



PI04108191
PI04108191

REPÚBLICA FEDERATIVA DO BRASIL
MINISTÉRIO DO DESENVOLVIMENTO, INDÚSTRIA E COMÉRCIO EXTERIOR
INSTITUTO NACIONAL DA PROPRIEDADE INDUSTRIAL

CARTA PATENTE Nº PI 0410819-1

O INSTITUTO NACIONAL DA PROPRIEDADE INDUSTRIAL concede a presente PATENTE DE INVENÇÃO, que outorga ao seu titular a propriedade da invenção caracterizada neste título, em todo o território nacional, garantindo os direitos dela decorrentes, previstos na legislação em vigor.

(21) Número do Depósito: PI 0410819-1

(22) Data do Depósito: 28/05/2004

(43) Data da Publicação do Pedido: 16/12/2004

(51) Classificação Internacional: C10G 65/08

(30) Prioridade Unionista: 30/05/2003 US 10/449,046

(54) Título: HIDROGENAÇÃO DE DESTILADO MÉDIO USANDO UM REATOR CONTRA-CORRENTE

(73) Titular: ABB LUMMUS GLOBAL, INC., Sociedade Norte-Americana. Endereço: 1515 Broad Street, Bloomfield, NJ 07003, Estados Unidos da América (US).

(72) Inventor: HARJEET VIRDI; ARUP ROY; THU-HUONG NGUYEN

Prazo de Validade: 10 (dez) anos contados a partir de 14/04/2015, observadas as condições legais.

Expedida em: 14 de Abril de 2015.

Assinado digitalmente por:

Júlio César Castelo Branco Reis Moreira
Diretor de Patentes



"HIDROGENAÇÃO DE DESTILADO MÉDIO USANDO UM REATOR
CONTRA - CORRENTE"

ANTECEDENTES

1. CAMPO TÉCNICO

5 A presente exposição refere-se a um processo para hidrogenação de um estoque de alimentação de destilado médio tal como combustível diesel para produção de produto diesel de qualidade aperfeiçoada.

2. ANTECEDENTES DA TÉCNICA

10 Destilados de petróleo incluindo gasóleos ebulindo na faixa de cerca de 165,5°C a cerca de 426,6°C, incluindo gasóleos de corrida reta, vis gasóleo craqueado termicamente, gasóleo de coque, e gasóleo de ciclo leve FCC, são tratados para produção de combustíveis diesel de qualidade a-
15 perfeiçoada. O combustível diesel tem de satisfazer certas especificações em relação a teor de enxofre, nitrogênio, olefinas e aromáticos, índice de cetano, ponto de ebulição (destilação) e peso específico. Regulamentações mais rigorosas irão requerer que os refinadores produzam diesel com te-
20 or de enxofre ultra baixo (ULSD) nos anos vindouros. Genericamente, isto forçará refinadores a produzirem combustível diesel com teor de enxofre de 10-50 wppm ou menos de enxofre.

25 Dessulfurização de estoque de alimentação de hidrocarboneto através de hidro - tratamento é conhecida, isto é, através de reação de estoque de alimentação com hidrogênio sob condições apropriadas para remoção de enxofre na forma de sulfeto de hidrogênio (H₂S). Com recentes avanços

em catalisador, refinadores podem reduzir o enxofre no produto destilado tratado na unidade existente, mas não o suficiente para satisfazer as regulamentações pendentes.

Muitos hidro - tratadores existentes que estão atualmente produzindo combustível diesel com níveis de enxofre maiores que 50 wppm irão requerer reforma e/ou implementação de novas unidades. Para obter as requeridas especificações de combustível diesel, é necessário afetar as propriedades químicas e físicas dos destilados. O tipo de catalisador e severidade de operação são uma função das desejadas especificações de combustível diesel. O processamento requer hidrogenação com uma catalisador apropriado ou uma combinação de diferentes sistemas catalisadores sobre um ambiente rico em hidrogênio. Para redução de enxofre, nitrogênio, olefinas e aromáticos, hidrogenação profunda é requerida. Para aperfeiçoamento de cetano e/ou peso específico, ambas, profunda hidrogenação e abertura seletiva de anel são requeridas.

Esquemas de processamento convencionais de prática anterior para atualizar hidro - tratadores existentes para produção de diesel de teor de enxofre ultra - baixo tipicamente adicionarão um novo reator co-corrente em série ou paralelo com o reator existente para implementar adicional volume de catalisador. Em adição, este tipo de esquema de atualização possui significantes modificações e/ou substituições de itens de equipamento existentes no circuito de reação de alta pressão incluindo, maioria de tubulação / trocador de calor, depurador de amina, e compressor de recicla-

gem. Todas estas modificações de unidades existentes resultarão em maior investimento de capital e tempo.

SUMÁRIO DA INVENÇÃO

É aqui provido um processo para a hidrogenação de
5 uma alimentação de hidrocarbonetos. O processo compreende contato de uma principal porção da alimentação de hidrocarboneto com hidrogênio em uma maneira em contra - corrente em uma primeira zona de reação sob condições de reação de hidrogenação na presença de um catalisador de hidrogenação em
10 pelo menos um primeiro leito de catalisador onde um efluente líquido sai na extremidade inferior da primeira zona de reação e um efluente gasoso contendo hidrogênio sai na extremidade superior da primeira zona de reação; e contactando uma menor porção da alimentação de hidrocarboneto com o dito efluente gasoso contendo hidrogênio em uma maneira co-
15 corrente em uma segunda zona de reação tendo um leito catalisador posicionado para receber o dito efluente contendo hidrogênio da primeira zona de reação.

Em uma outra realização o processo compreende (a)
20 contato co-corrente da fração de petróleo com hidrogênio em uma primeira zona de reação na presença de um primeiro catalisador de hidrogenação para produzir um primeiro efluente tendo um reduzido teor de heteroátomos; e, (b) contato de primeiro efluente com hidrogênio em uma maneira contra-
25 corrente em uma segunda zona de reação na presença de um segundo catalisador de hidrogenação para produzir um produto tendo um teor de heteroátomo de não mais que cerca de 50 ppm em peso.

O processo vincula profunda hidrogenação e obtém combustível diesel de teor de enxofre ultra baixo para ambas instalações, novas e existentes sem maiores modificações tipicamente associadas com convencionais esquemas de processamento.

BREVE DESCRIÇÃO DOS DESENHOS

Várias realizações são aqui descritas com referência aos desenhos onde:

A Fig. 1 é um diagrama esquemático do processo da invenção usando um reator co-corrente em conjunção com um novo reator contra - corrente da invenção;

Figs. 2-4 são diagramas esquemáticos de outros esquemas de processo da invenção empregando ambos reatores co-correntes e novos contra - corrente;

A Fig. 5 é um diagrama esquemático de um esquema de processo para a hidrogenação de um destilado de petróleo usando somente um reator em contra - corrente;

A Fig. 6 é um diagrama de um subsequente tratamento de desaromatização que pode ser realizado sobre o produto do processo de hidrogenação da invenção; e,

A Fig. 7 é uma ilustração diagramática de um reator em contra - corrente multi - leitos da invenção.

DESCRIÇÃO DETALHADA DE REALIZAÇÃO(ÕES) PREFERIDA

A presente invenção pode ser usada para hidrogenação de uma fração de petróleo, particularmente um destilado médio tal como aquele para ser usado para combustível diesel. Hidrogenação pode ser empregada para hidro - tratamento, por exemplo, para remoção de heteroátomos ou para desa-

romatização (por exemplo, hidro dessulfurização, hidro desnitrificação, hidro desaromatização).

O esquema de processamento da presente invenção emprega um reator em contra - corrente que pode ser integrado em um sistema de hidro - tratamento existente. O reator em contra - corrente é implementado "fora do circuito de reação de alta pressão" assim oferecendo adicionais vantagens de processamento, incluindo menor custo instalado, atualização mais simples, sem maior integração tubulação / aquecimento, nenhum impacto sobre o depurador existente ou o compressor de gás de reciclagem e reduzido tempo parado. O esquema alternativo utiliza catalisador de metal base de baixo custo e oferece aperfeiçoadas propriedades de produto incluindo redução de aromáticos, aperfeiçoamento de cetano e estabilidade de catalisador.

Para atualizações, a operação de reator existente é otimizada de modo a preparar alimentação para o novo reator em contra - corrente. O reator em contra - corrente ainda trata o efluente do reator existente para obter os requeridos objetivos de processamento.

Referindo-se agora à Fig. 1, um sistema 100 é mostrado para a hidro dessulfurização de um destilado médio. Sistema 100 ilustra a atualização de um esquema de hidro - tratamento esboçado por 101 através de incorporação de esquema de reação em contra - corrente 102. Na subsequente descrição das figuras restantes, designações numéricas ou de letras idênticas indicam idênticos equipamentos ou correntes de processamento.

Alimentação F é uma fração de petróleo de faixa média tipicamente tendo as seguintes propriedades como mostrado na Tabela 1:

TABELA 1

Peso específico	20-45
	Faixa de Destilação °C (°F)
Ponto de ebulição inicial	165-260 (330-500)
Ponto de ebulição final	280-440 (536-825)
Enxofre, % em peso	0,01-2,0
Nitrogênio, wppm (total)	15-1000
Número de bromo, g/100g	1-10
Índice cetano	25-55

5 Estas faixas são dadas para o propósito de ilustração. Alimentações tendo propriedades fora destas faixas também podem ser usadas quando apropriado.

Hidrogênio é adicionado à alimentação F via linha 127, e a alimentação mista plus hidrogênio é enviada para reator co-corrente R-1 onde pelo menos parcial hidro dessulfurização é realizada. Reator co-corrente inclui um leito contendo um catalisador de dessulfurização apropriado como níquel (Ni), cobalto (Co), molibdênio (Mo), tungstênio (W), e suas combinações (tais como Ni-Mo, Co-Mo, Ni-W, Co-Mo-Ni, 10 Co-Mo-W), sobre um suporte tal como sílica, alumina, ou sílica - alumina. Condições de reação de hidro dessulfurização co-corrente tipicamente incluem uma temperatura de cerca de 15

200°C a cerca de 450°C, uma pressão de cerca de 21,09 kgf/cm² a cerca de 105,45 kgf/cm², e uma velocidade espacial de até cerca de 20 v/v/h. O efluente 110 de reator R-1 tipicamente tem um teor de enxofre de cerca de 100 ppm a cerca de 1000 ppm em peso. O efluente pelo menos parcial dessulfurizado (linha 110) é resfriado por trocador de calor 111 para uma temperatura de cerca de 200°C a cerca de 380°C e enviado para tambor D-11 via linha 110 onde ele é separado em um vapor e um líquido. O líquido é retirado via linha 112 e aquecido em trocador de calor 113 para uma temperatura de cerca de 225°C a cerca de 370°C e então enviado para reator contracorrente R-2. O vapor do tambor D-11 é ainda resfriado por trocador de calor 115 e enviado via linha 114 para tambor D-12 para ainda separação de componentes vapor e líquido. O vapor, contendo hidrogênio, sulfeto de hidrogênio, e componentes hidrocarbonetos leves, é adicionado via linha 120 para linha 118 para transferência para tambor D-13. O líquido é retirado e enviado via linha 122 para corrente 112 para ser enviada para reator R-2.

Reator contra - corrente R-2 preferivelmente inclui dois ou mais leitos de catalisador, B-1 e B-2. Reator R-2 inclui duas zonas de reação: uma primeira zona na qual contato em contra - corrente de hidrocarboneto e hidrogênio ocorre, e uma segunda zona de reação onde contato correntes de hidrocarboneto e hidrogênio ocorre. Como mostrado na Fig. 1, leito B-1 está na primeira zona de reação e leito B-2 está na segunda zona de reação. A alimentação de hidrocarboneto é introduzida em reator R-2 em uma posição

entre a primeira e segunda zonas de reação. Cada leito contém um catalisador de hidro dessulfurização. Catalisadores de hidro dessulfurização úteis incluem aqueles como mencionados acima (por exemplo, Ni-Mo, Co-Mo, Ni-W sobre sílica, alumina ou suporte sílica - alumina), assim como zeólitos, catalisadores metais nobres, e semelhantes. A alimentação líquida de linha 112 é introduzida no reator R-2 entre leitos B-1 e B-2. Hidrogênio de constituição H é introduzido no fundo do reator R-2. Reator R-2 opera em uma temperatura de cerca de 225°C a cerca de 450°C, uma pressão de cerca de 17,57 kgf/cm² a cerca de 105,45 kgf/cm², e uma velocidade espacial de cerca de 0,6 a cerca de 5,0 LHSV.

Uma maior porção da alimentação de hidrocarboneto para o reator flui descendentemente na primeira zona de reação ocupada pelo leito B-1. O hidrogênio entrando no fundo de reator R-2 viaja para cima em uma maneira contra - corrente contra o fluxo descendente de líquido através de leito catalisador B-1. Entretanto, o gás contendo hidrogênio saindo como um efluente de leito B-1 na parte superior da primeira zona de reação arrasta uma menor porção da alimentação de hidrocarboneto para o reator. Qualquer névoa ou vapor de hidrocarboneto arrastado é reagido com o gás contendo hidrogênio na presença do catalisador em leito B-2. Uma vez que ambos, a porção hidrocarboneto e o gás contendo hidrogênio fluem ascendentemente através de leito B-1, o contato é conduzido em uma maneira co-corrente. O posicionamento de um leito catalisador B-2 acima de entrada de alimentação de modo a receber o efluente gás contendo hidrogênio da primeira

zona de reação assegura que nenhum hidrocarboneto passa através de reator R-2 sem contactar hidrogênio na presença de um catalisador, pelo que obtendo os requisitos de teor de enxofre ultra baixo. O espaço superior 116 de reator R-2 é
5 combinado com o líquido de fundo, e o efluente total de reator R-2 é resfriado em trocador de calor 117 e enviado via linha 118 para tambor D-13.

O produto líquido P é separado e retirado de tambor D-13 via linha 126, e o vapor é removido via linha 124.
10 O processo e equipamento aqui descritos proverão um produto P, útil como um componente combustível diesel, tendo um teor de enxofre abaixo de 50 ppm em peso.

O vapor de espaço superior de tambor D-3 (contendo hidrogênio, sulfeto de hidrogênio e alguns componentes hidrocarbonetos) é retirado via linha 124 e enviado através de
15 trocador de calor 125 para resfriamento e então através de unidade de resfriamento de ar 130 e em tambor D-14 para ainda separação de líquido e vapor. O líquido de tambor D-14 é retirado do fundo através de linha 134 e adicionado à corrente 126 para formar a corrente de produto P de fração de
20 petróleo de teor de enxofre ultra baixo. O vapor de tambor D-14 (contendo hidrogênio, sulfeto de hidrogênio, e alguns hidrocarbonetos leves como metano, etano, etc.) é enviado via linha 132 para o fundo de absorvedor A onde o fluxo ascendente de vapor é contactado em uma maneira contra - corrente com um absorvente fluindo descendentemente para remo-
25 ção de sulfeto de hidrogênio a partir da corrente de vapor. Mais particularmente, um absorvente amina pobre A-1 é intro-

duzido na parte de cima de absorvedor 150. O absorvente amina é preferivelmente, por exemplo, uma solução aquosa de um alcanol amina tal como etanolamina, dietanolamina, diisopropanolamina, metil dietanol amina, trietanol amina, e semelhantes.

O vapor rico em hidrogênio de espaço superior (incluindo alguns componentes hidrocarbonetos leves) do absorvedor A é enviado via linha 136 para um compressor C-1 onde ele é comprimido para uma pressão de cerca de 28,12 a cerca de 112,48 kgf/cm². A corrente 128 deixando o compressor C-1 pode ser dividida em corrente 129 que é misturada com corrente de hidrogênio de constituição H para transferência para reator R-2, e corrente 127 que é enviada através de unidade 125 para trocador de calor com corrente 124 para corrente de alimentação F.

Referindo-se agora a Fig. 2, o sistema 200 ilustra a atualização de um esquema de hidro-tratamento esboçado por 201 através de incorporação de esquema de reação em contracorrente 202. Alimentação F, tendo uma composição tal como mostrado acima, é combinada com hidrogênio (e hidrocarbonetos leves) a partir de corrente 238, e então enviada para reator R-1 onde pelo menos parcial hidro dessulfurização é efetuada sob as condições de reação mostradas acima. O efluente 210 de reator R-1 é resfriado em trocador de calor 211 e enviado para tambor D-21 onde líquido e vapor são separados. Corrente de vapor 226 de tambor D-21 é enviada através de trocador de calor 227 e resfriador de ar 230 e então para tambor D-24. O fundo líquido de tambor D-21 é retirado em

corrente 212 e adicionado a corrente 214 a partir de tambor D-24, que é então enviada para reator R-2 através de uma bomba opcional 215 e trocador de calor 216. Trocador 216 controla a temperatura de corrente 214 para uma temperatura de cerca de 200°C a cerca de 450°C. Como descrito acima, a alimentação para reator R-2 é introduzida entre os leitos de catalisadores B-1 e B-2. O líquido flui descendentemente através de leito B-1 contra um fluxo ascendente de hidrogênio. O hidrogênio de constituição a partir de fonte de hidrogênio H é introduzido abaixo de leito B-1 e flui ascendentemente. Névoa de hidrocarboneto arrastada fluindo ascendentemente é ainda tratada em leito B-2. O vapor de espaço superior contendo hidrogênio, sulfeto de hidrogênio e vapor de hidrocarboneto é combinado com o líquido de fundo de reator R-2 para formar corrente 218. O efluente total 218 de reator R-2 é resfriado em trocador de calor 219 e enviado para tambor de deposição D-22. O líquido de tambor D-22 é retirado como uma corrente de produto P. O vapor de tambor D-22 é ainda resfriado em trocador de calor 223 e enviado para tambor D-23 para ainda separação. Os fundos de tambor D-23 são enviados via corrente 222 para a corrente de produto P de fração de petróleo de teor de enxofre ultra baixo. A corrente de vapor de espaço superior 224 é adicionada a corrente de vapor 226 de tambor D-21. Como mencionado acima, corrente 226 é resfriada em trocador de calor 227, então resfriada em resfriador de ar 230 e enviada para tambor D-24. O líquido de fundo de tambor D-24 é enviado para reator R-2 via linha 214. O vapor de espaço superior de tambor D-24

contendo hidrogênio, sulfeto de hidrogênio, e hidrocarbonetos leves é enviado em absorvedor A onde ele é contatado em contra - corrente com uma corrente de absorvente H_2S amina fluindo descendentemente como descrito acima. A corrente de vapor livre de H_2S de espaço superior 232 contendo na maior parte hidrogênio com alguns hidrocarbonetos leves é enviada para compressor C-1 para compressão para cerca de 28,12 kgf/cm² a cerca de 112,48 kgf/cm². A corrente de produção de compressor 234 pode ser dividida em corrente 236, que é adicionada a corrente de hidrogênio de constituição H, e corrente 238, que é termo trocada contra corrente 226 em trocador 227 e então adicionada a corrente de alimentação F para introdução em reator R-1.

Referindo-se agora à Fig. 3, o sistema 300 ilustra a atualização de um esquema de hidro tratamento esboçado por 301 através de incorporação de esquema de reação em contra - corrente 302. Alimentação F, tendo uma composição como mostrada acima, é combinada com corrente 342 contendo hidrogênio e alguns componentes hidrocarbonetos leves, e é introduzida em reator R-1 para hidro dessulfurização pelo menos parcial sob as condições estabelecidas acima. O efluente 310 de reator R-1 é resfriado em trocador de calor 311 e enviado para tambor D-31 para separação de líquido e vapor. O líquido é enviado via linha 312 para reator R-2 através de uma bomba opcional 314 e trocador de calor 315. Trocador 315 controla a temperatura de corrente 312 para uma temperatura de cerca de 200°C a cerca de 450°C. Como descrito acima, a alimentação para o reator R-2 é introduzida entre leitos ca-

talizadores B-1 e B-2. O líquido flui para baixo através de leito B-1 contra um fluxo ascendente de hidrogênio. O hidrogênio de constituição de fonte de hidrogênio H é introduzido abaixo de leito B-1 e flui ascendentemente. Névoa de hidrocarboneto arrastada fluindo ascendentemente é ainda tratada em leito B-2. O vapor de espaço superior contendo hidrogênio, sulfeto de hidrogênio, e vapor de hidrocarboneto é combinado com o líquido de fundo de reator R-2. O efluente total 318 de reator R-2 é resfriado em trocador de calor 319 e enviado para tambor de deposição D-32. O líquido de tambor D-32 é retirado via corrente 322 à qual são adicionados os fundos líquidos de tambor D-33 para formar corrente 328. Corrente 328 é adicionada a corrente 344 de tambor D-34 para formar uma corrente de produto P. A corrente de vapor 320 de tambor D-32 é ainda resfriada em trocador de calor 321 e enviada para tambor D-33 para ainda separação. Os fundos de tambor D-33 são enviados via corrente 324 para a corrente 322, como mencionado acima. A corrente de vapor de espaço superior 326 de tambor D-33 é adicionada à corrente de vapor 334 de tambor D-34.

A corrente de vapor 313 de tambor D-31 é resfriada por troca de calor em trocador de calor 325 e ainda resfriada por resfriador de ar 330 antes de ser enviada para tambor D-34 para separação de vapor e líquido. A corrente de fundo líquida 344 de tambor D-34 é combinada com corrente líquida 328 de tambor D-32 para formar uma corrente de produto P de fração de petróleo de teor de enxofre ultra baixo. A corrente de vapor de espaço superior de tambor D-34 é combinada

com corrente de vapor 326 de tambor D-33 e enviada via linha 334 para absorvedor A onde ela é contatada em contra - corrente com uma corrente fluindo descendentemente de absorvente H_2S amina tal como descrito acima. A corrente de vapor livre de H_2S de espaço superior 336 contendo principalmente hidrogênio com alguns hidrocarbonetos leves é enviada para compressor C-1 para compressão para cerca de 28,12 kgf/cm² a cerca de 112,48 kgf/cm². A corrente de produção de compressor 338 pode ser dividida em corrente 340, que é adicionada a corrente de hidrogênio de constituição H, e corrente 342, que sofre troca de calor contra corrente 313 em trocador de calor 325 e então adicionada a corrente de alimentação F para introdução em reator R-1.

Referindo-se agora à Fig. 4, o sistema 400 ilustra a atualização de um esquema de hidro-tratamento esboçado por 401 através de incorporação de um esquema de reação EM CONTRA- CORRENTE 402. Alimentação F, tendo uma composição como mostrada acima, é combinada com corrente 434 contendo hidrogênio e alguns componentes hidrocarbonetos leves, e é introduzida no reator R-1 para hidro-dessulfurização pelo menos parcial sob as condições estabelecidas acima. O efluente 410 de reator R-1 é enviado para tambor D-41. A corrente de fundo líquida 414 de tambor D-41 é resfriada por trocador de calor 413. O vapor de espaço superior 412 é combinado com a corrente líquida 414, que é então enviada para reator R-2. Como descrito acima, a alimentação para o reator R-2 é introduzida entre os leitos catalisadores B-1 e B-2. O líquido flui para baixo através de leito B-1 contra um fluxo

ascendente de hidrogênio. O hidrogênio de constituição a partir de fonte de hidrogênio H é introduzido abaixo de leito B-1 e flui ascendentemente. Névoa de hidrocarboneto arrastada fluindo para cima é ainda tratada em leito B-2. A

5 corrente efluente de fundo 418 de reator R-2 é enviada via linha 418 através de resfriador 417 no tambor D-42. O vapor de espaço superior 416 de reator R-2 é adicionado à corrente 418 antes de resfriamento em resfriador 417. Os fundos líquidos de tambor D-42 são enviados via corrente 422 para

10 tornarem-se uma corrente produto P. O espaço superior 420 de tambor D-42 é resfriado por troca de calor em trocador de calor 425 e ainda resfriado por resfriador de ar 430 antes de ser enviado para tambor D-43 para separação de vapor e líquido. A corrente de fundo líquida 424 de tambor D-43 é

15 combinada com corrente líquida 422 de tambor D-42 para formar uma corrente de produto P de fração de petróleo de teor de enxofre ultra baixo. A corrente de vapor de espaço superior de tambor D-43 é enviada via linha 426 para absorvedor A onde ela é contatada em contra - corrente com uma corrente

20 de absorvente de H_2S amina fluindo descendentemente tal como descrito acima. A corrente de vapor livre de H_2S de espaço superior 428 contendo principalmente hidrogênio com alguns hidrocarbonetos líquidos é enviada para compressor C-1 para compressão para cerca de $28,12 \text{ kgf/cm}^2$ a cerca de $112,48$

25 kgf/cm^2 . A corrente de produção de compressor é dividida em corrente 432, que é adicionada a corrente de hidrogênio de constituição H, e corrente 434, que sofre troca de calor

contra corrente 420 em trocador 425 e então adicionada a corrente de alimentação F para introdução em reator R-1.

Referindo-se agora à Fig. 5, sistema 500 é mostrado onde um reator co-corrente R-1 não é empregado para pré-tratar a alimentação por hidro-tratamento parcial. Antes, somente reator R-2 é usado para hidrogenação. Alimentação F é aquecida em trocador de calor 510 e então em trocador de calor 512, e então enviada para ainda aquecimento em aquecedor 514 para uma temperatura de cerca de 200°C a cerca de 450°C. A alimentação aquecida é então introduzida em reator R-2 entre leitos B-1 e B-2, como explicado acima. Corrente de hidrogênio 529 é introduzida no fundo de reator R-2 e flui para cima contra o fluxo para baixo de destilado de petróleo líquido. Como estabelecido acima, hidrocarbonetos arrastados carregados pelo fluxo ascendente de gás entram em leito B-2 e são submetidos a hidro-tratamento de modo que nenhuma porção da alimentação F deixa o reator R-2 sem hidro-tratamento. A corrente de espaço superior 516 de reator R-2 é resfriada em trocador de calor 510 através de troca de calor para a alimentação entrando F, e é então enviada para tambor D-51 para separação de líquido e vapor. Os fundos líquidos de tambor D-51 são enviados via corrente 520 para unirem-se à corrente 534, os fundos líquidos de tambor D-53, de modo a prover uma corrente de produto P. A corrente de vapor de espaço superior 518 de tambor D-51 contendo hidrogênio, sulfeto de hidrogênio e alguns hidrocarbonetos leves, é enviada para absorvedor A onde vapor fluído ascendentemente é contatado contra absorvente de H₂S amina pobre fluído

descendentemente A-1. A corrente de vapor livre de H_2S de espaço superior 522 do absorvedor A, contendo hidrogênio e alguns hidrocarbonetos leves, é combinada com hidrogênio de constituição da fonte de hidrogênio H e enviada para compressor C-2/C-3 para compressão. A corrente de espaço superior 532 de tambor D-53 é combinada com o fluxo para fora de compressor C-2 para formar corrente 523, que é resfriada em trocador de calor 524 e então enviada para tambor D-52 para ainda separação de líquido e vapor. Os fundos líquidos de tambor D-52 são enviados via corrente 528 para a corrente de fundo 534 de tambor D-53 de modo a prover o produto de teor de enxofre ultra baixo P. O espaço superior 529 de tambor D-52 é enviado para compressor C-3 para compressão, e é então enviado para o fundo de reator R-2. A compressão total entre C-2 e C-3 é cerca de 21,09 a cerca de 112,48 kgf/cm².

Referindo-se agora à Fig. 6, o produto de teor de enxofre ultra baixo P pode ser ainda hidrogenado. Por exemplo, o sistema 600 inclui um reator 610 para hidrodesaromatização contendo um leito B-3 de catalisador de hidrogenação. O reator é tipicamente operado em uma temperatura de cerca de 200°C a cerca de 400°C, uma pressão de cerca de 28,12 kgf/cm² a cerca de 112,48 kgf/cm² e uma velocidade espacial de cerca de 0,3 a cerca de 6 LHSV, preferivelmente cerca de 3,5 LHSV. Vários processos de hidrogenação são conhecidos e mostrados, por exemplo, em patente US 5 183 556, que é aqui incorporado por referência. O catalisador em leito B-3 pode ser um catalisador metal nobre ou catalisador metal não-nobre suportado sobre sílica, alumina, sílica -

alumina, zircônia, ou outro óxido de metal. Hidrogênio de fonte de hidrogênio H é introduzido no fundo de reator 610 e fluxo ascendentemente contra o fluxo descendente de fração de destilado de petróleo. O vapor de espaço superior é removido via corrente 602, e o efluente de fundo contendo destilado de petróleo desaromatizado é removido via corrente 603.

Referindo-se agora à Fig. 7, um reator de hidrogenação em contra - corrente multi - leitos, alternativo R-3 é ilustrado. Reator R-3 contém três leitos catalisadores separados, B-1a, B-1b e B-2. A alimentação F é introduzida entre o leito do meio B-1b e o leito mais alto B-2. Hidrogênio é introduzido via linhas H-1 e H-2. A entrada H-1 para o reator R-3 é posicionada abaixo de leito mais baixo B-1a, a entrada H-2 para o reator R-3 é posicionada acima de leito B-1a e abaixo de leito B-1b. Hidrogênio flui para cima contra o fluxo descendente de alimentação de destilado de petróleo F, e hidrogenação de alimentação F (por exemplo, hidro des-sulfurização, hidro des-nitrogenação) é efetuada em leitos B-1a e B-1b através de contato em contra - corrente com hidrogênio. Como mencionado acima, alguns componentes hidrocarbonetos podem ser arrastados no fluxo ascendente de hidrogênio, e estes componentes são hidrogenados em leito B-2 de modo que toda a alimentação é submetida a hidrogenação. A corrente de vapor de espaço superior V contém excesso de hidrogênio, sulfeto de hidrogênio e alguns componentes hidrocarbonetos leves. O efluente líquido E tomado do fundo do reator contém destilado de petróleo de teor de enxofre ultra baixo (por exemplo, combustível diesel).

O exemplo abaixo ilustra aspectos da invenção.

Exemplo

Um estoque de alimentação foi provido tendo a seguinte faixa de propriedades:

5	peso específico	27-40
		Faixa de Destilação °C (°F)
	Ponto de ebulição inicial	165-260 (330-500)
	Ponto de ebulição final	280-440 (536-825)
	Enxofre, % em peso	0,01-0,05
10	Nitrogênio, wppm (total)	5-100

O estoque de alimentação foi tratado em um sistema de hidrogenação tendo um reator de contra - corrente de acordo com a invenção. As condições de reação incluíram uma temperatura de 346°C, uma pressão de 52,72 kgf/cm², uma velocidade espacial de 1,6 LHSV, e um catalisador de hidrogenação compreendendo NiMo sobre um suporte de sílica. O produto resultante teve um peso específico API de 38,6, um teor de enxofre de 8 ppm em peso, e um teor de nitrogênio de menos que 1 ppm em peso.

Embora a descrição acima contenha muitas especificidades, estas especificidades não devem ser construídas como limitações sobre o escopo da invenção, mas meramente como exemplificações de suas realizações preferidas. Por exemplo, a primeira e segunda zonas de reação podem ser situadas em diferentes conchas de reator assim como uma concha de reator simples. Aqueles versados na técnica imaginarão muitas outras variações possíveis que estão dentro do escopo e espírito da invenção como definida pelas reivindicações apostas.

REIVINDICAÇÕES

1. Processo para a hidrogenação de uma fração de petróleo **CARACTERIZADO** pelo fato de compreender:

5 a) contatar, em modo co-corrente, a fração de petróleo com uma primeira corrente de hidrogênio em uma primeira unidade de hidrotratamento sob condições de reação de hidrogenação para fornecer um primeiro efluente parcialmente tratado contendo um componente líquido e um primeiro componente vapor;

10 b) resfriar o primeiro efluente em uma primeira etapa de troca de calor;

c) remover o primeiro componente vapor do primeiro efluente resfriado em pelo menos uma unidade de separação líquido-vapor para fornecer um efluente de unidade de separação contendo substancialmente apenas componente líquido;

15 d) aquecer o efluente de unidade de separação em uma segunda etapa de troca de calor para fornecer um componente líquido aquecido;

e) introduzir o componente líquido aquecido da etapa (d) em uma segunda unidade de hidrotratamento,

20 em que uma maior porção do componente líquido aquecido da etapa (d) é posta em contato com uma segunda corrente de hidrogênio em modo contracorrente em uma primeira zona de reação sob condições de reação de hidrogenação na presença de um primeiro catalisador de hidrogenação em pelo menos um primeiro leito catalítico para fornecer um efluente de fundo tratado que sai da primeira zona de reação em uma extremidade inferior da primeira zona de reação e um efluen-

te gasoso contendo hidrogênio que sai da primeira zona de reação em uma extremidade de topo da primeira zona de reação, e

em que uma porção menor do componente líquido aquecido da etapa (d) é posta em contato com o efluente gasoso contendo hidrogênio em modo co-corrente em uma segunda zona de reação sob condições de reação de hidrogenação na presença de um segundo catalisador de hidrogenação para fornecer um efluente de sobrecarga tratado que sai da segunda zona de reação em uma extremidade de topo da segunda zona de reação;

f) combinar todo o efluente de sobrecarga tratado com o efluente de fundo tratado para fornecer um efluente tratado combinado; e

g) remover um segundo componente de vapor a partir do efluente combinado da segunda unidade de hidrotratamento para fornecer uma corrente de produto.

2. Processo, de acordo com a reivindicação 1, **CARACTERIZADO** pelo fato de que a segunda zona de reação da segunda unidade de hidrotratamento está posicionada acima e está afastada da primeira zona de reação da segunda unidade de hidrotratamento.

3. Processo, de acordo com a reivindicação 2, **CARACTERIZADO** pelo fato de que pelo menos algum hidrogênio da segunda corrente de hidrogênio é introduzido na segunda unidade de hidrotratamento em uma porção abaixo da primeira zona de reação.

4. Processo, de acordo com a reivindicação 2, **CARACTERIZADO** pelo fato de que a primeira zona de reação da segunda unidade de hidrotreatamento compreende pelo menos um leito catalítico.

5 5. Processo, de acordo com a reivindicação 4, **CARACTERIZADO** pelo fato de que a primeira zona de reação da segunda unidade de hidrotreatamento compreende um primeiro leito catalítico superior e um segundo leito catalítico inferior posicionado abaixo e afastado do primeiro leito catalítico.

6. Processo, de acordo com a reivindicação 5, **CARACTERIZADO** pelo fato de que pelo menos algum hidrogênio da segunda corrente de hidrogênio é introduzido na segunda unidade de hidrotreatamento sob o segundo leito catalítico inferior e pelo menos algum hidrogênio da segunda corrente de hidrogênio é introduzido na segunda unidade de hidrotreatamento entre o primeiro leito catalítico superior e o segundo leito catalítico inferior.

7. Processo, de acordo com a reivindicação 1, **CARACTERIZADO** pelo fato de que a fração de petróleo contém uma composição percentual inicial de enxofre, o processo para a hidrogenação sendo hidrodessulfurização, e a corrente de produto contendo abaixo de cerca de 50 ppm em peso de enxofre.

8. Processo, de acordo com a reivindicação 1, **CARACTERIZADO** pelo fato de que o processo é hidrodennitrogenação.

9. Processo, de acordo com a reivindicação 1, **CARACTERIZADO** pelo fato de que o processo é hidrodesaromatização.

10. Processo, de acordo com a reivindicação 1, **5** **CARACTERIZADO** pelo fato de que a fração de petróleo é um destilado médio que tem um ponto de ebulição inicial que varia entre 165°C e 260°C e um ponto final de ebulição variando entre 280°C e 440°C.

11. Processo, de acordo com a reivindicação 1, **10** **CARACTERIZADO** pelo fato de que as condições de reação de hidrogenação incluem uma temperatura de 200°C a 450°C, uma pressão de 300 psig a 1.500 psig e uma velocidade espacial de 0,4 a 20 LHSV.

12. Processo, de acordo com a reivindicação 1, **15** **CARACTERIZADO** pelo fato de que o primeiro catalisador de hidrogenação inclui um ou mais metais selecionados do grupo que consiste em cobalto, molibdênio, níquel e tungstênio em um suporte catalítico.

13. Processo, de acordo com a reivindicação 12, **20** **CARACTERIZADO** pelo fato de que o suporte catalítico é um óxido inorgânico selecionado a partir do grupo que consiste em sílica, alumina, sílica-alumina, magnésia, titânia e zircônia.

14. Processo para a hidrogenação de uma fração de **25** petróleo, **CARACTERIZADO** pelo fato de compreender:

a) contatar, em modo co-corrente, a fração de petróleo com uma primeira corrente de hidrogênio em uma primeira unidade de hidrotratamento sob condições de reação de

hidrogenação para fornecer um primeiro efluente parcialmente tratado contendo um componente líquido e um primeiro componente vapor;

b) remover o primeiro componente vapor do primeiro efluente em pelo menos uma unidade de separação líquido-vapor para fornecer um componente líquido de unidade de separação contendo substancialmente apenas componente líquido;

c) resfriar o componente líquido da unidade de separação e reunir o primeiro componente vapor com o componente líquido resfriado da unidade de separação para fornecer um efluente da unidade de separação líquido-vapor combinado;

d) introduzir o efluente da unidade de separação da etapa (c) em uma segunda unidade de hidrotratamento,

em que uma maior porção do componente líquido da etapa (c) é posta em contato com uma segunda corrente de hidrogênio em modo contracorrente em uma primeira zona de reação sob condições de reação de hidrogenação na presença de um primeiro catalisador de hidrogenação em pelo menos um primeiro leito catalítico para fornecer um efluente de fundo tratado que sai da primeira zona de reação em uma extremidade inferior da primeira zona de reação e um efluente gasoso contendo hidrogênio que sai da primeira zona de reação em uma extremidade de topo da primeira zona de reação, e

em que uma porção menor do componente líquido da etapa (c) é posta em contato com o efluente gasoso contendo hidrogênio em modo co-corrente em uma segunda zona de reação sob condições de reação de hidrogenação na presença de um segundo catalisador de hidrogenação para fornecer um efluen-

te de sobrecarga tratado que sai da segunda zona de reação em uma extremidade de topo da segunda zona de reação;

f) combinar todo o efluente de sobrecarga tratado com o efluente de fundo tratado para fornecer um efluente
5 tratado combinado; e

g) remover um segundo componente de vapor a partir do efluente tratado combinado da segunda unidade de hidrotreatamento para fornecer uma corrente de produto.

15. Processo, de acordo com a reivindicação 14,
10 **CARACTERIZADO** pelo fato de que a segunda zona de reação da segunda unidade de hidrotreatamento está posicionada acima e está afastada da primeira zona de reação da segunda unidade de hidrotreatamento.

16. Processo, de acordo com a reivindicação 15,
15 **CARACTERIZADO** pelo fato de que pelo menos algum hidrogênio da segunda corrente de hidrogênio é introduzido na segunda unidade de hidrotreatamento em uma porção abaixo da primeira zona de reação.

17. Processo, de acordo com a reivindicação 15,
20 **CARACTERIZADO** pelo fato de que a primeira zona de reação da segunda unidade de hidrotreatamento compreende pelo menos um leito catalítico.

18. Processo, de acordo com a reivindicação 17,
25 **CARACTERIZADO** pelo fato de que a primeira zona de reação da segunda unidade de hidrotreatamento compreende um primeiro leito catalítico superior e um segundo leito catalítico inferior posicionado abaixo e afastado do primeiro leito catalítico superior.

19. Processo, de acordo com a reivindicação 18, **CARACTERIZADO** pelo fato de que pelo menos algum hidrogênio da segunda corrente de hidrogênio é introduzido na segunda unidade de hidrotratamento sob o segundo leito catalítico inferior e pelo menos algum hidrogênio da segunda corrente de hidrogênio é introduzido na segunda unidade de hidrotratamento entre o primeiro leito catalítico superior e o segundo leito catalítico inferior.

20. Processo para a hidrogenação de uma fração de petróleo, **CARACTERIZADO** pelo fato de compreender:

a) introduzir a fração de petróleo em uma unidade de hidrotratamento, em que uma maior porção da fração de petróleo é posta em contato com uma corrente de hidrogênio em modo contracorrente em uma primeira zona de reação sob condições de reação de hidrogenação na presença de um primeiro catalisador de hidrogenação em pelo menos um primeiro leito catalítico para fornecer um efluente de fundo tratado que sai da primeira zona de reação em uma extremidade inferior da primeira zona de reação e um efluente gasoso contendo hidrogênio que sai da primeira zona de reação em uma extremidade de topo da primeira zona de reação, e em que uma menor porção da fração de petróleo é posta em contato com o efluente gasoso contendo hidrogênio em modo co-corrente em uma segunda zona de reação sob condições de reação de hidrogenação na presença de um segundo catalisador de hidrogenação para fornecer um efluente de sobrecarga tratado que sai da unidade de hidrotratamento em uma extremidade de topo da unidade de hidrotratamento;

b) resfriar o efluente de fundo tratado da unidade de hidrotratamento;

5 c) separar um primeiro componente de vapor do efluente de fundo tratado resfriado para fornecer uma corrente de produto tratado;

d) resfriar o efluente de sobrecarga tratado da unidade de hidrotratamento;

10 e) separar um segundo componente de vapor do efluente de sobrecarga tratado resfriado para fornecer um líquido de fundo que é combinado com a corrente de produto;

f) esfregar o segundo componente de vapor para remover heteroátomos;

15 g) adicionar hidrogênio ao segundo componente de vapor esfregado;

h) comprimir o segundo componente de vapor esfregado em pelo menos um sistema de compressão de duas fases com resfriamento intermediário e com separação intermediária de um condensado líquido para fornecer uma corrente de vapor comprimido;

i) combinar o condensado líquido com a corrente de produto; e

j) introduzir a corrente de vapor comprimido para dentro da unidade de hidrotratamento.

25 21. Processo para a hidrogenação de uma fração de petróleo **CARACTERIZADO** por compreender:

a) contatar, em modo co-corrente, a fração de petróleo com uma primeira corrente de hidrogênio em uma pri-

meira unidade de hidrotratamento sob condições de reação de hidrogenação para fornecer um primeiro efluente parcialmente tratada contendo um componente líquido e um primeiro componente de vapor;

5 b) resfriar o primeiro efluente em uma primeira etapa de troca de calor;

 c) remover o primeiro componente de vapor do primeiro efluente resfriado em pelo menos uma unidade de separação líquido-vapor para fornecer um efluente de unidade de
10 separação que contém substancialmente apenas componente líquido;

 d) aquecer o efluente da unidade de separação em uma segunda etapa de troca de calor para fornecer um componente líquido aquecido;

15 e) introduzir o componente líquido aquecido da etapa (d) em uma segunda unidade de hidrotratamento,

 em que uma maior porção do componente líquido aquecido da etapa (d) é posta em contato com uma segunda corrente de hidrogênio em modo contracorrente em uma primeira
20 ra zona de reação sob condições de reação de hidrogenação na presença de um primeiro catalisador de hidrogenação em pelo menos um primeiro leito catalítico para fornecer um efluente de fundo tratado que sai da primeira zona de reação em uma extremidade de fundo da primeira zona de reação e um efluente
25 te gasoso contendo hidrogênio que sai da primeira zona de reação em uma extremidade de topo da primeira zona de reação,

e em que uma menor porção do componente líquido aquecido da etapa (d) é arrastada e transportada para cima pelo efluente gasoso contendo hidrogênio e posta em contato com o efluente gasoso contendo hidrogênio em um modo co-
5 corrente em uma segunda zona de reação sob condições de reação de hidrogenação na presença de um segundo catalisador de hidrogenação para fornecer um efluente de sobrecarga tratado que sai da segunda zona de reação em uma extremidade de topo da segunda zona de reação;

10 f) combinar todo o efluente de sobrecarga tratado com o efluente de fundo tratado para fornecer um efluente tratado combinado; e

g) remover um segundo componente de vapor do efluente combinado da segunda unidade de hidrotratamento para
15 fornecer uma corrente de produto.

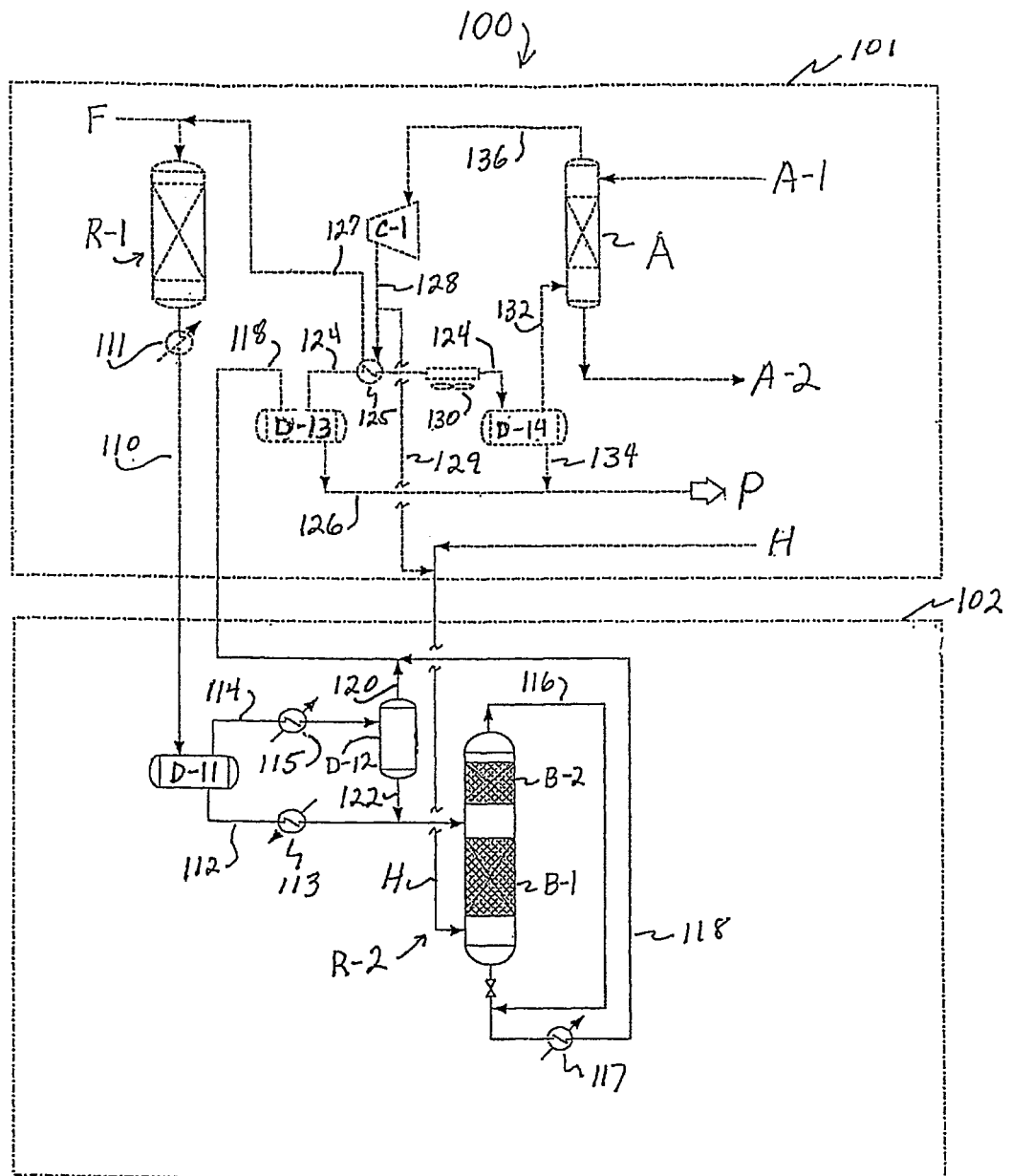


FIG 1

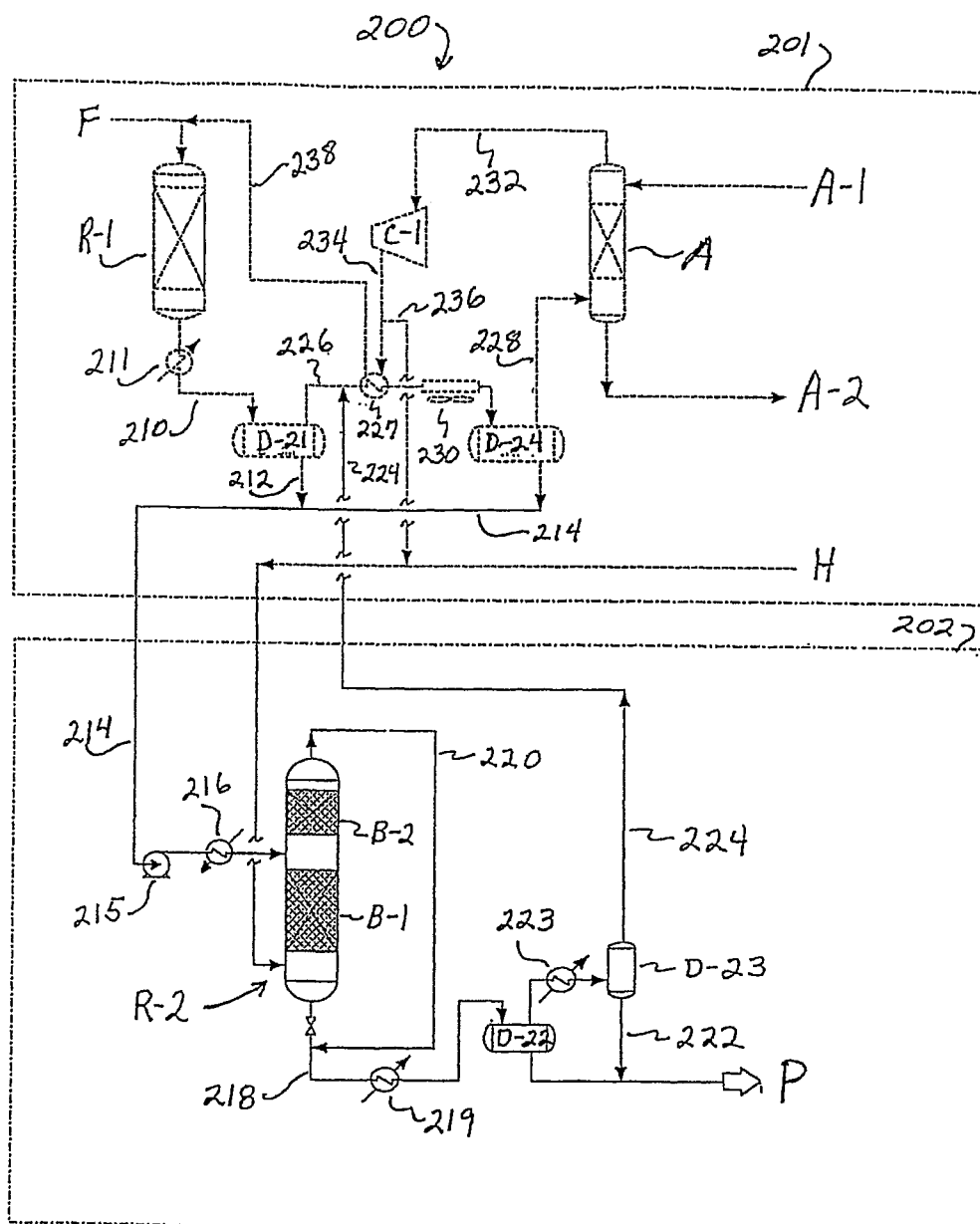


FIG 2

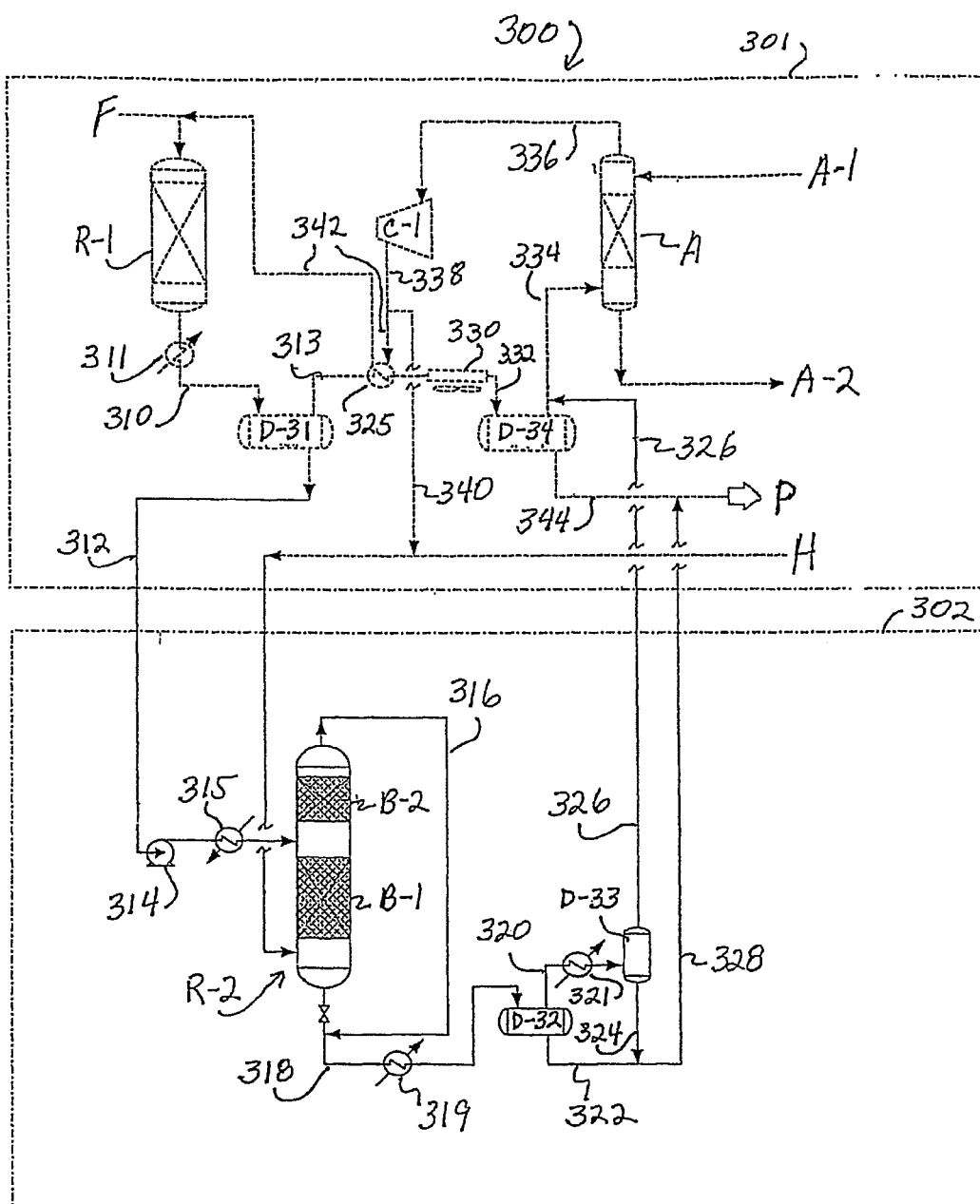


FIG 3

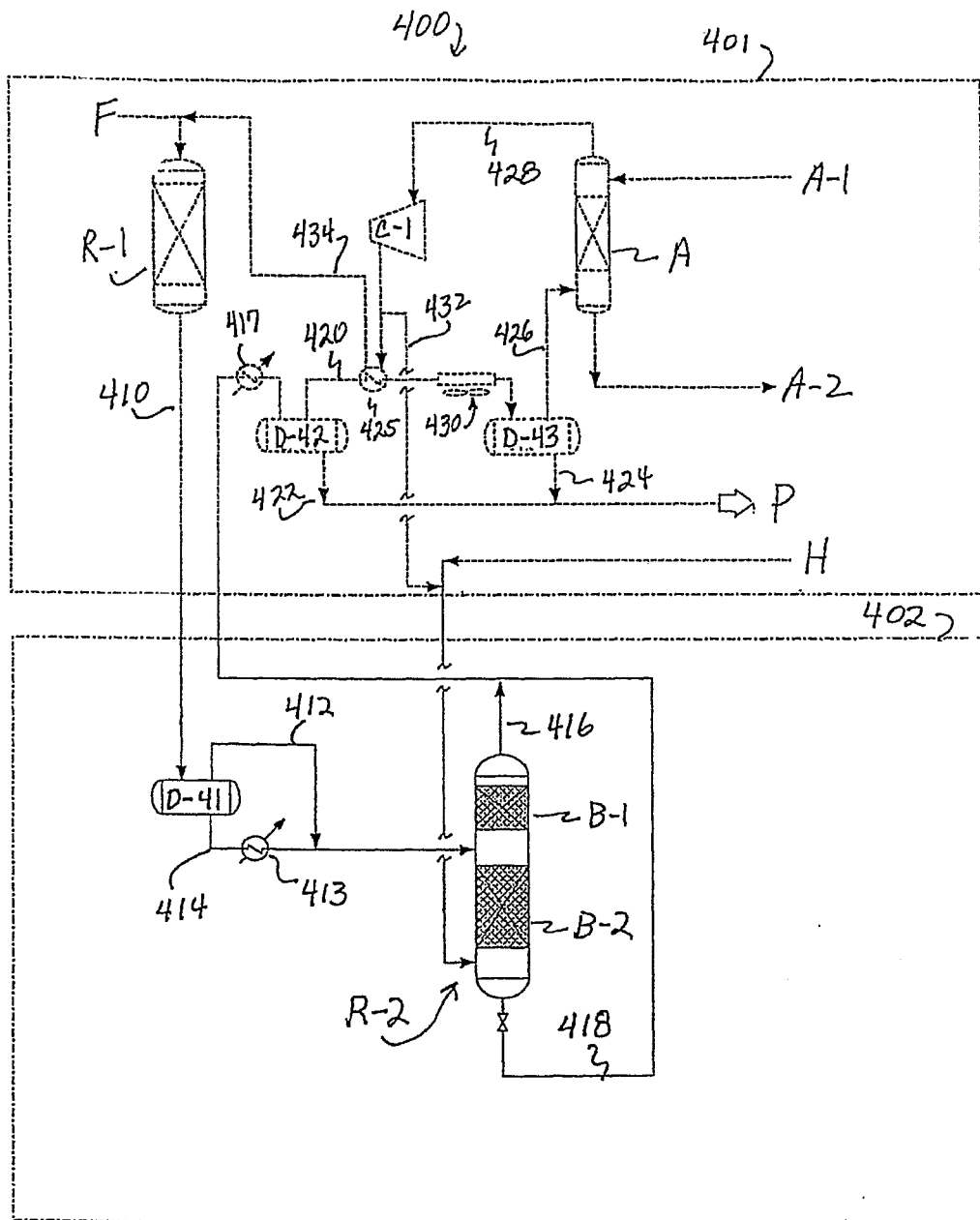


FIG 4

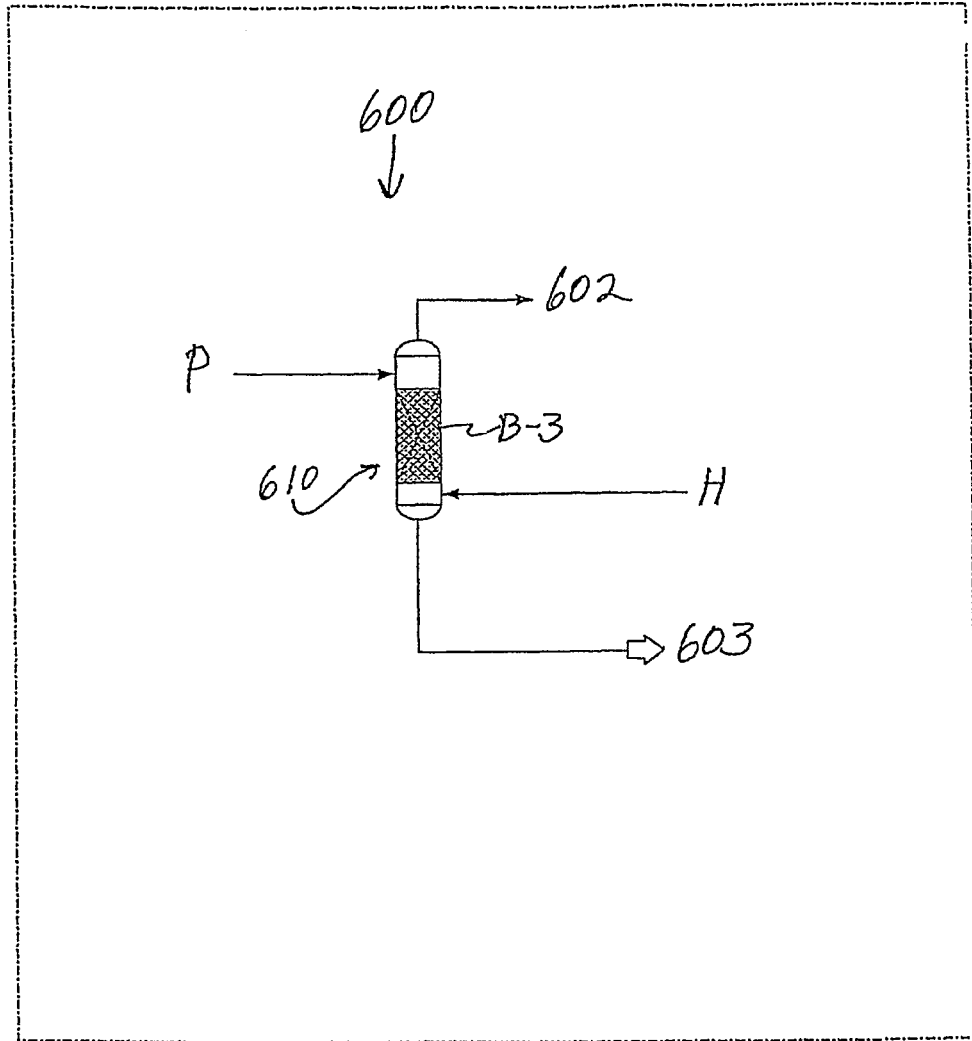
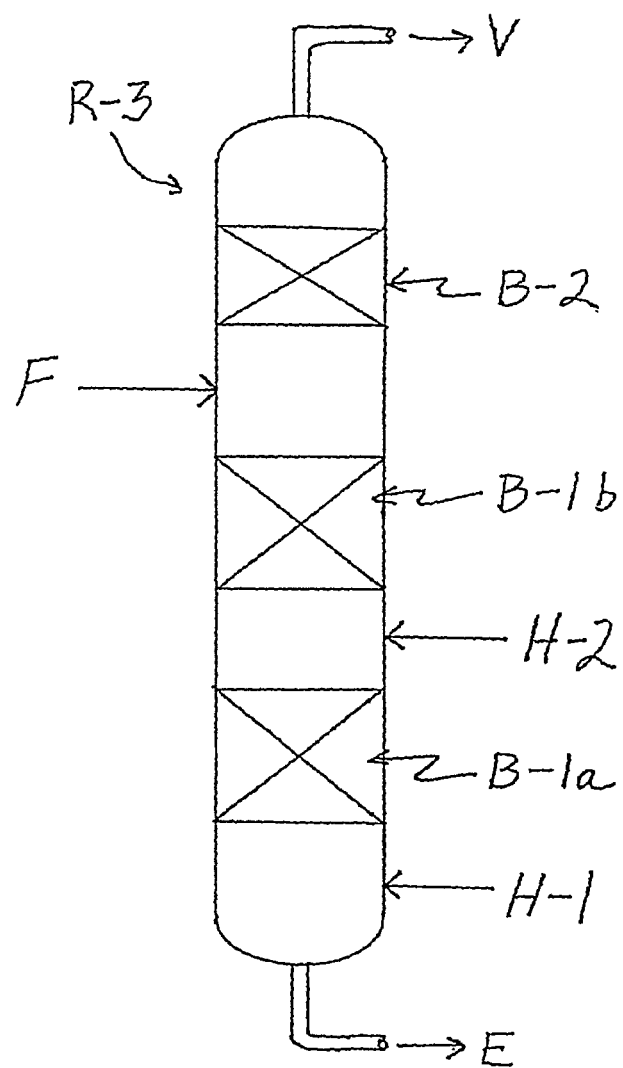


FIG 6

**FIG. 7**

RESUMO

"HIDROGENAÇÃO DE DESTILADO MÉDIO USANDO UM REATOR CONTRA - CORRENTE"

Um processo para hidrogenação de uma alimentação
5 de hidrocarboneto inclui contato de uma maior quantidade da
alimentação de hidrocarboneto com hidrogênio em uma maneira
em contra - corrente em uma primeira zona de reação sob con-
dições de reação de hidrogenação na presença de um catalisa-
dor de hidrogenação em pelo menos um primeiro leito catali-
10 sado onde um efluente líquido sai em uma extremidade de fun-
do da primeira zona de reação e um efluente gasoso contendo
hidrogênio sai em uma extremidade superior da primeira zona
de reação, e contato de uma porção menor da alimentação de
hidrocarbonetos com o dito efluente gasoso contendo hidrogê-
15 nio em uma maneira em co-corrente em uma segunda zona de re-
ação tendo um leito catalisador posicionado para receber o
efluente contendo hidrogênio da primeira zona de reação.