



República Federativa do Brasil
Ministério da Economia
Instituto Nacional da Propriedade Industrial

(11) PI 0920096-7 B1



(22) Data do Depósito: 22/10/2009

(45) Data de Concessão: 27/10/2020

(54) Título: PROCESSO PARA PRODUZIR UM ÁCIDO TEREFTÁLICO E/OU ÁCIDO ISOFTÁLICO

(51) Int.Cl.: C07C 51/265; C07C 63/26; C07C 63/15; C07C 63/24; C07C 63/16.

(30) Prioridade Unionista: 09/09/2009 US 12/556,099; 31/10/2008 US 61/110,240.

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

(72) Inventor(es): ALAN GEORGE WONDERS; RONALD BUFORD SHEPPARD; TIMOTHY ALAN UPSHAW; RAYMOND ELBERT FOGLE III.

(86) Pedido PCT: PCT US2009005760 de 22/10/2009

(87) Publicação PCT: WO 2010/062313 de 03/06/2010

(85) Data do Início da Fase Nacional: 27/04/2011

(57) Resumo: PROCESSO PARA PRODUZIR UM ÁCIDO DICARBOXÍLICO AROMÁTICO. A invenção refere-se a um teor de energia melhorado em e recuperação da potência do eixo a partir de um gás de saída das reações de oxidação de xileno, enquanto ao mesmo tempo minimizando o custo de tratamento de águas servidas. Mais potência do eixo é produzida usando o gás de saída do que é requerido para acionar o compressor de ar principal, mesmo com temperaturas de oxidação relativamente baixas preferidas. Simultaneamente, uma quantidade de água servida maior do que a água subproduto a partir da oxidação do xileno é mantida em forma de vapor e tratada junto com os poluentes do gás de saída em uma unidade de destruição oxidativa térmica em fase gasosa auto-sustentada (auto-alimentada). Opcionalmente, gás de saída é combinado a partir de reatores múltiplos de oxidação de xileno, compreendendo reatores de oxidação primários e/ou secundários e formando TPA e/ou IPA. Opcionalmente, um condensado do compressor de ar e uma purga de purificador cáustico são usados em um processo TPA ou como água de serviço, eliminando efetivamente o fluxo normal de efluente de água servida líquida a partir de uma planta de TPA. Opcionalmente, gás (...).

“PROCESSO PARA PRODUZIR UM ÁCIDO TEREFTÁLICO E/OU ÁCIDO ISOFTÁLICO”

Antecedentes

[0001] Conhece-se recuperar a preponderância de solvente vaporizado a partir de gás de saída de reação por passagem através de pelo menos um meio de resfriamento, absorção, e/ou de destilação para produzir um solvente recuperado liquefeito. Também é geralmente desejável maximizar a recuperação a partir do gás de saída de reação de compostos vaporizados contendo pelo menos uma ligação hidrocarbila, aqui chamados de “compostos hidrocarbila”, “compostos orgânicos voláteis” e “VOC”.

[0002] É conhecido usar pelo menos um meio de destilação para remover a partir do solvente recuperado uma quantidade de água em excesso, que é co-produzida em grandes quantidades pela oxidação parcial de pX. Vários projetos são conhecidos por usar a energia derivada da oxidação parcial de pX para pelo menos uma porção da entrada de energia requerida para operar um meio de destilação.

[0003] O termo “água de formação de TPA” é aqui definido como 0,340 kg de água por kg de alimentação de pX de pureza comercial. Esta provém da reação desejada formando TPA a partir de pX de acordo com a estequiometria: $pX + 3 O_2$ produz TPA + 2 H₂O. Apesar de pequenas quantidades de impurezas existirem dentro de um pX de pureza comercial e que uma pequena quantidade de sub-pX é sub-oxidada e/ou sobre-oxidada, instalações modernas de produção produzem pX de pureza comercial compreendendo quantidades muito baixas de impurezas e convertem esta alimentação em TPA bruto e/ou purificado com rendimentos muito elevados. Preferivelmente, o rendimento global do produto sólido TPA, bruto e/ou purificado, é pelo menos cerca de 96 ou 97, ou 98, ou 99 % em mol, com base na massa da alimentação de pX de pureza comercial dividido pelo peso molecular de 106,16 g em mol. Preferivelmente, alimentação de pX de pureza comercial compreende pelo menos cerca de uma fração de massa de 0,990, ou 0,995, 0,997, 0,998 de pX.

[0004] Conhece-se também recuperar energia, tanto energia térmica como trabalho de eixo mecânico, a partir de uma porção do gás de saída em várias

combinações, juntamente com a recuperação de solvente vaporizado. Um método conhecido para a recuperação de energia é usar pelo menos uma porção de gás de saída para ferver um fluido de trabalho, por exemplo, água ou pentano, para produzir vapor. Este vapor é usado para transferência de calor para outro usuário, ou o vapor é reduzido em pressão através de um expansor, tipicamente um turboexpansor para produzir uma saída de trabalho do eixo. A recuperação de energia a partir de um turboexpansor pode ser convertida diretamente em trabalho mecânico, tal como acionando um compressor de alimentação de ar ou outro maquinário em movimento, ou para energia elétrica acionando um gerador elétrico rotativo conectado a uma rede de distribuição e de consumo de energia.

[0005] Outro método conhecido para a recuperação de energia é passar pelo menos uma porção do gás de saída compreendendo di-nitrogênio através de um turboexpansor. A recuperação de energia a partir de um turboexpansor pode ser convertida diretamente em trabalho mecânico, tal como o acionamento de um compressor de alimentação de ar ou maquinário em movimento, ou para energia elétrica acionando um gerador elétrico rotativo conectado a uma rede de distribuição de e de consumo de energia.

[0006] Conhece-se também enviar uma porção significativa de água em forma de vapor no gás de saída para um meio de destruição oxidativa térmica (TOD) em que gases tóxicos e poluentes de VOC, por exemplo, monóxido de carbono, ácido acético, acetato de metila, para -xileno, e brometo de metila, são convertidos em efluentes ambientalmente mais aceitáveis, por exemplo, vapor d'água e dióxido de carbono. Alguns sistemas de convenção descrevem expelir "a água de reação" em forma de vapor de um reator de oxidação de para-xileno em um dispositivo de destruição térmica para a remoção de poluentes nocivos.

Sumário

[0007] Verificaram-se formas de realização preferidas não contemplados no estado da técnica. As formas de realização da presente invenção podem prover uma quantidade maior de recuperação de potência de trabalho do eixo a partir de gás de saída da reação de alguns meios de reação de oxidação, seja para geração de energia

elétrica ou diretamente para usos mecânicos e/ou expulsão de uma quantidade de vapor d'água ainda maior do que a água de formação de TPA, e/ou TOD de auto-sustentação (auto-alimentação). Certas formas de realização da invenção podem ainda prover uma instalação combinada para pX-a-TPA-a-PET que não produz efetivamente água servida líquida.

[0008] Em uma forma de realização preferida, a invenção compreende passar substancialmente todo o gás de saída da reação de oxidação, incluindo ambas as fontes do reator de oxidação primários e secundárias com ambas as alimentações pX e MX, através de um sistema de destilação de recuperação de solventes compartilhada, então através de uma fase de superaquecimento, e então através de um turboexpansor de dois estágios compreendendo aquecimento interestágios a fim de produzir uma quantidade maior de trabalho de eixo. Esta configuração permite a exportação de energia elétrica além do consumo dos compressores de ar de processo e de bombas de líquido e de pasta fluida de processo. O vapor da destilação instantânea do condensado nos aquecedores do turboexpansor é usado em outra porção do processo de TPA. Após o turboexpansor, uma porção do vapor d'água é condensada a partir do gás de saída da reação de oxidação para fornecer água líquida para vários usos em processo; e o resto do vapor d'água é deixado no gás de saída, que é enviado para um meio TOD. Opcionalmente, queima direta de combustível é usada para aquecer o gás de saída, ao invés de aquecimento com vapor, para prover superaquecimento dentro de um turboexpansor. Opcionalmente, a pressão de saída de um turboexpansor é reduzida por recompressão do gás de saída depois de ter passado através de um meio de condensador e um meio de divisão de líquido.

[0009] Além disso, as formas de realização seguintes são preferidas para outros aspectos do processo da invenção:

- Prefere-se que valor de carburante combustível suficiente seja deixado em gás de saída, de modo que a sua redução ambiental em um TOD, preferivelmente um oxidante térmico regenerativo (RTO), seja substancialmente, mais preferivelmente completamente, de auto-aquecimento, sem adição de combustíveis estão presentes no gás de

saída de reação. Ainda é mais preferível que uma quantidade substancial deste valor de carburante combustível venha de acetato de metila (MeOAc), um subproduto conhecido de oxidação do pX em ácido acético. Verificou-se como manter a formação de acetato de metila suficientemente baixa de modo que custos de capital e de operação consideráveis para isolar o acetato de metila e para recuperar por hidrólise o teor de ácido acético, não são justificados quando considerados contra a adição de combustível adquirido para um RTO.

- Água condensada é com freqüência formada a partir de vapor d'água ambiente em sistemas de compressão provendo ar ambiente para reatores de oxidação TPA, e essa água é potencialmente contaminada com lubrificantes e fluidos de vedação. Prefere-se que esta água ambiente condensada seja admitida para líquidos de processo TPA, por exemplo, como a água de lavagem, a água de resfriamento brusco, água de refluxo, isto é utilizada como água de serviço, por exemplo, com a água de complementação da torre de resfriamento, ao invés de ser enviada diretamente para uma instalação de tratamento de águas servidas líquidas.
- Após a remoção e/ou destruição térmica de VOC em gás de saída, muitas localidades requerem a remoção de brometo de hidrogênio a partir de tais gases de saída tratados antes da libertação ao meio ambiente. Esta purificação é com freqüência feita por purificação aquosa para produzir um sal de bromo, por exemplo, usando uma solução aquosa de hidróxido de sódio e bissulfito de sódio para purificar e para a produção de brometo de sódio. Verificou-se que a água de purga usada para controlar o teor de sólidos dissolvidos em tal água de purificador é vantajosamente usada como água de serviço, como por exemplo, água de complementação de torre de resfriamento, em vez de formar água servida líquida.
- Um processo PET também produz água a partir de reações de formação

de PET, e esta água é frequentemente contaminada com vários compostos VOC, por exemplo, etileno glicol, acetaldeído, e diversos dioxolanos. Prefere-se que pelo menos uma porção de água contaminada a partir de um processo PET seja processada em uma instalação comum compartilhada junto com a água formando TPA de uma instalação de TPA adjacentes. Preferivelmente, referida água contaminada a partir da formação de PET é ou deixada em forma de vapor saindo da referida instalação de PET para tratamento ou é convertida em uma forma de vapor usando pelo menos uma porção da energia térmica da referida instalação de TPA adjacente. Mais preferivelmente, água a partir das reações de formação de PET é processada em um TOD comum compartilhado junto com água de formação de TPA.

[0010] Sozinha, ou em diversas combinações, as invenções descritas aqui podem prover uma instalação de pX-a-TPA produzindo muito pouco, mesmo uma produção nula, de água servida líquida requerendo tratamento ambiental por instalação de produção da TPA. Além disso, as invenções podem prover uma instalação pX-a-TPA-a-PET produzindo muito baixo, mesmo uma produção nula, de água servida líquida requerendo tratamento ambiental por instalação de produção de PET.

Breve descrição dos desenhos

[0011] A figura 1 ilustra formas de realização exemplares da presente invenção.

Descrição detalhada das formas de realização preferidas

[0012] As invenções aqui podem ser combinadas com as descrições de dos US 20070293699 e US 20060047158 (cujas descrições completas são incorporadas por referência) para um meio de reação de oxidação primária, preferido, processo e meios para converter pX em TPA. Estas descrições de referência compreendem numerosos aspectos mecânicos preferidos e condições de processo para a oxidação primária, com as condições do processo notavelmente incluindo temperaturas e gradientes, pressões e gradientes, fluxos, composições e gradientes, agitação e tempos de residência e distribuições. Os usos aqui para “composto oxidável”, “solvente”,

“oxidante”, “meio de reação”, e “hidrocarbila” estão de acordo com as referências acima.

[0013] As invenções aqui são mais preferidas quando pelo menos uma porção do gás de saída a partir de um meio de reação de oxidação secundária é combinada com pelo menos uma porção do gás de saída a partir de um meio de reação de oxidação primária antes do processamento em um meio de recuperação de solventes e/ou desidratação. Um meio de reação secundária é um recebendo mais de sua alimentação de substrato aromático a partir de um reator de oxidação a montante que pode ser um meio de reação de oxidação primária e/ou outro meio de reação secundária. Veja US 20070155985 e US 20070208191 para as descrições de um reator de oxidação secundário otimizado em torno de outra reação do substrato aromático em fase líquida de entrada, incluindo os benefícios de operar em faixas de processo selecionadas compreendendo temperaturas, pressões, fluxos, composições, agitação, tempos de residência e distribuições, equilibrados contra vários custos, incluindo, notadamente a sobre-oxidação do substrato, produto e solvente. Aqui, esse tipo de reator de oxidação secundário é referido como um “reator de pós-oxidação”. Além disso, ver US 20070208190 e US 20070219393 para descrições de um reator de oxidação secundário otimizado em torno de outra reação do substrato aromático em fase sólida de entrada, incluindo os benefícios de operar em faixas de processo selecionadas compreendendo as temperaturas, pressões, fluxos, composições; agitação e tempos de residência e distribuição, equilibrados contra vários custos, incluindo, notadamente sobre-oxidação do substrato, produto e solvente. Aqui, esse tipo de reator de oxidação secundário é referido como um “reator de digestão”.

[0014] Quando intencionalmente produzindo energia, especialmente potência do eixo, por combustão (queima oxidativa) de compostos essencialmente constituídos por ligações de hidrocarbila (combustíveis), a temperatura de referida combustão com frequência é empurrada tão alto quanto mecanicamente praticável, a fim de maximizar a recuperação de energia de acordo com os princípios termodinâmicos conhecidos. Por outro lado, ao conduzir uma oxidação catalítica parcial, para formar um produto

químico, a temperatura e a pressão do meio de reação são normalmente definidas para controlar os rendimentos resultantes, conversões, purezas do produto. Oxidações catalíticas da presente invenção são suficientemente rápidas que um grande cuidado é necessário para manter as concentrações apropriadas de fase líquida de dióxigênio dissolvido, e isto causa uma preferência por pressões mais elevadas do sistema para prover maiores pressões parciais de dióxigênio em fase gasosa.

[0015] Apesar destas preferências gerais para temperatura mais elevada para a recuperação de energia e de maior pressão para a pureza do produto TPA, verificou-se que é preferido operar pelo menos uma porção de um meio de reação de oxidação primária com as seguintes pressões e temperaturas moderadas, mesmo quando recuperando uma quantidade melhorada de potência no eixo e mesmo durante a expulsão de quantidades maiores de águas servidas na forma de vapor. Prefere-se operar pelo menos uma porção do meio de reação de oxidação primária com uma pressão absoluta menor do que cerca de 12, 10, 8, 7 bar. Prefere-se operar pelo menos uma porção do meio de reação de oxidação primária com uma pressão absoluta de pelo menos cerca de 2 ou 3 ou 4, ou 5 bar. Prefere-se operar pelo menos uma porção do meio de reação de oxidação primária com uma temperatura de menos de cerca de 200 ou 190, ou 180, ou 170°C. Prefere-se operar pelo menos uma porção do meio de reação de oxidação primária com uma temperatura de pelo menos cerca de 120 ou 130, ou 140, ou 150°C, ou 155°C ou 160°C. Verificou-se que é preferido gerar os maiores volumes e massas de vapor possíveis na saída de gás de saída do meio de reação, enquanto satisfazendo ao balanço de energia como requerido para obter temperaturas e pressões de reação preferidas. De modo indesejável, a geração de grandes quantidades de vapor aumenta a dificuldade de desprender líquidos e sólidos do gás de saída saindo de um meio de reação. Indesejavelmente, esse aumento no gás de saída aumenta os diâmetros e os volumes de condutos e equipamentos de processamento de gás de saída de reação, o que inclui, notadamente, uma recuperação de solventes e/ou meios de desidratação. Indesejavelmente, o meio de reação de oxidação da presente invenção produz um

gás de saída, que é suficientemente corrosivo para requerer materiais de construção incomumente caros, com frequência compreendendo titânio. Indesejavelmente, o fluxo aumentado de vapor saindo do meio de reação é muito atenuado em tanto massa como volume durante o processamento em um meio de recuperação de solventes e/ou desidratação, onde a preponderância da porção hidrocarbila de solvente é recuperada. No entanto, verificou-se que uma quantidade aumentada de vapor de solvente formado no gás de saída de reação pode ser sustentada em parte como uma quantidade aumentada de vapor, compreendendo, essencialmente, água, saindo de um meio de recuperação de solventes e/ou desidratação e entrando em um gás de saída do turboexpansor, com frequência provendo uma vantagem econômica global em recuperação de energia de eixo que, surpreendentemente, compensa os aumentos dos outros custos operacionais e os aumentos no custo de capital. Em uma forma de realização da presente invenção o gás de saída esgotado em hidrocarbila produzido a partir da coluna de recuperação de solventes compreende pelo menos 10 ou 15, ou 20, ou 30, ou 35, ou 40, ou 45, ou 50% em peso de vapor d'água com base na corrente de gás de saída esgotado em hidrocarbila. Em outra forma de realização da invenção, o gás de saída esgotado em hidrocarbila produzido a partir da coluna de recuperação de solventes compreende menos de 4 ou 3, ou 2, ou 1% em peso de ácido acético com base na corrente de gás de saída esgotado em hidrocarbila.

[0016] Os compostos de vapor no gás de saída de reação compreendem vapor d'água mais VOC. Os compostos gasosos não condensáveis em gás de saída de reação compreendem di-nitrogênio, dióxigênio, monóxido de carbono, dióxido de carbono, e di-hidrogênio. Aplicando vários aspectos da presente invenção, verificou-se que é possível e preferível para operar um processo de oxidação parcial de pX com quantidades aumentadas de compostos de vapor no gás de saída de reação, como se segue. Prefere-se que os compostos de vapor em um gás de saída de reação sejam pelo menos cerca de 0,67 ou 0,72, ou 0,75, ou 0,77 kilograma por kilograma de gás de saída de reação. Prefere-se que o composto de vapor em um gás de saída de reação seja pelo menos cerca de 12,4 ou 13,2 ou 13,8 ou 14,2 kilograma por kilograma de pX alimentado para o meio de reação de oxidação correspondente.

[0017] Para alcançar tais grandes quantidades de vapor no gás de saída de reação, verificou-se que é preferível suprimir muito as perdas ambientes e a remoção de calor intencional de um meio de reação de oxidação da presente invenção através de superfícies condutoras, isolantes e de limite, apesar de que esta reação de oxidação é altamente exotérmica e requer muita refrigeração. Prefere-se isolar de tal forma que, pelo menos, cerca de 70 ou 90, ou 95, ou 99 por cento da área de superfície ambiente exposta, de vasos e/ou condutos contendo pelo menos uma porção de meio de reação de oxidação sejam cobertos com pelo menos cerca de 0,01 ou 0,02, ou 0,04, ou 0,08 metros de espessura de material isolante. Prefere-se que as perdas de energia térmica através da área de superfície ambiente exposta, de condutos e/ou vasos contendo pelo menos uma porção do meio de reação de oxidação sejam menos do que cerca de 40 ou 20, ou 10, ou 5 watts por kg de pX alimentado para o meio de reação de oxidação correspondente. Prefere-se limitar resfriamento de pelo menos uma porção do meio de reação de oxidação por fluidos de refrigeração da instalação, por exemplo, água e ar, através de superfícies condutoras, isolantes, de limites das trocas de calor de modo que a remoção de energia térmica seja menor do que cerca de 100, ou 10, ou 0,1, ou 0,01 watts por kg de pX alimentado ao meio de reação de oxidação correspondente.

[0018] Para alcançar tais grandes quantidades de vapor no gás de saída de reação, além disso, verificou-se que se prefere que alimentações para um meio de reação de oxidação sejam tão quentes como praticável, uma vez mais, apesar de que tal reação de oxidação é altamente exotérmica e requer grande resfriamento. Prefere-se que a alimentação oxidante para, pelo menos, um meio de reação de oxidação seja o ar comprimido no qual resfriamento é minimizado após a etapa final de saída de compressão. Prefere-se que, pelo menos, cerca de 50 ou 70, ou 90, ou 99 por cento da massa do referido ar comprimido alcance um meio de reação de oxidação com uma temperatura de pelo menos cerca de 60, 70, 80, 90°C. Prefere-se que, pelo menos, cerca de 50 ou 70, ou 90, ou 99 por cento da massa do referido ar comprimido alcance um meio de reação de oxidação com uma temperatura de, pelo menos, cerca da temperatura de descarga de um compressor de ar correspondente menos 40 ou

20, ou 10, ou 5 °C. Prefere-se isolar de tal forma que pelo menos cerca de 50 ou 70, ou 90, ou 95 por cento da área de superfície ambiente exposta de condutos, vasos e controles para a distribuição do referido ar comprimido sejam cobertos com pelo menos cerca de 0,005, ou 0,01 ou espessura 0,02, ou 0,04 metros de espessura isolante.

[0019] Prefere-se que o solvente seja recuperado a partir do gás de saída de reação em pelo menos um meio de recuperação de solventes e/ou desidratação e, em seguida, retornado para um meio de reação de oxidação com uma temperatura que está acima da temperatura ambiente e perto da temperatura do meio de reação correspondente. Isto é, prefere-se que os compostos hidrocarbila sejam condensados a partir do gás de saída de reação, devidamente desidratados, e retornados ao meio de reação, sem serem muito mais frios do que o gás de saída de reação. Mais preferivelmente, este solvente recuperado quente é provido com quantidades limitadas de entrada de energia térmica através de superfícies condutoras, isolantes e de limites da troca de calor. Como é descrito em outro local neste documento, este resultado é obtido limitando de forma apropriada a quantidade de energia térmica removida no referido meio de recuperação e/ou desidratação de solvente. Prefere-se que, pelo menos, cerca de 40 ou 60, ou 80, ou 90 por cento em peso do referido solvente recuperado sejam fornecidos a um meio de reação de oxidação com uma temperatura de menos de cerca de 200 ou 190, ou 180, ou 170°C, uma vez que é preferível não transferir a energia térmica em solvente recuperado a uma temperatura maior do que a temperatura do meio de reação de oxidação primária. Prefere-se que, pelo menos, cerca de 40 ou 60, ou 80, ou 90 por cento em peso do referido solvente recuperado sejam fornecidos a um meio de reação de oxidação com uma temperatura de, pelo menos, cerca da temperatura do gás de saída de reação menos inferior a cerca de 80 ou 40, ou 20, ou 10°C. Prefere-se que, pelo menos, cerca de 40 ou 60, ou 80, ou 90 por cento em peso do referido solvente recuperado sejam fornecidos a um meio de reação de oxidação com uma temperatura de pelo menos cerca de 60 ou 90, ou 120, ou 140 ° C. Prefere-se que pelo menos cerca de 40 ou 80, ou 90, ou 98 por cento da entrada de energia térmica para a meio de recuperação e/ou desidratação

de solvente sejam provenientes diretamente do fluxo de entrada de gás de saída de reação, sem transferência de energia térmica através de superfícies condutoras, isolantes, e de limites de troca de calor. Prefere-se que, pelo menos, cerca de 40 ou 60, ou 80, ou 90 por cento em peso de referido solvente recuperado saiam de um meio de recuperação e/ou desidratação de solvente com uma temperatura de, pelo menos, cerca da temperatura do gás de saída de reação correspondente menos inferior a cerca de 80 ou 40, ou 20, ou 10°C, enquanto sendo processado ai usando uma entrada de energia térmica através de superfícies condutoras, isolantes, e de limites de troca de calor de menos de cerca de 100, ou 30, ou 10, ou 3 quilocaloria por kg de solvente recuperado entrando em um meio de reação correspondente com uma entrada de energia térmica através de superfícies condutoras, isolantes, e de limites de troca de calor de menos de cerca de 100, ou 30, ou 10, ou 3 quilocalorias por kg de solvente recuperado. Prefere-se isolar de tal forma que, pelo menos, cerca de 70 ou 90, ou 95, ou 99 por cento da área de superfície ambiente exposta de vasos e/ou condutos contendo pelo menos uma porção do solvente recuperado sejam cobertos com pelo menos cerca de 0,01, ou 0,02, ou 0,04, ou 0,08 metros de espessura de material isolante.

[0020] Prefere-se que solvente filtrado recuperado de filtração e lavagem do TPA sólido seja retornado para um meio de reação de oxidação com temperatura elevada provida por transferência de energia térmica através de superfícies condutoras, isolantes, e de limites de troca de calor. Solvente filtrado é o solvente da separação mecânica e/ou lavagem de TPA sólido a partir de uma pasta fluida. Um meios para a obtenção de solvente filtrado é por filtração e lavagem de pasta fluida TPA por qualquer meio conhecido na arte de filtração, mas todas as outras separações mecânicas conhecidas na arte são contempladas para a produção de solvente filtrado, por exemplo, assentamento por gravidade, centrífugas, hidrociclones, e semelhante.

[0021] Antes de retornar a um meio de reação de oxidação, é preferível resfriar, pelo menos, cerca de 40 ou 60, ou 70, ou 80 por cento em peso de referido solvente filtrado a uma temperatura de menos de cerca de 100, ou 80, ou 70, ou 60°C. Esta reduz, de modo utilizável, a solubilidade de TPA na pasta fluida, e reduz, de modo

utilizável, a corrossividade do solvente filtrado de modo que materiais de construção menos caros podem ser usados para condutos, vasos, bombas, outros equipamentos e controles compreendendo o armazenamento e processamento de solvente filtrado. Os materiais de construção apropriados para referido solvente filtrado resfriado compreendem vários metais e ligas com resistência à corrosão moderada, como aço inoxidável ou de aços duplex, como alternativas para titânio e outros metais e ligas mais caros, altamente resistentes à corrosão.

[0022] No entanto, é mais preferível que, pelo menos, cerca de 40 ou 60, ou 70, ou 80 por cento em peso do referido solvente filtrado sejam fornecidos ao meio de reação de oxidação com uma temperatura de entrada de pelo menos cerca de 60 ou 90 ou 120 ou 140°C. Prefere-se o uso de energia solar, energia térmica a partir do gás de saída, e/ou energia térmica a partir de condensação de vapor a uma pressão absoluta de menos de cerca de 60 ou 20, ou 8, ou 4 bar para aquecer cerca de 40 ou 60, ou 70, ou 80 por cento em peso do referido solvente filtrado por pelo menos cerca de 10 ou 20, ou 40, ou 60°C antes da alimentação em um meio de reação de oxidação. Prefere-se transferir esta energia térmica em solvente filtrado através de superfícies condutoras, isolantes, e de limites de troca de calor.

[0023] Prefere-se que pX seja alimentado a um meio de reação de oxidação com temperatura elevada. Prefere-se que, pelo menos, cerca de 40 ou 60, ou 70, ou 80 por cento em peso de referida alimentação de pX sejam fornecidos a um meio de reação com uma temperatura de entrada de pelo menos cerca de 60 ou 90, ou 120, ou 140°C. Prefere-se o uso de energia solar, energia térmica do gás de saída, e/ou energia térmica a partir de condensação de vapor a uma pressão absoluta de menos de cerca de 60 ou 20, ou 8, ou 4 bar para aquecer cerca de 40 ou 60, ou 70, ou 80 por cento em peso do referido pX por, pelo menos, cerca de 10 ou 20, ou 40, ou 60°C acima da temperatura de armazenamento em volume e/ou ambiente antes da alimentação em um meio de reação de oxidação. Prefere-se transferir esta energia térmica em pX através superfícies condutoras, isolantes, e de limites de troca de calor.

[0024] Separadamente ou em combinação, as temperaturas mais quentes de alimentação de ar comprimido, solvente recuperado, solvente filtrado e/ou pX

requerem o fornecimento de fluxo de líquido aumentado em um reator de oxidação, a fim de manter seu balanço energético, a fim de atingir temperaturas e pressões de operação preferidas. Com alimentações mais quentes, mais do calor da reação é removido como calor latente de vaporização do solvente, em vez de aquecimento sensível de alimentações, e uma quantidade aumentada de alimentação de solvente líquido sai do reator de oxidação como vapor de solvente no gás de saída de reação. Indesejavelmente, provendo quantidades aumentadas de alimentações de solvente líquido requer bombas, condutos e controles mais caros junto com quantidades crescentes de energia de bombeamento.

[0025] Para a compressão de ar ambiente, elevando as temperaturas de suprimento pela omissão de um pós-líquido refrigerante com frequência aumenta a quantidade de vapor d'água entrando no processo de oxidação, a menos que um meio de dessecação seja fornecido diferente de resfriamento. Esta água adicionada deve, eventualmente, ser separada e expelida do processo de oxidação junto com a água formando TPA, a fim de manter a composição desejada de solvente. Além disso, quando esta água adicionada é eventualmente expelida, quer como vapor ou líquido ou sólido, alguma massa contendo carbono, adquirida, é com frequência perdida coincidentemente, e uma carga de águas servidas adicionada é eventualmente criada de acordo com a arte anterior. Assim, este vapor d'água entrando adicional em ar ambiente comprimido pode ser visto como duplamente indesejável, criando uma potencial perda de carbono e um aumento das águas servidas.

[0026] No entanto, usando as invenções aqui descritas em outro local para expelir quantidades aumentadas de água como vapor e usar quantidades coincidentes limitadas de VOC como combustível de combustão em um TOD, verificou-se um benefício líquido positivo para deixar quantidades selecionadas de vapor d'água em ar ambiente comprimido utilizado para a alimentação oxidante. Assim, é preferível que, pelo menos, cerca de 70 ou 80, ou 90, ou 95 por cento em peso de alimentação oxidante para, pelo menos, um meio de reação de oxidação da presente invenção compreende pelo menos cerca de 0,01 ou 0,03, ou 0,04, ou 0,05 kg de água por kg de pX alimentado ao meio de reação de oxidação correspondente e menos do que

cerca de 0,12 ou 0,10, ou 0,08, ou 0,07 kg de água por kg de pX alimentado ao meio de reação de oxidação correspondente.

[0027] Depois de sair de um meio de reação de oxidação, mais preferivelmente um meio de reação de oxidação primária, é preferível usar pelo menos uma porção do gás de saída para gerar uma quantidade de trabalho de eixo através de um ou mais meios de turboexpansor. Um meio de turboexpansor, ou simplesmente turboexpansor, é uma ou mais etapas do turboexpansor escalonada em série, opcionalmente com um ou mais meios de aquecimento interestágios. O gás de saída saindo estágio de pressão mais baixa de um turboexpansor, antes de novas etapas do processo, é aqui referido como gás de saída de turboexpansor. Prefere-se encontrar pelo menos uma etapa do turboexpansor tal que ela seja mecanicamente ligada a pelo menos uma etapa de compressão para o fornecimento de oxidante do ar ambiente. Esta ligação é convenientemente provida por um eixo mecânico de rotação e/ou caixa de engrenagem.

[0028] A fim de maximizar a potência de eixo, que é desejável para minimizar a perda de pressão e energia térmica a partir do gás de saída antes de entrar em uma turboexpansor. No entanto, existem demandas concorrentes para o consumo de energia de pressão e temperatura a fim de recuperar o solvente e remover quantidades apropriadas de água em um meio de recuperação e/ou desidratação de solvente. Além disso, as exigências de custo de capital para os meios de recuperação de solvente e/ou desidratação aumentam muito nas pressões reduzidas preferidas para a saída de um meio de turboexpansor, porque os volumes de gás de saída se tornam extremamente grandes.

[0029] Conforme descrito aqui, verificou-se combinações de aspectos que permitem e equilibram o consumo de energia de pressão e temperatura do gás de saída de reação em um meio de recuperação e/ou desidratação de solvente contra a recuperação da potência de eixo de gás de saída em um meios de turboexpansor. As descobertas e descrições permissivas para meios de recuperação e/ou desidratação de solventes preferidos estão contidas no presente texto. Antes de continuar com eles, os aspectos preferidos pertencentes a um meio de turboexpansor são descritos.

[0030] Atenção é direcionada para as faixas de pressão preferidas pertencendo aos fluxos de entradas para as etapas do turboexpansor. Prefere-se que a pressão na saída de gás de saída de meios de recuperação e/ou desidratação de solvente seja reduzida em menos de cerca de 2 ou 1, ou 0,5, ou 0,2 bar de pressão estática avaliada a partir de onde o gás de saída de reação é formado próximo de uma superfície superior do meio de reação. Prefere-se que a perda de pressão fluindo por atrito através de um meio aquecimento opcional provendo energia térmica para o gás de saída entre uma saída de um meio de recuperação e/ou desidratação de solvente e uma entrada de um turboexpansor é inferior a cerca de 32.000 ou 16.000, ou 8.000, ou 4.000 Pascal. Prefere-se que a pressão do gás de saída em uma entrada para uma primeira etapa do turboexpansor seja reduzida em menos de cerca de 2 ou 1, ou 0,5, ou 0,2 bar de pressão estática avaliada a partir de onde o gás de saída de reação é formado perto de uma superfície superior do meio de reação. Prefere-se que a pressão na entrada para, pelo menos uma etapa do turboexpansor seja de pelo menos cerca de 2 ou 3, ou 4, ou 5 bar absolutos. Prefere-se que a pressão na entrada uma primeira etapa do turboexpansor é menor do que cerca de 12 ou 10, ou 8, ou 7 bar absolutos. Prefere-se que perda de pressão fluindo por atrito em quaisquer condutos entre estágios e etapas do processo, como meios de troca de calor, somados entre a entrada para um primeiro estágio de turboexpansor e a saída de um último estágio seja inferior a cerca de 64.000 ou 32.000 ou 16.000, ou 8.000 Pascal.

[0031] Embora seja desejável minimizar a distância a partir da saída de gás de saída a partir do meio de recuperação e/ou desidratação de solventes para a entrada de um turboexpansor, a fim de minimizar a perda de energia térmica para o exterior através do isolamento e da perda de energia de pressão da perda fluindo por atrito, verificou-se que é preferido localizar a entrada de gás de saída para um turboexpansor dentro de menos de cerca de 40 ou 30, ou 20, ou 10 metros medidos ascendentemente a partir do posto circundante. Isso maximiza a reconversão do cabeçote de elevação de gás de saída em pressão estática na entrada do turboexpansor, uma vez que a elevação do gás de saída saindo do meio de recuperação e/ou desidratação de solvente pode ser maior do que 50 metros acima

do nível.

[0032] Para uma maior recuperação da potência de eixo, é preferível minimizar a retro-pressão em um turboexpansor. A retro-pressão reduzida ajuda a maximizar a recuperação de potência de eixo com um turboexpansor maximizando a razão de descompressão e do volume de gás de saída. No entanto, gás de saída de turboexpansor da presente invenção tem outras necessidades concorrentes. No mínimo, a pressão deve ser provida para os condutos de passagem de fluxo, controles e equipamentos diversos, compreendendo frequentemente, um meio de condensação e um meio de tratamento ambiente, antes da liberação ao meio ambiente. Produzindo gás de saída do turboexpansor em pressões menores provoca grandes dificuldades com projetos e custo de capital nestes processos a jusante. A maior pressão para gás de saída de turboexpansor é indicada para facilitar a condensação das quantidades preferidas de água e VOC, especialmente naqueles projetos de processo que preferem condensar (substancialmente) “todo” o vapor d’água no gás de saída do expansor. Com pressões mais baixas, a condensação de partes apropriadas do vapor d’água e de VOC a partir do gás de saída de turboexpansor é difícil ou impossível de atingir usando fluidos de resfriamento úteis com temperaturas quase ambientes, e a refrigeração dos fluidos refrigerantes úteis é indesejável devido a estas grandes taxas de calor. Também, o tamanho físico exigido para um meio de troca de calor é reduzido se mais pressão for retida no gás de saída de turboexpansor, devido aos coeficientes de troca de calor melhorados, a diferença de temperatura melhorada com qualquer dada temperatura de alimentação do fluido de resfriamento de instalação, e à gestão das velocidades, queda de pressão, e distribuição de fluxo dentro dos referidos meios de troca de calor. Mesmo após condensar uma maior parte ou mesmo uma preponderância de vapor d’água e de VOC, menores pressões para gás de saída de turboexpansor continuam a significar tamanhos maiores para outros condutos, controles e equipamentos a jusante. Além disso, alguns projetos de processos preferem usar de gás de saída de expansor ou gás de saída de condensador para transportar o pó de produto TPA, e isso pode causar uma outra necessidade para uma retro-pressão do turboexpansor aumentada.

[0033] De acordo com um aspecto da presente invenção, os verificou-se que os projetos descritos para meios de condutos, controles, trocadores de calor de gás de saída, meios TOD e meios de purificação permitem as seguintes condições de pressão preferidas na saída de um gás de saída do turboexpansor. Prefere-se que a pressão dos gás de saída do turboexpansor seja menor do que cerca de 0,9 ou 0,6 ou 0,4 ou 0,3 bar manométricos. Prefere-se que a pressão do gás de saída do turboexpansor seja de pelo menos cerca de 0,05 ou 0,10, ou 0,15, ou 0,20 bar manométricos, com este aspecto provendo energia de pressão suficiente para fluir o gás de saída de turboexpansor através dos condutos, controles e equipamentos descritos e compreendendo condensador do gás de saída, remoção da névoa do condensado e remoção de névoa, TOD e purificador, embora não compreendendo uma etapa de recompressão, antes da liberação ao meio ambiente externo.

[0034] De acordo com outro aspecto da presente invenção, é preferível minimizar ainda mais a retro- pressão do turboexpansor, minimizando o uso de pressão a jusante como acima, e provendo também uma etapa de recompressão do gás de saída localizada após um meio de troca de calor do condensador em que pelo menos cerca de 10 ou 20, ou 40, ou 80 por cento em peso do vapor d'água presente no gás de saída de turboexpansor são removidos como água líquida. Verificou-se que, mesmo quando o vapor d'água ventilando para o meio ambiente externo de acordo com as invenções aqui, remoção eficiente de vapor d'água a partir do gás de saída de acordo com a invenção permite uma etapa de recompressão para o gás de saída restante que requer, de modo utilizável, uma potência menor do que o aumento da potência provido pela maior descompressão em um turboexpansor a montante. Além disso, é mais preferível localizar um meio de divisão entre um meio de condensador de gás de saída e a entrada para um meio de recompressão. (Veja em outra parte aqui para descrições e designações para o gás de saída do condensador e gás de saída de divisão). Quando utilizando a recompressão do gás de saída, é preferível recomprimir gás de saída do condensador, mais preferivelmente gás de saída de divisão, por pelo menos cerca de 0,05 ou 0,1 ou 0,2 ou 0,3 bar. Quando utilizando recompressão do gás de saída, é preferível recomprimir o gás de saída do condensador, mais preferivelmente

gás de saída de divisão, em menos que cerca de 0,9 ou 0,8 ou 0,7 ou 0,6 bar. Quando utilizando recompressão do gás de saída, prefere-se que a pressão de gás de saída saindo do estágio de pressão mais baixa de um turboexpansor seja menor do que cerca de 0,3 ou 0,2 ou 0,1 ou 0,0 bar manométricos. Quando usando recompressão do gás de saída, prefere-se que a pressão de gás de saída saindo do estágio de pressão mais baixa de um turboexpansor seja pelo menos cerca de -0,9 ou -0,6, ou -0,4, -0,3 bar manométricos. Quando usando recompressão do gás de saída, é preferível localizar pelo menos uma etapa de recompressão tal que seja mecanicamente ligada a pelo menos uma etapa do turboexpansor e/ou pelo menos uma etapa de compressão para o suprimento de oxidante do ar ambiente. Essa ligação é convenientemente provida por um eixo de mecânica de rotação e/ou caixa de engrenagens.

[0035] A atenção agora é dirigida para as temperaturas preferidas para uma entrada de gás de saída para um meio de turboexpansor ou, se, opcionalmente provido, na entrada de um meio de pré-aquecimento do gás de saída colocado após um meio de recuperação e/ou desidratação de solvente e antes do referido meio de turboexpansor. Prefere-se que a temperatura na entrada para uma primeira etapa do turboexpansor seja de, pelo menos, cerca de 110 ou 120, ou 130, ou 135° C, avaliada antes de qualquer meio de pré-aquecimento dos gás de saída, opcionalmente, colocada à frente de um primeiro meio de turboexpansor. Prefere-se que a temperatura à entrada para uma primeira etapa do turboexpansor seja inferior a cerca de 190 ou 175, ou 165, ou 155°C, avaliada antes de qualquer meio de pré-aquecimento do gás de saída colocado à frente de um primeiro meio do turboexpansor. Prefere-se que a redução da temperatura avaliada a partir da qual o gás de saída de reação é formado perto de uma superfície superior do meio de reação de onde o gás de saída entre em um primeiro meio de turboexpansor, é inferior a uma redução de cerca de 50 ou 40, ou 30, ou 25° C, avaliados antes de qualquer meio de pré-aquecimento do gás de saída, opcionalmente colocado à frente de um primeiro meio de turboexpansor.

[0036] Embora os turboexpansores de condensação operando em ou abaixo do

ponto de orvalho de um fluido de trabalho são bem conhecidas na arte, certos componentes no gás de saída da presente invenção causam quantidades excessivas de erosão e corrosão de muitos materiais de construção quando usado em um turboexpansor operando muito perto do ponto de orvalho de gás de saída. Acredita-se que os constituintes corrosivos compreendam ácidos carboxílicos e/ou bromo em conjunto com água e/ou dióxigênio.

[0037] Portanto, é preferível operar com a temperatura na saída de pelo menos um estágio de um turboexpansor de pelo menos cerca de 5 ou 10, ou 20, ou 25°C acima da temperatura do ponto de orvalho local do gás de saída. Mais preferivelmente, estas folgas de temperatura de ponto de orvalho são mantidas na saída de os estágios de um turboexpansor. Tais temperaturas são atingidas por diversos meios compreendendo limitar a eficiência mecânica de um turboexpansor, adicionando energia térmica ao gás de saída entre a saída de um meio de recuperação e/ou desidratação de solvente e a saída de um turboexpansor, e/ou limitando a redução da pressão através de um turboexpansor.

[0038] No entanto, uma vez que o ponto de orvalho é suficientemente evitado, verificou-se que com frequência é indesejável com relação ao custo de capital e custo operacional operar a presente invenção com muito superaquecimento em gás de saída de turboexpansor. Assim, é preferível operar com a temperatura na saída de pelo menos um estágio de um turboexpansor e na entrada do condensador do gás de saída e de menos de cerca de 150 ou 120, ou 90, ou 60°C acima do ponto de orvalho local.

[0039] Um turboexpansor menos eficiente requer menos energia térmica adicionada para garantir que a temperatura de saída turboexpansor permaneça em uma faixa de ponto de orvalho preferida. Quando menos entalpia é removida do fluido de trabalho e convertida em energia mecânica, a temperatura de saída do turboexpansor é inerentemente mais quente. Dependendo dos custos relativos de calor térmico e os custos de energia elétrica, melhorar a eficiência mecânica da turbina pode ser prejudicial ou benéfica para o custo otimizado. Verificou-se que quando o custo unitário de energia térmica distribuída é menor do que cerca de 0,3 vezes o

custo da energia elétrica expresso nas mesmas unidades, então é preferido maximizar a eficiência mecânica do turboexpansor e usar uma entrada de energia térmica adicional para obter a faixa de ponto de orvalho desejada sobre a saída do expansor. Esta é uma eficiência menor do que um ciclo de geração de energia elétrica pode atingir, por exemplo, pelo menos, uma razão de cerca de 0,5 de produção de energia mecânica para a entrada de energia térmica, assim o uso de uma entrada de energia térmica para o gás de saída pode parecer mal aconselhável comparado com o trabalho de eixo alcançado. No entanto, a questão de evitar o ponto de orvalho significa que a entrada de energia térmica incremental pode ser acoplada com uma eficiência melhorada no expansor e/ou descompressão aumentada no mesmo para conseguir uma melhoria global notável na recuperação de energia. Assim, prefere-se que a eficiência mecânica de um turboexpansor empregado na presente invenção seja de pelo menos cerca de 65 ou 75, ou 80, ou 85 por cento da produção de trabalho do eixo máxima possível para alcançar uma expansão isentrópica ideal do fluido de trabalho do gás de saída.

[0040] A fim de aumentar a produção de potência mecânica de um turboexpansor, especialmente no que diz respeito à manutenção da temperatura de saída em uma faixa preferida em relação ao ponto de orvalho enquanto usando um turboexpansor de alta eficiência, é preferível prover as seguintes quantidades de energia térmica no gás de saída entre a saída de um meio de recuperação e/ou desidratação de solvente e a entrada de um turboexpansor e/ou em uma posição interestágios em um turboexpansor multiestágios: pelo menos cerca de 100 ou 200, ou 300, ou 350 watts por kg de pX alimentado ao meio de reação de oxidação correspondente, menos do que cerca de 1,000, ou 800, ou 600, ou 500 watts por kg de pX alimentado ao meio reação de oxidação correspondente, pelo menos cerca de 10 ou 20, ou 30, ou 40 watts por kg de gás de saída de turboexpansor, menos do que cerca de 100, ou 90, ou 80, ou 70 watts por kg de gás de saída de turboexpansor; aumento da temperatura dos gás de saída a partir da entrada de energia térmica em pelo menos, cerca de 10 ou 20, ou 40, ou 60°C; e aumento da temperatura do gás de saída a partir da entrada de energia térmica menor do que cerca de 250 ou 200, ou 150, ou 100°C.

[0041] Estas quantidades de energia térmica são alimentadas através de meios de troca de calor compreendendo superfícies condutoras, isolantes, e de limites de troca de calor, preferivelmente compreendendo vários metais resistentes à corrosão e ligas metálicas como conhecido na arte. Preferivelmente, a energia térmica é suprida por um líquido de trabalho quente, mais preferivelmente de condensação de vapor para formar uma porção de condensado de água líquida. Além disso, foi descrito que é preferido formar pelo menos uma porção de corrente de condensação instantânea de menor pressão a partir do condensado formado em um meio de troca de calor de gás de saída e usar pelo menos uma porção de referida corrente de condensação instantânea em pelo menos um meio de troca de calor em outros locais de um processo de produção de TPA, por exemplo, aquecendo uma porção de xileno, solvente recuperado, solvente filtrado, sólido TPA e/ou gás de saída.

[0042] Opcionalmente, estas quantidades de energia térmica são alimentadas por oxidação de um combustível com dióxigênio e diretamente combinando os produtos de reação quentes resultantes no gás de saída. Os referidos produtos de reação quentes são admitidos em um local entre a saída de um meio de recuperação e/ou desidratação de solvente e entrar em um turboexpansor e/ou em uma posição interestágios turboexpansor de múltiplos estágios. Preferivelmente referido combustível compreende ligações hidrocarbila. Mais preferivelmente, referido combustível compreende um álcool, acetato e/ou hidrocarbonetos. Ainda mais preferivelmente, referido combustível predominantemente compreende metanol, etanol, metano, propano, butano e/ou óleo combustível. Mais preferivelmente, referido combustível compreende pelo menos cerca de 50 ou 70, ou 90, ou 95 por cento em peso de metano.

[0043] Preferivelmente uma porção de ar ambiente comprimido é provida para oxidar referido combustível, uma vez que o gás de saída a partir de um meio de recuperação e/ou desidratação de solvente é frequentemente relativamente pobre em dióxigênio e rico em vapor d'água. Mais preferivelmente pelo menos cerca de 50 ou 70, ou 90, ou 100 por cento em peso da quantidade estequiométrica de dióxigênio são providos a partir do ar ambiente comprimido alimentado a uma zona de reação de

oxidação do referido combustível. A quantidade estequiométrica de dióxigênio é a quantidade mínima necessária para a conversão total do combustível fornecido em água e dióxido de carbono. Ainda mais preferivelmente pelo menos cerca de 300 ou 200, ou 150, ou 120 por cento em peso da quantidade estequiométrica de dióxigênio são providos a partir do ar ambiente comprimido alimentado a uma zona de reação de oxidação para referido combustível. Preferivelmente, a temperatura de pico para oxidar referido combustível é pelo menos cerca de 300 ou 400, ou 600, ou 800°C. Preferivelmente, um catalisador de oxidação não é utilizado para promover a oxidação de pelo menos cerca de 10 ou 50, ou 80, ou 95 por cento em peso do referido combustível. Preferivelmente, pelo menos cerca de 10 ou 50, ou 80, ou 95 por cento em peso de VOC em gás de saída saindo de um meio de recuperação e/ou desidratação de solvente não é queimado antes de sair do último estágio de um turboexpansor.

[0044] Além de aumentar a temperatura e a pressão em uma entrada para um turboexpansor, verificou-se que as descrições aqui também são preferidas para aumentar a massa de vapor d'água alcançando a entrada de pelo menos um meio de turboexpansor. Essas composições são permitidas pelas descrições aqui apresentadas relativas ao projeto e operação de um meio de reação de oxidação primária, de um meio de recuperação e/ou desidratação de solvente e de condutos de conexão. Prefere-se que a composição do gás de saída fluindo em pelo menos uma etapa do turboexpansor compreenda pelo menos cerca de 3,0 ou 3,3 ou 3,5 ou 3,6 kg de água por kg de pX alimentado ao meio de reação de oxidação correspondente. Prefere-se que a composição do gás de saída fluindo em pelo menos uma etapa do turboexpansor compreenda pelo menos cerca de 0,38 ou 0,42, ou 0,44, ou 0,46 kg de água por kg de gás de saída, no mesmo local. Prefere-se que o fluxo de massa de gás de saída para a entrada de pelo menos uma etapa do turboexpansor seja de pelo menos cerca de 6,9 ou 7,3 ou 7,6 ou 7,8 kilograma por kilograma de pX alimentado ao meio de reação de oxidação correspondente.

[0045] A atenção agora é retornada para o meio de recuperação e/ou de desidratação de solventes. Também é desejável maximizar a recuperação de gás de

saída de reação de compostos vaporizados contendo pelo menos uma ligação hidrocarbila, aqui chamados de “compostos orgânicos voláteis” e “VOC”. Se não forem recuperados do gás de saída, estes compostos são indesejavelmente liberados no meio ambiente externo ou, mais preferivelmente, principalmente convertidos em vapor d'água e dióxido de carbono em um TOD. Embora o efluente TOD seja mais ambientalmente benigno, a perda de VOC a partir de um meio de recuperação e/ou desidratação de solvente continua a ser um custo operacional.

[0046] Mais especificamente, é geralmente desejável limitar as perdas de pX, ácido acético e acetato de metila em gás de saída entrando em um TOD. Esta minimização de perdas é influenciada por vários métodos mecânicos em um meio de recuperação e/ou desidratação de solvente, mas a separação é controlada por último pela termodinâmica e pelo gasto de energia no meio de recuperação e/ou desidratação de solvente. Geralmente, os maiores gastos de energia podem proporcionar menores perdas de VOC. Tais gastos de energia resultam em temperaturas menores e/ou razões mais elevadas de refluxo em um meio de recuperação e/ou desidratação de solvente.

[0047] No entanto, verificou-se que intencionalmente aumentar as perdas de compostos orgânicos voláteis acima de seus resultados mínimos escassos resulta em economia global melhorada do processo quando integrado com as exigências de combustível de um TOD e a recuperação da potência de eixo de um turboexpansor.

[0048] Portanto, é preferível controlar a remoção de energia e as perdas de energia em pelo menos um meio de recuperação e/ou desidratação de solventes processando gás de saída de reação, como descrito aqui. Prefere-se que a temperatura de pelo menos cerca de 40 ou 60, ou 80, ou 90 por cento em peso de gás de saída saindo de um meio de recuperação e/ou desidratação de solvente seja menor do que cerca de 50 ou 40, ou 30, ou 25°C de redução avaliada a partir de onde o gás de saída de reação é formado próximo de uma superfície superior do meio de reação. Prefere-se isolar, pelo menos, cerca de 70 ou 90, ou 95, ou 99 por cento da área de superfície ambiente exposta de condutos, vasos e controles compreendendo o meio de recuperação e/ou desidratação de solventes com, pelo menos, cerca de 0,01 ou

0,02, ou 0,04, ou 0,08 metros de espessura de material isolante, apesar de vastas quantidades de energia térmica serem eventualmente liberadas ao meio ambiente externo depois de um turboexpansor. Prefere-se que as perdas de energia térmica através da área de superfície ambiente exposta de condutos e/ou vasos compreendendo um meio de recuperação e/ou desidratação de solvente sejam inferiores a cerca de 40 ou 20, ou 10, ou 5 watts por kg de pX alimentado com meio de reação de oxidação correspondente.

[0049] Prefere-se limitar a recuperação de energia térmica, de modo que menos de cerca de 1.000, ou 100, ou 1, ou 0,1 watts de energia térmica por kg de pX alimentado ao meio de reação de oxidação correspondente sejam removidos dos fluidos de processo através de superfícies condutoras, isolantes e de limites de troca de calor localizadas de onde o gás de saída de reação é formado perto de uma superfície superior do meio de reação e até pelo menos cerca de 80 ou 90, ou 95, ou 99 por cento em peso do di-nitrogênio no mesmo tenha passado através de um meio de turboexpansores. Alguns projetos conhecidos para a recuperação de energia a partir dos gás de saída de reação compreendem a condensação e a recuperação de solventes por extração da energia térmica através superfícies condutoras, isolantes, de limites de troca de calor para aquecer e/ou vaporizar os fluidos úteis antes do gás de saída passar através de um turboexpansor. Os fluidos úteis são então utilizados para a geração de potência no eixo e/ou transferência de energia térmica em outras etapas. Os fluidos de transferência de calor úteis e/ou fluidos de resfriamento exemplares compreendem líquidos e/ou vapor de água, líquidos e/ou vapor de hidrocarbonetos alifáticos leves e/ou ar.

[0050] Prefere-se que o meio de recuperação e /ou desidratação de solventes opere sem a adição de um composto de separação azeotrópica. Os compostos de destilação azeotrópica exemplares compreendem acetato de n-butila e/ou acetato de n-propila. Prefere-se que os meios recuperação e / ou desidratação de solventes operem com adição líquida de menos de cerca de 0,1 ou 0,01, ou 0,001 ou 0,0001 kg de compostos de destilação azeotrópica por kg de solvente recuperado de gás de saída de reação.

[0051] Prefere-se que o meio de recuperação e/ou desidratação de solvente da presente invenção compreenda um processamento do meio de destilação de elevada eficiência de pelo menos cerca de 80 ou 90, ou 95, ou 99 por cento em peso dos gases não condensáveis e/ou di-nitrogênio presentes no gás de saída de reação. Prefere-se que o referido meio de destilação compreenda pelo menos cerca de 20 ou 25, ou 30, ou 35 estágios ideais de separação. Prefere-se que a perda de pressão de atrito fluindo do gás de saída através dos referidos meios de destilação seja inferior a cerca de 60 ou 40, ou 20, ou 10 quilopascals. Prefere-se que as bandejas de destilação sejam de um projeto de queda de pressão baixa de menos do que cerca de 1.200 ou 900, ou 700, ou 500 por Pascal por bandeja, mesmo que isto limite de modo indesejável a operação de virar para baixo tais bandejas. É mais preferível usar um recheio estruturado como é conhecido na arte, não obstante a necessidade de metalurgia resistente à corrosão cara e também a inflamabilidade potencial de alguns metais compreendendo titânio. Prefere-se construir referidos meios de destilação utilizando pelo menos dois diâmetros diferentes de vaso em que o diâmetro máximo horizontal de uma seção superior é inferior a cerca de 1,0 ou 0,96, ou 0,92, ou 0,90 vezes o diâmetro máximo horizontal, que está presente através de pelo menos cerca de 4 metros de altura em uma seção inferior e está processando pelo menos cerca de 80 ou 90, ou 95, ou 99 por cento em peso do di-nitrogênio em gás de saída de reação.

[0052] Depois de sair de um turboexpansor, prefere-se que pelo menos uma porção de gás de saída seja resfriada em pelo menos um meio de troca de calor, aqui chamado de um condensador de gás de saída, assim produzindo um líquido, aqui chamado de refluxo e, essencialmente, compreendendo água, pelo menos uma porção da qual é alimentada para referido meio de recuperação e/ou desidratação de solvente. Prefere-se que as diversas faixas preferenciais para a temperatura, pressão e/ou composição na entrada de um condensador de gás de saída sejam iguais como em uma saída de um estágio final de um turboexpansor. Prefere-se que a perda de pressão de atrito fluindo do gás de saída seja menor do que cerca de 16 ou 12, ou 8, ou 4 quilopascal no referido condensador de gás de saída. Quando operando sem uma etapa recompressão do gás de saída, prefere-se que a pressão do gás de saída

saindo do referido condensador de gás de saída seja pelo menos cerca de 0,02 ou 0,08, ou 0,12, ou 0,16 bar manométricos. Quando operando sem uma etapa de recompressão do gás de saída, prefere-se que a pressão do gás de saída saindo do referido condensador de gás de saída seja menor do que cerca de 0,6 ou 0,5 ou 0,4 ou 0,3 bar manométricos. Quando operando com uma etapa opcional de recompressão de gás de saída, prefere-se que a pressão do gás de saída saindo do referido condensador de gás de saída seja de pelo menos cerca de -0,8 ou -0,7, ou -0,6, -0,5 bar manométricos. Quando operando com uma etapa opcional de recompressão de gás de saída, prefere-se que a pressão do gás de saída saindo do referido condensador de gás de saída seja menor do que cerca de 0,1 ou 0,0 ou -0,1, -0,2 bar manométricos. Prefere-se que a temperatura dos gás de saída saindo do referido condensador do gás de saída seja de pelo menos cerca de 30 ou 40, ou 50, ou 60°C. Prefere-se que a temperatura dos gás de saída saindo do referido condensador do gás de saída seja menor do que cerca de 110 ou 100, ou 90, ou 80°C. Prefere-se que a temperatura dos gás de saída saindo do referido condensador de gás de saída seja reduzida em pelo menos cerca de 10 ou 20, ou 30, ou 35°C abaixo da temperatura de saída do turboexpansor. Prefere-se que a temperatura dos gás de saída saindo do referido condensador de gás de saída seja reduzido a menos de cerca de 100, ou 80, ou 70, ou 60°C abaixo da temperatura de saída do turboexpansor. Prefere-se que a energia térmica de menos de cerca de 3.100 ou 2.900 ou 2.700, ou 2.500 watts seja removida no referido condensador de gás de saída por kg de pX alimentado a meio de reação de oxidação correspondente. Prefere-se que a energia térmica de pelo menos cerca de 1.600, ou 1.800, ou 2.000, ou 2.100 watts seja removida em referido condensador de gás de saída por kg de pX alimentado ao meio de reação de oxidação correspondente.

[0053] A quantidade de refluxo e temperatura são selecionadas e controladas para maximizar o vapor d'água entrando em um turboexpansor em equilíbrio com minimizar a perda de VOC no gás de saída saindo do condensador. Prefere-se que o fluxo de refluxo para o meio de recuperação e/ou desidratação de solvente compreenda pelo menos cerca de 7,0 ou 8,0 ou 8,5 ou 9,0 kg de água líquida por kg de água formando

TPA produzida nos reatores de oxidação servidos pelo referido meio de recuperação e/ou desidratação de solvente. Prefere-se que o fluxo de refluxo para o meio de recuperação e/ou desidratação de solventes compreenda menos do que cerca de 12,0 ou 11,0 ou 10,5 ou 10,0 kg de água líquida por kg de água formando TPA produzido em reatores de oxidação servidos pelo referido meio de recuperação e/ou desidratação de solventes. Prefere-se que o fluxo de refluxo para a meio de recuperação e/ou desidratação de solvente compreenda pelo menos cerca de 0,70 ou 0,75, ou 0,79, ou 0,82 kg de água líquida por kg de vapor d'água saindo de um meio de recuperação e/ou desidratação de solventes. Prefere-se que o fluxo de refluxo para um meio de recuperação e/ou desidratação de solventes compreenda menos do que cerca de 0,98*, ou 0,96, ou 0,92, ou 0,90 kg de água líquida por kg de vapor d'água saindo do meio de recuperação e/ou desidratação de solventes. (*Quando estiver operando com queima direta opcional de combustível, mais massa de água é formada pela queima de combustíveis.) Prefere-se que a temperatura de refluxo alimentado a um meio de recuperação e/ou desidratação de solvente seja, pelo menos, cerca de 40 ou 50, ou 55, ou 60°C. Prefere-se que a temperatura de refluxo alimentado a um meio de recuperação e/ou desidratação de solvente seja resfriado a menos de 40 ou 30, ou 20, ou 100°C abaixo da temperatura do vapor d'água saindo do condensador em gás de saída.

[0054] Notou-se que a colocação de um condensador de gás de saída em tal pressão baixa de acordo com a presente invenção aumenta consideravelmente o volume de gás de saída em uma entrada e de saída do condensador. Salvo se condutos de diâmetro incomumente elevado forem usados, as velocidades e queda de pressão por atrito de fluxo são ofensivas. Assim, prefere-se que os condutos de gás de saída entre uma saída de turboexpansor e uma entrada de condensador de gás de saída têm diâmetros de pelo menos cerca de 1,2 ou 1,5 ou 1,8 ou 2,1 metros, que são muito grandes os condutos de processo contendo pressão feitos de vários metais resistentes à corrosão e ligas metálicas onerosos. Para atenuar o diâmetro do conduto e os custos, prefere-se que a velocidade superficial do gás de saída nos condutos entre uma saída do turboexpansor e uma entrada do condensador de gás

de saída seja de pelo menos cerca de 30 ou 40, ou 50, ou 60 metros por segundo. Estas são velocidades de conduto incomumente rápidas com erosão, especialmente para um gás de processo corrosivo próximo de seu ponto de orvalho, e um controle cuidadoso é necessário em relação ao ponto de orvalho. Na saída de um condensador de gás de saída, a presença certa de gotículas de líquido aumenta o potencial de erosão e corrosão, e é preferível limitar velocidades superficiais nestes condutos a menos de cerca de 30 ou 25, ou 20, ou 15 metros por segundo, até entrar em um meio de divisão para a remoção do líquido, como é descrito em algum ponto no presente.

[0055] Notou-se também que operando um condensador de gás de saída em baixa pressão de acordo com a presente invenção força o uso de uma temperatura de processo mais baixa a fim de condensar a quantidade requerida de refluxo. A temperatura de processo mais baixa se aproxima da temperatura do fluido de resfriamento, e uma pressão de processo menor provoca um coeficiente de filme reduzido de transferência de calor no lado do processo. Todos os fatores forçam uma área aumentada de superfícies condutoras, isolantes e dos limites de troca de calor, que tipicamente incluem várias metais resistentes à corrosão e ligas metálicas onerosos.

[0056] Os desafios do projeto e os custos de um condensador de gás de saída da presente invenção são ainda mais ampliadas quando expelindo quantidades preferidas de vapor d'água ao meio ambiente externo de acordo com alguns aspectos da presente invenção. Expelindo quantidades selecionadas de vapor d'água introduz uma exigência de controlar intencionalmente a quantidade de energia removida de um condensador de gás de saída, mesmo quando operando com novas ou não incrustadas superfícies condutoras, isolantes, e de limites de troca de calor, com menores produções de fluxo de massa e/ou cargas de energia quando produzindo TPA em taxas de produção reduzidas, e com temperaturas variáveis de meio de resfriamento como é frequentemente o caso, por exemplo, devido a mudanças ambientais diurnas e sazonais.

[0057] Um desafio particular para o controle de um meio de condensador de gás de saída é que a maioria dos sistemas de água de torre de resfriamento contém

quantidades de sólidos dissolvidos que são extremamente concentradas por resfriamento evaporativo com o ar ambiente. Quando o fluxo desta água de refrigeração é estrangulado para controlar a temperatura do processo de um condensador de gás de saída, sobe a temperatura da água de resfriamento saindo. Se a temperatura desta água de refrigeração sobe demais, alguma porção dos sólidos dissolvidos precipita. Infelizmente, muitas ligas de metal altamente resistentes à corrosão são rapidamente atacadas e perfuradas por corrosão por pontos sob tais depósitos tuberculados. Assim, foram descritas as seguintes formas de realização preferidas para um condensador de gás de saída de acordo com a presente invenção. Como usado aqui, “o gás de saída do condensador” compreende gás de saída em que pelo menos uma porção tenha sido processada em pelo menos um condensador de gás de saída.

[0058] Prefere-se que referido condensador de gás de saída, produzindo água líquida compreenda resfriamento do ar em que o ar ambiente está em contato com superfícies condutoras, isolantes, e de limites de troca de calor contendo referido gás de saída. Prefere-se que os ventiladores de tiragem forçada sejam usados para movimentar o fluxo de ar através das superfícies condutoras, isolantes, e de limites de troca de calor contendo referido gás de saída. Prefere-se que a velocidade do ventilador, o passo da pá do ventilador, as grades de controle de fluxo do ar e/ou outros meios de controle do fluxo de ar e/ou temperatura do ar sejam usados para ajustar a quantidade de resfriamento de gás de saída, em resposta a pelo menos uma variável de processo, por exemplo, temperatura e/ou pressão do gás de saída do condensador; temperatura e/ou taxa de fluxo de líquido do condensador; composição química de um gás de saída do condensador e/ou condensado por qualquer medição on-line, por exemplo, análise infravermelha de composição.

[0059] É mais preferível que referido condensador de gás de saída produzindo água líquida compreenda água de refrigeração em contato com as superfícies condutoras, isolantes, e de limites de troca de calor contendo referido gás de saída. Prefere-se que a taxa de do fluxo de água de resfriamento, temperatura de entrada da água de resfriamento e/ou temperatura de saída de água de resfriamento sejam

usados para ajustar a quantidade de resfriamento de gás de saída, em resposta a pelo menos uma variável de processo, por exemplo, temperatura e/ou pressão do gás de saída do condensador, taxa de temperatura e/ou fluxo de líquido do condensador; composição química de um gás de saída do condensador e/ou condensado por qualquer medição on-line, por exemplo, análise infravermelha de composição. Prefere-se que pelo menos uma porção de água de resfriamento saindo do referido meio de troca de calor resfriado com água tenha uma temperatura de pelo menos cerca de 50 ou 60, ou 70, ou 80°C. Prefere-se que referida água de resfriamento compreenda água resfriada por contato direto com o ar ambiente. É mais preferível que referida de água de resfriamento seja uma “água de resfriamento de circuito fechado”. Prefere-se que referida água de resfriamento de circuito fechado seja composta por uma quantidade reduzida de sólidos totais dissolvidos (TDS), por exemplo, água deionizada ou condensado de vapor. Prefere-se que pelo menos uma porção do calor seja removida da água de resfriamento de circuito fechado em um meio de troca de calor compreendendo água de resfriamento de instalação resfriada por contato direto com o ar ambiente. Prefere-se que pelo menos uma porção do calor seja removida da referida água de resfriamento de circuito fechado circuito em um meio de troca de calor de placa-e-estrutura.

[0060] Opcionalmente, é preferível que, pelo menos, uma porção da superfície condutora, isolante, de limites de troca de calor seja removida de trabalho de tempos em tempos em resposta a pelo menos uma variável de processo, por exemplo, temperatura e/ou pressão do gás de saída do condensador, taxa de temperatura e/ou fluxo de líquido do condensador; composição química de um gás de saída do condensador de e/ou condensado por qualquer medição on-line, por exemplo, análise infravermelha da composição. A referida porção de superfície é removida do trabalho por remoção da mesma do contato com gás de saída fluindo e/ou fluido de resfriamento de instalação fluindo.

[0061] Uma forma opcional para controlar a quantidade de energia removida de um condensador de gás de saída é desviar uma porção de do gás de saída do turboexpansor em torno do referido condensador, como é descrito em US 6.504.051,

cuja descrição completa é aqui incorporada por referência. No entanto, tal desvio de gás, cria novos problemas, mesmo quando resolvendo a necessidade de ajustar e controlar a remoção de energia. Em primeiro lugar, este desvio afeta intimamente o balanço de massa, bem como o balanço de energia porque o vapor de solvente não é facilmente condensado do gás de saída desviado. Se muito ou pouco gás é desviado, enquanto procurando atender ao balanço de energia, o balanço hídrico é prejudicado para o sistema de recuperação de solventes, levando o solvente recuperado a ficar muito molhado ou muito seco, e também ocorrendo um prejuízo na quantidade de VOC enviada para liberado ao ambiente e/ou um TOD. Em segundo lugar, é desejável recombinar o gás de saída do condensador e desviar o gás de saída para tratamento em um meio de tratamento ambiental compartilhado comum. No entanto, tal recombinação é problemática, porque uma névoa de aerossol é tipicamente criada quando um fluxo de gás mais frio saturado com líquido é combinado com um gás mais quente saturado com líquido. Este aerossol demonstra ser perigoso com relação à corrosão localizada nos condutos e equipamentos, porque o aerossol está sujeito a coletar como gotículas sobre as superfícies mais frias e/ou menos turbulentas. A remoção rápida de tal aerossol de um fluxo de processo em alta velocidade é difícil de atingir, enquanto limitando a queda de pressão e/ou entrada de energia térmica, mesmo que uma tal névoa possa prontamente coalescer em gotículas líquidas de chuva quando provida em tempos de separação mais longos.

[0062] Assim, verificou-se as seguintes formas de realização preferidas para presente invenção. Após sair de um turboexpansor, pelo menos uma porção de gás de saída é desviada em torno de pelo menos um condensador de gás de saída para formar um “gás de saída desviado” utilizando um ou mais dos seguintes aspectos preferidos. Prefere-se que referido gás de saída desviado seja resfriado a menos de cerca de 60 ou 50, ou 30, ou 10°C em um meio de troca de calor compreendendo superfícies condutoras, isolantes, e de limites de troca de calor antes de combinar com o gás de saída saindo de um condensador de gás de saída, entrando em um TOD, e/ou ser sendo liberado ao meio ambiente externo. Prefere-se que referido gás de saída desviado seja pelo menos cerca de 1 ou 2, ou 4, ou 8 por cento em peso de

todo o gás de saída saindo de um turboexpansor. Prefere-se que referido gás de saída desviado seja menos do que cerca de 50 ou 40, ou 30, ou 20 por cento em peso de todo o gás de saída saindo de um turboexpansor. Prefere-se que a taxa de fluxo do referido gás de saída desviado seja usada para ajustar a quantidade de resfriamento de gás de saída, em resposta a pelo menos uma variável de processo, por exemplo, temperatura e/ou pressão do gás de saída do condensador; temperatura e/ou taxa de fluxo de líquido do condensador; composição química do gás de saída do condensador e/ou condensado por qualquer medição on-line, por exemplo, análise infravermelha de composição. Prefere-se que referido gás de saída desviado seja combinado com pelo menos uma porção do gás de saída que tinha saído de um condensador de gás de saída para formar um “gás de saída misto” antes da liberação ao meio ambiente exterior. Prefere-se que um “meio de divisão” utilizando pelo menos uma das características seguintes processe pelo menos uma porção do gás de saída do condensador, assim produzindo um “gás de saída de divisão”. Preferivelmente, pelo menos, cerca de 10, 50, 98, 99,9 por cento em peso do líquido entrando no referido meio de divisão sejam separados e saiam co-misturados com menos de cerca de 50 ou 95, ou 99, ou 99,8 por cento em peso de gás de saída di-nitrogênio a partir da uma abertura nos 80, ou 60, ou 40, ou 10 por cento inferiores da altura do referido meio de divisão. Preferivelmente, pelo menos uma porção do referido meio de divisão está localizada em uma elevação menor do que pelo menos um condensador de gás de saída provendo um fluxo multi-fásico gás-mais-líquido no referido meio de divisão. Preferivelmente, a água líquida sai do referido meio de divisão a partir de uma abertura localizada abaixo de uma entrada de fluxo de um condensador de gás de saída. Preferivelmente, a velocidade vertical superficial de gás de saída no referido meio de divisão é menor do que cerca de 4 ou 3, ou 2, ou 1 metro por segundo no plano do maior diâmetro horizontal. Preferivelmente, a velocidade horizontal superficial do gás de saída no referido meio de divisão é menor do que cerca de 6 ou 5 ou 4, ou 3 metros por segundo no plano de maior diâmetro vertical. Preferivelmente, o tempo de residência médio do gás de saída no referido meio de divisão é menor do que cerca de 20 ou 13, ou 8, ou 5 segundos. Preferivelmente, o tempo de residência médio do

gás de saída em referido meio de divisão é de pelo menos cerca de 0,5 ou 1,0 ou 1,5 ou 2,0 segundos. Preferivelmente, o tempo de residência médio do líquido dentro do referido meio de divisão é de pelo menos cerca de 0,5 ou 2, ou 4, ou 8 minutos. Preferivelmente, o tempo de residência médio do líquido dentro do referido meio de divisão é inferior a cerca de 60 ou 48, ou 24, ou 12 minutos. Preferivelmente, pelo menos uma superfície de impacto de remoção de líquido, diferente das superfícies de limite de isolamento de pressão, está incluída no referido meio de divisão. Preferivelmente, a superfície sólida em contato com o gás de saída passando através de um meio de divisão é de pelo menos de cerca de 0,0005, ou 0,001 ou 0,002, ou 0,004 metros quadrados por kg do gás de saída saindo do referido meio de divisão. Preferivelmente, pelo menos uma porção de gás de saída passando através do referido meio de divisão contata pelo menos cerca de 0,001, ou 0,005, ou 0,01, ou 0,02 metros quadrados de área de superfície sólida isolante de não pressão por kg de pX alimentado para o meio de reação de oxidação correspondente. Preferivelmente pelo menos cerca de 70 ou 80, ou 90 por cento das gotículas de líquido menores do que, pelo menos, cerca de 500 ou 200, ou 75, ou 25 microns presentes no gás de saída entrando em um meio de divisão são removidos do gás de saída de divisão. Os inventores descrevem que estes vários aspectos preferidos para um meio de divisão são preferidos em um meio de divisão processando gás de saída de condensador com ou sem gás de saída desviado.

[0063] Prefere-se que, pelo menos, uma porção do gás desviado seja transformada em um TOD que também processa pelo menos uma porção do gás de saída que saiu um condensador de gás de saída. Mais preferivelmente, pelo menos uma porção do gás de saída desviado é combinada com pelo menos uma porção do gás de saída do condensador para formar um gás de saída misturado antes de entrar em um TOD. Mais preferivelmente, a energia térmica é adicionada para elevar a temperatura do referido gás de saída misturado antes de entrar em um meio TOD. Esse aquecimento reduz a condensação nos condutos do gás de saída, vasos e outros recintos e, portanto, minimiza os custos de materiais de construção. Esta energia térmica pode ser adicionada no todo ou em parte para referido fluxo de gás

de saída misturado, para referido fluxo de gás de saída desviado, ou para referido fluxo de gás de saída de saída do condensador. Prefere-se que a temperatura do referido gás de saída misturado seja de pelo menos cerca de 10 ou 20, ou 40, ou 60°C, acima da temperatura dos gás de saída saindo do referido condensador de gás de saída.

[0064] Foi descrito que é preferido adicionar energia térmica para dividir o gás de saída de acordo com este aspecto, mesmo sem gás de saída desviado. Prefere-se localizar o condensador de gás de saída e meio de divisão como a seguir, a fim de equilibrar simultaneamente o custo de bombeamento de água para resfriamento para altitudes elevadas, o custo para estruturas e suportes altos, e a provisão de elevação para permitir que o fluxo por gravidade de líquido condensado em e/ou através de um condensador de gás de saída e/ou meio de divisão. Prefere-se que a elevação de uma superfície resfriada inferior em pelo menos um condensador de gás de saída seja menor do que cerca de 50 ou 30, ou 20, ou 10 metros acima da elevação da superfície do solo. Prefere-se que a elevação de uma superfície resfriada superior em pelo menos um condensador de gás de saída esteja, pelo menos, cerca de 6 ou 9, ou 12, ou 15 metros acima da elevação da superfície do solo. Prefere-se que a elevação de um registro de líquido dentro de um meio de divisão, seja de, pelo menos, cerca de 0,5 ou 1 ou 2, ou 3 metros acima da elevação da superfície do solo circundante. Prefere-se que a elevação de um registro de líquido dentro de um meio de divisão seja menor do que cerca de 20 ou 15, ou 10, ou 5 metros acima da elevação da superfície do solo.

[0065] Em combinação com recuperação de energia melhorada a partir de um turboexpansor de gás de saída e/ou auto-aquecimento de um TOD de acordo com informações descritas aqui, verificou-se um benefício surpreendente de deixar quantidades aumentadas de vapor d'água no gás de saída ventilado, não obstante as maiores perdas de VOC que com frequência acompanham tais quantidades aumentadas de vapor d'água. Assim, foram descritas as seguintes formas de realização preferidas para "vapor d'água ventilado" presente em um gás de saída de condensador, um gás de saída de divisão, e/ou um gás de saída de entrada em TOD.

Prefere-se que o vapor d'água ventilado seja menos do que cerca de 400 ou 300, ou 250, ou 200 por cento em peso da água formando TPA. Isso evita gastar demasiado calor da reação de oxidação na vaporização da água líquida em um ciclo de potência do turboexpansor de uma passagem com custos de capital e de operação subseqüentes para o tratamento em um TOD e sem um aumento concomitante no suprimento do refluxo para um meio de recuperação e/ou desidratação de solvente. Prefere-se que o vapor d'água ventilado seja pelo menos cerca de 100 ou 110, ou 130, ou 150 por cento em peso da água formando TPA. Para evitar a excessiva desidratação do sistema de solvente recuperado e assim alterar as condições de reação de oxidação, fontes preferidas da quantidade de água excedendo a água formando TPA são descritas aqui.

[0066] Prefere-se que o vapor d'água ventilado em excesso da água formando TPA compreenda pelo menos uma porção de água que entrou no processo com o suprimento de oxidante, mais preferivelmente ar ambiente comprimido. A quantidade preferida de vapor d'água entrando no ar comprimido é descrita em alguma parte do presente. Prefere-se que o vapor d'água ventilado em excesso da água formando TPA compreenda pelo menos uma porção da água formada a partir da super-oxidação de aromáticos e solventes. Prefere-se que o vapor d'água ventilado compreenda pelo menos cerca de 0,05 ou 0,10, ou 0,15 kg de água formada a partir da super-oxidação de aromáticos e solventes por kg de pX alimentado para o meio de reação de oxidação correspondente. Prefere-se que o vapor d'água ventilado compreenda menos de cerca de 0,05 ou 0,04, ou 0,03 kg de água formada a partir da super-oxidação de aromáticos e solventes por kg de pX alimentado ao meio de reação de oxidação correspondente.

[0067] Prefere-se que o vapor d'água ventilado em excesso da água formando TPA compreenda água formada a partir de injeção de vapor pressurizado (pelo menos cerca de 50, 90, 95, 99 por cento de água de peso, pelo menos, cerca de 110 ou 140, ou 180, ou 220°C) em um fluxo de processo compreendendo solvente líquido. As aplicações preferidas incluem vapor como uma fonte de energia térmica e como um meio de lavagem para os condutos, orifícios e equipamento. Prefere-se que o vapor

d'água ventilado em excesso da água formando TPA compreenda pelo menos uma porção da água utilizada para purificar as aberturas de ventilação do processo que, subsequentemente, liberam os gases para meio ambiente exterior. Prefere-se que o vapor d'água ventilado em excesso da água formando TPA compreenda pelo menos uma porção da água servida como um auxiliar de separação azeotrópica em um processo de purificação de solvente e/ou de recuperação de catalisador compreendendo as descrições das patentes US 4939297, US 7351.396 e publicação de pedido de patente US 2005-0038288.

[0068] Prefere-se que o vapor d'água ventilado em excesso da água formando TPA compreenda pelo menos uma porção de água formada a partir da oxidação do combustível, quando opcionalmente utilizada para aquecer o gás de saída entre uma saída de um meio de recuperação e/ou desidratação de solventes e uma saída de um turboexpansor.

[0069] Prefere-se que o vapor d'água ventilado em excesso da água formando TPA compreenda pelo menos uma porção de água proveniente de um processo PET adjacente e entrando no processo TPA antes da saída de um TOD, mais preferivelmente antes da entrada de um TOD. Prefere-se que o referido processo PET esteja localizado de tal forma que a distância horizontal mínima de referido processo TPA seja menor do que cerca de 1800, 900, 300, 100 metros. Prefere-se que o referido processo PET forme, pelo menos, uma porção de PET usando produto TPA a partir desse processo TPA. Prefere-se que pelo menos uma porção do referido produto TPA seja alimentada em um meio de reação do referido processo PET adjacente dentro de menos de cerca de 72 ou 24, ou 12, ou 4 horas depois de ter sido formado a partir de para-xileno, para-tolualdeído e /ou ácido para-toluico. Prefere-se que a água proveniente do referido processo PET seja pelo menos de cerca de 0,02, ou 0,2 ou 0,3 ou 0,4 kilograma por kilograma de água formando TPA. Prefere-se que a água proveniente do referido processo PET seja menor do que cerca de 1,1 ou 0,9 ou 0,7 ou 0,6 kilograma por kilograma de água formando TPA.

[0070] Prefere-se que um TOD seja auto-alimentado pela oxidação de compostos de gás de saída compreendendo monóxido de carbono e VOC, especialmente por

oxidação de acetato de metila. Prefere-se que o teor de combustível de gás de saída seja de pelo menos cerca de 60, 70, 80, 90 por cento de todo o teor de combustível entrando no TOD. O teor de combustível é avaliado como o calor de reações de oxidação dando produtos em fase de vapor compreendendo vapor d'água e gás dióxido de carbono. Prefere-se que o teor de combustível de gás de saída seja menor do que cerca de 160, ou 140, ou 120, ou 110 por cento do teor mínimo de combustível necessário para operar o TOD, sem um meio de resfriamento, por exemplo, o aquecimento sensível de ar ou outro gás/vapor e/ou aquecimento sensível ou latente de água ou outro líquido, seja de forma direta ou co-misturando a massa ou indiretamente através do isolando de superfícies condutoras de troca de calor.

[0071] Prefere-se que um TOD seja alimentado de modo utilizável, mesmo predominantemente, por acetato de metila em gás de saída de acordo com as seguintes descrições. Acetato de metila é um subproduto conhecido da oxidação em fase líquida de pX para TPA em ácido acético. As tecnologias são conhecidas na arte para isolar acetato de metila e, então, hidrolisando o mesmo com água para recuperar solvente ácido acético, e efluente sub-produto metanol. Verificou-se que um sistema de síntese de TPA eficiente, por exemplo, US 20070293699 e 20070208191 US (cujas descrições completas são incorporadas por referência neste documento), provê uma redução utilizável na taxa de formação líquida de acetato de metila. O componente CO no gás de saída tem um valor relativamente baixo de aquecimento, e gás de saída com freqüência contém quantidades relativamente pequenas de MeBr e ácido acético. Acetato de metila provê um teor de combustível utilizável para um TOD a fim de atingir temperaturas e eficiências de destruição requeridas de poluentes, incluindo o próprio acetato de metila. Se o teor de combustível de gás de saída é muito baixo, então combustíveis suplementares, por exemplo, metano, metanol, óleo combustível, devem ser supridos ao TOD a fim de alcançar as temperaturas e eficiências de destruição de poluentes requeridas.

[0072] Verificou-se as seguintes faixas preferidas para o acetato de metila em gás de saída de divisão, que estão na faixa de um equilíbrio utilizável do valor de combustível de acetato de metila em um TOD contra os custos de capital e

operacionais para a supressão do adicional de formação do acetato de metila e/ou recuperação de seu teor de ácido acético pela separação e hidrólise. Prefere-se que o teor de acetato de metila em gás de saída de divisão e/ou gás de saída entrando em um TOD seja de pelo menos cerca de 0,003, ou 0,005, ou 0,007, ou 0,008 kilograma por kilograma de pX alimentado para um meio de reação de oxidação correspondente. Prefere-se que o teor de acetato de metila em um gás de saída de divisão e/ou gás de saída entrando em um TOD seja menor do que cerca de 0,030, ou 0,025, ou 0,020, ou 0,015 kilograma por kilograma de pX alimentado ao meio de reação de oxidação correspondente. Prefere-se que o acetato de metila forneça pelo menos cerca de 20 ou 30, ou 40, ou 50 por cento de todo o teor do combustível entrando em um TOD. Em outra forma de realização da invenção, prefere-se que o acetato de metila e/ou metanol em gás de saída de divisão e/ou gás de saída entrando em um TOD seja menor do que cerca de 0,030, ou 0,025, ou 0,020, ou 0,015 kilograma por kilograma de pX alimentado ao meio de reação de oxidação correspondente. Prefere-se que o acetato de metila forneça pelo menos cerca de 20 ou 30, ou 40, ou 50 por cento de todo o teor de combustível entrando em um TOD.

[0073] Prefere-se que o teor de ácido acético em gás de saída de divisão e/ou gás de saída entrando em um TOD seja inferior a cerca de 0,005, ou 0,004 ou 0,003, ou 0,002 kilograma por kilograma de pX alimentado para o meio de reação de oxidação correspondente. Prefere-se que o teor de monóxido de carbono em gás de saída de divisão e/ou gás de saída entrando em um TOD seja inferior a cerca de 0,45 ou 0,40, ou 0,35, ou 0,30 por cento em mol avaliado em uma base seca, com apenas compostos gasosos não condensáveis.

[0074] No entanto, é indesejável gastar muita energia, seja o combustível inflamável intrínseco em um gás de saída ou combustível adicionado, no TOD. Portanto, prefere-se que a energia de combustão total liberada por um TOD seja menor do que 600 ou 500, ou 450, ou 400 kJ por kg de pX alimentado ao meio de reação de oxidação correspondente. Esta pequena quantidade de calor de combustão necessária é obtida provendo uma integração de calor eficiente entre o gás de saída tratado quente próximo da saída de um TOD e gás de saída não tratado próximo da

entrada para o referido TOD, como é conhecido na arte de diversas formas.

[0075] A alimentação de calor de combustão é apropriadamente controlada com os métodos de operação e as composições do gás de saída, como indicado aqui. Prefere-se que um TOD opere com uma temperatura interna de pico de pelo menos cerca de 200 ou 400, ou 600, ou 800°C. Prefere-se que, pelo menos, cerca de 94 ou 96, ou 98, ou 99 por cento em mol de carbonos no gás de saída entrando em um TOD sejam oxidados em CO₂ antes de sair do TOD. Mais preferivelmente, o meio TOD em todas as descrições aqui é um meio de oxidação térmica regenerativa (RTO).

[0076] Após a remoção e/ou destruição de monóxido de carbono e poluentes VOC em um gás de saída de reação de oxidação, muitas localidades requerem a remoção substancial de bromo do gás de saída tratado. Esta redução de bromo é com frequência feita por purificação aquosa do gás de saída tratado a partir de um TOD, por exemplo, a purificação do líquido do gás de saída usando uma solução aquosa de hidróxido de sódio e bissulfito de sódio para produzir sal brometo de sódio. Ao longo do tempo a concentração de vários sais acumula-se na água do purificador, e uma purga dos efluentes deve ser provida juntamente com uma complementação de água mais pura. Preferivelmente, referida água de complementação do purificador de gás de saída é água filtrada. Mais preferivelmente, referida água de complementação do purificador é água desmineralizada, água deionizada, e/ou condensado de vapor.

[0077] Verificou-se que referido efluente de purga de líquido do purificador essencialmente compreendendo água é vantajosamente usado como água de serviço, como por exemplo, água de complementação da torre de resfriamento. Assim, é preferível utilizar pelo menos cerca de 0,01, ou 0,05 kg de água de efluente líquido do purificador do gás de saída por kg de pX alimentado para o meio de reação de oxidação correspondente como água de serviço, em vez de descarregar referido água do purificador para uma unidade de tratamento de águas servidas e/ou diretamente ao meio ambiente externo. Em outra forma de realização da invenção qualquer água efluente obtida a partir de uma instalação de produção compreendendo um meio de reação de oxidação pode ser usada em uma taxa de 0,01-0,05 kg de água efluente por kg de pX alimentado para o meio de reação de oxidação correspondente como

água de serviço, em vez de descarregar a água de serviço para uma unidade de tratamento de águas servidas e/ou diretamente no meio ambiente exterior.

[0078] Em uma forma de realização opcional e mais preferida, a invenção compreende combinar gás de saída da reação de oxidação, incluindo as fontes do reator de oxidação primário e secundária, para processamento através de um meio de recuperação e/ou desidratação de solvente compartilhado combinado, meio de turboexpansor, meio de condensador, meio de divisão, TOD e/ou um purificador de bromo.

[0079] Indesejavelmente com relação à recuperação de energia, as pressões e temperaturas de funcionamento de meios de reação secundária são com frequência substancialmente diferentes, às vezes, significativamente maiores, a partir de um meio de reação primária e/ou de cada outro. A simples expansão dos gases de saída da reação em maior pressão através de uma válvula de redução de pressão em gás de saída em menor pressão geralmente dissipa entropia significativa, causando uma perda na capacidade subsequente para produzir trabalho de eixo. No entanto, a presente invenção de modo útil retém a entalpia nos gases de saída combinados na entrada para um turboexpansor, e os fluxos de gases de saída combinados co-misturam de modo útil os valores de combustível CO e VOC antes de um TOD.

[0080] Prefere-se processar o gás de saída a partir de pelo menos dois meios distintos de reação, em um meio de recuperação e/ou desidratação de solventes, meio de turboexpansor, meio de condensador, meio de divisão TOD e/ou purificador de bromo comuns compartilhados. Prefere-se que pelo menos uma porção dos referidos meios de reação distintos sejam separados horizontalmente um do outro por menos do que cerca de 1.000, ou 500, ou 300, ou 150 metros. "Processo integrado" significa que as correntes de alimentação ou produto de dois processos / instalações diferentes são combinadas e processadas usando pelo menos uma peça de equipamento comum selecionado dentre o grupo consistindo de meio de turboexpansor, meio de condensador, meio de divisão, TOD e/ou purificador de bromo.

[0081] Quando formando uma mistura de gás de saída, prefere-se que a quantidade de todo o gás de saída na mistura que é originária do meio de reação de

oxidação secundário seja muito menor do que a quantidade de todo o gás de saída na mistura que é originária do meio de reação de oxidação primária. Em misturas de gás de saída primário e secundário, prefere-se que o gás de saída surgindo de meios de reação de oxidação secundária compreenda menos de cerca de 20 ou 10, ou 5, ou 2 por cento em peso da massa do gás de saída combinado e menos do que cerca de 20 ou 10, ou 5, ou 2 por cento em peso da massa de di-nitrogênio do gás de saída combinado. Em misturas de gás de saída primário e secundário, prefere-se que o gás de saída surgindo de meios de reação de oxidação secundária compreenda pelo menos cerca de 0,1 ou 0,2 ou 0,4 ou 0,8 por cento em peso da massa de gás de saída combinado e menos que cerca de 0,1 ou 0,2 ou 0,4 ou 0,8 por cento em peso da massa de di-nitrogênio do gás de saída combinado.

[0082] Prefere-se que, pelo menos, cerca de 40 ou 60, ou 80, ou 90 por cento em peso do gás de saída de reação a partir de pelo menos um meio de reação de oxidação secundária sejam combinados com pelo menos cerca de 40 ou 60, ou 80, ou 90 por cento do peso do gás de saída de reação a partir de um meio de reação de oxidação primária para processar em, um meio de recuperação e/ou de desidratação dos solventes comum e compartilhado, meio de turboexpansor, meio de condensador, meio de divisão, TOD e/ou purificador de bromo. Prefere-se que, pelo menos, uma porção do gás de saída do referido meio secundário seja formada por uma temperatura de pelo menos cerca de 160, ou 175, ou 190, ou 200°C. Prefere-se que, pelo menos, uma porção do gás de saída a partir do referido meio secundário seja formado a uma temperatura de menos que cerca de 250 ou 240, ou 230, ou 220°C. Prefere-se que, pelo menos, uma porção do gás de saída a partir do referido meio secundário seja formada a uma pressão absoluta de pelo menos cerca de 7 ou 10, ou 13, ou 16 bar. Prefere-se que, pelo menos, uma porção do gás de saída do referido meio secundário seja formada a uma pressão absoluta de menos de cerca de 40 ou 34, ou 28, ou 24 bar.

[0083] Prefere-se que pelo menos uma porção do gás de saída de reação a partir de pelo menos dois meios de reação de oxidação secundária distintos sejam combinados entre si e com pelo menos uma porção do gás de saída de reação a partir

de um meio de reação de oxidação primária para o processamento em um meio de recuperação e/ou desidratação de solventes comum, compartilhado, meio de turboexpansor, meio de condensador, meio de divisão, TOD e/ou purificador de bromo. Prefere-se que, pelo menos, uma porção do gás de saída de pelo menos um meio secundário seja formada a uma temperatura de menos de cerca de 20 ou 15, ou 10, ou 5°C maior do que uma porção do referido gás de saída a partir do referido meio de reação de oxidação primária. Prefere-se que, pelo menos, uma porção do gás de saída a partir de um meio secundário seja formado a uma temperatura de pelo menos cerca de 10 ou 15, ou 25, ou 35°C maior do que uma porção do referido gás de saída do referido meio de reação de oxidação primária e/ou uma porção do referido gás de saída a partir de um meio de reação de oxidação secundária distinta. Prefere-se que pelo menos uma porção do referido gás de saída a partir de um meio secundário seja formada a uma temperatura de menos do que cerca de 20 ou 15, ou 10, ou 5°C, diferente do que uma porção do referido gás de saída a partir de um meio de reação de oxidação secundária distinto. Prefere-se que pelo menos um dos referidos gases de saída de reação seja proveniente de um meio de reação de oxidação secundária separados horizontalmente de uma porção do referido meio de reação primária por menos do que cerca de 60 ou 20, ou 8, ou 2 metros. Prefere-se que pelo menos um dentre os referidos gases de saída de reação seja proveniente de um meio de reação de oxidação secundária separados horizontalmente de uma porção do referido meio de reação primária por, pelo menos, cerca de 4 ou 8 ou 16, ou 32 metros.

[0084] Prefere-se processar pelo menos, cerca de 40 ou 60, ou 80, ou 90 por cento em peso do di-nitrogênio em um gás de saída de reação a partir de pelo menos um meio de reação de oxidação secundária combinado com pelo menos cerca de 40 ou 60, ou 80, ou 90 por cento em peso do di-nitrogênio em gás de saída de reação a partir de um meio de reação de oxidação primária em um meio de turboexpansor comum, meio de condensador, meio de divisão, TOD e/ou purificador de bromo compartilhados, comuns.

[0085] As invenções aqui são preferidas para um processo produzindo um TPA bruto, em que impurezas totais de ácido monocarboxílico compreendem pelo menos

cerca de 1.000, ou 2.000, ou 4.000, ou 6.000 ppm em peso, produzindo um TPA purificado, em que as impurezas de ácido monocarboxílico totais compreendem menos do que cerca de 1.000, ou 500 ou 300, ou 200 ppm em peso e produzindo tanto TPA bruto como purificado simultaneamente em qualquer razão relativa. As impurezas de ácido monocarboxílico incluem notavelmente ácido benzóico, ácido para-toluico e 4-carboxibenzaldeído.

[0086] As invenções aqui são mais preferidos para produzir TPA purificado com uma cor b^* de menos do que cerca de 4,0 ou 3,5 ou 3,0 ou 2,5 unidades b^* . O valor b^* como aqui utilizado é um atributo de cor medido em um instrumento espectroscópico, como um instrumento XE Ultrascan Hunter (Hunter Associates Laboratory, Inc., 11491 Sunset Hills Road, Reston, VA 20190-5280, www.hunterlab.com) usando um modo de refletância. As leituras positivas significam o grau de amarelo (ou absorbância de azul), enquanto que leituras negativas significam o grau de azul (ou absorbância de amarelo).

[0087] As invenções aqui se aplicam aos processos de conversão de m-xileno (mX) em ácido isoftálico (IPA) em todos os aspectos das descrições, substituindo as espécies meta para as espécies para, por exemplo, mX para pX, IPA para a TPA, ácido meta-toluico para ácido para-toluico e 3- carboxibenzaldeído para 4-carboxibenzaldeído. Esta extensão aplica-se a um processo produzindo IPA separadamente. A extensão também se aplica em processos parcialmente e/ou totalmente combinados fabricando tanto TPA como IPA.

[0088] Aspectos da invenção pertencendo à combinação de gás de saída de reação a partir de diferentes meios de reação para o processamento em pelo menos um meio de recuperação e/ou desidratação de solventes, turboexpansor, condensador, meio de divisão, TOD e/ou purificador de bromo se aplicam em todos os aspectos também quando as espécies aromáticas preponderantes em pelo menos um meio de reação é para-substituído e as espécies aromáticas preponderantes em pelo menos um meio de reação é meta-substituído. Todos os aspectos da invenção relacionados com solvente recuperado se aplicam igualmente quando pelo menos uma porção de solvente recuperado a partir do gás de saída de reação oxidando um

xileno é subsequentemente usado em 72 ou 48, ou 24 ou 12 horas em meio de reação oxidando o outro xileno. Todos os aspectos da invenção relacionados com solvente filtrado também se aplicam quando pelo menos uma porção do solvente filtrado formado pela separação de um produto sólido que é predominantemente um ácido dicarboxílico aromático é posteriormente utilizada em 72, 48, 24, 12 horas em meio de reação oxidando o outro xileno. (Apesar de ser possível, e com frequência preferível, manter Co/Mn/Br, mesmo impurezas aromáticas pesadas a partir de um filtrado isolado do outro, não é preferido manter os componentes água, ácido acético e ácido benzóico separados.)

[0089] Prefere-se tratar pelo menos uma porção do solvente filtrado (para-filtrado) a partir de um processo em que as espécies aromáticas preponderantes são para-substituídas e uma porção do solvente filtrado (meta-filtrado) a partir de um processo em que as espécies aromáticas preponderantes são meta-substituídas em um processo de purificação de solvente e/ou recuperação de catalisador compartilhando pelo menos um conduto, vaso contendo pressão e/ou item de equipamento rotativo. As unidades de purificação de filtrado apropriadas são descritas em patentes US 4939297, US 7351.396 e publicação de pedido de patente US 2005-0038288 (cujas descrições são incorporadas por referência). É mais preferível que pelo menos uma porção de para-filtrado e de meta-filtrado seja co-alimentada ao mesmo tempo, em comparação em ser seguida em sequência. Prefere-se que pelo menos uma porção de filtrado purificado e/ou pelo menos uma porção do catalisador recuperado a partir do referido processo sejam posteriormente usados para formar pelo menos uma porção do meio de reação de oxidação e subsequentemente para formar uma porção de para-filtrado ou de meta-filtrado, mais preferivelmente formando uma porção de ambos os filtrados. Prefere-se que, pelo menos, cerca de 10 ou 40, ou 80, ou 98 por cento em peso das impurezas aromáticas sejam removidos a partir do para-filtrado pelo referido processo de purificação de solvente filtrado e/ou de recuperação do catalisador sejam combinados fisicamente com pelo menos cerca de 10 ou 40, ou 80, ou 98 por cento em peso das impurezas aromáticas retiradas do meta-filtrado pelo referido processo.

[0090] Todos os aspectos da invenção relacionados com o ar comprimido para a alimentação de oxidante são aplicáveis quando uma porção de ar comprimido a partir de um meio de compressão é dividida para prover alimentação de oxidante para pelo menos um meio de reação de oxidação em que as espécies aromáticas preponderantes sejam para-substituídas e pelo menos um outro meio de reação de oxidação em que as espécies aromáticas preponderantes são meta-substituídas.

[0091] Todos os aspectos da invenção relacionados com oxidante-alimentação-inter-resfriador-condensado se aplicam quando pelo menos uma porção de oxidante-alimentação-inter-resfriador-condensado é dividida com parte sendo utilizada em pelo menos uma etapa do processo em que as espécies aromáticas preponderantes são para-substituídas e com outra parte sendo utilizada em pelo menos uma outra etapa do processo em que as espécies aromáticas preponderantes são meta-substituídas.

[0092] Em uma forma de realização, prefere-se que um processo de produção de IPA menor esteja co-localizado com um processo de produção de TPA maior. Quando o gás de saída a partir de pelo menos um meio de reação preponderantemente meta-substituído é combinado com gás de saída a partir de pelo menos um meio de reação preponderantemente para-substituído, prefere-se que o gás de saída resultante do meio preponderantemente meta-substituído compreenda menos do que cerca de 50, ou 40, ou 30, ou 20 por cento em peso da massa do gás de saída combinado e menos de cerca de 50 ou 40, ou 30, ou 20 por cento em peso da massa de di-nitrogênio no gás de saída combinado.

[0093] Quando o gás de saída a partir de pelo menos um meio de reação preponderantemente meta-substituído é combinado com gás de saída de pelo menos um meio de reação preponderantemente para-substituído, prefere-se que o gás de saída resultante dos meios preponderantemente meta-substituídos compreenda pelo menos cerca de 0,5 ou 1,0 ou 1,5 ou 2,0 por cento em peso da massa de gás de saída combinado e menos do que cerca de 0,5 ou 1,0 ou 1,5 ou 2,0 por cento em peso da massa de di-nitrogênio no gás de saída combinado.

[0094] Quando um meio de compressão de ar ambiente fornece oxidante para, pelo menos, um meio de reação preponderantemente meta-substituído e pelo menos

um meio de reação preponderantemente para-substituído, prefere-se que os meios de reação preponderantemente meta-substituídos recebem menos do que cerca de 50 ou 40, ou 30, ou 20 por cento em peso de fluxo de massa total de oxidante a partir do meio de compressão do ar. Quando um meio de compressão do ar ambiente fornece oxidante para pelo menos um meio de reação preponderantemente meta-substituído e para pelo menos um meio de reação preponderantemente para-substituído, prefere-se que os meios de reação preponderantemente meta-substituídos recebam pelo menos cerca de 0,5 ou 1,0, ou 1,5, ou 2,0 por cento em peso do fluxo de massa total do oxidante a partir do referido meio de compressão de ar.

[0095] É mais preferível que referidos processos de produção de IPA e TPA estejam co-localizados com pelo menos um processo de produção de PET co-localizado. Prefere-se que o IPA produzido no referido processo co-localizado compreenda pelo menos cerca de 0,5 ou 1,0 ou 1,5 ou 2,0 por cento em peso de todos os ácidos dicarboxílicos alimentados para um processo de produção de PET co-localizado. Também se prefere que o IPA produzido no referido processo co-localizado compreenda menos de cerca de 16 ou 12, ou 8, ou 4 por cento em peso de todo o ácidos dicarboxílico alimentado para processo de produção de PET co-localizado.

[0096] Em outra forma de realização, com ou sem co-localização do IPA e TPA, é mais preferível que pelo menos uma porção do IPA alimentado a partir de um meio de reação primária compreendendo espécies preponderantemente meta-substituídas seja alimentada a um meio de reação de PET sem referido IPA tendo sido purificado pela dissolução, seletivamente hidrotratado, e re-precipitação para remover 3-CBA e/ou espécies coloridas.

[0097] Em uma forma de realização, prefere-se que referido IPA alimentado para o meio de reação de PET seja ou IPA bruto diretamente a partir de um meio de reação de oxidação primária que é preponderantemente meta-substituído ou é IPA pós-oxidado formado em um meio de reação secundária, cuja temperatura de reação média é menor do que cerca de 24, 16, 12, 8 graus mais quente do que referido meio

de reação primária. Prefere-se que referido IPA bruto e/ou IPA pós oxidado compreenda pelo menos cerca de 20 ou 80, ou 160, ou 320 ppm em peso de 3-CBA; menos do que cerca de 3.000 ou 2.400, ou 1.800 ou 1.200 ppm em peso de 3-CBA, pelo menos cerca de 2 ou 4, ou 8 ou 16 ppm em peso de 2,6-DCF, e menos do que cerca de 160 ou 120, ou 80, ou 60 ppm em peso de 2,6-DCF.

[0098] Em outra forma de realização, prefere-se que referido IPA alimentado para o PET seja IPA digerido formado em um meio de reação secundária, cuja temperatura de reação média é pelo menos cerca de 16 ou 24, ou 30, ou 36°C mais quente do que referido meio de reação primária e menor do que cerca de 80 ou 70, ou 60, ou 50°C mais quente do que referido meio de reação primária. Prefere-se que referido IPA digerido compreenda pelo menos cerca de 10 ou 40 ou 60, ou 80 ppm em peso de 3-CBA; menos de cerca de 1, 000, ou 800, ou 500, ou 300 ppm em peso de 3-CBA, pelo menos cerca de 2 ou 4, ou 6 ou 8 ppm em peso de 2,6-DCF, e menos do que cerca de 120, ou 80 ou 60, ou 40 ppm em peso de 2,6-DCF.

[0099] Outro aspecto da presente invenção refere-se a uma disposição melhorada de água ambiente condensada e retirada em vez de ser retida como vapor, durante compressão de ar ambiente para a alimentação de oxidante. O meio de compressão para o fornecimento de ar ambiente pressurizado com frequência compreende sistemas de compressão de múltiplos estágios utilizando pelo menos um inter-resfriador para remover calor de compressão para tornar o processo mais termodinamicamente e mecanicamente eficaz. Estes sistemas tipicamente produzem água condensada em resfriadores interestágios, e esta água é tipicamente separada do ar antes da entrada para uma estágio de compressão subsequente. Porque tal oxidante-alimentação-inter-resfriador-condensado podem estar contaminados com lubrificantes e/ou fluidos de vedação, referido condensado é convencionalmente dirigido para uma instalação de tratamento de águas servidas, talvez somente um escumador de óleo embora algumas vezes compreendendo tecnologias de tratamento biológico ou semelhante.

[0100] Verificou-se os seguintes usos melhorados para oxidante-alimentação-inter-resfriador-condensado, simultaneamente reduzindo

os custos de tratamento de águas servidas e reduzindo custos de aquisição e/ou purificação de águas de serviço. Prefere-se alimentar pelo menos uma porção de oxidante-alimentação-inter-resfriador-condensado em um processo TPA e/ou processo PET adjacente, mais preferivelmente em pelo menos uma das seguintes etapas de processo. Um meio de recuperação /ou desidratação de solventes de TPA, especialmente como refluxo, conforme aqui definido. Um sistema de purificação de solvente filtrado de TPA, especialmente como um auxiliar de separação azeotrópica para recuperação ou componentes de catalisador de TPA, mais preferivelmente compreendendo acetato de isopropila de acordo com as referências aqui contidas. Um processo para purificar TPA por hidrogenação catalítica seletiva de TPA bruto. Um purificador em uma ventilação de ambiente de qualquer um processo de TPA ou PET ou vaso de armazenamento.

[0101] Prefere-se alimentar pelo menos uma porção de oxidante-alimentação-inter-resfriador-condensado em pelo menos um sistema de águas de serviço, mais preferivelmente compreendendo os seguintes sistemas, e mais preferivelmente para uso por um processo de TPA e/ou processo de PET adjacente. Um sistema de água de resfriamento, mais preferivelmente um sistema de água de torre de resfriamento onde a água é resfriada por contato direto com ar. Um sistema de água filtrada. Um sistema de água desionizada e/ou desmineralizada. Um sistema de água para incêndio.

[0102] A quantidade de oxidante-alimentação-inter-resfriador-condensado varia com umidade ambiente, com temperatura média de resfriamento, com taxa de alimentação de pX, e com excesso de dioxigênio no gás de saída de reação, tanto transientemente como em média. Assim, prefere-se que os usos descritos preferidos compreendam pelo menos, cerca de 0,01 ou 0,02, ou 0,04, ou 0,08 kg de oxidante-alimentação-inter-resfriador-condensado por kg de pX alimentado ao meio de reação de oxidação correspondente.

[0103] Em geral, é preferível ventilar o vapor d'água em aproximadamente um equilíbrio contínuo com sua introdução através de diversas etapas de processo, mas, mesmo assim, é inevitável que ocorram perturbações de produção e atividades de

manutenção, que produzem um excesso temporário de água servida líquida. Por exemplo, a abertura de um vaso de processo para a inspeção ou reparos durante um desligamento do processo é com frequência precedida por uma lavagem com água completa ou tratamento com vapor para remover essencialmente todos solvente, substrato e produto; e a quantidade de tal água afetada pode ser elevada para as atividades de manutenção principais. Prefere-se prover pelo menos um reservatório de armazenamento de água servida líquida e que esta água servida líquida seja subsequentemente retornada a pelo menos uma etapa do processo e, subsequentemente, ventilada como vapor d'água de acordo com a descrição aqui. Prefere-se que tais reservatórios de armazenamento de água servida líquida proporcione um isolamento eficaz para controlar a liberação de VOC para meio ambiente exterior. Prefere-se que o volume destes reservatórios de armazenamento seja de pelo menos cerca de 50 ou 100, ou 200, ou 400 metros cúbicos. Prefere-se que o volume dos reservatórios de armazenamento seja menor do que cerca de 12.000, ou 9.000, ou 6.000, ou 3.000 metros cúbicos.

[0104] Ao combinar vários aspectos relacionados com expelir água em forma de vapor ao meio ambiente exterior, mais preferivelmente após o tratamento em um TOD, juntamente com o uso de oxidante-alimentação-inter-resfriador-condensado e/ou água de purificador de bromo em aplicações descritas para o processo e/ou água de serviço, prefere-se produzir menos do que cerca de 400 ou 350, ou 300, ou 250, ou 200, ou 100, ou 50, ou 20 gramas de efluente de águas servidas líquidas por kg de produto TPA sólido formado. Prefere-se que este desempenho seja mantida essencialmente continuamente por longos períodos. Prefere-se produzir esses baixos níveis de efluentes de águas servidas líquidas por pelo menos cerca de 60 ou 80, ou 90, ou 95 por cento do tempo em um período contínuo de 24 horas. Prefere-se produzir estes baixos níveis de efluentes de águas servidas líquidas em média durante um período de pelo menos cerca de 4 ou 16, ou 64 ou 254 dias. Uma instalação de síntese de PET também produz água a partir de reações de conversão de pelo menos uma porção de TPA em PET, e esta água é frequentemente contaminada com vários compostos de VOC, por exemplo, etileno glicol, acetaldeído, e vários dioxolanos.

Prefere-se tratar pelo menos uma porção de água contaminada de formação de PET em uma instalação comum compartilhada junto com a água formando TPA a partir de uma instalação de TPA adjacente. Preferivelmente, referida água contaminada a partir da formação de PET é deixada em forma de vapor saindo da referida instalação de PET para tratamento, ou é convertida em uma forma de vapor usando pelo menos uma porção da energia térmica da referida instalação de TPA adjacente.

[0105] Em outra forma de realização da invenção, a quantidade de água gerada como subproduto ou adicionada à oxidação, que está saindo da referida instalação de produção para o meio ambiente externo como um vapor é pelo menos 0,3 ou 0,4 ou 0,49 quilograma por quilograma de composto aromático. Como aqui utilizada, as instalações de produção podem incluir o tratamento de águas servidas.

[0106] Mais preferivelmente, pelo menos uma porção de água vaporizada da formação de PET a partir de reações em uma instalação de síntese de PET adjacente é tratada junto com pelo menos uma porção de água vaporizada formando TPA em um TOD comum compartilhado, ainda mais preferivelmente um RTO, de acordo com qualquer uma e/ou todas as descrições relativas aqui ao processamento de gás de saída da reação a partir do meio de reação de oxidação. Prefere-se que pelo menos uma porção do meio de reação de oxidação formando TPA esteja localizado de tal forma que a distância horizontal mínima de referida instalação de síntese de PET seja menor do que cerca de 1800, ou 900, ou 300, ou 100 metros. Prefere-se que pelo menos uma porção da TPA seja alimentada em um meio de reação da referida instalação de síntese de PET adjacente, em menos de cerca de 72 ou 24, ou 12, ou 4 horas depois de ter sido formado a partir de para-xileno. Prefere-se processar pelo menos cerca de 40 ou 60, ou 70, ou 80 por cento em peso do gás de saída da referida instalação de síntese de PET adjacente em TOD comum compartilhado, mais preferivelmente RTO, com pelo menos cerca de 40 ou 60, ou 70, ou 80 por cento em peso do gás de saída de reação a partir de pelo menos um meio de reação de oxidação primária. Prefere-se processar, pelo menos, cerca de 40 ou 60, ou 70, ou 80 por cento em peso da água de formação de TPA a partir de uma instalação de produção de TPA que é processada em um TOD comum compartilhado, mais

preferivelmente RTO, com pelo menos cerca de 40, ou 60, ou 70, ou 80 por cento em peso da água da formação de PET na referida instalação de produção de PET adjacente.

[0107] Prefere-se que o fluxo normal do efluente das águas servidas do processo a partir da instalação de produção de PET adjacente combinado com o fluxo normal do efluente de águas servidas do processo a partir de referida instalação de produção de TPA seja menor do que cerca de 400 ou 200, ou 100, ou 50 gramas do efluente de águas servidas líquidas por kg de PET formado. Se a quantidade de TPA produzida na referida instalação de produção de TPA diferir da quantidade de TPA consumida na referida instalação de produção de PET adjacente por mais de 10 por cento em peso, então, o efluente de águas servidas líquidas da referida instalação de TPA é rateada pela razão de seu uso na referida instalação de PET, este valor é somado com o efluente de águas servidas líquidas a partir da referida instalação de PET, e é dividido pela quantidade de PET produzido.

REIVINDICAÇÕES

1. Processo para produzir um ácido tereftálico e/ou ácido isoftálico, caracterizado pelo fato de compreender:

(a) oxidar um composto aromático em pelo menos um oxidante para assim produzir um gás de saída de oxidante e um produto de oxidante compreendendo um ácido tereftálico e/ou ácido isoftálico, em que o pelo menos um oxidante compreende um reator de coluna de bolha, e em que o composto aromático é pelos menos um membro selecionado de para-xileno e meta-xileno;

(b) diretamente ou indiretamente alimentar pelo menos uma porção do referido gás de saída de oxidante para um dispositivo oxidativo térmico (TOD), e

(c) oxidar referida pelo menos uma porção do gás de saída de oxidante no referido dispositivo TOD, em que durante a operação em estado estacionário do referido dispositivo TOD pelo menos 90 por cento do teor do combustível fornecido ao referido dispositivo de destruição oxidativa térmica se origina do referido gás de saída do oxidante ou os produtos da reação do referido gás de saída de oxidante, e é menor do que cerca de 160 por cento de teor de combustível mínimo necessário para operar o TOD sem um meio de resfriamento.

2. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que referido TOD é um oxidante térmico regenerativo.

3. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que durante a operação em estado estacionário do referido dispositivo TOD pelo menos 70 por cento do teor do combustível alimentado ao referido dispositivo de destruição oxidativa térmica se originam do referido gás de saída de oxidante.

4. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que durante a operação em estado estacionário do referido dispositivo TOD pelo menos 90 % em mol, de carbonos presentes na referida pelo menos uma porção do referido gás de saída de oxidante introduzidos no referido dispositivo TOD são oxidados em dióxido de carbono no referido TOD.

5. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que referida pelo menos uma porção do referido gás de saída de oxidante oxidada

no referido dispositivo TOD compreende acetato de metila e/ou metanol em uma quantidade de pelo menos 0,003 kilograma por kilograma de referido composto aromático alimentado para referido oxidante e menos de 0,030 kilograma por kilograma de referido composto aromático alimentado para referido oxidante.

6. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que referida pelo menos uma porção do referido gás de saída de oxidante oxidada no referido dispositivo TOD compreende ácido acético em uma quantidade inferior a 0,005 kilograma por kilograma de referido composto aromático alimentado para referido oxidante.

7. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que referida pelo menos uma porção do referido gás de saída de oxidante oxidada no referido dispositivo TOD compreende monóxido de carbono em uma quantidade menor do que 0,45 kilograma por kilograma de referido composto aromático alimentado para o referido oxidante.

8. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que referida pelo menos uma porção do referido gás de saída de oxidante oxidada no referido dispositivo TOD compreende acetato de metila em uma quantidade de pelo menos 0,005 kilograma por kilograma de referido composto aromático alimentado para referido oxidante e menos de 0,020 kilograma por kilograma do referido composto aromático alimentado para referido oxidante.

9. Processo de acordo com a reivindicação 5, caracterizado pelo fato de que o referido acetato de metila presente na referida pelo menos uma porção do referido gás de saída de oxidante oxidada no referido dispositivo TOD é um subproduto da referida oxidação da etapa (a).

10. Processo de acordo com a reivindicação 5, caracterizado pelo que substancialmente nenhum acetato de metila está sendo removido ou convertido ou hidrolisado após ou durante uma etapa de recuperação de solventes e antes de referido dispositivo TOD de modo que substancialmente todo o acetato de metila saindo da referida etapa de recuperação de solvente é alimentado ao referido dispositivo TOD.

11. Processo de acordo com a reivindicação 1 ou 5, caracterizado pelo fato de que compreende adicionalmente o tratamento de um gás de saída de TOD a partir do referido dispositivo TOD em um purificador de bromo para assim produzir um gás de saída esgotado em bromo.

12. Processo de acordo com a reivindicação 11, caracterizado pelo fato de compreender adicionalmente a recuperação de compostos hidrocarbila a partir do referido gás de saída de oxidante em um sistema de recuperação de solventes para assim produzir um gás de saída esgotado em hidrocarbila.

13. Processo de acordo com a reivindicação 12, caracterizado pelo fato de compreender adicionalmente o aquecimento de pelo menos uma porção do referido gás de saída esgotado em hidrocarbila com um sistema de aquecimento térmico a fim de prover uma corrente de gás de saída aquecida.

14. Processo de acordo com a reivindicação 13, caracterizado pelo fato de compreender adicionalmente passar pelo menos uma porção da referida corrente de gás de saída aquecida através de pelo menos um turboexpansor para, assim, gerar trabalho e produzir um gás de saída de turboexpansor.

15. Processo de acordo com a reivindicação 14, caracterizado pelo fato de compreender adicionalmente o resfriamento do referido gás de saída de turboexpansor em um condensador de gás de saída, assim condensando o vapor d'água presente no referido gás de saída de turboexpansor para, assim, prover um efluente de condensador compreendendo um gás de saída de condensador e um líquido condensado.

16. Processo de acordo com a reivindicação 15, caracterizado pelo fato de compreender adicionalmente passar pelo menos uma porção do referido efluente de condensador através de um vaso de divisão para assim separar o referido efluente do condensador em um gás de saída de divisão e um líquido de divisão.

17. Processo de acordo com a reivindicação 16, caracterizado pelo fato de que compreender adicionalmente recomprimir pelo menos uma porção do referido gás de saída de divisão em um compressor de gás de saída.

18. Processo de acordo com a reivindicação 16 ou 17, caracterizado pelo

fato de que compreende submeter pelo menos uma porção do referido gás de saída de divisão para a destruição oxidativa térmica (TOD) em um dispositivo de TOD para assim produzir o gás de saída de TOD.

19. Processo de acordo com a reivindicação 1 ou 5, caracterizado pelo fato de que referido composto aromático é para-xileno.

