



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

(11) PI 0719071-9 B1

(22) Data do Depósito: 05/12/2007

(45) Data de Concessão: 09/10/2018



(54) Título: PROCESSO PARA PRODUÇÃO DE POLIÉSTER

(51) Int.Cl.: B01J 19/24; C08G 63/78; B01J 19/18; B01D 19/00; B01D 3/14; B01J 4/00; B01J 19/26

(30) Prioridade Unionista: 07/12/2006 US 11/635360

(73) Titular(es): GRUPO PETROTEMEX, S.A. DE C.V.

(72) Inventor(es): BRUCE ROGER DEBRUIN

(85) Data do Início da Fase Nacional: 21/05/2009

“PROCESSO PARA PRODUÇÃO DE POLIÉSTER”

FUNDAMENTOS DA INVENÇÃO

1. Campo da Invenção

[1] Esta invenção diz respeito a um sistema para a produção de poliésteres de fase fundida. Em outro aspecto, a invenção envolve um sistema de esterificação que utiliza um vaso horizontalmente alongado para a esterificação e/ou separação de vapor-líquido.

2. Descrição da Técnica Anterior

[2] A polimerização de fase fundida pode ser usada para produzir uma variedade de poliésteres, tais como, por exemplo, tereftalato de polietileno (PET). O PET é amplamente usado em recipientes de bebida, alimento e outros, assim como em fibras sintéticas e resinas. Avanços na tecnologia do processo acoplados com a demanda aumentada têm levado a um mercado cada vez mais competitivo para a produção e venda de PET. Portanto, um processo de custo baixo e alta eficiência para a produção de PET é desejável.

[3] Geralmente, as instalações de produção de poliéster de fase fundida, incluindo aquelas usadas para fabricar PET, empregam um estágio de esterificação e um estágio de policondensação. No estágio de esterificação, as matérias-primas poliméricas (isto é, reagentes) são convertidas em monômeros e/ou oligômeros de poliéster. No estágio de policondensação, os monômeros de poliéster que saem do estágio de esterificação são convertidos em um produto polimérico tendo o comprimento de cadeia final desejado.

[4] Nas instalações de produção de poliéster de fase fundida mais convencionais, a esterificação é realizada em um ou mais reatores mecanicamente agitados, tais como, por exemplo, reatores de tanque agitados contínuos (CSTRs). No entanto, os CSTRs e outros reatores mecanicamente agitados possuem várias desvantagens que podem resultar em custos de capital, operação e/ou manutenção aumentados com relação a instalação de

produção de poliéster global. Por exemplo, os agitadores mecânicos e vários equipamentos de controle tipicamente associados com os CSTRs são complexos, caros, e podem requerer manutenção extensiva. Além disso, os CSTRs convencionais freqüentemente empregam tubos de troca térmica que ocupam uma parte do volume interno do reator. De modo a compensar a perda no volume efetivo do reator, os CSTRs com tubos de troca térmica internos requerem um maior volume total, que aumenta os custos de capital. Além disso, as serpentinas de troca térmica internas tipicamente associadas com os CSTRs podem indesejavelmente interferir com os padrões de fluxo do meio de reação dentro do vaso, desse modo resultando em uma perda de conversão. Para aumentar a conversão do produto, muitas instalações de produção de poliéster convencionais têm empregado múltiplos CSTRs que operam em série, os quais aumentam ainda mais os custos tanto de capital quanto de operação.

[5] Assim, existe uma necessidade com relação a um processo de poliéster de alta eficiência que minimize os custos de capital, operacionais e de manutenção enquanto máxima a conversão do produto.

SUMÁRIO DA INVENÇÃO

[6] Em uma forma de realização da presente invenção, é fornecido um processo que compreende: submeter um meio de reação à esterificação em uma zona de esterificação definida dentro de um vaso de esterificação, em que o vaso de esterificação possui uma relação de comprimento para diâmetro de menos do que cerca de 10:1, em que o meio de reação flui substancialmente de modo horizontal através do vaso de esterificação.

[7] Em uma outra forma de realização da presente invenção, é fornecido um processo compreendendo: (a) submeter um meio de reação à esterificação em um reator de esterificação para desse modo produzir um primeiro produto; (b) introduzir pelo menos uma parte do primeiro produto em um vaso de separação; (c) retirar os produtos separados líquido e vapor do

vaso de separação; e (d) encaminhar pelo menos uma parte da fase líquida retirada de volta para o primeiro reator de esterificação através de um circuito de recirculação, em que o volume interno definido pelo vaso de separação é pelo menos cerca de 50 por cento do volume interno combinado definido pelo circuito de recirculação e pelo reator de esterificação.

[8] Em mais uma outra forma de realização da presente invenção, é fornecido um vaso de separação que define uma entrada de fluido, uma saída de líquido e uma saída de vapor. O vaso de separação é alongado juntamente com um eixo substancialmente horizontal e possui uma relação de comprimento para diâmetro de menos do que cerca de 10:1. A entrada de fluido é horizontalmente espaçada das saídas de líquido e vapor em pelo menos cerca de 1,25D, e as saídas de vapor e líquido são verticalmente espaçadas uma da outra em pelo menos cerca de 0,5D.

BREVE DESCRIÇÃO DOS DESENHOS

[9] Certas formas de realização da presente invenção são descritas com detalhes abaixo com referência à figura anexada, em que:

a Fig. 1 é uma representação esquemática de um sistema de esterificação configurado de acordo com uma forma de realização da presente invenção e adequado para uso em uma instalação de produto de poliéster de fase fundida.

DESCRIÇÃO DETALHADA

[10] A presente invenção pode ser empregada em instalações de produção de poliéster de fase fundida capazes de produzir uma variedade de poliésteres a partir de uma variedade de materiais de partida. Como aqui usado, o termo “poliéster” também inclui derivados de poliéster, tais como, por exemplo, polieterésteres, amidas de poliéster e amidas de polieteréster. Exemplos de poliésteres de fase fundida que podem ser produzidos de acordo com a presente invenção incluem, mas não são limitados a eles, homopolímeros e copolímeros de tereftalato de polietileno (PET), PETG

(PET modificado com comonômero de 1,4-cicloexano-dimetanol (CHDM)), poliésteres cristalinos completamente aromáticos ou líquidos, poliésteres biodegradáveis, tais como aqueles compreendendo resíduos de butanodiol, ácido tereftálico e ácido adípico, homopolímeros e copolímeros de poli(cicloexano-tereftalto de dimetileno), e homopolímeros e copolímeros de CHDM e ácido cicloexano dicarboxílico ou cicloexanodicarboxilato de dimetila.

[11] Em uma forma de realização da presente invenção, os materiais de partida de poliéster compreendendo pelo menos um álcool e pelo menos um ácido são submetidos à esterificação em um estágio inicial do processo. O material de partida de ácido pode ser um ácido dicarboxílico tal que o produto de poliéster final compreende pelo menos um resíduo de ácido dicarboxílico tendo na faixa de cerca de 4 a cerca de 15 ou de 8 a 12 átomos de carbono. Exemplos de ácidos dicarboxílicos adequados para uso na presente invenção podem incluir, mas não são limitados a eles, ácido tereftálico, ácido ftálico, ácido isoftálico, ácido naftaleno-2,6-dicarboxílico, ácido cicloexanodicarboxílico, ácido cicloexanodiacético, ácido difenil-4,4'-dicarboxílico, ácido difenil-3,4'-dicarboxílico, 2,2-dimetil-1,3-propanodiol, ácido dicarboxílico, ácido succínico, ácido glutárico, ácido adípico, ácido azeláico, ácido sebáico, e misturas destes. Em uma forma de realização, o material de partida de ácido pode ser um éster correspondente, tal como tereftalato de dimetila em lugar de ácido tereftálico.

[12] O material de partida de álcool pode ser um diol tal que o produto de poliéster final possa compreender pelo menos um resíduo de diol, tal como, por exemplo, aqueles que se originam de dióis cicloalifáticos tendo na faixa de cerca de 3 a cerca de 25 átomos de carbono ou de 6 a 20 átomos de carbono. Os dióis adequados podem incluir, mas não são limitados a eles, etileno glicol (EG), dietileno glicol, trietileno glicol, 1,4-cicloexano-dimetanol, propano-1,3-diol, butano-1,4-diol, pentano-1,5-diol, hexano-1,6-

diol, neopentilglicol, 3-metilpentanodiol-(2,4), 2-metilpentanodiol-(1,4), 2,2,4-trimetilpentano-diol-(1,3), 2-etilexanodiol-(1,3), 2,2-dietilpropano-diol-(1,3), hexanodiol-(1,3), 1,4-di-(hidroxietóxi)-benzeno, 2,2-bis-(4-hidroxicicloexil)-propano, 2,4-diidróxi-1,1,3,3-tetrametil-ciclobutano, 2,2,4,4-tetrametil-ciclobutanodiol, 2,2-bis-(3-hidroxietoxifenil)-propano, 2,2-bis-(4-hidróxi-propoxifenil)-propano, isosorbida, hidroquinona, BDS-(2,2-(sulfonilbis)4,1-fenilenoóxi))bis(etanol), e misturas destes.

[13] Além disso, em uma forma de realização, os materiais de partida podem compreender um ou mais comonômeros. Os comonômeros adequados podem incluir, por exemplo, comonômeros compreendendo ácido tereftálico, tereftalato de dimetila, ácido isoftálico, isoftalato de dimetila, dimetil-2,6-naftalenodicarboxilato, ácido 2,6-naftaleno-dicarboxílico, etileno glicol, dietileno glicol, 1,4-cicloexano-dimetanol (CHDM), 1,4-butanodiol, politetrametilenoglicol, trans-DMCD, anidrido trimelítico, dicarboxilato de dimetil cicloexano-1,4, dicarboxilato de dimetil decalin-2,6, decalin dimetanol, 2,6-dicarboxilato de decaidronaftaleno, 2,6-diidroxi-metil-decaidronaftaleno, hidroquinona, ácido hidroxibenzóico, e misturas destes.

[14] De acordo com uma forma de realização da presente invenção, um ou mais aditivos podem ser adicionados aos materiais de partida, o poliéster, e/ou os precursores de poliéster, em um ou mais locais dentro do processo. Os aditivos adequados podem incluir, por exemplo, comonômeros trifuncionais ou tetrafuncionais, tais como anidrido trimelítico, trimetilolpropano, dianidrido piromelítico, pentaeritritol, ou outros poliácidos ou polióis; agentes de reticulação ou ramificação; colorante; toner; pigmento; negro de fumo; fibra de vidro; carga; modificador de impacto; antioxidante; composto absorvente de UV; e composto descontaminante de oxigênio.

[15] Em geral, o processo para produção de poliéster de acordo com uma forma de realização da presente invenção pode compreender dois estágios principais. O primeiro estágio reage os materiais de partida (aqui

também referidos como “matérias-primas” ou “reagentes”) nos monômeros e/ou oligômeros. O segundo estágio ainda reage os monômeros e/ou oligômeros no produto de poliéster final.

[16] Se os materiais de partida que entram no primeiro estágio incluem grupos terminais de ácido, tais como, por exemplo, ácido tereftálico ou ácido isoftálico, o primeiro estágio é referido como esterificação. Se os materiais de partida tiverem grupos terminais de metila, tais como, por exemplo, tereftalato de dimetila ou isoftalato de dimetila, o primeiro estágio é referido como troca de éster ou transesterificação. Por simplicidade, o termo “esterificação” como aqui usado, inclui tanto esterificação quanto reações de troca de éster, mas deve ficar entendido que a esterificação e a troca de éster dependem dos materiais de partida. De acordo com uma forma de realização da presente invenção, a esterificação pode ocorrer em uma temperatura na faixa de cerca de 220°C a cerca de 300°C, ou cerca de 235°C a cerca de 280°C, ou 245°C a 270°C e uma pressão de menos do que cerca de 25 psig (172,4 kPa man.), ou uma pressão na faixa de cerca de 1 psig (6,9 kPa man.) a cerca de 10 psig (69 kPa man.), ou 2 psig (13,8 kPa man.) a 5 psig (34,5 kPa man.). Em uma forma de realização, o comprimento médio de cadeia do monômero e/ou oligômero que sai do estágio de esterificação pode ser menor do que cerca de 25, de cerca de 1 a cerca de 20, ou de 5 a 15.

[17] O segundo estágio do processo pode ser referido como o estágio de policondensação. O estágio de policondensação pode ser um processo de única etapa, ou pode ser dividido em uma etapa de policondensação (ou pré-polimerização) e uma etapa de policondensação final (ou de finalização). Geralmente, os polímeros de cadeia mais longa podem ser produzidos através de um processo de policondensação de múltiplos estágios. O estágio de policondensação pode ser realizado em uma temperatura na faixa de cerca de 220°C a cerca de 350°C, ou cerca de 240°C a cerca de 320°C e uma pressão sub-atmosférica (por exemplo, vácuo). Quando a

policondensação for realizada em um processo de dois estágios, o reator de polimerização (ou pré-polímero) pode converter o monômero que sai do estágio de esterificação em um oligômero tendo um comprimento médio de cadeia na faixa de cerca de 2 a cerca de 40, de cerca de 5 a cerca de 35, ou de 10 a 30. O reator final depois converte a mistura oligômero/polímero em um produto polimérico final tendo o comprimento médio de cadeia desejado.

[18] De acordo com uma forma de realização da presente invenção, o estágio de esterificação pode ser realizado em um sistema de esterificação que compreende pelo menos uma zona de esterificação e pelo menos uma zona de destilação. Na zona de esterificação, os reagentes são submetidos à esterificação para desse modo produzir um subproduto de vapor e um produto líquido contendo monômeros e/ou oligômeros de poliéster. Uma parte do produto do produto líquido que sai da zona de esterificação pode sair do sistema de esterificação para o processamento a jusante, enquanto a parte de recirculação do produto líquido que sai da zona de esterificação pode ser recirculada de volta à entrada da zona de esterificação. Pelo menos uma parte do subproduto de vapor que sai da zona de esterificação pode ser enviada para a zona de destilação, em que os componentes de água e álcool do subproduto de vapor podem ser separados. Uma parte do álcool separado que sai da zona de destilação pode ser recombinada com a parte de recirculação do produto líquido que sai da zona de esterificação. A corrente combinada resultante pode depois ser reintroduzida na zona de esterificação, após receber quantidades adicionais de reagentes e/ou aditivos.

[19] Em uma forma de realização da presente invenção, pelo menos uma parte da zona de esterificação pode ser definida por equipamento que concede pouca ou nenhuma agitação mecânica à fase líquida do meio de reação nele processado. Embora a fase líquida do meio de reação processado na zona de esterificação possa ser um tanto agitada em virtude da circulação através do equipamento que define a zona de esterificação, em uma forma de

realização da presente invenção, menos do que cerca de 50 por cento, menos do que cerca de 25 por cento, menos do que cerca de 10 por cento, menos do que cerca de 5 por cento, ou 0 por cento da agitação do meio de reação de fase líquida processado na zona de esterificação é fornecido por agitação mecânica. Isto está em contraste direto com os processos de esterificação convencionais que são realizados em um ou mais reatores de tanque agitados contínuos (CSTRs) sob condições de agitação mecânica extrema.

[20] Como ainda debatido com detalhes abaixo, a presente invenção pode empregar equipamento simples, seguro e barato para realizar a esterificação. Por exemplo, em uma forma de realização da presente invenção, pelo menos uma parte da zona de esterificação pode ser definida dentro de um aquecedor simples, seguro e barato, tal como, por exemplo, um trocador de calor de casco e tubo. Além disso, em uma outra forma de realização, pelo menos uma parte da zona de esterificação pode ser definida dentro de um vaso de esterificação não agitado simples, seguro e relativamente barato.

[21] Referindo-se agora à FIG. 1, um sistema de esterificação 10 configurado de acordo com uma forma de realização da presente invenção é ilustrado como de uma forma geral compreendendo um trocador de calor 12, um vaso de esterificação 14, uma coluna de destilação 16, e um circuito de recirculação 18. Em geral, o processo realizado no sistema de esterificação 10 inclui as seguintes etapas gerais: (1) introduzir um aparelho alimentador de esterificação no trocador de calor 12; (2) aquecer e parcialmente esterificar o aparelho alimentador de esterificação no trocador de calor 12; (3) introduzir pelo menos uma parte do produto aquecido e parcialmente esterificado do trocador de calor 12 no vaso de esterificação 14; (4) ainda esterificar o produto parcialmente esterificado do trocador de calor 12 no vaso de esterificação 14; (5) separar um produto líquido de um subproduto de vapor no vaso de esterificação 14; (6) introduzir pelo menos uma parte do subproduto de vapor do vaso de esterificação 14 dentro da coluna de

destilação 16; (7) separar o subproduto de vapor em uma corrente superior predominantemente de água e uma corrente inferior predominantemente de álcool na coluna de destilação 16; (8) encaminhar uma parte da recirculação do produto líquido do vaso de esterificação 14 de volta para o trocador de calor 12 através do circuito de recirculação 18; (9) enquanto a parte de recirculação do produto líquido está circulando através do circuito de recirculação 18, adicionar álcool recirculado da coluna de destilação 16, álcool novo, aditivo(s) e/ou ácido; e (10) retirar uma parte do produto do produto líquido do vaso de esterificação 14 para outro processamento a jusante.

[22] Como mencionado acima, a esterificação pode ser realizada tanto no trocador de calor 12 quanto no vaso de esterificação 14 do sistema de esterificação 10. Visto que a esterificação pode ser realizada tanto no trocador de calor 12 quanto no vaso de esterificação 14, cada uma destas peças de equipamento pode ser referida como “reatores de esterificação” em que cada um define uma parte de uma “zona de esterificação”. No entanto, desde que uma função adicional do trocador de calor 12 possa ser aquecer o meio de reação nele processado, o trocador de calor 12 também pode ser referido como um “aquecedor” que define uma “zona de aquecimento”. Além disso, visto que uma função adicional do vaso de esterificação 14 possa ser promover a separação de vapor/líquido, o vaso de esterificação 14 também pode ser referido como um “vaso de separação” que define uma “zona de separação”. A configuração e operação do sistema de esterificação 10, ilustrado na FIG. 1, serão agora descritas com maiores detalhes.

[23] Referindo-se novamente à FIG. 1, uma corrente de produto líquido recirculada, debatida com maiores detalhes abaixo, é transportada através de um conduto de recirculação 100. Como ilustrado na FIG. 1, os seguintes materiais podem ser adicionados à corrente de produto líquido recirculado que flui através do conduto de recirculação 100: (a) álcool

recirculado introduzido através do conduto 102, (b) álcool novo adicional introduzido através do conduto 104, e (c) um ou mais aditivos introduzidos através do conduto 106. Em uma outra forma de realização, pelo menos uma parte de uma ou mais correntes nos condutos 102, 104 e/ou 106 pode ser adicionada à corrente que sai do vaso de esterificação 14 no conduto 114, que é debatido com detalhes abaixo. Em mais uma outra forma de realização, pelo menos uma parte de uma ou mais correntes nos condutos 102, 104 e/ou 106 pode ser introduzida diretamente em uma bomba de recirculação ainda a ser debatida 40. O álcool recirculado e novo nos condutos 102 e 104 pode ser qualquer um dos álcoois debatidos acima como sendo adequado para uso como materiais de partida no sistema da presente invenção. De acordo com uma forma de realização, o álcool recirculado e/ou novo pode ser etileno glicol. O um ou mais aditivos no conduto 106 podem ser qualquer um dos aditivos debatidos acima como sendo adequados para uso no sistema da presente invenção.

[24] O ácido adicional do conduto 108 também pode ser adicionado à corrente que flui através do conduto de recirculação 100. O ácido introduzido no conduto de recirculação 100 através do conduto 108 pode ser qualquer um dos ácidos debatidos acima como sendo adequado para uso com materiais de partida no sistema da presente invenção. O ácido no conduto 108 pode estar na forma de um líquido, pasta fluida, pasta ou sólidos secos. Em uma forma de realização, o ácido no conduto 108 pode ser partículas sólidas de ácido tereftálico.

[25] Em uma forma de realização da presente invenção, o ácido no conduto 108 é adicionado na corrente de recirculação no conduto 100 na forma de partículas sólidas pequenas substancialmente secas (por exemplo, um pó). Em uma tal forma de realização, a alimentação de ácido para o conduto 100 pode conter menos do que cerca de 5 por cento em peso, menos do que cerca de 2 por cento em peso, ou menos do que 1 por cento em peso de

líquido. Este método de adição de ácido seco pode eliminar a necessidade de tanques mecanicamente agitados complexos e caros tradicionalmente usados para converter as partículas sólidas de ácido em uma pasta ou pasta fluida antes da introdução da mistura resultante no processo de esterificação.

[26] Como ilustrado na FIG. 1, um redutor de pressão 20 pode ser empregado para permitir a adição direta de um reagente de ácido sólido no conduto de recirculação 100 sem estar na forma de uma pasta ou pasta fluida. Em uma forma de realização da presente invenção, o reagente de ácido sólido pode ser adicionado ao conduto de recirculação 100 em um local onde a pressão da corrente de recirculação foi reduzida através do redutor de pressão 20. O redutor de pressão 20 pode ser qualquer aparelho conhecido na técnica de ser capaz de reduzir a pressão de uma corrente principalmente fluida de modo que o material possa ser adicionado à corrente com pressão reduzida através de uma abertura próxima da zona de pressão reduzida. Um extrator é um exemplo de um aparelho adequado para uso como redutor de pressão 20.

[27] Como ilustrado na FIG. 1, o reagente de ácido sólido no conduto 108 pode ser adicionado ao circuito de recirculação 18 a jusante dos pontos de injeção de álcool e aditivo adicionais. Além disso, pode ser vantajoso introduzir o reagente de ácido sólido na parte superior do conduto de recirculação 100 de modo a expedir a dissolução das partículas sólidas de ácido quando elas descem para dentro da corrente de recirculação. O presença de monômeros e/ou oligômeros de poliéster na corrente de recirculação também pode intensificar a dissolução das partículas sólidas de ácido adicionadas ao conduto de recirculação 100. Em uma forma de realização da presente invenção, a corrente no conduto de recirculação 100 pode ter um comprimento de cadeia médio na faixa de cerca de 1 a cerca de 20, cerca de 2 a cerca de 18, ou 5 a 15.

[28] Geralmente, a quantidade de álcool e ácido adicionada na corrente de recirculação no conduto de recirculação 100 pode ser qualquer

quantidade necessária par fornecer a taxa de produção desejada e a relação desejada de álcool para ácido. Em uma forma de realização da presente invenção, uma relação molar de álcool para ácido da corrente de alimentação de esterificação que sai do conduto de recirculação 100 está na faixa de cerca de 1,005:1 a cerca de 10:1, cerca de 1,01:1 a cerca de 8:1, ou 1,05:1 a 6:1.

[29] A corrente combinada que sai do conduto de recirculação 100 e/ou redutor de pressão 20 pode ser introduzida como um aparelho alimentador de esterificação em uma entrada 22 do trocador de calor 12 através de um conduto de alimentação 110. No trocador de calor 12, o meio de alimentação/reação de esterificação é aquecido e submetido às condições de esterificação. De acordo com uma forma de realização da presente invenção, o aumento de temperatura do meio de reação entre a entrada 22 e uma saída 24 do trocador de calor 12 pode ser ao redor de 50 °F (10°C), pelo menos cerca de 75 °F (24°C), ou pelo menos 85 °F (29°C). Geralmente, a temperatura do aparelho alimentador de esterificação que entra na entrada 23 do trocador de calor 12 pode estar na faixa de cerca de 220°C a cerca de 260°C, cerca de 230°C a cerca de 250°C, ou 235°C a 245°C. Geralmente, a temperatura do produto de esterificação que sai da saída 24 do trocador de calor 12 pode estar na faixa de cerca de 240°C a cerca de 320°C, cerca de 255°C a cerca de 300°C, ou 275°C a 290°C. O meio de reação no trocador de calor 12 pode ser mantido em uma pressão na faixa de cerca de 5 a cerca de 50 psig (cerca de 34,5 a cerca de 344,7 kPa man.), de cerca de 10 a cerca de 35 psig (cerca de 68,9 a cerca de 241,3 kPa man.), ou de 15 a 25 psig (cerca de 103,4 a cerca de 172,4 kPa man.).

[30] Como anteriormente debatido, o trocador de calor 12 também pode ser considerado um reator de esterificação porque pelo menos uma parte do meio de reação que flui através dele pode sofrer esterificação. A quantidade de esterificação realizada de acordo com a presente invenção pode ser quantificada em termos de “conversão”. Como aqui usado, o termo

“conversão” é usado para descrever uma propriedade da fase líquida de uma corrente que foi submetida à esterificação, em que a conversão da corrente esterificada indica a porcentagem dos grupos terminais de ácido originais que foram convertidos (isto é, esterificados) em grupos de éster. A conversão pode ser quantificada como o número de grupos terminais convertidos (isto é, grupos terminais de álcool) divididos pelo número total de grupos terminais (isto é, grupos terminais de álcool acrescido de ácido), expresso como uma porcentagem. Embora a conversão seja usada aqui, deve ficar entendido que o comprimento de cadeia médio, que descreve o número médio de unidades monoméricas que um composto compreende, também pode ser apropriado para descrever as características das correntes da presente invenção igualmente.

[31] De acordo com uma forma de realização, a reação de esterificação realizada no trocador de calor 12 pode aumentar a conversão do meio de reação entre a entrada 22 e a saída 24 em pelo menos cerca de 5, pelo menos cerca de 10, pelo menos cerca de 15, pelo menos cerca de 20, pelo menos cerca de 30, ou pelo menos cerca de 50 pontos percentuais. Geralmente, a corrente de alimentação de esterificação introduzida na entrada 22 do trocador de calor 12 possui uma conversão de menos do que cerca de 90 por cento, menos do que cerca de 75 por cento, menos do que cerca de 50 por cento, menos do que cerca de 25 por cento, menos do que cerca de 10 por cento, ou menos do que cerca de 5 por cento, enquanto a corrente de produto da esterificação que sai da saída 24 do trocador de calor 12 possui uma conversão de pelo menos cerca de 50 por cento, pelo menos cerca de 60 por cento, pelo menos cerca de 70 por cento, pelo menos cerca de 75 por cento, pelo menos cerca de 80 por cento, pelo menos cerca de 85 por cento, pelo menos cerca de 95 por cento, ou ao redor de 98 por cento.

[32] Em uma forma de realização da presente invenção, a reação de esterificação realizada no trocador de calor 12 ocorre em um tempo de

residência significativamente reduzido em relação aos processos de esterificação convencionais. Por exemplo, o tempo de residência médio do meio de reação que flui através do trocador de calor 12 pode ser menor do que cerca de 60 minutos, menor do que cerca de 45 minutos, menor do que cerca de 35 minutos, ou menor do que 20 minutos. Este tempo de residência relativamente curto pode ainda ser alcançado em taxas de produção elevadas em escala comercial. Assim, em uma forma de realização, a corrente do produto sai na saída 24 do trocador de calor 12 em uma vazão de pelo menos cerca de 10.000 libras por hora (lb/h) (4535,9 kg/h), pelo menos cerca de 25.000 lb/h (11339,8 kg/h), pelo menos cerca de 50.000 lb/h (22679,6 kg/h), ou pelo menos 100.000 lb/h (45359,2 kg/h).

[33] Passando agora para a configuração específica do trocador de calor 12. De acordo com uma forma de realização da presente invenção, o trocador de calor 12 pode ser um trocador de calor de casco e tubo horizontalmente alongado. Uma passagem de fluxo interna através do trocador de calor 12 pode ser definida pelos tubos de troca térmica através dos quais o meio de reação flui quando for aquecido e esterificado. Esta passagem de fluxo interna pode ser considerada de ser uma “primeira zona de esterificação” do sistema de esterificação 10. Geralmente o volume agregado da passagem de fluxo interna através do trocador de calor pode estar na faixa de cerca de 10 a cerca de 1.500 pés cúbicos (ft³) (cerca de 0,85 m³ a cerca de 42,5 m³), cerca de 100 a cerca de 800 ft³ (cerca de 2,8 m³ a cerca de 22,6 m³), ou 200 a 600 ft³ (5,7 a 17 m³). O diâmetro médio interno dos tubos de troca térmica individuais pode ser menor do que cerca de 4 polegadas (10 cm), ou na faixa de cerca de 0,25 a cerca de 3 polegadas (0,635 a 7,62 cm), ou de 0,5 a 2 polegadas (1,27 a 5 cm).

[34] Como mostrado na FIG. 1, uma corrente de meio de transferência de calor aquecido (HTM) pode entrar no lado do casco do trocador de calor 12 e pelo menos parcialmente circunda pelo menos uma

parte dos tubos trocadores de calor de modo a aquecer o meio de reação que flui através dele. Em uma forma de realização da presente invenção, o coeficiente de transferência de calor associado com o aquecimento do meio de reação no trocador de calor 12 pode estar na faixa de cerca de 0,5 a cerca de 200 BTU por hora per °F per pé quadrado ($\text{BTU/h}\cdot^{\circ}\text{F}\cdot\text{ft}^2$) (cerca de $2,4\times 10^{-4}$ a cerca de $9,8\times 10^{-2}$ $\text{kcal/h}\cdot^{\circ}\text{C}\cdot\text{cm}^2$), cerca de 5 a cerca de 100 $\text{BTU/h}\cdot^{\circ}\text{F}\cdot\text{ft}^2$ (cerca de $2,4\times 10^{-3}$ a cerca de $4,9\times 10^{-2}$ $\text{kcal/h}\cdot^{\circ}\text{C}\cdot\text{cm}^2$), ou de 10 a 50 $\text{BTU/h}\cdot^{\circ}\text{F}\cdot\text{ft}^2$ (cerca de $4,9\times 10^{-3}$ a cerca de $2,4\times 10^{-2}$ $\text{kcal/h}\cdot^{\circ}\text{C}\cdot\text{cm}^2$). A quantidade total de calor transferida para o meio de reação no trocador de calor 12 pode estar na faixa de cerca de 100 a cerca de 5.000 BTU per libra de meio de reação (BTU/lb) (cerca de 55,55 a cerca de 2778 kcal/kg), cerca de 400 a cerca de 2.000 BTU/lb (cerca de 222,2 a cerca de 1111,1 kcal/kg), ou de 600 a 1.500 BTU/lb (333,3 a 833,3 kcal/kg).

[35] Como representado na FIG. 1, o produto parcialmente esterificado que sai do trocador de calor 12 através da saída 24 pode ser transportado para o vaso de esterificação 14 através do conduto 112. A corrente parcialmente esterificada no conduto 112 pode ser introduzida dentro do volume interno do vaso de esterificação 14 através de uma entrada de fluido 26. Como debatido anteriormente, no vaso de esterificação 14, a corrente parcialmente esterificada é submetida a outra esterificação e separação de fase. Assim, o volume interno definido dentro do vaso de esterificação pode ser considerado ser uma “segunda zona de esterificação” e/ou uma “zona de separação”. Geralmente, o meio de reação no vaso de esterificação 14 flui substancialmente de modo horizontal através do volume interno. Quando o meio de reação flui ao longo da entrada de fluido 26 e sofre esterificação, os subprodutos de vapor escapam da fase líquida e fluem geralmente acima da fase líquida. O produto líquido separado pode sair do vaso de esterificação 14 através de uma saída de líquido 28, enquanto o subproduto de vapor separado pode sair do vaso de esterificação 14 através da

saída de vapor 30.

[36] A reação de esterificação realizada no vaso de esterificação 14 pode aumentar a conversão do meio de reação nele processado de modo que o produto líquido que sai da saída de líquido 28 possui uma conversão que é de pelo menos cerca de 1 ponto percentual, pelo menos cerca de 2 pontos percentuais, ou pelo menos 5 pontos percentuais mais elevado do que a conversão da corrente de fluido que entra na entrada de fluido 26. Geralmente, o produto líquido que sai na saída de líquido 28 do vaso de esterificação 14 pode ser de pelo menos cerca de 80 por cento, pelo menos cerca de 85 por cento, pelo menos cerca de 90 por cento, pelo menos 95 por cento, ou pelo menos cerca de 98 por cento.

[37] A conversão alcançada no vaso de esterificação 14 pode ocorrer durante um tempo de residência relativamente curto e com pouco ou nenhum gasto térmico. Por exemplo, o tempo de residência médio do meio de reação no vaso de esterificação 12 pode ser menor do que cerca de 200 minutos, menor do que cerca de 60 minutos, menor do que cerca de 45 minutos, menor do que cerca de 30 minutos, ou menor do que cerca de 15 minutos. Além disso, a quantidade de calor transferida para o meio de reação no vaso de esterificação 14 pode ser menor do que cerca de 100 BTU per libra de meio de reação (BTU/lb) (55,6 kcal/kg), menor do que cerca de 20 BTU/lb (11,1 kcal/h), menor do que cerca de 5 BTU/lb (2,8 kcal/kg), ou menor do que 1 BTU/lb (0,56 kcal/kg).

[38] Com gasto de calor mínimo ou nenhum no vaso de esterificação 14, a temperatura média do produto líquido que sai da saída de líquido 28 do vaso de esterificação 14 pode estar dentro de cerca de 50°C, cerca de 30°C, cerca de 20°C ou 15°C da temperatura média do fluido que entra no vaso de esterificação 14 através da entrada de fluido 26. Geralmente, a temperatura média do produto líquido que sai da saída de líquido 28 do vaso de esterificação 14 pode estar na faixa de cerca de 220°C a cerca de 320°C,

cerca de 240°C a cerca de 300°C, ou cerca de 250°C a cerca de 275°C.

[39] Passando agora para a configuração específica do vaso de esterificação 14. Na forma de realização ilustrada na FIG. 1, o vaso de esterificação 14 é um vaso substancialmente vazio, não agitado, não aquecido, geralmente cilíndrico, horizontalmente alongado. O vaso de esterificação 14 pode ter uma relação de comprimento para diâmetro (L:D) de menos do que cerca de 10:1, na faixa de cerca de 1,25:1 a cerca de 8:1, cerca de 1,5:1 a cerca de 6:1, ou 2:1 a 4,5:1. Em uma forma de realização, a entrada de fluido 26, saída de líquido 28, e a saída de vapor 30 são espaçadas uma da outra em uma maneira que fornece esterificação suficiente e intensifica a separação das fases de vapor, líquidas e de espuma. Por exemplo, a saída de líquido 28 e a saída de vapor 30 podem ser horizontalmente espaçadas da entrada de fluido 26 em pelo menos cerca de 1,25D, pelo menos cerca de 1,5D ou pelo menos 2,0D. Além disso, a saída de líquido 28 e a saída de vapor 30 podem ser verticalmente espaçadas uma da outra em pelo menos cerca de 0,5D, pelo menos cerca de 0,75D, ou pelo menos 0,95D.

[40] Como ilustrado na FIG. 1, o vaso de esterificação 14 pode compreender um distribuidor de fluido 32 para auxiliar na distribuição efetiva da alimentação no vaso de esterificação 14. Na forma de realização ilustrada na FIG. 1, o distribuidor de fluido é simplesmente um tubo que se prolonga substancialmente de modo horizontal tendo uma extremidade distal dobrada para baixo que define a entrada de fluido 26 com uma orientação voltada para baixo. Alternativamente, o distribuidor de fluido 32 pode definir uma pluralidade de aberturas para descarregar a alimentação parcialmente esterificada em múltiplos locais horizontalmente espaçados no vaso de esterificação 14. Em uma forma de realização da presente invenção, a profundidade média do meio de reação no vaso de esterificação 14 é mantida em menos do que cerca de 0,75D, menos do que 0,50D, menos do que cerca de 0,25D ou menos do que 0,15D quando percorre substancialmente de modo

horizontal através do vaso de esterificação 14.

[41] Como mostrado na FIG. 1, após entrar no vaso de esterificação 14, o meio de reação que sai do distribuidor de fluido 32 pode começar a fazer espuma quando as bolhas de vapor se separam da parte líquida do meio de reação. Geralmente, a produção de espuma pode diminuir ao longo do comprimento do vaso de esterificação 14 quando o vapor se separa da fase líquida do meio de reação de modo que, em uma forma de realização, substancialmente nenhuma espuma sai da saída de líquido 28 e/ou saída de vapor 30 do vaso de esterificação 14.

[42] Para ajudar a garantir que substancialmente nenhuma espuma saia da saída de vapor 30 do vaso de esterificação 14, uma placa defletora que se estende para baixo 34 pode ser empregada no vaso de esterificação 14. A placa defletora geralmente pode estar disposta entre a entrada de fluido 26 e a saída de vapor 30 do vaso de esterificação 14, mas mais próxima da saída de vapor 30 do que da entrada de fluido 26. A placa defletora 34 pode se prolongar para baixo, a partir da parte superior do vaso de esterificação 14 próxima a saída de vapor 30 e pode funcionar para fisicamente bloquear o fluxo de espuma, se houver, em direção à saída de vapor 30. Em uma forma de realização da presente invenção, a placa defletora 34 pode apresentar uma borda inferior verticalmente espaçada pelo menos cerca de $0,25D$, pelo menos cerca de $0,5D$ ou pelo menos $0,75D$ a partir da parte inferior do vaso de esterificação 14. Na forma de realização ilustrada na FIG. 1, a placa defletora inclui uma parte prolongada para baixo 36 e uma parte prolongada lateralmente 38. A parte prolongada para baixo 36 pode se estender para baixo a partir de um local próximo da saída de vapor 30, enquanto a parte prolongada lateralmente 38 pode se estender transversalmente a partir da extremidade inferior da parte prolongada para baixo 36 em um local geralmente sob a saída de vapor 30.

[43] O volume interno total definido dentro do vaso de esterificação

14 pode depender de vários fatores, incluindo, por exemplo, os requisitos hidrodinâmicos globais do sistema de esterificação 10. Em uma forma de realização da presente invenção, o volume interno total do vaso de esterificação 14 pode ser pelo menos cerca de 25 por cento, pelo menos cerca de 50 por cento, pelo menos cerca de 75 por cento, pelo menos cerca de 100 por cento ou pelo menos 150 por cento do volume interno total do circuito de recirculação 18, descrito com maiores detalhes abaixo. Em mais uma outra forma de realização da presente invenção, o volume interno total do vaso de esterificação 14 pode ser pelo menos cerca de 25 por cento, pelo menos cerca de 50 por cento, pelo menos cerca de 75 por cento, ou pelo menos 150 por cento do volume interno agregado do circuito de recirculação 18, da passagem de fluxo dentro do trocador de calor 13 e do conduto do produto 112.

[44] Referindo-se novamente à FIG. 1, um produto de éster líquido pode sair da saída de líquido 28 do vaso de esterificação 14 e pode depois disso ser introduzido no circuito de recirculação 18. O circuito de recirculação 18 define uma passagem de fluxo a partir da saída de líquido 28 do vaso de esterificação 14 até a entrada 22 do trocador de calor 12. O circuito de recirculação 18 geralmente compreende um conduto de produto líquido 114, uma bomba de recirculação 40, um conduto de descarga de bomba 116, conduto de recirculação 100, redutor de pressão 20, e conduto de alimentação 110. O produto de éster líquido descarregado do vaso de esterificação 14 pode fluir inicialmente através do conduto de produto 114 para a sucção da bomba de recirculação 40. A corrente que sai da bomba 40 pode ser passada através do conduto de descarga da bomba 116 e, posteriormente, dividida em uma parte de produto transportada através do conduto do produto de éster 118 e uma parte de recirculação transportada através do conduto de recirculação 100. A divisão da corrente que sai da bomba 40 pode ser realizada de modo que a relação da vazão de massa da parte de recirculação no conduto 100 para

a vazão de massa da parte do produto no conduto 118 pode estar na faixa de cerca de 0,25:1 a cerca de 30:1, cerca de 0,5:1 a cerca de 20:1, ou 2:1 a 15:1. Como anteriormente debatido, a parte de recirculação no conduto 100 pode eventualmente ser empregada como o aparelho alimentador para o trocador de calor 12, após a adição do álcool de recirculação através do conduto 102, álcool novo através do conduto 104, aditivo(s) através do conduto 106, e/ou ácido através do conduto 108.

[45] A parte do produto do produto de éster líquido no conduto 118 pode ser enviada para um local a jusante para outro processamento, armazenagem ou outro uso. Em uma forma de realização, pelo menos uma fração da parte do produto no conduto 118 pode ser submetida a outra esterificação em uma segunda zona de esterificação. Em uma outra forma de realização, pelo menos uma fração da parte do produto no conduto 118 pode ser submetida à policondensação em uma zona de policondensação a jusante.

[46] Como ilustrado na FIG. 1, a corrente de vapor que sai da saída de vapor 30 do vaso de esterificação 14 através do conduto 120 pode ser enviada para uma entrada de fluido 42 da coluna de destilação 16. A corrente de subproduto de vapor no conduto 120 pode compreender água e álcool. A água e o álcool podem ser substancialmente separados um do outro na coluna de destilação 16, para desse modo produzir uma corrente de vapor superior predominantemente de água que sai da coluna de destilação 16 através da saída inferior 46. A coluna de destilação 16 pode ser qualquer dispositivo capaz de separar uma corrente em um produto superior predominantemente de vapor e um produto inferior predominantemente líquido com base nas volatilidades relativas dos componentes da corrente de alimentação. A coluna de destilação 16 pode compreender internos tais como, por exemplo, bandejas, recheio aleatório, recheio estruturado, ou qualquer combinação destes.

[47] De acordo com uma forma de realização da presente invenção,

a corrente de vapor superior predominantemente de água que sai da coluna de destilação 16 através da saída superior 44 pode compreender pelo menos cerca de 50 por cento molar, pelo menos cerca de 60 por cento molar, ou pelo menos 75 por cento molar. O produto de vapor superior descarregado da saída 44 da coluna de destilação 16 pode ser encaminhado através do conduto 122 para subsequente processamento, armazenagem ou eliminação, tal como, por exemplo, uma unidade de processamento de águas residuais ou um meio de eliminação que emprega, por exemplo, incineração.

[48] A corrente de líquido inferior predominantemente de álcool que sai da coluna de destilação 14 através da saída inferior 46 pode compreender pelo menos cerca de 50 por cento molar, pelo menos cerca de 60 por cento molar, ou pelo menos 75 por cento molar de álcool (por exemplo, etileno glicol). Em uma forma de realização da presente invenção, a corrente predominantemente de álcool retirada da saída inferior 46 da coluna de destilação 16 pode ter uma temperatura de pelo menos cerca de 150°C, na faixa de cerca de 175°C a cerca de 230°C, ou 190°C a 230°C e uma pressão na faixa de cerca de 0,25 psig (1,72 kPa man.) a cerca de 50 psig (344,7 kPa man.), cerca de 0,5 psig (3,45 kPa man.) a cerca de 35 psig (241,3 kPa man.), ou 1 psig (6,9 kPa man.) a 25 psig (172,4 kPa man.). Como mostrado na FIG. 1, a corrente de líquido descarregada da saída inferior 46 da coluna de destilação pode ser transportada em conduto de líquido separado 124 e, depois disso, dividida em uma parte de álcool recirculado carregada no conduto 102 e uma parte de álcool recuperado carregada no conduto 126. A corrente de líquido separada do conduto 124 pode ser dividida em uma maneira tal que a vazão de massa do álcool recirculado no conduto 102 pode ser de pelo menos cerca de 25 por cento, pelo menos cerca de 50 por cento ou pelo menos 75 por cento da vazão de massa do produto de líquido separado no conduto 124. O álcool recuperado no conduto 126 pode ser encaminhado para outro processamento, armazenagem ou reutilização. O álcool recirculado no

conduto 102 pode ser enviado para o circuito de recirculação 18 para combinação com a parte recirculada do produto de esterificação que flui através do conduto de recirculação 100, como anteriormente descrito.

[49] Os sistemas de esterificação convencionais requerem esfriamento do álcool recirculado antes da reintrodução no produto de éster recirculado. No entanto, de acordo com uma forma de realização da presente invenção, quando combinado com a corrente de produto de esterificação recirculado que flui através do conduto 116 no conduto de recirculação 100, a temperatura da corrente de álcool recirculado não é maior do que cerca de 100°C, não maior do que cerca de 75°C, não maior do que cerca de 50°C, ou não maior do que 25°C mais fria do que a temperatura da corrente de álcool quando foi retirada da saída inferior 46 da coluna de destilação 16. Em uma forma de realização, a temperatura da corrente de álcool recirculada quando combinada com a corrente de produto de éster recirculado no conduto de recirculação 100 está na faixa de cerca de 190°C a cerca de 250°C, cerca de 200°C a cerca de 235°C, ou de 205°C a 220°C.

Faixas Numéricas

[50] A presente descrição utiliza faixas numéricas para quantificar certos parâmetros em relação à invenção. Deve ficar entendido que quando as faixas numéricas são fornecidas, tais faixas devem ser interpretados como fornecendo suporte literal para limitações de reivindicação que apenas recitam o valor mais baixo da faixa, assim como limitações de reivindicação que apenas recitam o valor mais alto da faixa. Por exemplo, uma faixa numérica divulgada de 10 a 100 fornece suporte literal para uma reivindicação que recita “maior do que 10” (sem limites superiores) e uma reivindicação que recita “menor do que 100” (sem limites inferiores).

Definições

[51] Como aqui usado, os termos “um”, “uma”, “o”, “a” e “dito” significam um ou mais.

[52] Como aqui usado, o termo “e/ou”, quando usado em uma lista de dois ou mais itens, significa que qualquer um dos itens listados pode ser empregado por si mesmo, ou qualquer combinação de dois ou mais dos itens listados pode ser empregada. Por exemplo, se uma composição for descrita como contendo os componentes A, B e/ou C, a composição pode conter A isoladamente; B isoladamente; C isoladamente; A e B em combinação; A e C em combinação; B e C em combinação; ou A, B e C em combinação.

[53] Como aqui usado, os termos “compreendendo”, “compreende” e “compreendem” são termos de transição final abertos usados para a transição de um tema recitado antes do termo para um ou mais elementos recitados após o termo, onde o elemento ou elementos listados após o termo de transição não são necessariamente os únicos elementos que compõem o tema.

[54] Como aqui usado, os termos “contendo”, “contém” e “contêm” possuem o mesmo significado final aberto como “compreendendo”, “compreende” e “compreendem” fornecidos abaixo.

[55] Como aqui usado, o termo “separação destilativa” se refere à separação de uma ou mais substâncias químicas de uma ou mais de outras substâncias químicas com base nas volatilidades relativas das substâncias sendo separadas.

[56] Como aqui usado, os termos “tendo”, “tem” e “têm” possuem o mesmo significado final aberto como “compreendendo”, “compreende” e “compreendem” fornecidos acima.

[57] Como aqui usado, os termos “incluindo”, “inclui” e “incluem” possuem o mesmo significado final aberto como “compreendendo”, “compreende” e “compreendem” fornecidos acima.

[58] Como aqui usado, o termo “meio de reação” se refere a uma mistura de materiais de partida, monômero, oligômero e/ou polímero.

[59] Como aqui usado, o termo “resíduo” se refere ao componente

que é o produto resultante da espécie química em um esquema de reação particular ou subsequente formulação ou produto químico, independente se o componente for realmente obtido da espécie química.

Reivindicações não Limitadas às Formas de Realização Divulgadas

[60] As formas preferidas da invenção descritas acima devem ser usadas somente como ilustração, e não devem ser usadas em um sentido limitativo para interpretar o escopo da presente invenção. Modificações às formas de realização exemplares, apresentadas acima, podem ser facilmente efetuadas por aqueles versados na técnica sem divergir do espírito da presente invenção.

[61] Os inventores por meio desta expõem seu intento de contar com a Doutrina de Equivalentes para determinar e avaliar o escopo razoavelmente claro da presente invenção como pertencendo a qualquer aparelho que materialmente não se afaste para fora do escopo literal da invenção como apresentado nas reivindicações que seguem.

REIVINDICAÇÕES

1. Processo para produção de poliéster, caracterizado pelo fato de que compreende: submeter um meio de reação compreendendo ácido tereftálico e pelo menos um álcool à esterificação em uma zona de esterificação definida dentro de um vaso de esterificação (14) vazio horizontalmente alongado, em que dito vaso de esterificação (14) possui uma relação de comprimento para diâmetro (L:D) menor do que 10:1, em que dito meio de reação entra em dito vaso de esterificação (14) através de uma entrada de fluido (26) e é submetido à esterificação para produzir um produto líquido e um subproduto de vapor, em que dito produto líquido sai de dito vaso de esterificação (14) através de uma saída de líquido (28), em que dita saída de líquido (28) é horizontalmente espaçada de dita entrada de fluido (26) em 1,25D ou mais, dito meio de reação sendo agitado e fluindo de modo horizontal através de dito vaso de esterificação (14), e em que o subproduto de vapor flui através de dito vaso de esterificação (14) geralmente acima de dito meio de reação e sai de dito vaso de esterificação através de uma saída de vapor (30) que está horizontalmente espaçada de dita entrada de fluido (26) em 1,25D ou mais e verticalmente espaçada de dita saída de líquido (30) em 0,5D ou mais, em que a fase líquida do meio de reação no vaso de esterificação (14) passa por nenhuma agitação mecânica dentro do vaso de esterificação (14).

2. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que 0 (zero) por cento da agitação é fornecida por agitação mecânica.

3. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de adicionalmente compreender adicionar calor a dito meio de reação em dito vaso de esterificação (14), em que a quantidade de calor adicionado a dito meio de reação em dito vaso de esterificação (14) é menor que 11,1 kcal/Kg.

4. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de dito vaso de esterificação (14) possuir uma relação de L:D na faixa de 1,25:1 a 8:1.

5. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que a profundidade média de dito meio de reação em dito vaso de esterificação (14) é menor que 0,75 D.

6. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de dito vaso de esterificação (14) possuir uma relação de L:D na faixa de 1,5:1 a 6:1 e em que a profundidade média de dito meio de reação em dito vaso de esterificação (14) é menor que 0,5D.

7. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que dita saída de vapor (30) é verticalmente espaçada de dita saída de líquido (28) em 0,5D ou mais.

8. Processo de acordo com a reivindicação 7, caracterizado pelo fato de que dito vaso de esterificação (14) compreende uma placa defletora (34) se estendendo para baixo ao redor da qual dito subproduto de vapor deve fluir antes de sair de dita saída de vapor (30).

9. Processo de acordo com a reivindicação 7, caracterizado pelo fato de que espuma é gerada em dito vaso de esterificação (14), em que nenhuma espuma sai de dito vaso de esterificação (14) através de ditas saídas de vapor ou líquido (30, 28).

10. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que dito meio de reação entra em dito vaso de esterificação (14) tendo uma conversão de 50 por cento ou mais.

11. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que o tempo de residência de dito meio de reação em dito vaso de esterificação (14) é de 45 minutos ou menos.

12. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que dito meio de reação sai de dito trocador de calor (12) e entra

em dito vaso de esterificação (14) tendo uma conversão de 50 por cento ou mais.

13. Processo de acordo com a reivindicação 12, caracterizado pelo fato de que a conversão de dito meio de reação aumenta em 2 pontos percentuais ou mais em dito vaso de esterificação (14).

14. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que a temperatura de dito meio de reação aumenta em 10°C ou mais em dito trocador de calor (12).

15. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que o tempo de residência de dito meio de reação em dito trocador de calor (12) é menor que 60 minutos.

16. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que dito trocador de calor (12) compreende tubos pelo menos parcialmente circundados por um meio de transferência de calor, em que dito meio de reação flui através de ditos tubos.

17. Processo de acordo com a reivindicação 16, caracterizado pelo fato de que o volume de dito vaso de esterificação (14) é maior do que o volume interno agregado definido por todos os tubos de dito trocador de calor (12).

18. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que ainda compreende transportar pelo menos uma parte de uma fase líquida de dito meio de reação a partir de uma saída de líquido (28) de dito vaso de esterificação (14) até uma entrada de fluido (26) de dito vaso de esterificação (14) através de um circuito de recirculação (18).

19. Processo de acordo com a reivindicação 18, caracterizado pelo fato de que o volume total de dito vaso de esterificação (14) é 50 por cento ou mais do volume interno total definido por dito circuito de recirculação (18).

20. Processo de acordo com a reivindicação 18, caracterizado

pelo fato de que o volume total de dito vaso de esterificação (14) é 75 por cento ou mais do volume interno total definido por dito circuito de recirculação (18).

21. Processo de acordo com a reivindicação 18, caracterizado pelo fato de que dito circuito de recirculação (18) inclui um trocador de calor (12) para o aquecimento de dito meio de reação antes da introdução em dito vaso de esterificação (14) e uma bomba de recirculação (40) para bombear pelo menos uma parte de dita fase líquida.

22. Processo de acordo com a reivindicação 18, caracterizado pelo fato de que ainda compreende retirar uma parte do produto de dita fase líquida de dito circuito de recirculação (18) e submeter pelo menos uma fração de referida parte do produto à esterificação adicional em uma zona de esterificação a jusante e submeter referida parte do produto à policondensação em uma zona de policondensação a jusante, ou retirar uma parte do produto de dita fase líquida de dito circuito de recirculação (18) e submeter pelo menos uma fração de referida parte de produto à esterificação adicional em uma zona de esterificação a jusante ou submeter referida parte do produto à policondensação em uma zona de policondensação a jusante.

23. Processo de acordo com a reivindicação 18, caracterizado pelo fato de que ainda compreende a introdução de um ácido em dito circuito de recirculação (18).

24. Processo de acordo com a reivindicação 23, caracterizado pelo fato de que ainda compreende a introdução de um álcool em dito circuito de recirculação (18).

25. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que dito meio de reação compreende um ácido e um álcool.

26. Processo de acordo com a reivindicação 25, caracterizado pelo fato de que dito álcool compreende etileno glicol.

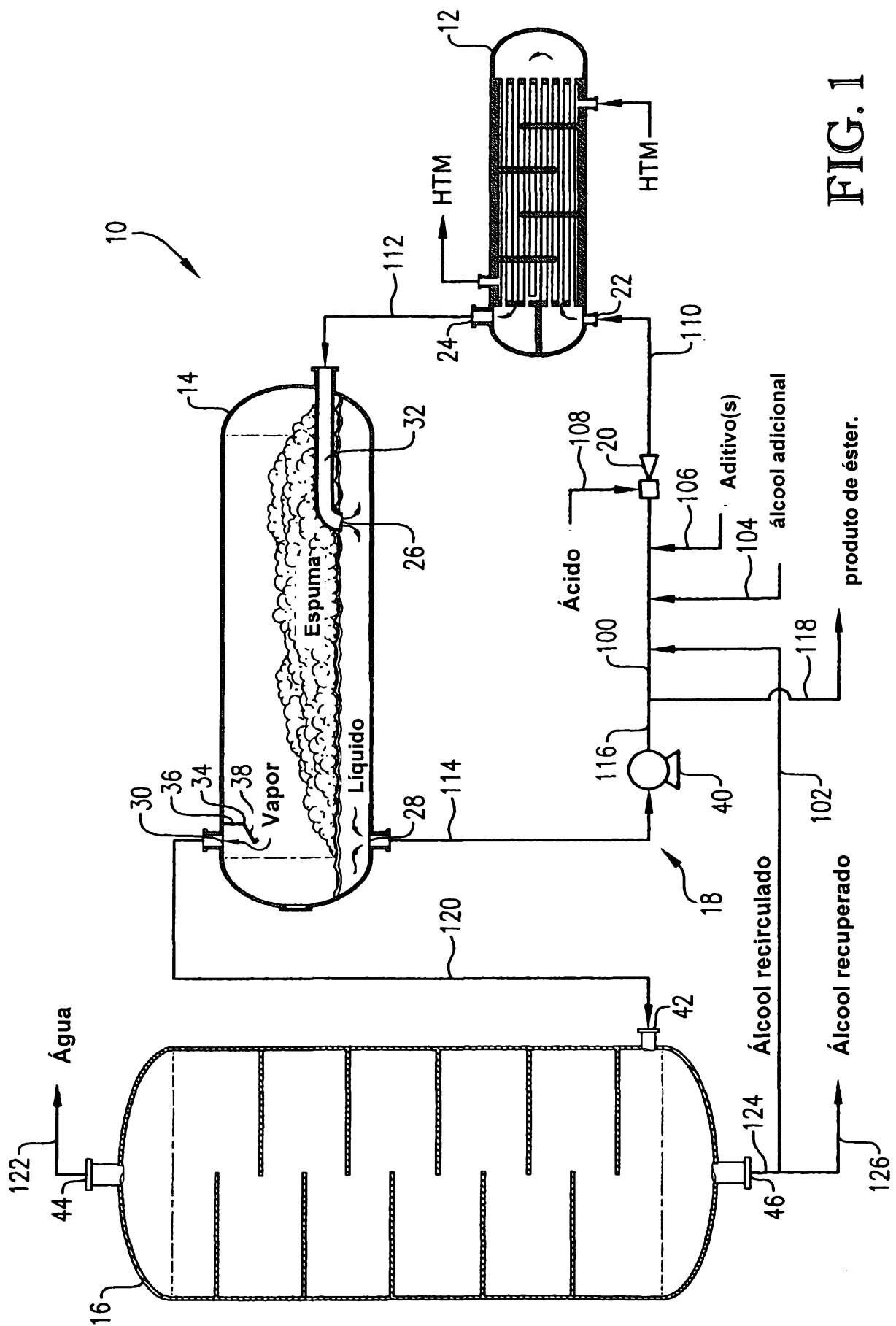


FIG. 1