



REPÚBLICA FEDERATIVA DO BRASIL



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

CARTA PATENTE N.º PI 0408480-2

Patente de Invenção

O INSTITUTO NACIONAL DA PROPRIEDADE INDUSTRIAL concede a presente PATENTE, 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 0408480-2

(22) Data do Depósito : 10/03/2004

(43) Data da Publicação do Pedido : 23/09/2004

(51) Classificação Internacional : C07C 7/10; C07C 2/70; C10G 21/16; C10G 65/04; C10G 65/12

(30) Prioridade Unionista : 10/03/2003 US 60/453,437; 10/03/2003 US 60/453,418; 10/03/2003 ZA 2003/1937; 10/03/2003 ZA 2003/1938; 11/04/2003 ZA 2003/2868; 11/04/2003 US 60/462,180; 21/08/2003 ZA 2003/6524; 21/08/2003 US 60/496,816

(54) Título : PROCESSO PARA PRODUÇÃO DE ALQUIL BENZENO LINEAR

(73) Titular : Sasol Technology (PTY) LTD, Companhia Sul-Africana. Endereço: 1 Sturdee Avenue, Rosebank, Johannesburg, África do Sul (ZA).

(72) Inventor : IVAN GREAGER. Endereço: 86 Barcelona II, Spica Road, Sundowner 2162, África do Sul. Cidadania: Sul Africana.; JAN HENDRIK SCHOLTZ. Endereço: 35 Selkirk, Parkview 2193, África do Sul. Cidadania: Sul Africana.; JOHAN PIETER DE WET. Endereço: 65 Beethoven Street, Vanderbijlpark 1911, África do Sul. Cidadania: Sul Africana.; MIEKE ANN DESMET. Endereço: 4 Sandklaat Avenue, Weltevredenpark 1709, África do Sul. Cidadania: Sul Africana.; WILHELMINA JANSEN. Endereço: 14 Deo Volente Mozart Street, Vanderbijlpark 1911, África do Sul. Cidadania: Sul Africana.; PAUL JACOBSON. Endereço: 14 Sasurei Court Toon Van Der Heever Street, Sasolburg 9570, África do Sul. Cidadania: Sul Africana.; LUIS PABLO FIDEL DANCUART. Endereço: 20 Lombard Street, Vaalpark 1948, África do Sul. Cidadania: Sul Africana.

Prazo de Validade : 10 (dez) anos contados a partir de 09/09/2014, observadas as condições legais.

Expedida em : 9 de Setembro de 2014.

Assinado digitalmente por
Júlio César Castelo Branco Reis Moreira
Diretor de Patentes



Relatório Descritivo da Patente de Invenção para "**PROCESSO PARA A PRODUÇÃO DE ALQUIL BENZENO LINEAR**".

Antecedentes da Invenção

5 A presente invenção refere-se a um processo para a produção de alquil benzeno linear.

Derivados de alquil benzeno, tais como alquil benzeno sulfonatos, estão dentre outros usados em aplicações de produtos detergentes e tensoativos. A legislação ambiental requer que esses produtos sejam biodegradáveis. É bem sabido que, para ser biodegradável, é importante que a
10 cadeia alquila seja linear, isto é, com muito pouca ou nenhuma ramificação e baixos, se houver, carbonos quaternários.

Em processos convencionais para a produção de alquil benzenos lineares, uma corrente de hidrocarboneto é hidrogenada de forma a remover contaminantes tais como contaminantes de enxofre, nitrogênio e oxigênio que podem estar presentes. A hidrogenação também converte espécies olefínicas na corrente em parafinas. Após a reação de hidrogenação, a
15 corrente de parafina resultante é fracionada em várias faixas de carbono. Uma faixa de carbono, por exemplo, a faixa de C₈ a C₁₆, a qual inclui parafinas ramificadas, é passada através de uma peneira molecular. As parafinas ramificadas são rejeitadas como uma corrente de refinado, enquanto que as
20 parafinas lineares são passadas através de um reator de desidrogenação para formar uma mistura de olefina/parafina. Essa mistura é, então, alimentada a uma usina de alquilação e reagida com benzeno para formar alquil benzeno linear (LAB). O alquil benzeno linear é, então, sulfonatado a fim de
25 formar alquil benzeno sulfonatos lineares (LAS). Um problema com essa abordagem é o custo relativamente alto do material de iniciação parafínico e o alto custo associado à produção de parafinas lineares a partir de estoques de alimentação de querosene.

A Patente do Reino Unido N^o 669.313 em nome da California
30 Research Corporation divulga o uso de um condensado de hidrocarboneto do processo de Fischer-Tropsch como um estoque de alimentação na produção de alquil benzeno. Essa referência está limitada ao uso de processos

de Fischer-Tropsch em "alta temperatura", em que a reação de Fischer-Tropsch realizada em temperaturas de aproximadamente 300 °C e maiores, para a produção do condensado de hidrocarboneto. Descobriu-se que os processos de Fischer-Tropsch em alta temperatura são adequados em virtude do fato de o condensado de hidrocarboneto conter uma elevada concentração de olefinas, usualmente na região ou em torno de 70%. Os catalisadores preferidos no processo de Fischer-Tropsch para a produção do condensado de hidrocarboneto nessa referência são catalisadores contendo ferro. Essa referência estabelece que o estoque de alimentação de Fischer-Tropsch produziu, como resultado, um Alquil Benzeno Linear de baixa qualidade em virtude do odor e problemas de umedecimento causados por carbonila, isto é, teor de oxigenado do estoque de alimentação de Fischer-Tropsch. O método preferido para se dirigir a esse problema é através de adsorção de compostos de carbonila do estoque de alimentação de Fischer-Tropsch usando-se carvão ativado e sílica-gel em um leito de proteção. Esse processo é possível apenas para alimentações com baixas concentrações de oxigenado. Também, no exemplo dessa referência, a recuperação de olefina é menor do que 25%, isto é, o teor de olefina não é conservado.

A Patente dos Estados Unidos Nº 3.674.885 em nome da Atlantic Richfield Company objetiva mostrar que uma mistura de parafina/olefina obtida de um reator de Fischer-Tropsch pode ser alquilada junto com parafinas clorinadas através de operação da alquilação em temperaturas elevadas. A alimentação de Fischer-Tropsch fresca é misturada com parafina clorinada e carregada ao reator de alquilação, a parafina não-reagida é separada e parcialmente ativada através de clorinação e, então, misturada com o estoque de alimentação baseado em Fischer-Tropsch fresco antes de alquilação. Uma mistura sintética de dodecano e dodeceno é usada nos exemplos para representar o estoque de alimentação de Fischer-Tropsch. Essa referência não tem conhecimento das dificuldades encontradas quando de tentativa de usar o estoque de alimentação de Fischer-Tropsch para alquilação e não é considerada como sendo relevante para a presente invenção.

Sumário da Invenção

De acordo com a invenção, é proporcionado um processo para a produção de alquil benzeno linear, o processo incluindo as etapas de obtenção de um condensado de hidrocarboneto contendo olefinas, parafinas e oxigenados a partir de uma reação de Fischer-Tropsch em baixa temperatura;

a) fracionamento de uma distribuição de número de carbono desejada do condensado de hidrocarboneto a fim de formar uma corrente de condensado de hidrocarboneto fracionada, que é o produto de uma reação de Fischer-Tropsch;

b) extração de oxigenados da corrente de condensado de hidrocarboneto fracionado da etapa (a), vantajosamente enquanto se preserva a proporção de olefina/parafina na corrente a fim de formar uma corrente contendo olefinas e parafinas, que é o produto de uma reação de Fischer-Tropsch;

c) combinação da corrente contendo olefinas e parafinas da etapa (b), que é o produto de uma reação de Fischer-Tropsch, com a corrente de alimentação da etapa (g) para formar uma corrente combinada;

d) alquilação das olefinas na corrente combinada da etapa (c) com benzeno na presença de um catalisador de alquilação adequado em um reator de alquilação;

e) recuperação de alquil benzeno linear do reator de alquilação;

f) recuperação de parafinas não-reagidas do reator de alquilação;

g) desidrogenação das parafinas não-reagidas na presença de um catalisador de desidrogenação adequado a fim de formar uma corrente de alimentação contendo olefinas e parafinas; e

h) envio da corrente de alimentação contendo olefinas e parafinas da etapa (g) para a etapa (c).

Tipicamente, a reação de Fischer-Tropsch em baixa temperatura é realizada em uma temperatura de 160 °C - 280 °C, de preferência 210 °C - 260 °C e um catalisador de Fischer-Tropsch, de preferência na presença de um catalisador de cobalto para proporcionar um condensado de hidrocarbo-

neto contendo 60 a 80% em peso de parafinas e 10 a 30% em peso, tipicamente menos do que 25% em peso, de olefinas. As olefinas assim produzidas têm um alto grau de linearidade de mais do que 92%, tipicamente mais do que 95%. As parafinas assim produzidas têm um grau de linearidade de
5 mais do que 92%.

Os oxigenados podem ser extraídos, na etapa (b), através de destilação, extração de líquido-líquido ou desidratação, de preferência extração de líquido-líquido. Um solvente leve, tal como uma mistura de álcool e água, de preferência metanol e água, é usado na extração de líquido-líquido.

10 Em uma concretização preferida da invenção, o processo de extração de oxigenado é um processo de extração de líquido-líquido que ocorre, de preferência, em uma coluna de extração usando-se uma mistura de metanol e água como o solvente, em que um extrato da extração de líquido-líquido é enviada a uma coluna de recuperação de solvente a partir da qual
15 um produto na parte superior compreendendo metanol, olefinas e parafinas é reciclado à coluna de extração, desse modo, intensificando a recuperação global de olefinas e parafinas. Um produto na parte inferior da coluna de recuperação de solvente também pode ser reciclado à coluna de extração. O solvente tem, de preferência, um teor de água de mais do que 3% em peso,
20 mais preferivelmente um teor de água de cerca de 5%-15% em peso. Um refinado da coluna de extração pode ser enviado a uma coluna de extração a partir da qual uma corrente de alimentação de hidrocarboneto contendo mais do que 90% em peso de olefinas e parafinas e, tipicamente, menos do que 0,2% em peso, de preferência menos do que 0,02% em peso de oxige-
25 nados sai como um produto na parte inferior. De preferência, a recuperação de olefinas e parafinas na corrente de alimentação de hidrocarboneto está acima de 70%, mais preferivelmente acima de 80%, enquanto que a proporção de olefina/parafina é pelo menos substancialmente conservada.

Tipicamente, a reação de desidrogenação na etapa (g) é realizada em uma taxa de conversão de 10%-15%.
30

Geralmente, o condensado de hidrocarboneto fracionado da etapa (b) terá uma concentração de olefina de 10% a 30% em peso, a corrente

de alimentação da etapa (g) terá uma concentração de olefina de 10% a 15% em peso e a corrente combinada na etapa (c) terá uma concentração de olefina de 12,5% a 22,5% em peso.

5 A presente invenção se refere, especificamente, a um produto condensado de hidrocarboneto fracionado de uma reação de Fischer-Tropsch em baixa temperatura na faixa de C₁₀ a C₁₃ contendo 10 a 30%, tipicamente menos do que 25% em peso de olefinas com um alto grau de linearidade de mais do que 92%, tipicamente mais do que 95%, para uso em um processo para a fabricação de alquil benzeno linear.

10 A invenção também se refere a um produto de alquil benzeno linear formado através de um processo de alquilação de olefinas, as referidas olefinas sendo um produto de uma reação de Fischer-Tropsch em baixa temperatura, em que o produto de alquil benzeno linear tem uma linearidade de mais do que 90%, de preferência mais do que 93%.

15 De acordo com um segundo aspecto da invenção, é proporcionado um processo para a produção de três frações de hidrocarboneto a partir de um condensado de hidrocarboneto e um produto de fração de cera de uma reação de Fischer-Tropsch, as frações de hidrocarboneto sendo:

20 1) fração de hidrocarboneto A, sendo uma fração de hidrocarboneto tendo um ponto de ebulição acima de 25 °C e um ponto terminal abaixo de 200 °C;

2) fração de hidrocarboneto B incluindo pelo menos uma mistura de alcanos, olefinas e oxigenados tendo um ponto de ebulição na faixa de 100-300 °C; e

25 3) fração de hidrocarboneto C tendo um ponto de ebulição na faixa de 120-400 °C;

o método incluindo as etapas de:

30 a) fracionamento da corrente de condensado de hidrocarboneto ou um derivado do mesmo da reação de Fischer-Tropsch para formar pelo menos três correntes de condensado de hidrocarboneto fracionado em que pelo menos uma das três correntes de condensado de hidrocarboneto fracionado é a fração de hidrocarboneto B;

b) hidroconversão pelo menos da corrente de produto de fração de cera ou um derivado da mesma da reação de Fischer-Tropsch;

c) fracionamento do produto de cera hidroconvertido da etapa b) a fim de se obter pelo menos uma corrente de hidrocarboneto leve hidroconvertido e uma corrente de destilado hidroconvertido; e

d) mistura seletiva dos produtos das etapas a) e c) a fim de se obter as frações de hidrocarboneto A e C; e

e) transferência da corrente de condensado de hidrocarboneto da etapa (a) que constitui a fração de hidrocarboneto B para um processo para a produção de alquil benzenos lineares.

O processo pode incluir a etapa adicional de transferência de uma fração de cera não-convertida da etapa b) para um processo para a produção de óleos de base com elevado índice de viscosidade através de extração de solvente ou isodesengraxa catalítico.

Tipicamente, a reação de Fischer-Tropsch é uma reação de Fischer-Tropsch em baixa temperatura realizada em um reator de leito em pasta fluida em uma temperatura de 160 °C - 280 °C, de preferência 210 °C - 260 °C e na presença de um catalisador de cobalto a fim de proporcionar um condensado de hidrocarboneto contendo 60 a 80% em peso de parafinas e 10 a 30% em peso, tipicamente menos do que 25% em peso, de olefinas.

Tipicamente, a fração de hidrocarboneto A tem um ponto de ebulição acima de 30 °C e um ponto terminal abaixo de 175 °C, de preferência abaixo de 160 °C.

Tipicamente, a fração de hidrocarboneto B tem um ponto de ebulição na faixa de 145 - 255 °C e, de preferência, a faixa de temperatura é de 165 - 240 °C.

Tipicamente, a fração de hidrocarboneto C tem um ponto de ebulição na faixa de 150-380 °C, mais tipicamente 160-360 °C.

O processo para a produção de alquil benzenos lineares mencionado na etapa e) pode compreender alquilação e desidrogenação catalítica.

De acordo com outro aspecto da invenção, é proporcionado um

processo para a produção de uma fração de hidrocarboneto adicional sendo a fração de hidrocarboneto D incluindo alcanos com massa molecular média a elevada, lineares e isomerizados, tendo um ponto de ebulição, tipicamente, acima de 380 °C, mais tipicamente acima de 400 °C.

5 Breve Descrição dos Desenhos

A Figura 1 é um diagrama em blocos de um processo de acordo com o primeiro aspecto da invenção para a produção de alquil benzeno linear;

a Figura 2 é um digrama em blocos de um processo para extração de oxigenados de um produto de hidrocarboneto, usado no processo da Figura 1; e

a Figura 3 é um diagrama em blocos de um processo integrado de acordo com um segundo aspecto da invenção.

Descrição das Concretizações Preferidas

15 A presente invenção se refere ao uso de uma corrente de condensado de hidrocarboneto em uma reação de Fischer-Tropsch em baixa temperatura na produção de alquil benzeno linear.

No processo de Fischer-Tropsch, gás de síntese (monóxido de carbono e hidrogênio) obtido da gaseificação de carvão ou reforma de gás natural, é reagido sobre um catalisador de Fischer-Tropsch para produzir uma mistura de hidrocarbonetos oscilando de metano a ceras e quantidades menores de oxigenados.

Em uma reação de Fischer-Tropsch em baixa temperatura, a reação ocorre em um reator de leito em pasta fluida ou reator de leito fixo, de preferência em um reator de leito em pasta fluida, em uma temperatura na faixa de 160 °C - 280 °C, de preferência 210 °C - 260 °C e uma pressão na faixa de 18-50 bar, de preferência entre 20-30 bar, na presença de um catalisador. O catalisador pode incluir ferro, cobalto, níquel ou rutênio. Contudo, um catalisador baseado em cobalto é preferido para a reação em baixa temperatura. Usualmente, o catalisador de cobalto é suportado sobre um suporte de alumina.

Durante a reação de Fischer-Tropsch em baixa temperatura,

uma fase vapor de hidrocarboneto mais leve é separada de uma fase líquida compreendendo produtos de hidrocarboneto líquido mais pesados. O produto de hidrocarboneto líquido mais pesado (produtos de cera) é o principal produto da reação e pode, por exemplo, ser hidrocraqueado para produzir diesel e nafta.

5 A fase vapor de hidrocarboneto mais leve, a qual compreende produtos de hidrocarboneto gasosos, gás de síntese não-reagido e água, é condensada para proporcionar um "produto da condensação" o qual compreende uma fase aquosa e uma fase de produto da condensação de hidrocarboneto.

10 O produto da condensação de hidrocarboneto inclui olefinas e parafinas na faixa C_4 a C_{26} e oxigenados, incluindo álcoois, ésteres, aldeídos, cetonas e ácidos. Esse produto é, tipicamente, fracionado para a faixa de C_8 a C_{16} , de preferência para a faixa de C_{10} a C_{13} .

15 No caso de um catalisador baseado em cobalto suportado, olefinas, as quais são predominantemente alfa olefinas, compõem apenas 10% a 30% em peso, do produto da condensação de hidrocarboneto fracionado. Geralmente, esse produto não seria considerado útil em uma reação de alquilação para formar alquil benzeno linear, em virtude da presença de oxigenados que precisam ser removidos. A remoção de oxigenados é requerida, uma vez que oxigenados prejudicam a atividade de catalisadores a jusante. Isso é especialmente prejudicial para catalisadores ácidos sólidos, tal como o catalisador DETAL[®] da UOP, uma vez que eles conferem um impacto negativo sobre a vida útil do catalisador, desse modo, requerendo substituição mais freqüente do catalisador.

20 Contudo, descobriu-se que as olefinas no produto de condensado de hidrocarboneto de Fischer-Tropsch em baixa temperatura têm um grau muito alto de linearidade de mais do que 95% e, mesmo embora elas componham apenas até 10 a 30% em peso do produto de condensado de hidrocarboneto, elas são uma excelente alimentação para a produção de alquil benzeno linear e proporcionam uma maneira economicamente vantajosa para a produção de alquil benzeno altamente linear. As parafinas no produto de condensado de hidrocarboneto também têm um alto

25

30

grau de linearidade. Essas parafinas não reagem na reação de alquilação e são recuperadas como um produto de parafina de alta qualidade o qual é desidrogenado e reciclado para a reação de alquilação. O produto do reator do processo de desidrogenação tem uma concentração de olefina relativamente baixa (10% - 15% em peso) e a combinação dessa corrente de alimentação com o condensado de hidrocarboneto da reação de Fischer-Tropsch em baixa temperatura aumenta a concentração de olefina na alimentação combinada fornecida à reação de alquilação em virtude da maior concentração de olefina no condensado de hidrocarboneto da reação de Fischer-Tropsch em baixa temperatura. Isso resulta em uma redução na taxa de fluxo de reciclagem o que leva a economias no gasto de capital e custos de operação.

Fazendo referência à Figura 1, à guisa de exemplo de um primeiro aspecto da invenção, um produto da condensação de hidrocarboneto de uma reação de Fischer-Tropsch em baixa temperatura usando um catalisador de cobalto contém 20% em peso de olefinas, 74% em peso de parafinas e 6% em peso de oxigenados. O produto de condensado de hidrocarboneto é passado através de uma coluna de fracionamento e um corte de C_{10} - C_{13} é separado do mesmo. O corte 14 contém 22% em peso de olefinas, 71% em peso de parafinas e 7% em peso de oxigenados. O corte 14 é, então, enviado para uma unidade de remoção de oxigenado onde os oxigenados são removidos a fim de proporcionar uma corrente de alimentação de hidrocarboneto contendo 23% em peso de olefinas e 77% em peso de parafinas e menos do que 0,015% em peso de oxigenados.

Conforme mencionado acima, a concentração de olefina no corte 14 é baixa. Portanto, é desejável usar uma etapa de remoção de oxigenado a qual conserva a concentração de olefina. Na técnica anterior, muitos métodos de remoção de oxigenados de correntes de hidrocarboneto são sugeridos. Tais métodos de remoção incluem hidrogenação, destilação azeotrópica, destilação extrativa, desidratação em fase vapor, desidratação em fase líquida e extração de líquido-líquido. Os processos de destilação, extração de líquido-líquido e desidratação são preferidos, uma vez que eles conser-

vem a concentração de olefina. Tipicamente, a recuperação de olefinas e parafinas requerida na corrente 24 está acima de 70% das olefinas e parafinas na corrente 14, ao mesmo tempo em que conserva substancialmente a proporção de olefina/parafina.

5 Com referência à Figura 2, um processo de extração de líquido-líquido da invenção inclui uma coluna de extração 20. O produto da condensação fracionado de uma reação de Fischer-Tropsch em baixa temperatura descrito acima 14 é alimentado na coluna de extração 20 em ou próximo da parte inferior da mesma e uma corrente de solvente 21 compreendendo uma
10 mistura de metanol e água é alimentada na coluna de extração 20 em ou próximo da parte superior da mesma. A corrente de solvente 21 compreende, de preferência, mais do que 5% em peso, tipicamente 6% em peso, de água. A proporção de solvente para alimentação na corrente de solvente é baixa, tipicamente menos do que 1,5, usualmente cerca de 1,25.

15 O refinado 22 da parte superior da coluna de extração 20, o qual inclui olefinas e parafinas e uma pequena quantidade de solvente, entra na coluna de extração de refinado 23 e uma corrente de produto de hidrocarboneto compreendendo mais do que 90% em peso de olefinas e parafinas, usualmente até 99% em peso de olefinas e parafinas e menos do que 0,2%
20 em peso, de preferência menos do que 0,02% em peso de oxigenados sai como um produto na parte inferior 24. O produto na parte inferior 24, o qual mostra uma recuperação global de mais de 90% das olefinas e parafinas, contém mais do que 20% em peso de α -olefinas e mais do que 70% em peso de n-parafinas. Assim, o teor de olefina do produto de hidrocarboneto (o
25 qual se destina a uso para a produção de alquil benzeno linear) foi conservado. Um solvente compreendendo principalmente metanol (mais do que 90% em peso) e baixas concentrações de água (menos do que 5% em peso) e olefinas/parafinas (menos do que 5% em peso) sai como um produto na parte superior 25 e é retornado para a corrente de alimentação de solvente
30 21. Se é desejado recuperar o produto na parte inferior 24 como uma corrente de vapor, isso pode ser feito tomando-se uma corrente de vapor na parte inferior da coluna 20. O produto líquido da coluna 20 será, então, uma cor-

rente de efluente muito pequena.

Um extrato 26 é extraído da parte inferior da coluna de extração 20 e é alimentado para a coluna de recuperação de solvente 27. Um produto na parte superior 29 da coluna de recuperação de solvente 27 compreende
5 mais de 90% em peso de metanol e olefinas e parafinas. Até 60% das olefinas e parafinas do extrato 26 são recuperados como o produto na parte superior 29. O produto na parte superior é, então, reciclado para a corrente de solvente 21. O teor de oxigenado no produto na parte superior 29 pode ser
10 tão baixo quanto 50 ppm, dependendo da proporção de solvente para alimentação usada na coluna de extração 20. Um produto na parte inferior 28 da coluna de recuperação de solvente 27 compreende principalmente água, oxigenados e olefinas/parafinas. Esse produto na parte inferior 28 forma duas fases líquidas que podem ser decantadas em um decantador 30. A fase orgânica é uma corrente de oxigenado, olefina e corrente de parafina 31, a
15 qual deixa o processo como um produto. A fase aquosa é uma corrente 32, a qual é reciclada para a coluna de extração 20. Essa corrente 32 pode entrar na coluna de extração na parte superior junto com a corrente de solvente 21 ou ligeiramente abaixo da coluna 20, para impedir que a baixa quantidade de oxigenados que estará presente nessa corrente apareça na corrente de rafinado 22.
20

Normalmente, um solvente com elevado ponto de ebulição é preferido para extração de líquido-líquido em virtude do fato de as etapas de recuperação de solvente após a extração requererem menos energia do que será o caso para um solvente com baixo ponto de ebulição. Contudo, descobriu-se que uma mistura de metanol e água, a qual é um solvente com baixo
25 ponto de ebulição, não precisa sofrer dessa deficiência, uma vez que ela pode ser eficaz em baixas proporções de solvente para alimentação (essa pode ser menor do que 1 se a extração de oxigenado requerida não for muito severa).

30 Um estudo de diferentes azeótropos que existem entre os componentes na alimentação e na água levou a acreditar que não seria possível destilar água no destilado superior na coluna de recuperação de solvente 27

sem azeotropia dos oxigenados no destilado superior também. Surpreendentemente, isso, por sua vez, não é o caso. O metanol, o qual não forma azeótropos com qualquer uma das outras espécies presentes, impede os azeótropos de água/oxigenado de destilação na mesma temperatura que as parafinas e olefinas. Isso parece ser devido a um efeito de destilação extrativa. Adicionalmente, é possível destilar as parafinas e olefinas no destilado superior, ao mesmo tempo em que se recupera os oxigenados como um produto na parte inferior. Isso tem o efeito de intensificação da recuperação global de parafina e olefina do processo, uma vez que o destilado superior 29 da coluna de recuperação de solvente 27 é recirculado para a coluna de extração 20, o que significa que as parafinas e olefinas serão forçadas a deixar o processo na corrente de produto 24.

Portanto, é possível ter uma corrente de hidrocarboneto 24 com uma elevada recuperação global de olefinas e parafinas, sem o uso de um contra-solvente na coluna de extração. Nesse modo de operação, todo o metanol e parte da água (10-50%) também são recuperados na corrente do destilado superior 29.

Quando de operação de uma coluna de recuperação de solvente 27 da maneira descrita acima, é esperado que determinadas espécies possam se tornar encerradas na coluna. Essas espécies tenderão a se desenvolver e, no processo, causam operação instável da coluna de recuperação de solvente. Tais espécies seriam, tipicamente, olefinas e parafinas mais pesadas ou oxigenados mais leves no presente caso. A operação da coluna de recuperação de solvente com um pequeno coletor lateral pode impedir do desenvolvimento de tais espécies e, desse modo, resultar em operabilidade muito aperfeiçoada do sistema.

Também é possível operar a coluna de extração 20 e a coluna de recuperação de solvente 27 em diferentes proporções de metanol/água. Isso pode ser desejável devido ao fato de um elevador teor de água na coluna de extração 20 levar a proporções aumentadas de solvente para alimentação (em virtude da solubilidade reduzida de oxigenados no solvente), enquanto que uma determinada quantidade de água é necessária para se ob-

ter o efeito de destilação extrativa em combinação com metanol para recuperar todas as parafinas e olefinas como produtos no destilado superior na coluna de recuperação de solvente 27. As diferentes proporções de metanol/água nas duas colunas (20 e 27) podem ser obtidas divergindo-se um pouco da água na corrente 32 para a corrente 26 por meio de uma corrente 33.

5 Após passagem da corrente de alimentação de C₁₀-C₁₃ hidrocarboneto acima através do processo de extração de oxigenado acima mencionado usando-se uma mistura de metanol (95% em peso) e água (5% em peso) e uma proporção de solvente para alimentação de 1,25, a corrente de alimentação de hidrocarboneto purificada 24 contém 22% em peso de olefinas, 76% em peso de parafinas e menos do que 0,02% em peso de oxigenados. O processo de extração não apenas extrai oxigenados com boa recuperação de olefinas e parafinas, mas ele também conserva o teor de olefina da alimentação de hidrocarboneto. A recuperação de olefinas e parafinas é de 89,9%, ao mesmo tempo em que a proporção de olefinas para parafinas é substancialmente preservada. A corrente de alimentação de hidrocarboneto purificada contendo olefinas é particularmente útil na produção de alquil benzeno linear.

15 O processo de remoção de oxigenado pode incluir uma etapa final de adsorção para reduzir adicionalmente o teor de oxigenado para menos do que 0,015%. O nível adicionalmente reduzido de oxigenado dependerá dos requisitos do sistema de alquilação escolhido e pode ser tão baixo quanto 0,0001%.

Fazendo referência novamente à Figura 1, de acordo com a invenção, o produto de hidrocarboneto líquido 24 do processo de remoção de oxigenado 16 é introduzido em um circuito de alquilação/desidrogenação indicado geralmente pelo número 40. O circuito de alquilação/desidrogenação 40 inclui um reator de alquilação 42 e um processo de desidrogenação 44. Uma reação de alquilação no reator de alquilação 42 pode ser realizada usando-se um catalisador de condensação do tipo Friedel-Crafts, tal como AlCl₃, H₂SO₄, BF₃, HF, de preferência um catalisador ácido sólido. No presente caso, a tecnologia de alquilação com catalisador ácido sólido DETAL[®] da UOP é usada. Tipicamente, a reação de alquilação é realizada em temperaturas de mais do que 100 °C e pressões de

cerca de 300 kPa (abs.) na presença de catalisador DETAL[®] da UOP (veja Smith, R. (1991) Linear Alkyl benzene by heterogeneous catalysis. PEP Review No. 90-2-4, SRI International).

5 Também é possível usar destilação reativa (também conhecida como destilação catalítica) para realizar a etapa de alquilação, onde o catalisador está contido dentro de uma coluna de destilação e a separação dos reagentes e produtos não-reagidos ocorre tão logo o produto seja formado. Dessa maneira, a funcionalidade do reator e de purificação do produto são parcialmente combinadas em uma única operação na unidade.

10 Após alquilação, o benzeno não-reagido é recuperado e reciclado para o reator de alquilação 42. Essas parafinas são recuperadas e são enviadas para o processo de desidrogenação 44. No presente caso, a tecnologia de desidrogenação Pacol[®] da UOP é usada para ativação das parafinas.

15 Tipicamente, a reação de desidrogenação é realizada a 400-500 °C e 300 kPa (abs.), na presença de um catalisador de platina modificado sobre um substrato de óxido de alumínio. A conversão de parafinas em olefinas está limitada a 10-15% de forma a limitar desidrogenação adicional de monoolefinas em dienos e cíclicos. Os processos DEFINE[®] e PEP[®] da UOP
20 são usados para remover adicionalmente subprodutos indesejados do paco-lato que são formados durante desidrogenação. O processo DEFINE[®] hidrogena seletivamente dienos em monoolefinas, enquanto que o PEP[®] remove compostos cíclicos do paco-lato.

25 Com referência ao circuito de alquilação/desidrogenação 40, uma alimentação de parafina 46 é introduzida no reator de alquilação 42 a qual também é fornecida com benzeno 48. As olefinas da alimentação de olefina/parafina 46 reagem com o benzeno 48 no reator de alquilação 42 para proporcionar alquil benzeno linear 50, parafinas não-reagidas 52 e benzeno não-reagido 54. O benzeno não-reagido 54 é reciclado para o reator de
30 alquilação. A parafina não-reagida 52 é recuperada e enviada para o processo de desidrogenação 44 para produzir uma mistura de parafina/olefina 46A a qual é fornecida à tubulação de parafina/olefina 46 e hidrogênio 54 A.

As parafinas 52 que deixam o reator de alquilação 42 são de alta qualidade e compreendem substancialmente 100% de parafina. Nesse exemplo, o processo de desidrogenação 44 opera em uma conversão de parafina de 12% e a mistura de parafina/olefina 46A que deixa o desidrogenador 44 tem uma concentração de olefina de 12% e uma concentração de parafina de 88%. O produto de hidrocarboneto 24 é introduzido na parte mediana da corrente de parafina/olefina 46. Nesse exemplo, o produto de hidrocarboneto 24 tem uma concentração de olefina de 23% e uma concentração de parafina de 77% e, quando de mistura das parafinas e olefinas de 46A, formam uma corrente de alimentação de olefina-parafina 46B com uma concentração de olefina de 13,5% e uma concentração de parafina de 86,5%. Esse aumento na concentração de olefina na corrente de alimentação de olefina-parafina 46 resulta em uma redução na taxa de fluxo de reciclagem através do processo de desidrogenação 44 e do reator de alquilação 42, para uma produção fixa de alquil benzeno linear. Assim, uma concentração aumentada de olefina na alimentação de olefina-parafina 46 se traduz em economias potenciais no gasto de capital e custos de operação. De um ponto de vista do gasto de capital, a taxa de fluxo de reciclagem reduzida permite uma redução no tamanho do reator de desidrogenação no processo de desidrogenação 44, bem como uma redução no tamanho do reator de alquilação 42, para um tempo de residência fixo e a taxa de fluxo de parafina reduzida permitirá uma redução no tamanho da coluna de recuperação de parafina e equipamento auxiliar. As economias com os custos de operação incluem uma taxa de fluxo em massa reduzida através do reator de desidrogenação 44 e resulta em uma redução na taxa requerida de fluxo de hidrogênio para hidrogenação seletiva de dienos e a redução na taxa de fluxo de parafina permitirá economias em auxiliares, tais como água de resfriamento, vapor (ou óleo quente) e eletricidade).

Quando o circuito de alquilação do processo da presente invenção é, portanto, comparado com um circuito de alquilação de um processo convencional para a produção de alquilbenzeno linear conforme descrito no antecedente da invenção, pode ser concluído que um circuito de alquilação

menor é requerido por massa de alquil benzeno linear produzido do que com relação ao processo convencional.

Em uma etapa final do processo, o alquil benzeno altamente linear 50 com linearidade maior do que 92% é introduzido em um reator de sulfonação 56 e sulfonado usando-se ácido sulfúrico, óleo ou trióxido de enxofre. Trióxido de enxofre é atualmente o processo preferido. O processo de sulfonação resulta na formação de alquil benzeno sulfonatos altamente lineares.

O processo da invenção faz uso de uma corrente de alimentação na forma de um produto da condensação de uma reação de Fischer-Tropsch em baixa temperatura o qual, comumente, não seria considerado para a produção de alquil benzeno linear. O processo produz um produto de alquil benzeno altamente linear desejável, ao mesmo tempo em que produz um produto de parafina de alta qualidade o qual é desidrogenado e reciclado para a reação de alquilação. A corrente de alimentação do processo de desidrogenação tem uma concentração de olefina relativamente baixa (10% - 15% em peso) e a combinação dessa corrente de alimentação com o condensado de hidrocarboneto da reação de Fischer-Tropsch em baixa temperatura aumenta a concentração de olefina na alimentação combinada fornecida ao reator de alquilação, o que resulta em economia no gasto de capital e custos de operação.

Um segundo aspecto da presente invenção se refere a um processo de produção ou processamento de três frações de hidrocarboneto predeterminadas a partir das correntes de produto de uma reação de Fischer-Tropsch. Essas três frações de hidrocarboneto incluem:

1) uma fração de hidrocarboneto A tendo um ponto de ebulição acima de 25 °C e, mais tipicamente, acima de 30 °C e um ponto terminal abaixo de 200 °C, de preferência abaixo de 175 °C e ainda mais preferivelmente abaixo de 160 °C;

2) uma fração de hidrocarboneto B incluindo uma mistura de 60% a 80% em peso de alcanos, 15-30% em peso de olefinas e 5% a 10% em peso de oxigenados tendo um ponto de ebulição, de preferência, na faixa

de 100-300 °C e, mais preferivelmente, na faixa de 165-240 °C e onde a linearidade global da mistura é maior do que 92%, de preferência maior do que 95%; e

3) uma fração de hidrocarboneto C sendo uma fração de hidrocarboneto tendo um ponto de ebulição na faixa de 120-400 °C, mais tipicamente na faixa de 150-380 °C e, de preferência, na faixa de 240-360 °C.

A invenção também se estende à produção ou processamento de uma quarta fração de hidrocarboneto D incluindo alcanos de massa molecular média a elevada, lineares e isomerizados, com ponto de ebulição tipicamente acima de 380 °C e, de preferência, acima de 400 °C.

O processo conforme proposto inclui as seguintes características vantajosas:

1) produção de um estoque de alimentação sintético aperfeiçoado para a produção de alquil benzenos lineares, isto é, a fração de hidrocarboneto B. Embora a fração B contenha oxigenados e tenha um baixo teor de olefina, ela pode, surpreendentemente, ser utilizada econômica/vantajosamente para produzir alquil benzeno linear usando-se o processo descrito no primeiro aspecto da presente invenção.

2) um aperfeiçoamento na densidade e teor de calor da fração de hidrocarboneto C é observado com relação a um processo onde a fração de hidrocarboneto B não é removida;

3) produção de um estoque de alimentação de óleo de base com elevado índice de viscosidade (HVI) - fração de hidrocarboneto D. Esse produto também pode levar à recuperação de uma cera hidrogenada compreendendo alcanos normais e isomerizados; e

4) produção de estoque de alimentação em alto desempenho para a produção de olefinas inferiores, conforme descrito na literatura técnica (*Performance of the Sasol SPD Naphtha as Steam Cracking Feedstock*, American Chemical Society - Paper 561940, apresentado no National Meeting, Boston, Agosto de 2002).

O método de produção ou processamento o qual forma o assunto em questão desse aspecto da invenção é baseado no processamento das

duas correntes de produto derivadas de uma reação de Fischer-Tropsch, isto é, uma corrente de produto de fração de cera e um condensado de hidrocarboneto:

• A corrente de produto de fração de cera tem, tipicamente, um ponto de ebulição verdadeiro (TBP) na faixa de cerca de 70 °C a 700 °C, mais tipicamente na faixa de 80 °C a 650 °C.

• O condensado de hidrocarboneto tem, tipicamente, um ponto de ebulição verdadeiro (TBP) na faixa de -70 °C a 350 °C, mais tipicamente -10 °C a 340 °C, usualmente -70 °C a 350 °C.

Uma composição típica da corrente de produto de fração de cera e do condensado de hidrocarboneto é apresentada na Tabela 1.

Tabela 1

(% em vol destilado)

Faixa de destilação	Condensado de hidrocarboneto	Corrente de produto de fração de cera
• C5-160°C	44	3
• 160-270°C	43	4
• 270-370°C	13	25
• 370-500°C	NR	40
• >500°C	NR	28
Total	100	100

O condensado de hidrocarboneto inclui olefinas e parafinas na faixa de C₄ a C₂₆ e oxigenados incluindo álcoois, ésteres, aldeídos, cetonas, acetais e ácidos.

Uma concretização desse segundo aspecto da invenção é exemplificada com referência à Figura 3. Nessa concretização, dois produtos de hidrocarboneto líquido são separados da conversão de gás de síntese (singas) pela reação de Fischer-Tropsch em uma unidade de reação de Fischer-Tropsch 8.

O condensado de hidrocarboneto é coletado como uma corrente 10 e transferido para uma unidade de destilação atmosférica (ADU) 12, onde ele é separado em três correntes. A corrente mais leve 13 é transferida para

um hidrotratador 60 para completar saturação e remoção de heteroátomos. (Essa etapa é opcional no processo). O produto resultante é coletado como corrente 17. Uma corrente mediana 14 é coletada como um segundo produto e transferida para uma operação de processamento de alquil benzeno linear.

- 5 Uma fração de hidrocarboneto mais pesada é coletada como corrente 15 e transferida para uma unidade de hidroconversão 70.

A corrente de produto de fração de cera 9 da unidade de reação de Fischer-Tropsch 8 é misturada com uma corrente 15 da ADU 12 antes de ser enviada como uma corrente 7 para a unidade de hidroconversão 70. A-
10 qui, pelo menos três produtos são produzidos, bem como uma mistura de hidrocarbonetos leves (não-mostrada na figura) como uma corrente gasosa. Uma corrente de produto de hidrocarboneto leve 71 e uma corrente de produto de hidrocarboneto mais pesado 72 são enviadas para armazenamento. Existe uma quarta corrente que é produzida - também não-mostrada na figu-
15 ra - que inclui todas as espécies de hidrocarboneto pesado não convertido. Essa usualmente é reciclada para extinção dentro da unidade de hidroconversão 70. Como uma alternativa ao processo, uma corrente hidroconvertida pesada pode ser recuperada como corrente 73 e tornada disponível para o preparo de óleos de base com elevado índice de visibilidade (HVI), quer a-
20 través de extração de solvente ou desengraxa catalítico. Essas duas opções de processamento são bem conhecidas na técnica e não são descritas em detalhes aqui. Sendo usada extração de solvente, é possível obter, como um subproduto, uma cera hidrogenada altamente parafínica.

A corrente 14, a corrente mediana da ADU 12, a qual contém es-
25 toque de alimentação olefínico sintético é enviada para processamento de alquil benzeno linear começando na unidade 16. A unidade 160 é uma unidade de operação de remoção de oxigenados conforme ilustrado na Figura 2. Duas correntes são obtidas da unidade de remoção de oxigenado 16: uma corrente rica em oxigenado 18 enviada para armazenamento e uma corrente
30 24 compreendendo principalmente parafinas e olefinas. Essa corrente é a corrente "B" tendo um ponto de ebulição na faixa de 100-300 °C. A corrente 24 é enviada para a unidade de alquilação 42 onde ela é alquilada com ben-

zeno 48 transferido do armazenamento. Os produtos da unidade de alquilação 42 são separados em duas correntes: o produto de alquil benzeno linear 50 e uma corrente não convertida 52. A última corrente 52, compreendendo parafinas, é enviada para a unidade de desidrogenação 44 para sofrer desidrogenação catalítica. Uma vez processada, essa é retornada via a corrente 46 para a unidade de alquilação 42.

As duas correntes de hidrocarboneto líquido leve, produto hidrotratado 17 e produto hidroconvertido 71, são misturadas a fim de formar uma corrente única altamente parafínica 19.

As condições de processo para hidrotratamento e hidroconversão de correntes de uma unidade de reação de Fischer-Tropsch podem ser variadas para se obter uma ampla faixa de composições de produto. As condições de processo são, usualmente, criteriosamente escolhidas após experimentação extensiva para otimizar os rendimentos, desempenho de processo e vida do catalisador. A Tabela 2 proporciona uma lista de um de tais conjuntos de condições típicas.

Tabela 2 - Condições de processo para hidroprocessamento das correntes de Fischer-Tropsch

Conjunto de condições	Faixa de hidrotratamento		Faixa de hidroconversão	
	Ampla	Preferida	Ampla	Preferida
temperatura, °C	150-450	250-350	150-450	340-400
Pressão, bar-g	10-200	30-80	10-200	30-80
Taxa de H ₂ , alimentação m ³ n/m ³	100-2000	800-1600	100-2000	800-1600
Conversão (nota 1)	NA	NA	30-80	50-70

Nota 1 Expresso como material com ponto de ebulição acima de 370 °C que desaparece durante o processo (% em massa).

A etapa de extração da invenção será agora descrita em maiores detalhes com referência ao exemplo não limitativo a seguir.

Exemplo

Esse exemplo mostra um processo de acordo com a invenção. A coluna de extração 20 operava em uma proporção de solvente para alimen-

tação de 1,25 e uma temperatura de 50 °C. A recuperação global de olefina/parafina na corrente 24 foi de 89,9%. A proporção de olefina/parafina na alimentação era de 1:3,7 e 1:3,6 na saída pós-oxigenado.

Coluna de Extração 20

Corrente	14		21		22		26	
	Comp. (% em peso)	Fluxo (kg/h)	Comp. (% em peso)	Fluxo (kg/h)	Comp. (% em peso)	Fluxo (kg/h)	Comp. (% em peso)	Fluxo (kg/h)
Total	100	3000	100	3750	100	2530	100	4220
C ₁₀ -C ₁₃ P/O Total	92,7	2779,7	2,16	81,0	99,1	2507,9	6,20	261,7
Oxigenados totais	7,3	217,7	0,000	0,000	0,0144	0,365	5,78	243,7
Leves e pesados	0,057	1,7	0,004	0,144	0,0104	0,263	0,00480	0,202
Água	0,031	0,934	6,01	225,6	0,0073	0,184	5,74	242,4
Metanol	0,000	0,000	91,7	3443,3	0,842	21,31	82,3	3472,0

5 Coluna de Extração de Refinado 23

Corrente	22		25		24	
	Comp. (% em peso)	Fluxo (kg/h)	Comp. (% em peso)	Fluxo (kg/h)	Comp. (% em peso)	Fluxo (kg/h)
Total	100	2530	100	30	100	2500
C ₁₀ -C ₁₃ P/O Total	99,1	2507,89	2,63	0,793	99,97	2499,4
Oxigenados totais	0,0144	0,365	0,00163	0,000491	0,0145	0,363
Leves e pesados	0,0104	0,263	0,0887	0,0267	0,00808	0,202
Água	0,0073	0,184	1,52	0,456	0,00115	0,0288
Metanol	0,842	21,31	95,4	28,7	0,000	0,000

Coluna de Recuperação de Solvente 27

Corrente	14		21		22	
	Comp. (% em peso)	Fluxo (kg/h)	Comp. (% em peso)	Fluxo (kg/h)	Comp. (% em peso)	Fluxo (kg/h)
Total	100	4220	100	3564	100	636
C ₁₀ -C ₁₃ P/O Total	6,20	261,7	2,37	85,1	27,6	175,8
Oxigenados totais	5,78	243,7	0,00140	0,0503	42,0	267,0
Leves e pesados	0,00480	0,202	0,00747	0,268	0,00279	0,0177
Água	5,74	242,4	1,30	46,8	29,3	186,6
Metanol	82,3	3472,0	96,2	3451,9	1,04	6,63

REIVINDICAÇÕES

1. Processo para a produção de alquil benzeno linear, caracterizado pelo fato de que inclui as etapas de obtenção de um condensado de hidrocarboneto contendo olefinas, parafinas e oxigenados de uma reação de Fischer-Tropsch em baixa temperatura realizada em um reator de leito em pasta fluida em uma temperatura de 160 °C - 280 °C e na presença de um catalisador de cobalto a fim de proporcionar um condensado de hidrocarboneto contendo 60 a 80% em peso de parafinas e 10 a 30% em peso de olefinas;
- 5
- 10 a) fracionamento do condensado de hidrocarboneto a fim de formar uma corrente de condensado de hidrocarboneto fracionada na faixa de C₈ a C₁₆, que é o produto de uma reação de Fischer-Tropsch;
- b) extração de oxigenados da corrente de condensado de hidrocarboneto fracionado da etapa (a) através de extração líquido-líquido, a fim de formar uma corrente contendo olefinas e parafinas, que é o produto de uma reação de Fischer-Tropsch;
- 15
- c) combinação da corrente contendo olefinas e parafinas da etapa (b), que é o produto de uma reação de Fischer-Tropsch, com a corrente de alimentação da etapa (g) para formar uma corrente combinada;
- 20 d) alquilação das olefinas na corrente combinada da etapa (c) com benzeno na presença de um catalisador de alquilação adequado em um reator de alquilação;
- e) recuperação de alquil benzeno linear do reator de alquilação;
- f) recuperação de parafinas não reagidas do reator de alquilação;
- 25 g) desidrogenação das parafinas não reagidas na presença de um catalisador de desidrogenação adequado, a fim de formar uma corrente de alimentação contendo olefinas e parafinas; e
- h) envio da corrente de alimentação contendo olefinas e parafinas da etapa (g) para a etapa (c).
- 30 2. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que, na etapa de extração b), a proporção de olefinas para parafinas é substancialmente preservada.

3. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que a reação de Fischer-Tropsch é realizada em uma temperatura de 210 °C - 260 °C.

5 4. Processo, de acordo a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que o condensado de hidrocarboneto contém de 10 a menos que 25% em peso de olefinas.

5. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que as olefinas no condensado de hidrocarboneto têm uma linearidade maior do que 92%.

10 6. Processo, de acordo com a reivindicação 5, caracterizado pelo fato de que as olefinas no condensado de hidrocarboneto têm uma linearidade maior do que 95%.

15 7. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que as parafinas no condensado de hidrocarboneto têm uma linearidade maior do que 92%.

8. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que o produto de condensado de hidrocarboneto é fracionado, na etapa a), para a faixa de C₁₀ a C₁₃.

20 9. Processo, de acordo com a reivindicação 8, caracterizado pelo fato de que o produto de hidrocarboneto fracionado contém 10 a 30% em peso de olefina com um grau de linearidade maior do que 92%.

10. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que um solvente leve é usado na extração líquido-líquido.

25 11. Processo, de acordo com a reivindicação 10, caracterizado pelo fato de que o solvente leve é uma mistura de metanol e água.

30 12. Processo, de acordo com a reivindicação 11, caracterizado pelo fato de que o processo de extração de oxigenado é um processo de extração líquido-líquido que ocorre em uma coluna de extração usando-se uma mistura de metanol e água como o solvente, em que um extrato da extração líquido-líquido é enviado a uma coluna de recuperação de solvente da qual um produto na parte superior compreendendo metanol, olefinas e parafinas é reciclado para a coluna de extração, desse modo, intensificando a

recuperação global de olefinas e parafinas.

13. Processo, de acordo com a reivindicação 12, caracterizado pelo fato de que um produto na parte inferior da coluna de recuperação de solvente é reciclado para a coluna de extração.

5 14. Processo, de acordo com a reivindicação 12, caracterizado pelo fato de que um refinado da coluna de extração é enviado para uma coluna de extração da qual uma corrente de alimentação de hidrocarboneto contendo mais de 90% em peso de olefinas e parafinas e menos do que 0,2% em peso de oxigenados sai como um produto na parte inferior.

10 15. Processo, de acordo com a reivindicação 14, caracterizado pelo fato de que a corrente de alimentação de hidrocarboneto contém menos do que 0,02% em peso de oxigenados.

16. Processo, de acordo com a reivindicação 11, caracterizado pelo fato de que o solvente tem um teor de água superior a 3% em peso.

15 17. Processo, de acordo com a reivindicação 16, caracterizado pelo fato de que o solvente tem um teor de água de 5%-15% em peso.

18. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que a recuperação de olefinas e parafinas na corrente de alimentação de hidrocarboneto durante a etapa de extração b) está acima de
20 70%.

19. Processo, de acordo com a reivindicação 18, caracterizado pelo fato de que a recuperação de olefinas e parafinas na corrente de alimentação de hidrocarboneto está acima de 80%.

20. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado
25 pelo fato de que a proporção de olefina/parafina da corrente de condensado de hidrocarboneto fracionado a) é substancialmente preservada durante a etapa de extração b).

21. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado
30 pelo fato de que a reação de desidrogenação na etapa (g) é realizada em uma taxa de conversão de 10%-15%.

22. Processo, de acordo com a reivindicação 21, caracterizado pelo fato de que o condensado de hidrocarboneto fracionado da etapa (b)

tem uma concentração de olefina de 10% a 30% em peso, a corrente de alimentação da etapa (g) tem uma concentração de olefina de 10% a 15% em peso e a corrente combinada da etapa (c) tem uma concentração de olefina de 12,5% a 22,5% em peso.

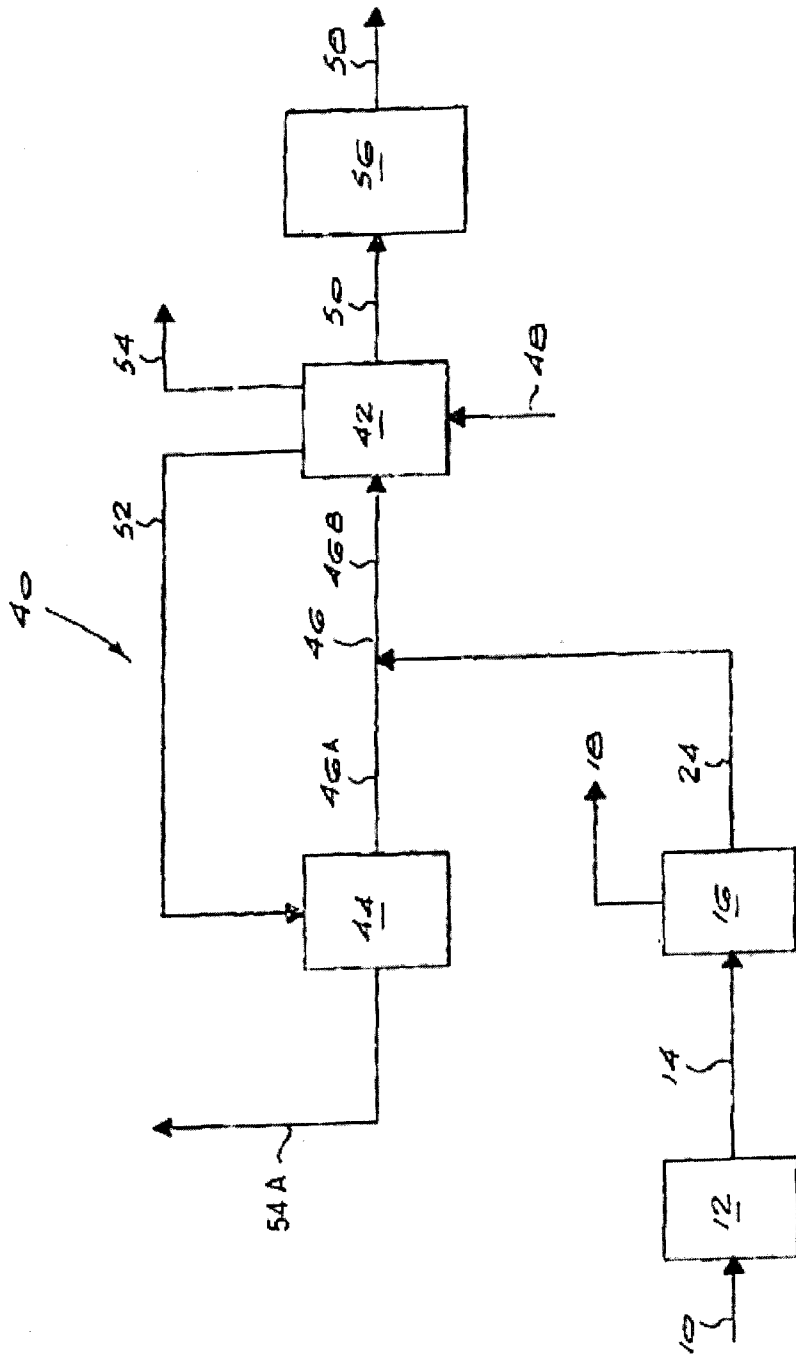


Fig.1

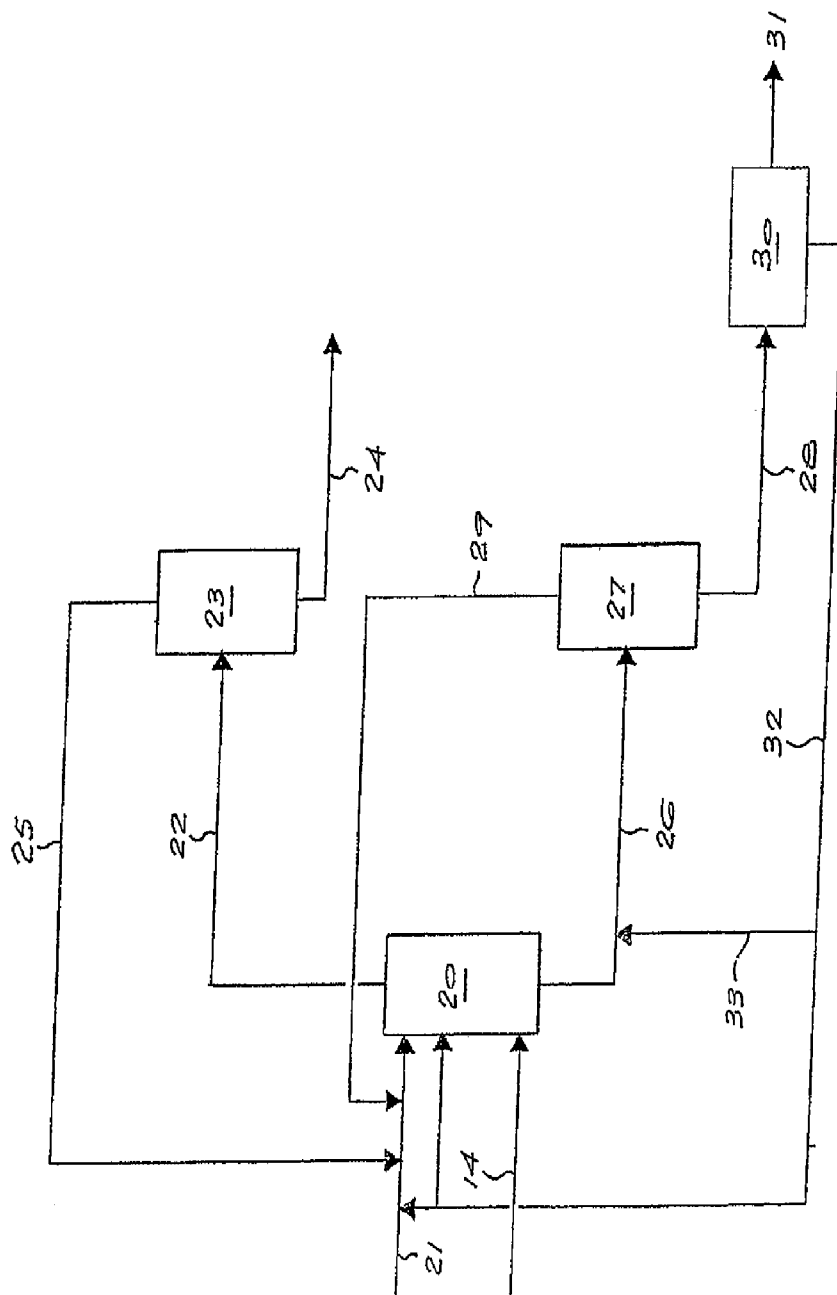
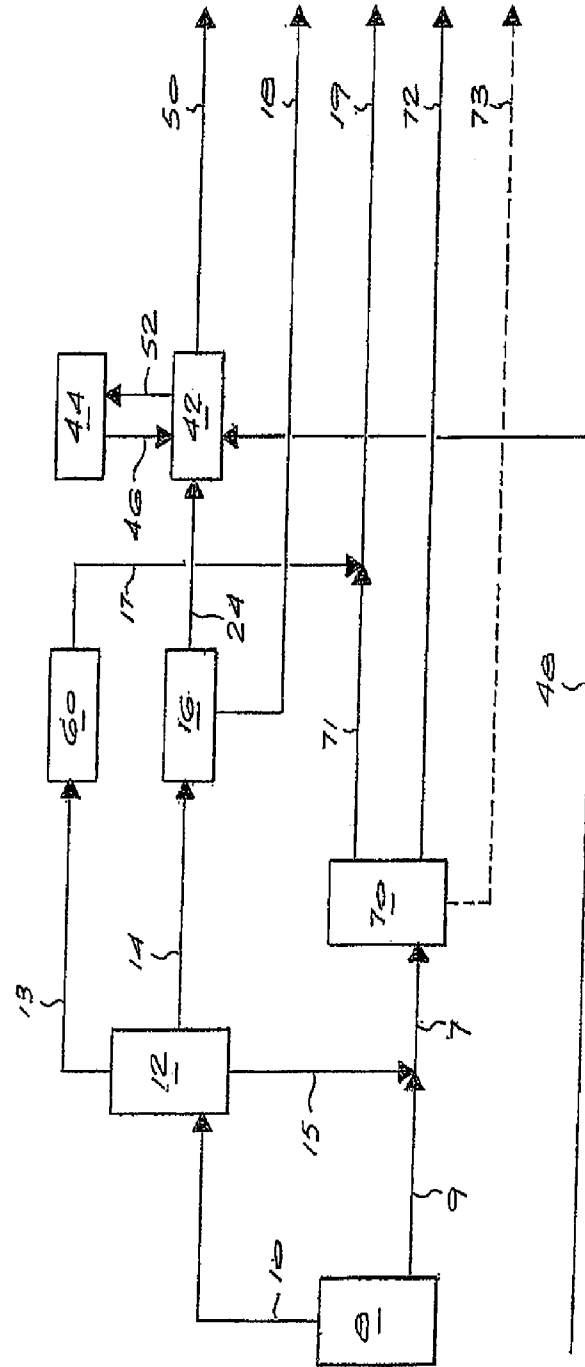


Fig. 2

Fig.3



RESUMO

Patente de Invenção: "**PROCESSO PARA A PRODUÇÃO DE ALQUIL BENZENO LINEAR**".

5 A presente invenção refere-se a um processo para a produção de alquil benzeno linear que inclui as etapas de obtenção de um condensado de hidrocarboneto contendo olefinas, parafinas e oxigenados de uma reação de Fischer-Tropsch em baixa temperatura realizada em um reator de leito em pasta fluida em uma temperatura de 160 °C - 280 °C e na presença de um catalisador de cobalto a fim de proporcionar um condensado de hidro-
10 carboneto contendo 60 a 80% em peso de parafinas e 10 a 30% em peso de olefinas;

a) fracionamento de uma distribuição de número de carbono C₈ a C₁₆ do condensado de hidrocarboneto, a fim de formar uma corrente de condensado de hidrocarboneto fracionada, que é o produto de uma reação de
15 Fischer-Tropsch;

b) extração de oxigenados da corrente de condensado de hidrocarboneto fracionado da etapa (a) através de extração líquido-líquido, a fim de formar uma corrente contendo olefinas e parafinas, que é o produto de uma reação de Fischer-Tropsch;

20 c) combinação da corrente contendo olefinas e parafinas da etapa (b), que é o produto de uma reação de Fischer-Tropsch, com a corrente de alimentação da etapa (g) para formar uma corrente combinada;

d) alquilação das olefinas na corrente combinada da etapa (c) com benzeno na presença de um catalisador de alquilação adequado em um
25 reator de alquilação;

e) recuperação de alquil benzeno linear do reator de alquilação;

f) recuperação de parafinas não reagidas do reator de alquilação;

g) desidrogenação das parafinas não reagidas na presença de um catalisador de desidrogenação adequado, a fim de formar uma corrente
30 de alimentação contendo olefinas e parafinas; e

h) envio da corrente de alimentação contendo olefinas e parafinas da etapa (g) para a etapa (c).