



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

(11) PI 1015117-6 B1

(22) Data do Depósito: 16/06/2010

(45) Data de Concessão: 17/04/2018



(54) Título: HIDROCRAQUEAMENTO DE RESÍDUO DE MULTIESTÁGIO

(51) Int.Cl.: C10G 21/00; C10G 47/00; C10G 67/04

(30) Prioridade Unionista: 23/06/2009 US 12/490,089

(73) Titular(es): LUMMUS TECHNOLOGY INC.

(72) Inventor(es): MARIO C. BALDASSARI; UJJAL K. MUKHERJEE; AVINASH GUPTA

HIDROCRAQUEAMENTO DE RESÍDUO DE MULTISTÁGIO

ANTECEDENTES DA DESCRIÇÃO

Campo da Descrição

As modalidades descritas aqui se referem geralmente a
5 processos para melhorar as matérias-primas de petróleo. Em
um aspecto, as modalidades descritas aqui se referem a um
processo para resíduos de hidrocrackeamento e
desasfaltamento. Em outro aspecto, as modalidades descritas
aqui se referem a um processo integrado para aprimorar
10 resíduo incluindo múltiplos estágios de hidrocrackeamento.

Antecedentes

Compostos de hidrocarboneto são úteis para vários
propósitos. Em particular, os compostos de hidrocarboneto
são úteis, entre outras coisas, como combustíveis,
15 solventes, desengraxantes, agentes de limpeza, e
precursores de polímero. A fonte mais importante de
compostos de hidrocarboneto é óleo de petróleo bruto. O
refinamento de óleo bruto em frações de composto de
hidrocarboneto separadas é uma técnica de processamento bem
20 conhecida.

Óleos brutos variam amplamente em sua composição e
propriedades físicas e químicas. Petróleos brutos pesados
são caracterizados por uma viscosidade relativamente
elevada, gravidade API baixa, e porcentagem elevada de
25 componentes de ebulição elevada (isto é, tendo um ponto de
ebulição normal maior do que 510°C (950°F)).

Os produtos de petróleo refinado geralmente têm as
relações médias de hidrogênio para carbono mais elevadas em
uma base molecular. Por conseguinte, o aprimoramento de
30 uma fração de hidrocarboneto de refinaria de petróleo é

geralmente classificado em uma das duas categorias: adição de hidrogênio e rejeição de carbono. A adição de hidrogênio é realizada por processos tais como hidrocraqueamento e hidrotratamento. Os processos de rejeição de carbono tipicamente produzem uma corrente de material com alto teor de carbono rejeitado que pode ser um líquido ou um sólido; por exemplo, depósitos de coque.

Os processos de hidrocraqueamento podem ser utilizados para aprimorar materiais de ebulição mais elevada, tal como resíduo, tipicamente presente em óleo de petróleo bruto pesado convertendo-o em materiais de ebulição mais baixa, mais valiosos. Por exemplo, pelo menos uma parte da alimentação de resíduo para um reator de hidrocraqueamento pode ser convertido para um produto de reação de hidrocraqueamento. O resíduo não reagido pode ser recuperado do processo de hidrocraqueamento e ou removido ou reciclado de volta para o reator de hidrocraqueamento para aumentar a conversão de resíduo total.

A conversão de resíduo em um reator de hidrocraqueamento pode depender de uma variedade de fatores, incluindo composição de matéria-prima de alimentação; o tipo de reator utilizado; a severidade da reação, incluindo condições da temperatura e pressão; velocidade espacial do reator; e desempenho e tipo de catalisador. Em particular, a severidade da reação pode ser utilizada para aumentar a conversão. Entretanto, quando a severidade da reação aumenta, as reações colaterais podem ocorrer dentro do reator de hidrocraqueamento para produzir vários subprodutos na forma de precursores de coque, sedimentos, outros depósitos bem como subprodutos que

formam uma fase líquida secundária. A formação excessiva de tais sedimentos pode impedir o processamento subsequente e pode desativar o catalisador de hidrocrackeamento por envenenamento, coque, ou incrustações. A desativação do catalisador de hidrocrackeamento pode não somente significativamente reduzir a conversão do resíduo, porém pode também requerer mudanças mais frequentes de catalisador caro. A formação de uma fase líquida secundária não somente desativa o catalisador de hidrocrackeamento, porém também limita a conversão máxima, desse modo resultando em um consumo de catalisador mais elevado que pode desfluidizar o catalisador. Isto leva a formação de "zonas quentes" no leito catalisador, exacerbando a formação de coque, que também desativa o catalisador de hidrocrackeamento.

A formação de sedimento dentro do reator de hidrocrackeamento é também uma forte função da qualidade de matéria-prima de alimentação. Por exemplo, asfaltenos que podem estar presente no resíduo alimentado para o sistema de reator de hidrocrackeamento são especialmente propensos a formar sedimentos quando submetidos a condições operacionais severas. Desse modo, a separação dos asfaltenos do resíduo para aumentara conversão pode ser desejável.

Um tipo de processo que pode ser utilizado para remover tais asfaltenos do alimento de resíduo de hidrocarboneto pesado é desasfaltamento de solvente. Por exemplo, desasfaltamento de solvente tipicamente envolve fisicamente separar os hidrocarbonetos mais leves e os hidrocarbonetos mais pesados incluindo asfaltenos com base

em suas afinidades relativas para o solvente. Um solvente leve tal como um hidrocarboneto C₃ a C₇ pode ser utilizado para dissolver ou suspender os hidrocarbonetos mais leves, geralmente referidos como óleo desasfaltado, permitindo os
5 asfaltenos serem precipitados. As duas fases são em seguida separadas e o solvente é recuperado. A informação adicional sobre condições de desasfaltamento de solvente, solventes e operações pode ser obtida das Patentes dos Estados Unidos Nos. 4.239.616; 4.440.633; 4.354.922;
10 4.354.928; e 4.536.283.

Vários métodos para integrar o desasfaltamento de solvente com hidrocraqueamento para remover asfaltenos de resíduos estão disponíveis. Tal processo está descrito nas Patentes dos Estados Unidos Nos. 7.214.308 e 7.279.090.
15 Essas patentes descrevem o contato da alimentação de resíduo em um sistema de desasfaltamento de solvente para separar os asfaltenos do óleo desasfaltado. O óleo desasfaltado e os asfaltenos são reagidos, cada um, em sistemas de reator de hidrocraqueamentos separados.

20 Moderadas conversões de resíduo total (cerca de 65% a 70% como descrito na Patente dos Estados Unidos No. 7.214.308) podem ser obtidas utilizando tais processos, uma vez que tanto óleo desasfaltado quanto os asfaltenos são separadamente hidrocraqueados. Entretanto, o
25 hidrocraqueamento de asfaltenos como descrito está em severidade elevada/conversão elevada, e pode apresentar desafios especiais, como descritos acima. Por exemplo, a operação do hidrocraqueador de asfaltenos em alta severidade para aumentar a conversão pode também causar uma
30 taxa elevada de formação de sedimento, e uma taxa elevada

de substituição de catalisador. Em contraste, a operação do hidrocraqueador de asfaltenos em baixa severidade suprimirá a formação de sedimento, porém a conversão por passe de asfaltenos será baixa. Para obter uma conversão
5 de resíduo total superior, tais processos tipicamente requerem uma taxa de reciclo elevada do resíduo não reagido de volta para um ou mais dos reatores de hidrocraqueamento. Tal reciclo de volume elevado pode significativamente aumentar o tamanho do reator de hidrocraqueamento e/ou o
10 sistema de desasfaltamento de solvente a montante.

Consequentemente, existe uma necessidade de processos de hidrocraqueamento de resíduo melhorados que alcancem uma conversão de resíduo elevada, reduzem o tamanho de equipamento total de reator de hidrocraqueamento e/ou
15 desasfaltador de solvente, e requeira mudanças de catalisador de menos frequente.

SUMÁRIO DA DESCRIÇÃO

Em um aspecto, as modalidades descritas aqui se referem a um processo para aprimorar resíduos. O processo
20 pode incluir: hidrocraqueamento de um resíduo em um primeiro estágio de reação para formar um efluente do primeiro estágio; hidrocraqueamento de uma fração de óleo desasfaltado em um segundo estágio de reação para formar um efluente do segundo estágio; fracionar o efluente do
25 primeiro estágio e do efluente do segundo estágio para recuperar pelo menos uma fração de hidrocarboneto destilada e uma fração de hidrocarboneto residual; alimentar a fração de hidrocarboneto residual para uma unidade de desasfaltamento de solvente para fornecer uma fração de
30 asfaleno e a fração de óleo desasfaltado.

Em outro aspecto, as modalidades descritas aqui se referem a um processo para aprimorar resíduo. O processo pode incluir: alimentar hidrogênio e um hidrocarboneto residual para um primeiro reator contendo um primeiro catalisador de hidrocrackeamento; contatar o resíduo e hidrogênio na presença do catalisador de hidrocrackeamento em condições de temperatura e pressão para crackear pelo menos uma parte do resíduo; recuperar um primeiro efluente do reator; alimentar hidrogênio e uma fração de óleo desasfaltado para um segundo reator contendo um segundo catalisador de hidrocrackeamento; contatar a fração de óleo desasfaltada e hidrogênio na presença do segundo catalisador de hidrocrackeamento em condições de temperatura e pressão para crackear pelo menos uma parte do óleo desasfaltado; recuperar um segundo efluente do reator; fracionar primeiro efluente do reator e o segundo efluente do reator para formar pelo menos uma fração de hidrocarboneto destilada e pelo menos uma fração de hidrocarboneto residual; alimentar pelo menos uma fração de hidrocarboneto residual para uma unidade de desasfaltamento de solvente para fornecer uma fração de asfaleno e a fração de óleo desasfaltado.

Outros aspectos e vantagens serão evidentes a partir da seguinte descrição e das reivindicações anexas.

BREVE DESCRIÇÃO DOS DESENHOS

Figura 1 é um fluxograma simplificado de um processo de hidrocrackeamento e desasfaltamento de acordo com as modalidades descritas aqui.

Figura 2 é um fluxograma simplificado de um processo de hidrocrackeamento e desasfaltamento de acordo com as modalidades descritas aqui.

Figura 3 é um fluxograma simplificado de um processo para aprimorar o resíduo para comparação com processos de acordo com as modalidades descritas aqui.

Figura 4 é um fluxograma simplificado de um processo de hidrocraqueamento e desasfaltamento de acordo com as modalidades descritas aqui.

DESCRIÇÃO DETALHADA

As modalidades descritas aqui se referem geralmente a processos para aprimorar matérias-primas de petróleo. Em um aspecto, as modalidades descritas aqui se referem a um processo para hidrocraqueamento e desasfaltamento de resíduo. Em outro aspecto, as modalidades descritas aqui se referem a um processo integrado para aprimorar o resíduo incluindo múltiplos estágios de hidrocraqueamento.

As matérias-primas de alimentação de hidrocarboneto de resíduo (resíduo) úteis nas modalidades descritas aqui podem incluir vários petróleos brutos pesados e frações de refinaria. Por exemplo, matérias-primas de alimentação de hidrocarboneto residuais podem incluir alimentos de hidrocarboneto residual frescos, resíduo de vácuo ou atmosférico de petróleo, torre atmosférica hidrocraqueada ou bases da torre à vácuo, óleo de gás a vácuo de funcionamento linear, óleo de gás a vácuo hidrocraqueado, óleos de suspensão cataliticamente craqueados fluidos (FCC) ou óleos de ciclo, bem como outras correntes de hidrocarboneto similares, ou uma combinação dos mesmos, cada dos quais pode ser de funcionamento linear, derivado do processo, hidrocraqueado, parcialmente dessulfurizado, e/ou de correntes de baixo teor de metal. As matérias-primas de alimentação residuais acima incluem várias

impurezas, incluindo asfaltenos, metais, enxofre orgânico, nitrogênio orgânico, e resíduo de carbono de Conradson (CCR). O ponto de ebulição inicial do resíduo é tipicamente maior do que cerca de 350°C.

5 Os processos de acordo com as modalidades descritas aqui para conversão de matérias-primas de alimentação de hidrocarboneto residuais para hidrocarbonetos mais leves incluem inicialmente hidrocraquear a matéria-prima de alimentação residual, incluindo qualquer asfaleno contido
10 nela. O alimento residual total, incluindo asfaltenos, pode ser reagido com hidrogênio sobre um catalisador de hidrocraqueamento em um primeiro estágio de reação de hidrocraqueamento para converter pelo menos uma parte dos hidrocarbonetos para moléculas mais leves, incluindo a
15 conversão de pelo menos uma parte dos asfaltenos. Para reduzir a formação de sedimento, a reação de hidrocraqueamento de primeiro estágio pode ser conduzida em temperaturas e pressões que podem evitar taxas elevadas de formação de sedimento e sujeira do catalisador (isto é,
20 condições de reação de "severidade moderada"). A conversão de resíduo no primeiro estágio de reação pode estar na faixa de cerca de 30% em peso a cerca de 75% em peso em algumas modalidades.

O produto de reação do primeiro estágio pode então
25 ser separado para recuperar pelo menos uma fração de hidrocarboneto destilado e uma fração de resíduo incluindo alimento de resíduo não reagido, asfaltenos, e qualquer produto de intervalo de ebulição de resíduo resultante de hidrocraqueamento dos asfaltenos contidos na matéria-prima
30 de alimentação de resíduo. As frações de hidrocarboneto

destiladas recuperadas podem incluir, entre outros, destilados atmosféricos, tais como hidrocarbonetos tendo uma temperatura de ebulição normal de menos do que cerca de 340°C, e destilados à vácuo, tais como hidrocarbonetos tendo uma temperatura de ebulição normal de cerca de 468°C a cerca de 579°C.

A fração de resíduo pode então ser separada em uma unidade de desasfaltamento de solvente para recuperar uma fração de óleo desasfaltado e uma fração de asfaltenos. A unidade de desasfaltamento de solvente pode ser, por exemplo, como descrito em uma ou mais das Patentes dos Estados Unidos Nos. 4.239.616, 4.440.633, 4.354.922, 4.354.928, 4.536.283, e 7.214.308, as quais, cada uma, está incorporada aqui por referência na medida em que não contraditório às modalidades descritas aqui. Na unidade de desasfaltamento de solvente, um solvente de hidrocarboneto leve pode ser utilizado para seletivamente dissolver os componentes desejados da fração de resíduo e rejeitar os asfaltenos. Em algumas modalidades, o solvente de hidrocarboneto leve pode ser um C₃ a C₇ hidrocarboneto, e pode incluir propano, butano, isobutano, pentano, isopentano, hexano, heptano, e misturas dos mesmos.

A fração de óleo desasfaltado pode ser reagida com hidrogênio sobre um catalisador de hidrocraqueamento em um segundo estágio de reação de hidrocraqueamento para converter pelo menos uma parte dos hidrocarbonetos para moléculas mais leves. O produto de reação do segundo estágio de reação de hidrocraqueamento pode então ser separado junto com o produto de reação do primeiro estágio de hidrocraqueamento para recuperar os hidrocarbonetos de

intervalo destilados produzidos em ambos primeiro e segundo estágios de reação de hidrocraqueamento.

Os processos de acordo com as modalidades descritas aqui desse modo incluem uma unidade de desasfaltamento de solvente a jusante do primeiro estágio de reação de hidrocraqueamento, fornecendo conversão de pelo menos uma parte dos asfaltenos para hidrocarbonetos mais leves, mais valiosos. Hidrocraqueamento de asfaltenos no primeiro estágio de reação pode fornecer conversões de resíduo totais que podem ser maiores do que cerca de 60% em peso em algumas modalidades; maiores do que 85% em peso em outras modalidades; e maiores do que 95% em peso em ainda outras modalidades. Adicionalmente, devido à conversão de pelo menos uma parte dos asfaltenos a montante, o tamanho requerido para unidades de desasfaltamento de solvente utilizadas nas modalidades pode ser menor do que seria requerido onde o alimento de resíduo total é inicialmente processado.

Os catalisadores utilizados no primeiro e segundo estágios de reação podem ser iguais ou diferentes.

Os catalisadores de hidrotratamento e hidrocraqueamento adequados e úteis no primeiro e segundo estágios de reação podem incluir um ou mais elementos selecionados dos Grupos 4-12 da Tabela Periódica dos Elementos. Em algumas modalidades, os catalisadores de hidrotratamento e hidrocraqueamento de acordo com as modalidades descritas aqui podem compreender, consistir em, ou consistir essencialmente em um ou mais dentre níquel, cobalto, tungstênio, molibdênio e combinações dos mesmos, ou não suportados ou suportados em um substrato poroso tal como

sílica, alumina, titânia, ou combinações dos mesmos. Conforme fornecido de um fabricante ou conforme resultado de um processo de regeneração, os catalisadores de hidroconversão podem estar na forma de óxidos de metal, por exemplo. Se necessário ou desejado, os óxidos de metal podem ser convertidos para sulfetos de metal antes ou durante o uso. Em algumas modalidades, os catalisadores de hidrocrackeamento podem ser pré-sulfetados e/ou pré-condicionados antes da introdução ao reator de hidrocrackeamento.

O primeiro estágio de reação de hidrotratamento e hidrocrackeamento pode incluir um ou mais reatores em séries e/ou paralelos. Os reatores adequados para uso no primeiro estágio de reação de hidrotratamento e hidrocrackeamento podem incluir qualquer tipo de reator de hidrocrackeamento. Os reatores de leito em ebulição e reatores de leito fluidizado são preferidos devido ao processamento de asfaltenos no primeiro estágio da reação. Em algumas modalidades, o primeiro estágio de reação de hidrocrackeamento inclui somente um único reator de leito em ebulição.

O segundo estágio de reação de hidrocrackeamento pode incluir um ou mais reatores em séries e/ou paralelos. Os reatores adequados para uso no segundo estágio de reação de hidrocrackeamento pode incluir qualquer tipo de reator de hidrocrackeamento, incluindo reatores de leito em ebulição, reatores de leito fluidizado, e reatores de leito fixo, entre outros. Asfaltenos podem estar presentes no óleo desasfaltado somente em menor grau, desse modo uma ampla variedade de tipos de reatores pode ser utilizada no

segundo estágio da reação. Por exemplo, um reator de leito fixo pode ser considerado onde os metais e resíduo de carbono de Conradson da fração de óleo desasfaltado alimentado pelo segundo estágio de reação de hidrocrackeamento é menor do que 80 wppm e 10%, respectivamente. O número de reatores requeridos pode depender da taxa de alimentação, do nível de conversão de resíduo alvo total, e do nível de conversão obtido no primeiro estágio de reação de hidrocrackeamento.

O fracionamento de efluentes do primeiro e segundo estágios de reação pode ser obtido em sistemas de fracionamento independentes, separados, ou mais preferivelmente, em um sistema de fracionamento comum colocado intermediário aos dois estágios de reação de hidrocrackeamento. Além disso, é contemplado que o produto de reação do segundo estágio pode ser separado junto com ou independentemente do produto de reação da reação do primeiro estágio.

A reação de hidrocrackeamento em cada dentre o primeiro e segundo estágios de reação pode ser conduzida a uma temperatura na faixa de cerca de 360°C a cerca de 480°C; de cerca de 400°C a cerca de 450°C em outras modalidades. As pressões em cada dos primeiro e segundo estágio de reação podem estar na faixa de cerca de 7000 kPa (70 bar) a cerca de 23000 kPa (230 bar) em algumas modalidades; de cerca de 10000 kPa (100 bar) a cerca de 180000 kPa (80 bar) em outras modalidades. As reações de hidrocrackeamento também podem ser conduzidas em uma velocidade espacial horária líquida (LHSV) na faixa de cerca de 0,1 hr⁻¹ a cerca de 3,0 hr⁻¹ em algumas

modalidades; de cerca de $0,2 \text{ hr}^{-1}$ a cerca de 2 hr^{-1} em outras modalidades.

Em algumas modalidades, as condições operacionais no primeiro estágio de reação podem ser menos severas do que aquelas utilizadas no segundo estágio da reação, desse modo evitando taxas excessivas de substituição de catalisador. Consequentemente, a substituição de catalisador total (isto é, para ambos os estágios combinados) é também reduzida. Por exemplo, a temperatura no primeiro estágio da reação pode ser menor do que a temperatura no segundo estágio da reação. As condições operacionais podem ser selecionadas com base na matéria-prima de alimentação do resíduo, incluindo o teor de impurezas na matéria-prima de alimentação de resíduo e o nível desejado de impurezas a ser removido no primeiro estágio, entre outros fatores. Em algumas modalidades, a conversão de resíduo no primeiro estágio da reação pode estar na faixa de cerca de 30 a cerca de 60% em peso; de cerca de 45 a cerca de 55% em peso em outras modalidades; e menos do que 50% em peso em ainda outras modalidades. Além do hidrocraqueamento, a remoção do resíduo, enxofre e metal pode cada estar na faixa de cerca de 40% a cerca de 75%, e a remoção de carbono de Conradson pode estar na faixa de cerca de 30% a cerca de 60%. Em outras modalidades, pelo menos um dentre uma temperatura operacional e uma pressão operacional no primeiro estágio da reação pode ser maior do que utilizado no segundo estágio da reação.

Embora a conversão de resíduo no primeiro estágio da reação possa ser propositalmente reduzida para prevenir a sujeira no catalisador, as conversões de resíduo totais

para processos de acordo com as modalidades descritas aqui podem ser maiores do que 80% devido à conversão parcial de asfaltenos no primeiro estágio da reação e a conversão de DAO no segundo estágio da reação. Ao utilizar os esquemas

5 de fluxo do processo de acordo com as modalidades descritas aqui, as conversões de resíduo totais de pelo menos 80%, 85%, 90% ou maiores podem ser obtidas, o que é uma melhora significativa sobre o que pode ser obtido com um sistema de hidrocraqueamento de dois estágios sozinho.

10 Referindo-se agora à Figura 1, um fluxograma do processo simplificado de processos para aprimorar o resíduo de acordo com as modalidades descritas aqui é ilustrado. As bombas, válvulas, permutadores térmicos, e outros equipamentos não são mostrados para facilidade de

15 ilustração das modalidades descritas aqui.

Um resíduo e hidrogênio podem ser alimentados através de linhas de fluxo 10 e 12, respectivamente, para um primeiro estágio de reação de hidrocraqueamento 14 contendo um catalisador de hidrocraqueamento e operando em uma

20 temperatura e pressão suficiente para converter pelo menos uma parte do resíduo para hidrocarbonetos mais leves. O efluente do reator do primeiro estágio pode ser recuperado através da linha de fluxo 16. Como descrito acima, o efluente do primeiro estágio pode incluir produtos de

25 reação e resíduo não reagido, que pode incluir componentes de alimentação não reagidos tais como asfaltenos, e asfaltenos hidrocraqueados tendo vários pontos de ebulição, incluindo aqueles na faixa de ebulição da matéria-prima de alimentação de resíduo.

A fração de óleo desasfaltado e hidrogênio pode ser alimentada através de linhas de fluxo 18 e 20, respectivamente, para um segundo estágio de reação de hidrocraqueamento 22 contendo um catalisador de hidrocraqueamento e operando a uma temperatura e pressão para converter pelo menos uma parte do óleo desasfaltado para hidrocarbonetos mais leves. O efluente de reator do segundo estágio pode ser recuperado através da linha de fluxo 24.

O efluente do primeiro estágio e o efluente do segundo estágio nas linhas de fluxo 16, 24 podem então ser alimentados para um sistema de separação 26. No sistema de separação 26, os efluentes do primeiro e segundo estágios podem ser fracionados para recuperar pelo menos uma fração de hidrocarboneto destilada e uma fração de hidrocarboneto incluindo o resíduo não reagido, asfaltenos, e compostos de intervalo de ebulição similar formados do hidrocraqueamento dos asfaltenos. As frações de hidrocarboneto destiladas podem ser recuperadas através de uma ou mais linhas de fluxo 28.

A fração de hidrocarboneto incluindo os asfaltenos e resíduo não reagido pode ser alimentada através da linha de fluxo 30 para a unidade de desasfaltamento de solvente 32 para produzir uma fração de asfaltenos recuperada através da linha de fluxo 34 e uma fração de óleo desasfaltado. A fração de óleo desasfaltado pode ser recuperada da unidade de desasfaltamento de solvente 32 através da linha de fluxo 18 e alimentada para o segundo estágio de reação de hidrocraqueamento 22, como descrito acima.

Referindo-se agora à Figura 2, um fluxograma de processo simplificado de processos para aprimorar o resíduo de acordo com as modalidades descritas aqui é ilustrado, onde numerais semelhantes representam partes iguais. Como descrito para a Figura 1, o efluente de reator do primeiro estágio e o efluente de reator de Segundo estágio podem ser alimentados através das linhas de fluxo 16, 24 para o sistema de separação 26. Nesta modalidade, o sistema separação 26 pode incluir um separador de alta pressão de alta temperatura 40 (separador HP/HT) para separar o vapor e líquido efluente. O vapor separado pode ser recuperado através da linha de fluxo 42, e o líquido separado pode ser recuperado através da linha de fluxo 44.

O vapor pode em seguida ser direcionado através da linha de fluxo 42 para um sistema de compressão de resfriamento, purificação, e reciclo de gás 46. Um gás contendo hidrogênio pode ser recuperado do sistema 46 através da linha de fluxo 48, uma parte da qual pode ser reciclada para os reatores 14, 16. Hidrocarbonetos condensados durante o resfriamento e purificação podem ser recuperados através do fluxo 50 e combinados com o líquido separado na linha de fluxo 44 para processamento adicional. A corrente líquida combinada 52 pode então ser alimentada para uma torre de destilação atmosférica 54 para separar a corrente em uma fração incluindo hidrocarbonetos tendo ebulição em uma faixa de destilados atmosféricos e uma primeira fração de base incluindo hidrocarbonetos tendo um ponto de ebulição normal de pelo menos 340°C. Os destilados atmosféricos podem ser recuperados através da

linha de fluxo 56, e a primeira fração de bases pode ser recuperada através da linha de fluxo 58.

A primeira fração de bases pode então ser alimentada para um sistema de destilação a vácuo 60 para separar a
5 primeira fração de bases em uma fração incluindo ebulição de hidrocarbonetos em uma faixa de destilados à vácuo e uma segunda fração de bases incluindo hidrocarbonetos tendo um ponto de ebulição normal de pelo menos 480°C. Os destilados à vácuo podem ser recuperados através da linha
10 de fluxo 62, e a segunda fração de bases pode ser recuperada através da linha de fluxo 30 e processada na unidade de desasfaltamento de solvente 32 como descrito acima.

Pode ser necessário reduzir a temperatura da segunda
15 fração de bases antes da alimentação da segunda fração de bases para a unidade de desasfaltamento de solvente 32. A segunda fração de bases pode ser resfriada através de permuta de calor direta ou indireta. Devido à sujeira de sistemas de permuta de calor indireta que geralmente ocorre
20 com resíduos de torre à vácuo, permuta de calor direta pode ser preferida, e pode ser realizada, por exemplo, contatando-se a segunda fração de bases com pelo menos uma de uma porção da primeira fração de bases e uma porção do alimento de resíduo líquido, tal como pode ser alimentado
25 através das linhas de fluxo 64 e 66, respectivamente.

Como ilustrado na Figura 2, os processos descritos aqui podem incluir um sistema de resfriamento, purificação e compressão de gás isolado 46. Em outras modalidades, a fração de vapor recuperada através da linha de fluxo 42, ou
30 pelo menos uma parte da mesma, pode ser processada em um

sistema de resfriamento, purificação e compressão de gás comum, integrando o processamento de gás com outras unidades de hidroprocessamento no sítio.

Embora não ilustrado, pelo menos uma parte dos asfaltenos recuperados através da linha de fluxo 34 pode ser reciclada para o primeiro estágio de reator de hidrocrackeamento em algumas modalidades. O aprimoramento ou de outro modo a utilização de asfaltenos recuperados através da linha de fluxo 34 pode ser realizado utilizando outros vários processos conhecidos por alguém versado na técnica. Por exemplo, os asfaltenos podem ser combinados com um cortador tal como óleo de suspensão de FCC e utilizados como óleo de combustível, ou processados sozinhos ou em combinação com outros alimentos para cozimento retardado ou unidades de gaseificação, ou peletizados para péletes de asfalto.

EXEMPLOS

Os seguintes exemplos são derivados de técnicas de modelagem. Embora o trabalho tenha sido realizado, os inventores não apresentam esses exemplos no passado para respeitar as regras aplicáveis.

Nos exemplos apresentados abaixo, a Figura 3 (Exemplo Comparativo 1) é um processo para aprimorar o resíduo, uma unidade LC-FLNING isolada designada para produzir óleo combustível com baixo teor de enxofre estável, onde os dados do reator são com base nos dados do desempenho da usina comercial atual. Figura 4 (Exemplo 1) é um processo para aprimorar o resíduo de acordo com as modalidades descritas aqui. A seguinte descrição e dados comparativos, incluindo os principais parâmetros da reação apresentados

na Tabela 1, fornece uma comparação entre o processo isolado e um processo integrado de acordo com as modalidades descritas aqui.

Exemplo Comparativo 1

5 Um sistema comparativo 300 para aprimorar o resíduo é ilustrado na Figura 3, e inclui uma seção de reação 302 e um sistema de separação 304. A seção de reação 302, por exemplo, pode incluir um único estágio de reação de craqueamento, tal como um sistema de reação LC-FINING tendo
10 três reatores em série. O resíduo e hidrogênio são alimentados através das linhas de fluxo 306 e 308, respectivamente, para a seção de reator 302 para craqueamento/aprimoramento do resíduo. O efluente da seção de reator 302 é em seguida alimentado através da linha de
15 fluxo 310 para o sistema de separação 304 para fracionar o efluente do reator nas frações desejadas, incluindo destilados atmosféricos e destilados à vácuo, recuperado através das linhas de fluxo 312 e 314, respectivamente, e um resíduo de vácuo, recuperado através da linha de fluxo
20 316.

Como ilustrado na Figura 3, o sistema de separação 304 inclui um separador de alta temperatura de alta pressão 320, um sistema de resfriamento, purificação e compressão de gás 322, uma torre de fracionamento atmosférico 324, e
25 uma torre de fracionamento a vácuo 326. Hidrogênio fresco ou de compensação é alimentado para o sistema de resfriamento, purificação e compressão de gás 322 através da linha de fluxo 330, misturado com hidrogênio não reagido e outros gases leves recuperados no sistema de gás 322, e

encaminhado para a seção do reato 302 através da linha de fluxo 308.

A taxa de alimentação total do resíduo (através da linha de fluxo 306) para a seção do reator 302 é aproximadamente 25000 barris por dia de corrente (BPSD). A seção de reator 302 é operada em uma temperatura e pressão suficiente para reagir aproximadamente 62% do resíduo. A separação do efluente do reator recuperado através da linha de fluxo 310 resulta na recuperação de aproximadamente 8250 BPSD de destilados atmosféricos através da linha de fluxo 312, 7620 BPSD de destilados à vácuo através da linha de fluxo 314, e 10060 BPSD de resíduo à vácuo através da linha de fluxo 316. Uma conversão de resíduo total de aproximadamente 62% é obtida.

15 Exemplo 1

Um processo para melhorar o resíduo de acordo com as modalidades é simulado com um fluxograma como ilustrado na Figura 4, que é similar a Figura 2. Como tal, numerais de referência para Figura 2 são utilizados para representar os mesmos componentes na Figura 4, e a descrição do fluxo do processo não é repetida aqui. Tal como acontece com a Figura 3, o hidrogênio fresco/composto é alimentado através da linha de fluxo 12 para o sistema de resfriamento, purificação e compressão de gás 46. O estágio de reação 14 inclui um reator, e estágio de reação 22 inclui dois reatores em séries.

A taxa de alimentação total de resíduo (através da linha de fluxo 10) para o primeiro estágio do reator 14 é aproximadamente 40000 BPSD. O primeiro estágio do reator 14 é operado em uma temperatura e pressão suficiente para

reagir aproximadamente 52% do resíduo. O segundo estágio do reator 22 é operado a uma temperatura e pressão suficiente para reagir aproximadamente 85% do alimento de DAO. A separação combinada dos efluentes do primeiro e segundo estágios recuperados através das linhas de fluxo 16 e 24, respectivamente, resulta na recuperação de 17825 BPSD de destilados atmosféricos recuperados através da linha de fluxo 56, 17745 BPSD de destilados a vácuo recuperados através da linha de fluxo 62, e 22705 BPSD de resíduo à vácuo recuperado através da linha de fluxo 34. O resíduo à vácuo é em seguida processado na unidade de desasfaltamento de solvente 32, operando em aproximadamente 75% de elevação e recuperação e alimentação através da linha de fluxo 18 de aproximadamente 17030 BPSD de DAO para o segundo estágio da reação 22. Uma conversão de resíduo total de aproximadamente 84,3% é obtida.

Como mostrado pelos exemplos acima, a conversão de resíduo total pode ser aumentada em mais do que 22% a 84,3% utilizando os processos de acordo com as modalidades descritas aqui (Exemplo 1) quando comparado com uma unidade LC-FINING isolada (Exemplo Comparativo 1). Os resultados do Exemplo 1 e Exemplo Comparativo 1 são também comparados na Tabela 1.

25

Tabela 1.

	Exemplo Comparativo 1	Exemplo 1	Exemplo 1
Estágio	-	1	2

Conversão de resíduo, 975+ % em volume.	62	52	85
Hidrodesulfurização obtida, % em peso.	83	60	80
Capacidade de alimentação total, BPSD.	25000	40000	17030
LHSV 1/hr	X	2,2X	1,5X
Número de reatores	3	1	2
Temperatura Operacional do Reator °C	Y	Y+15	Y+23
Consumo de Hidrogênio Químico, SCFH.	Z	1,25 Z	0,82Z
Volume Total do Reator, m ³ .	A	0,72 A	0,45A
Taxa de Adição do Catalisador, lbs/Bbl	B	0,75B	0,25B

A conversão, temperatura do reator, e velocidade espacial horária líquida do reator para a operação dos reatores tanto no Exemplo 1 quanto Exemplo Comparativo 1 são limitadas pela estabilidade do óleo combustível, que tipicamente deve ter um teor de sedimento menor do que 0,15% em peso, quando medido pelo Teste de Filtração a Quente da Casca (isto é, IP-375).

Os parâmetros do sistema de reação para o Exemplo 1 são suportados por dados obtidos de teste de usina piloto de ambos o resíduo à vácuo de funcionamento linear e o DAO derivado do resíduo à vácuo hidrocraqueado não convertido. Como um resultado da conversão de resíduo reduzida do reator do primeiro estágio 14, a severidade operacional térmica (isto é, temperatura do reator e velocidade

especial) pode ser aumentada, comparada com os reatores no Exemplo Comparativo 1, produzindo óleo combustível com baixo teor de enxofre estável e sem significativamente afetar a formação de sedimento. Isto, em combinação com
5 severidade térmica superior na qual o estágio de conversão de DAO pode ser operado, permite que 60% de mais alimentação de resíduo a vácuo seja processado em 22% de conversão superior ao mesmo tempo em que requerendo somente um aumento de 18% no volume do reator. Como um resultado
10 da conversão mais elevada obténível com o esquema de fluxo do Exemplo 1, a produção de destilado à vácuo e atmosférico é aumentada de 64% em volume a 89% em volume, com base no alimento de resíduo à vácuo fresco.

Além disso, devido à remoção de metais reduzida no
15 primeiro estágio da reação e a rejeição dos metais na arfagem de SDA (asfalto recuperado através da corrente 34) a taxa de adição de catalisador da unidade (isto é, lbs por barril do alimento de resíduo à vácuo) pode ser reduzida em 15% ou mais. Similarmente, como um resultado do CCR
20 reduzido e conversão de asfalteno no primeiro estágio da reação e da rejeição subsequente de asfaltenos na arfagem de SDA, a preparação de gás leve e consumo de hidrogênio químico da unidade é reduzido em 10 a 15% do que de outro modo seria o caso se a mesma conversão fosse obtida sem a
25 integração de uma unidade de SDA.

Como descrito acima, as modalidades descritas aqui fornecem a conversão eficiente de hidrocarbonetos pesados para hidrocarbonetos mais leves através de um hidrocraqueamento integrado e processo de desasfaltamento
30 de solvente.

Em um aspecto, os processos de acordo com as modalidades descritas aqui podem ser úteis para obter uma alta conversão de alimentação total em um processo de hidrocraqueamento, tal como maior do que 60%, 85%, ou 95% de conversão.

Em outro aspecto, os processos de acordo com as modalidades descritas aqui podem fornecer redução do tamanho requerido de equipamento de processamento, incluindo pelo menos aquele de um reator de hidrocraqueamento e uma unidade de desasfaltamento de solvente. As altas conversões obtidas podem resultar em taxas de reciclo relativas menores do que as requeridas pelos processos da técnica anterior para obter conversões totais elevadas. Adicionalmente, o hidrocraqueamento de pelo menos uma porção dos asfaltenos no primeiro estágio da reação pode fornecer taxas de alimentação diminuídas, uso de solvente, etc., associado com a unidade de desasfaltamento de solvente quando comparado com os processos da técnica anterior.

Em ainda outro aspecto, os processos de acordo com as modalidades descritas aqui podem fornecer taxas diminuídas de sujeira de catalisador, desse modo prolongando os tempos de ciclo do catalisador e o período de vida do catalisador. Por exemplo, as condições operacionais na primeira zona de reação podem ser selecionadas para minimizar a formação de sedimento e sujeira do catalisador o que pode de modo ocorrer quando hidrocraqueando os asfaltenos.

As reduções significantes em capital e custos operacionais podem ser realizadas devido a um ou mais dos requerimentos de baixo reciclo, uso de catalisador

eficiente, e conversão parcial de asfaltenos antes do desasfaltamento de solvente.

A remoção de asfaltenos entre os estágios da reação pode adicionalmente resultar em um problema de deposição de
5 sedimento menor no equipamento associado com uma separação de líquido de vapor no circuito efluente do reator, incluindo equipamento na seção de fracionamento.

Ao mesmo tempo em que a descrição inclui um número limitado de modalidades, aqueles versados na técnica, tendo
10 benefício desta descrição, apreciarão que outras modalidades possam ser concebidas as quais não se afastem do escopo da presente descrição. Consequentemente, o escopo deve ser limitado somente pelas reivindicações anexas.

REIVINDICAÇÕES

1. Processo para aprimorar resíduo, caracterizado por compreender:

5 hidrocraquear um resíduo em um primeiro estágio da reação para formar um efluente do primeiro estágio;

 hidrocraquear a fração de óleo desasfaltado em um segundo estágio da reação para formar um efluente do segundo estágio;

10 fracionar o efluente do primeiro estágio e o efluente do segundo estágio para recuperar pelo menos uma fração de hidrocarboneto destilada e uma fração de hidrocarboneto de resíduo;

 alimentar a fração de hidrocarboneto de resíduo para uma unidade de desasfaltamento de solvente para fornecer 15 uma fração de asfaleno e a fração de óleo desasfaltado.

2. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que pelo menos um dentre uma temperatura operacional e uma pressão operacional no segundo estágio da reação é maior do que uma temperatura 20 operacional e uma pressão operacional do primeiro estágio da reação.

3. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que pelo menos uma porção dos asfalenos no resíduo é hidrocraqueada no primeiro estágio 25 da reação.

4. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado por compreender ainda operar o primeiro estágio da reação a uma temperatura e pressão para hidrocraquear o resíduo em uma conversão de cerca de 30% em 30 peso a cerca de 75% em peso do resíduo.

5. Processo, de acordo com a reivindicação 4, caracterizado pelo fato de que o processo alcança uma conversão de resíduo total de pelo menos 60% em peso.

6. Processo, de acordo com a reivindicação 4, caracterizado pelo fato de que o processo alcança uma conversão de resíduo total de pelo menos 95% em peso.

7. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que a fração de hidrocarboneto de resíduo compreende hidrocarbonetos com um ponto de ebulição normal de pelo menos 340°C.

8. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que o primeiro estágio da reação compreende um único reator de leito em ebulição.

9. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que o segundo estágio da reação compreende pelo menos um dentre um reator de leito em ebulição e um reator de leito fixo.

10. Processo para melhorar o resíduo, caracterizado por compreender:

20 alimentar hidrogênio e um hidrocarboneto de resíduo para um primeiro reator contendo um primeiro catalisador de hidrocrackeamento;

contatar o resíduo e hidrogênio na presença do catalisador de hidrocrackeamento em condições de temperatura e pressão para crackear pelo menos uma porção do resíduo;

recuperar um primeiro efluente do reator;
alimentar o hidrogênio e uma fração de óleo desasfaltado para um segundo reator contendo um segundo catalisador de hidrocrackeamento;

contatar a fração de óleo desasfaltado e hidrogênio na presença do segundo catalisador de hidrocraqueamento em condições de temperatura e pressão para craquear pelo menos uma porção do óleo desasfaltado;

5 recuperar um segundo efluente do reator;

 fracionar o primeiro efluente do reator e o segundo efluente do reator para formar pelo menos uma fração de hidrocarboneto destilado e pelo menos uma fração de hidrocarboneto de resíduo;

10 alimentar a pelo menos uma fração de hidrocarboneto de resíduo para uma unidade de desasfaltamento de solvente para fornecer uma fração de asfaltano e a fração de óleo desasfaltado.

 11. Processo, de acordo com a reivindicação 10,
15 caracterizado pelo fato de que o fracionamento compreende:

 fracionar o primeiro efluente do reator em um primeiro sistema de separação para formar pelo menos uma fração de hidrocarboneto destilado e uma primeira fração de hidrocarboneto de resíduo; e

20 fracionar o segundo efluente do reator em um segundo sistema de separação para formar pelo menos uma fração de hidrocarboneto destilado e uma segunda fração de hidrocarboneto de resíduo.

 12. Processo, de acordo com a reivindicação 10,
25 caracterizado pelo fato de que o fracionamento compreende:

 separar os primeiro e segundo efluentes do reator em um separador de alta temperatura de alta pressão para fornecer um produto de fase de gás e um produto de fase líquida;

separar o produto de fase líquida em uma torre e destilação atmosférica para recuperar uma fração compreendendo hidrocarbonetos tendo uma ebulição em uma faixa de destilados atmosféricos e uma primeira fração de base compreendendo hidrocarbonetos tendo um ponto de ebulição normal de pelo menos 340°C;

separar a fração de bases em uma torre de destilação à vácuo para recuperar uma fração compreendendo hidrocarbonetos tendo uma ebulição em uma faixa de destilados à vácuo e uma segunda fração de base compreendendo hidrocarbonetos tendo uma temperatura de ebulição de pelo menos 480°C;

alimentar a segunda fração de base para a unidade de desasfaltamento de solvente como a fração de hidrocarboneto de resíduo.

13. Processo, de acordo com a reivindicação 12, caracterizado por compreender ainda resfriar o produto de fase de gás para recuperar uma fração de gás contendo hidrogênio e uma fração de destilado; e alimentar a fração de destilado para a separação do produto de fase líquida.

14. Processo, de acordo com a reivindicação 13, caracterizado por compreender ainda reciclar pelo menos uma porção do hidrogênio recuperado para pelo menos um dentre o primeiro reator e o segundo reator.

15. Processo, de acordo com a reivindicação 12, caracterizado por compreender ainda resfriar a segunda fração de bases através de permuta de calor direta com pelo menos um dentre uma porção do resíduo e uma porção da primeira fração de bases.

16. Processo, de acordo com a reivindicação 10, caracterizado pelo fato de que pelo menos um dentre uma temperatura operacional e uma pressão operacional no segundo reator é maior do que uma temperatura operacional e uma pressão operacional do primeiro reator.

17. Processo, de acordo com a reivindicação 10, caracterizado pelo fato de que pelo menos um dentre uma temperatura operacional e uma pressão operacional no segundo reator é menor do que uma temperatura operacional e uma pressão operacional do primeiro reator.

18. Processo, de acordo com a reivindicação 10, caracterizado pelo fato de que pelo menos uma porção de asfaltenos no resíduo é hidrocraqueada no primeiro estágio da reação.

19. Processo, de acordo com a reivindicação 10, caracterizado pelo fato de que adicionalmente compreende operar o primeiro reator em uma temperatura e pressão para alcançar uma conversão de resíduo em uma faixa de cerca de 30% em peso a cerca de 75% em peso.

20. Processo, de acordo com a reivindicação 19, caracterizado pelo fato de que o processo alcança uma conversão de resíduo total de pelo menos 60% em peso.

21. Processo, de acordo com a reivindicação 19, caracterizado pelo fato de que o processo alcança uma conversão de resíduo total na faixa de cerca de 60% em peso a cerca de 95% em peso.

22. Processo, de acordo com a reivindicação 10, caracterizado pelo fato de que a fração de hidrocarboneto de resíduo compreende hidrocarbonetos com um ponto de ebulição normal de pelo menos 480°C.

23. Processo, de acordo com a reivindicação 10, caracterizado pelo fato de que o primeiro reator compreende um único reator de leito em ebulição.

24. Processo, de acordo com a reivindicação 10,
5 caracterizado pelo fato de que o segundo reator compreende pelo menos um dentre um reator de leito em ebulição e um reator de leito fixo.

25. Processo, de acordo com a reivindicação 10,
10 caracterizado pelo fato de que o fracionamento compreende alimentar o primeiro efluente do reator e o segundo efluente do reator para um sistema de fracionamento comum.

FIGURA 1

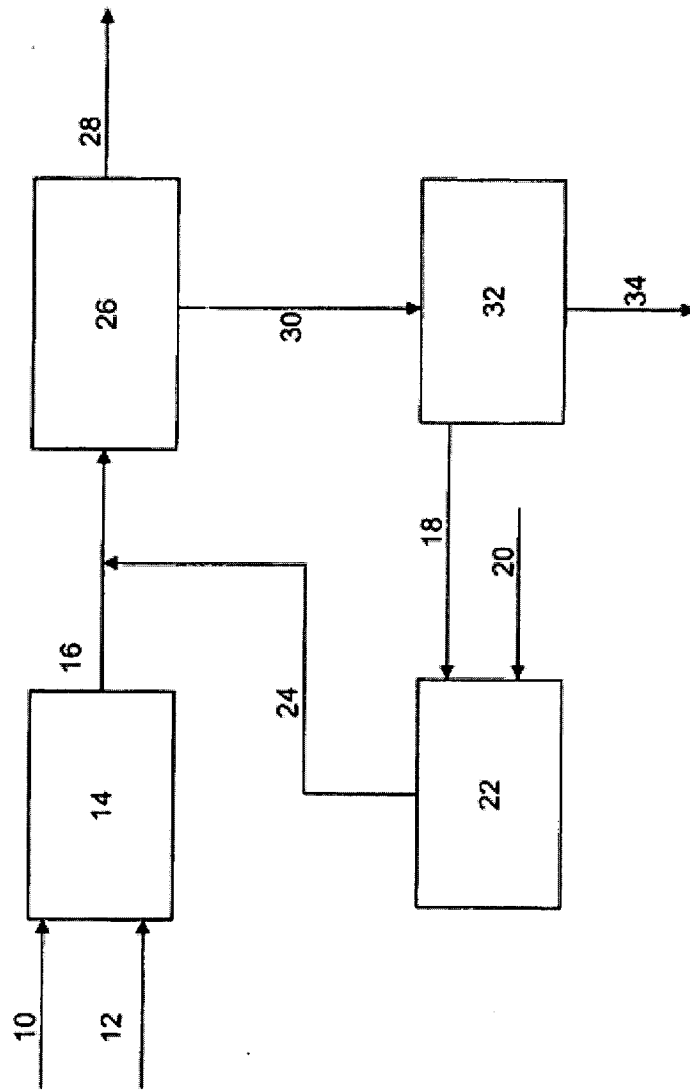


FIGURA 2

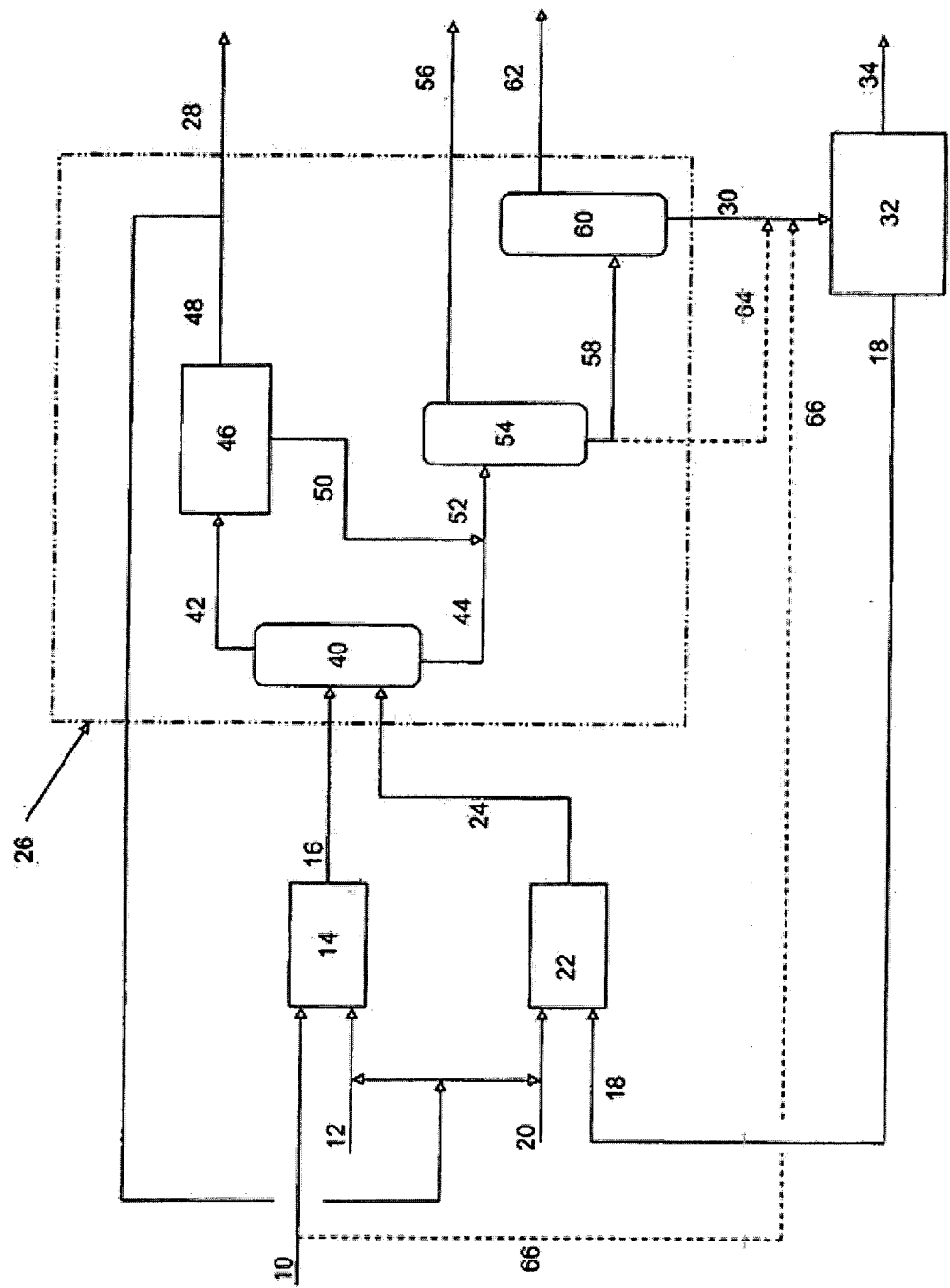


FIGURA 3 (EXEMPLO COMPARATIVO)

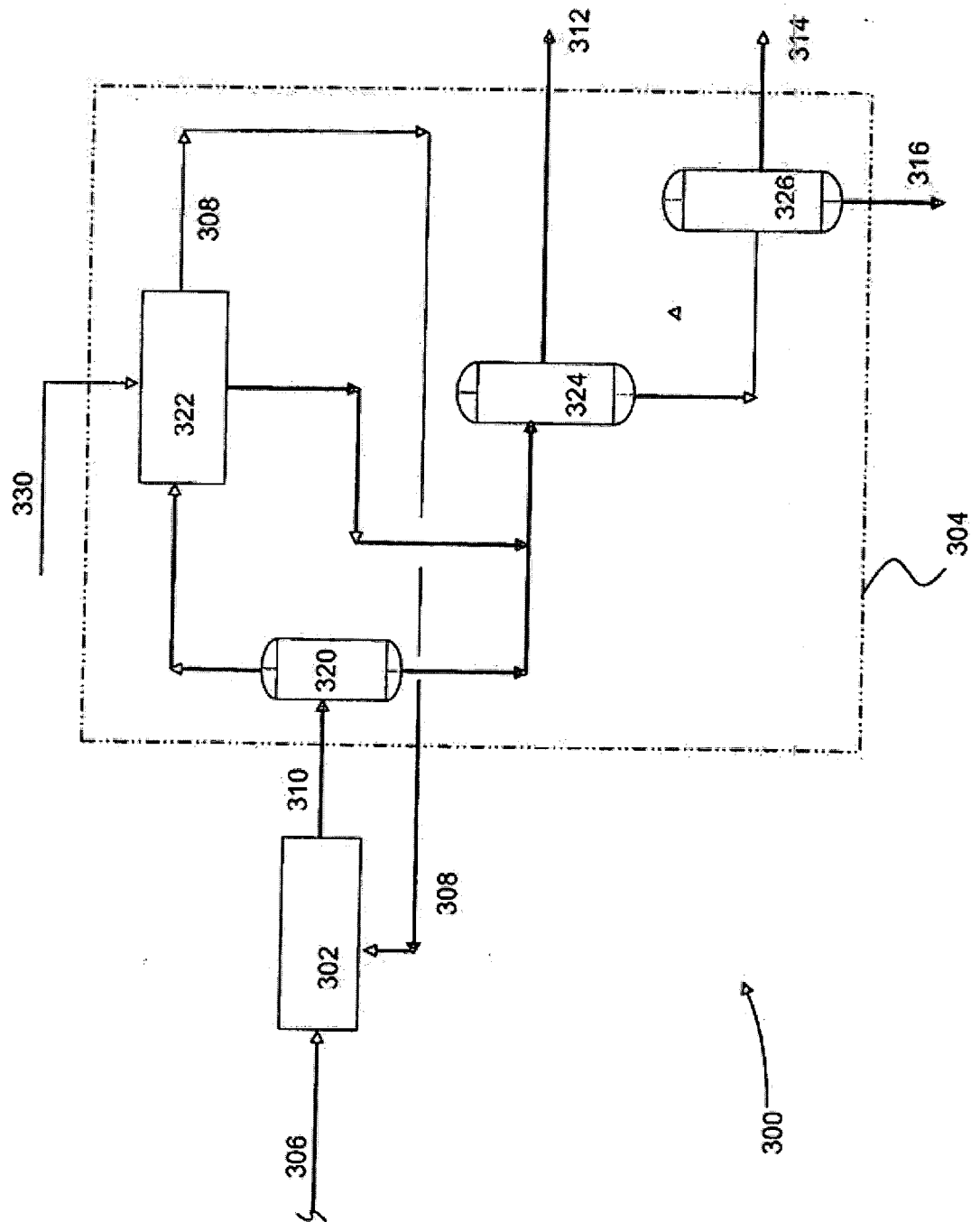


FIGURA 4

