase gasosa e uma corrente de fase líquida que compreende um componente sólido. O separador de gás-líquido

de alta pressão foi operado sob condições de pressão de 10 MPa, que é substancialmente a mesma pressão do reator de leito suspenso, e numa temperatura de 310°C.

A corrente de fase líquida obtida na acima mencionada etapa de separação de gás-líquido de alta pressão foi fornecida ao separador de gás-líquido de baixa pressão, onde foi realizada a etapa de separação de gás-líquido de baixa pressão, de modo a obter uma corrente de fase gasosa e uma corrente de fase líquida que compreende um componente sólido. O separador de gás-líquido de baixa pressão foi operado sob condições de pressão de 0,5 MPa e uma temperatura de 300°C.

A corrente de fase líquida obtida no acima mencionado separador de gás-líquido de baixa pressão foi suprida ao separador de sólido-líquido (isto é, o decantador) onde foi deixada repousar por 30 minutos sob uma pressão de 0,5 MPa e uma temperatura de 300°C. Após isso, a camada superior no vaso foi retirada do decantador através de um tubo inserido, enquanto a restante camada inferior foi retirada do fundo do vaso. É observado que o tubo foi inserido dentro do decantador a partir de uma parte do topo do mesmo, de modo que sua extremidade de entrada foi localizada em um nível de 85% da altura do decantador, a partir de sua base. Desse modo, foi realizada a separação sólido-líquido.

A camada superior e a camada inferior que foram retiradas do decantador, conforme descrito acima, tinham composições conforme mostrado na seguinte Tabela 1.

Tabela 1

Componente	Composição da camada superior (peso%)	Composição da camada inferior (peso%)
Óleo C5 - 525°C	62,24	50,94
Componente TS [1]	31,94	3,42
Componente TI [2]	4,86	26,76
Catalisador	0,96	18,87

[1] Componente TS: componente cujo ponto de ebulição médio não é inferior a 525°C e que é solúvel em tolueno.

[2] Componente TI: componente cujo ponto de ebulição médio não é inferior a 525°C e que é insolúvel em tolueno.

É visto da Tabela 1, que o componente TI e o catalisador são concentrados na camada inferior, enquanto que quantidades dos mesmos na camada superior do decantador são pequenas.

A etapa de reciclagem foi realizada mediante reciclagem para o reator de leito suspenso de uma porção da camada superior que foi retirada do decantador na etapa de separação de sólido-líquido.

Como resultado, foram obtidos uma conversão de 91%, uma produção de resíduo (+525°C) de 7,3% em massa, em relação a uma quantidade de VR e uma produção de óleo de 85% em massa, em relação a uma quantidade de VR. A conversão foi calculada de acordo com a seguinte equação (1):

Conversão (%) = 100 x (A-B)/A (1)

onde A é um % em peso de um componente a +525°C no VR de alimentação e B é uma produção do resíduo assim produzido (+525°C).

É observado que a composição do destilado do VR de alimentação tinha uma composição conforme mostrado na Tabela 2 seguinte:

Tabela 2

Composição do destilado no VR de alimentação (peso %)				
-171°C	171-232°C	232-343°C	343-525°C	+525°C
-	-	-	16,4	83,6

Exemplo Comparativo 1

O processo de hidrocraqueamento foi realizado usando o mesmo óleo pesado de petróleo, mesmo catalisador à base de ferro e o mesmo reator de leito suspenso do Exemplo 1 e também sob as mesmas condições indicadas no Exemplo 1. O produto reacional foi suprido ao separador de gás-líquido de alta pressão, no qual a pressão foi de 10 MPaG, que foi a mesma do reator de leito suspenso e a temperatura foi de 370°C. A corrente líquida obtida pelo separador de gás-líquido de alta pressão foi fornecida ao separador de gás-líquido de baixa pressão, pelo que a separação de gás-líquido de baixa pressão foi realizada sob as mesmas condições indicadas no Exemplo 1.

Isto é, a etapa de hidrocraqueamento, a etapa de separação de gás-líquido de alta pressão e a etapa de separação de gás-líquido de baixa pressão foram realizadas sob as mesmas condições indicadas no Exemplo 1, exceto em

que a temperatura no separador de gás-líquido de alta pressão foi superior (isto é, 370°C) à temperatura indicada no Exemplo 1 (isto é, 310°C).

A corrente de fase líquida obtida no acima mencionado separador de gás-líquido de baixa pressão foi fornecida ao decantador e depois deixada repousar por 60 minutos sob uma pressão de 0,5 MPa e uma temperatura de 300°C. Após isso, como no Exemplo 1, a camada superior no vaso foi retirada do decantador, enquanto a camada inferior restante foi retirada do fundo do vaso. Isto é, a separação de sólido-líquido foi realizada sob as mesmas condições do Exemplo 1, exceto em que o tempo de decantação foi maior (60 minutos) que do Exemplo 1 (30 minutos).

A camada superior e a camada inferior que foram retiradas do decantador, conforme descrito acima, tinham composições conforme mostrado na seguinte Tabela 3.

Tabela 3

Componente	Composição da camada superior (peso%)	Composição da camada inferior (peso%)
Óleo C5 - 525°C	53,05	49,95
Componente TS [1]	32,64	26,10
Componente TI [2]	11,28	19,70
Catalisador	3,03	4,25

[1] Componente TS: componente cujo ponto de ebulição médio não é inferior a 525°C e que é solúvel em tolueno.

Componente TI: componente cujo ponto de ebulição médio não é inferior a 525°C e que é insolúvel em tolueno.

É visto da Tabela 3, que quando comparado com o Exemplo 1, os teores do componente TI e o catalisador são bastante pequenos na camada inferior, enquanto quantidades dos mesmos na camada superior no decantador são consideravelmente maiores.

A etapa de reciclagem foi realizada mediante reciclagem de uma porção da camada superior para o reator de leito suspenso, a qual foi retirada do decantador na etapa de separação de sólido-líquido.

Como resultado, foram obtidos uma conversão de 81%, uma produção de resíduo (+525°C) de 15,6% em massa, em relação a uma quantidade de VR e uma produção de óleo de 75,1% em massa, em relação a uma quantidade de VR. A conversão foi calculada de acordo com a equação (1) mencionada acima.

Conforme descrito acima, no Exemplo Comparativo 1, TI e o catalisador não foram suficientemente concentrados na camada inferior na etapa de separação de sólido-líquido, enquanto as quantidades dos mesmos na camada superior são maiores, mesmo com um tempo de decantação mais longo (60 minutos) no decantador, de modo que após a reciclagem da camada superior para a etapa de hidrocraqueamento a conversão é baixa e a produção do resíduo (+525°C) é grande, o que, por sua vez, diminui a produção do óleo.

De modo contrário, no Exemplo 1, TI e o catalisador foram altamente concentrados na camada inferior

na etapa de separação de sólido-líquido, enquanto as quantidades dos mesmos na camada superior são consideravelmente maiores, mesmo com um tempo de decantação mais curto (30 minutos) no decantador, de modo que após a reciclagem da camada superior para a etapa de hidrocraqueamento a conversão é acentuadamente alta e a produção do resíduo (+525°C) é bastante pequena, o que, por sua vez, aumenta acentuadamente a produção do óleo.

Isso é devido pelo fato de que a temperatura no separador de gás-líquido de alta pressão é inferior no Exemplo 1 à temperatura do Exemplo Comparativo 1, o que acentuadamente melhora a remoção seletiva de TI. Isto é, o desempenho da remoção seletiva de TI é baixo no Exemplo Comparativo 1 e a fim de melhorar a conversão acima mencionada, aumento da produção de resíduo e da produção de óleo para os valores do Exemplo 1, tem de ser adicionado um solvente leve na etapa de separação de sólido-líquido para a remoção seletiva de TI. Entretanto, no Exemplo 1, a remoção seletiva acentuadamente melhorada de TI é possível mesmo sem qualquer adição de tal solvente leve.

Aplicabilidade Industrial da Invenção

O processo de hidrocraqueamento de óleo pesado de petróleo de acordo com a presente invenção é economicamente preferível como processo de hidrocraqueamento de tal óleo pesado, devido aos efeitos descritos acima serem proporcionados após o hidrocraqueamento, na presença de um catalisador à base de ferro, em que o óleo pesado de petróleo contém o metal pesado no reator de leito suspenso e mediante reciclagem do componente de óleo pesado do produto reacional para o reator.

REIVINDICAÇÕES

1. Processo de hidrocraqueamento de um óleo pesado de petróleo, o qual contém um metal pesado, em que para tal processo de hidrocraqueamento, é utilizado um reator de leito suspenso como reator e um catalisador à base de ferro como catalisador, cujo processo é **caracterizado** pelo fato de que compreende:

(1) uma etapa de separação gás-líquido sob alta pressão, em que um produto de reação do reator de leito suspenso é dividido em uma corrente de fase líquida contendo um componente sólido em um separador de gás-líquido sob alta pressão, numa condição de pressão que é substancialmente a mesma que a do reator de leito suspenso e sob uma temperatura na faixa entre 200°C e 350°C;

(2) uma etapa de separação gás-líquido sob baixa pressão, em que a corrente de fase líquida obtida na etapa de separação gás-líquido sob alta pressão é suprida a um separador de gás-líquido sob baixa pressão e dividida em uma corrente de fase líquida e uma corrente de fase líquida contendo um componente sólido, numa condição de pressão na faixa entre a pressão normal e 1 MPaG e sob uma temperatura na faixa entre 190°C e 340°C;

(3) uma etapa de separação sólido-líquido, em que a corrente de fase líquida obtida na etapa de separação gás-líquido sob baixa pressão é suprida a um separador de sólido-líquido de um tipo de decantação por gravidade (decantador), de modo a decantar um componente sólido sob as condições de pressão na faixa entre a pressão normal e 1 MPaG e sob uma temperatura na faixa entre 190°C e 340°C, em

que uma corrente de uma camada superior no decantador é retirada de uma parte superior do decantador, enquanto uma corrente contendo o componente sólido e um componente de óleo é retirada de uma parte inferior do decantador; e

(4) uma etapa de reciclagem, em que uma porção ou toda a corrente da parte superior do decantador obtida na etapa de separação sólido-líquido é reciclada para o reator de leito suspenso.

2. Processo de hidrocraqueamento, de acordo com a reivindicação 1, **caracterizado** pelo fato de que as condições de hidrocraqueamento no reator de leito suspenso incluem uma pressão de reação na faixa entre 6 MPaG e 14 MPaG, uma temperatura na faixa entre 430°C e 450°C e um tempo de reação na faixa entre 30 minutos e 120 minutos.

3. Processo de hidrocraqueamento, de acordo com as reivindicações 1 ou 2, **caracterizado** pelo fato de que o catalisador à base de ferro para o hidrocraqueamento é um catalisador de minério de ferro limonita, tendo um diâmetro médio de partícula não superior a 2 μm, o qual é produzido através de pulverização mecânica em um solvente à base de petróleo, e a quantidade de catalisador adicionada para o hidrocraqueamento se situa na faixa de 0,3% em massa a 2% em massa, em relação a uma quantidade de óleo pesado de petróleo que é suprida ao reator de leito suspenso.

4. Processo de hidrocraqueamento, de acordo com quaisquer das reivindicações 1 a 3, **caracterizado** pelo fato de que a condição de temperatura da etapa de separação gás-líquido sob alta pressão se situa na faixa entre 250°C e 320°C.

5. Processo de hidrocraqueamento, de acordo com quaisquer das reivindicações 1 a 4, **caracterizado** pelo fato de que a condição de pressão se encontra na faixa entre 0,3 MPaG e 0,5 MPaG e a condição de temperatura na faixa entre 245°C e 315°C na etapa de separação gás-líquido sob baixa pressão, e a condição de pressão se encontra na faixa entre 0,3 MPaG e 0,5 MPaG e a condição de temperatura na faixa entre 245°C e 315°C na etapa de separação sólido-líquido.

6. Processo de hidrocraqueamento, de acordo com quaisquer das reivindicações 1 a 5, **caracterizado** pelo fato de que uma quantidade da corrente a ser reciclada para o reator de leito suspenso é tal que uma quantidade de um componente de óleo pesado tendo um ponto de ebulição não inferior a 525°C na dita corrente, se situa na faixa de 10% em massa a 100% em massa, em relação a uma quantidade de óleo pesado de petróleo que é suprida ao reator de leito suspenso.

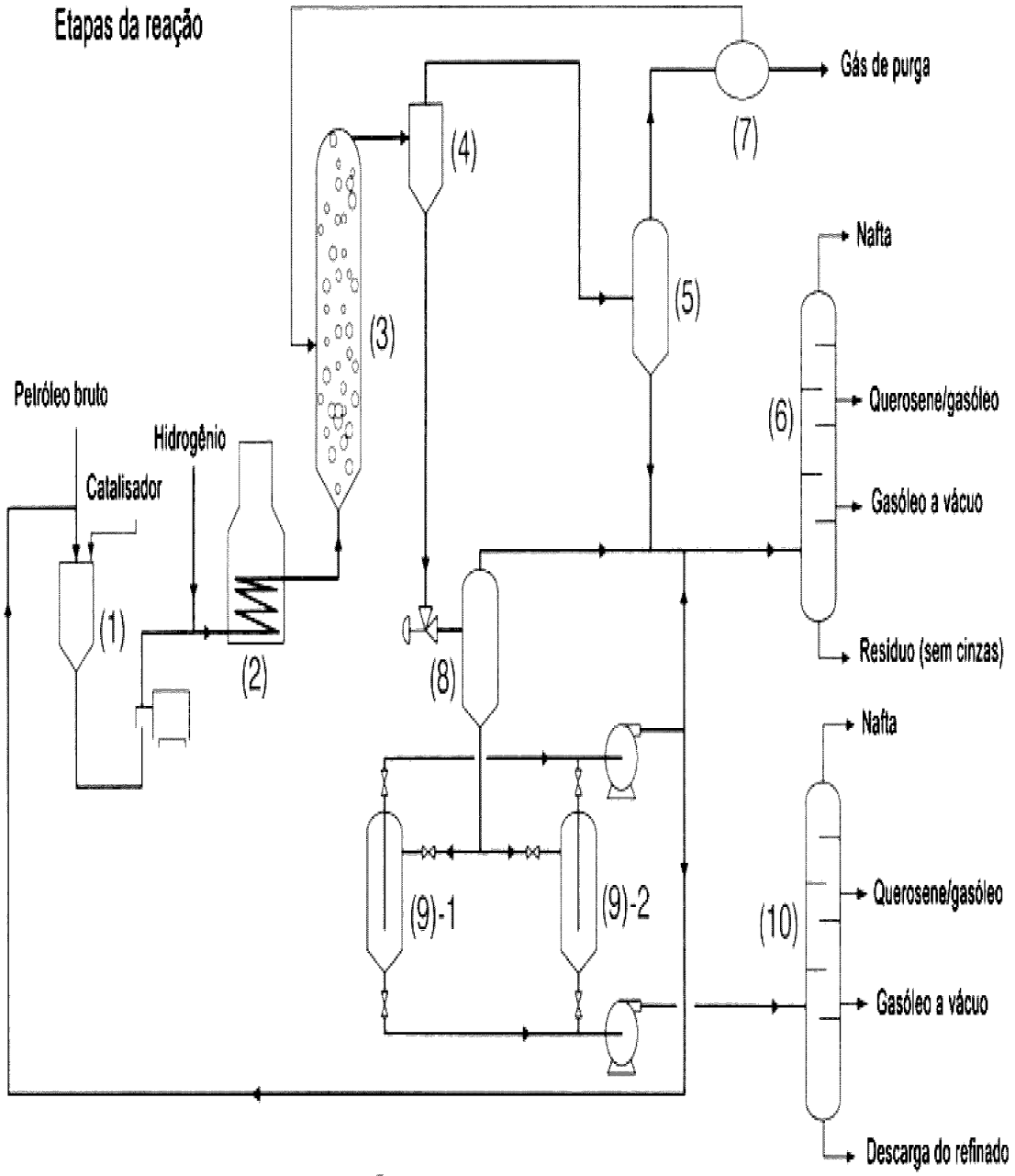

Etapas da reação
Gás de purga
(7)
(4)
(3)
(5)
Nafta
Petróleo bruto
Hidrogênio
Catalisador
(6)
Querosene/gasóleo
Gasóleo a vácuo
(1)
(2)
(8)
Resíduo (sem cinzas)
Nafta
(9)-1
(9)-2
(10)
Querosene/gasóleo
Gasóleo a vácuo
Descarga do refinado

FIG. 1

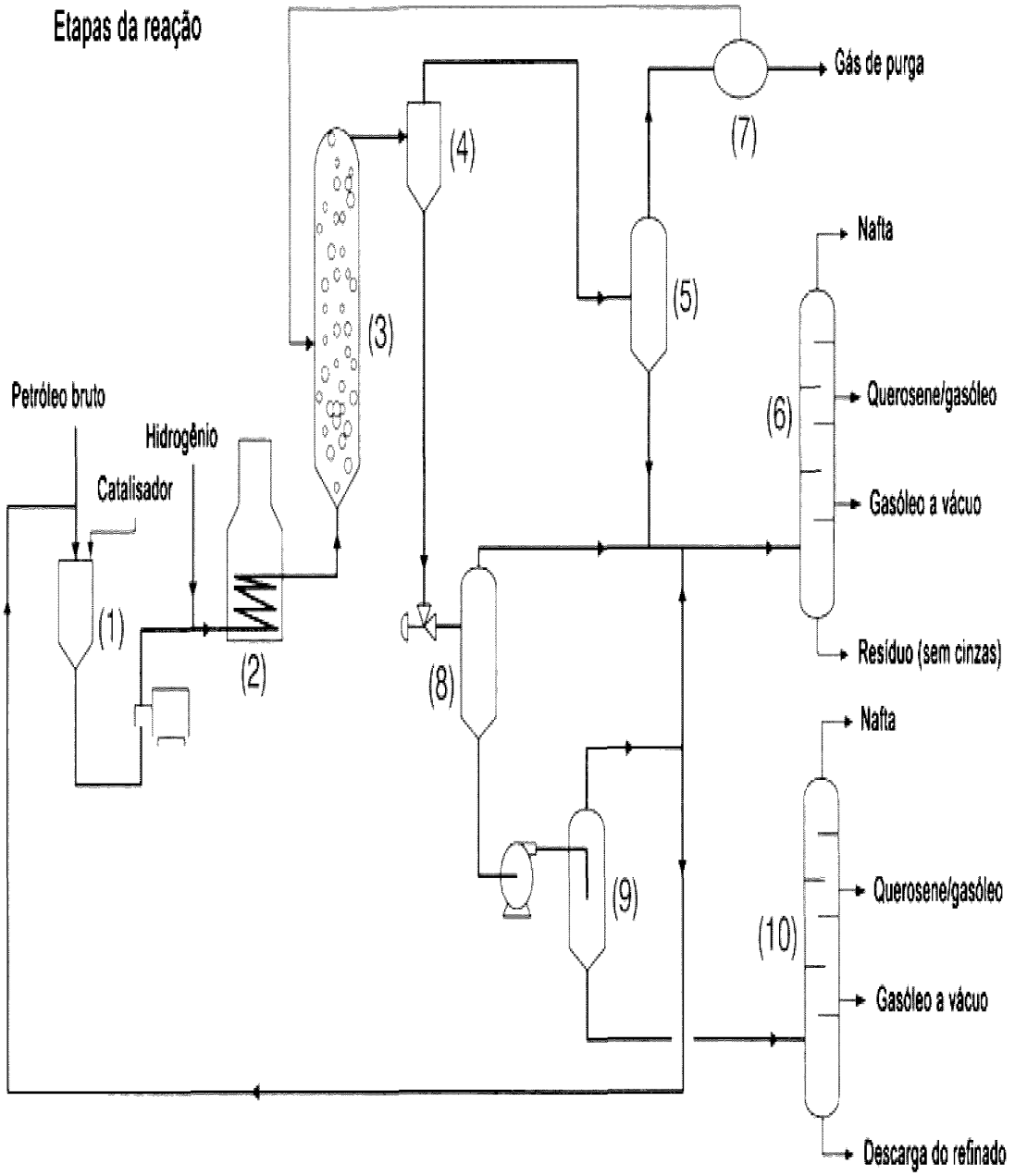

Etapas da reação
Gás de purga
(7)
(4)
(3)
(5)
Nafta
(6)
Querosene/gasóleo
Gasóleo a vácuo
Resíduo (sem cinzas)
Petróleo bruto
Hidrogênio
Catalisador
(1)
(2)
(8)
(9)
Nafta
(10)
Querosene/gasóleo
Gasóleo a vácuo
Descarga do refinado

FIG. 2

RESUMO

"PROCESSO DE HIDROCRAQUEAMENTO DE ÓLEO PESADO DE PETRÓLEO".

A presente invenção proporciona um processo de hidrocraqueamento de um óleo pesado de petróleo contendo um metal pesado, em que o hidrocraqueamento é realizado em um reator de leito suspenso com um catalisador à base de ferro, cujo processo permite a remoção seletiva de TI sem adição de um solvente leve. Neste processo:

(1) o produto de reação do reator é dividido em um separador gás-líquido de alta pressão em uma corrente de fase gasosa e uma corrente de fase líquida, sob uma pressão que é a mesma do reator, a uma temperatura na faixa de 200°C a 350°C;

(2) a corrente de fase líquida obtida é dividida em um separador gás-líquido de baixa pressão em uma corrente de fase gasosa e uma corrente de fase líquida, sob uma pressão na faixa da pressão normal a 1 MPaG, a uma temperatura na faixa de 190°C a 340°C;

(3) a corrente de fase líquida obtida é suprida a um separador sólido-líquido de um tipo de decantação por gravidade, de modo a decantar sob uma pressão na faixa da pressão normal a 1 MPaG, numa faixa de temperatura de 190°C a 340°C, em que uma camada superior no separador é retirada, enquanto uma camada inferior contendo o componente sólido e o componente de óleo é também retirada do separador; e

(4) uma porção ou toda a camada superior obtida é reciclada ao reator de leito suspenso.