



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

(11) PI 0919996-9 B1

(22) Data do Depósito: 22/10/2009

(45) Data de Concessão: 14/02/2018



(54) Título: PROCESSO PARA PRODUZIR UM ÁCIDO DICARBOXÍLICO AROMÁTICO.

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

(30) Prioridade Unionista: 09/09/2009 US 12/556107, 31/10/2008 US 61/110248

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

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

“PROCESSO PARA PRODUZIR UM ÁCIDO DICARBOXÍLICO AROMÁTICO”

Fundamentos

É conhecido recuperar a preponderância de solvente vaporizado a partir do gás de saída da reação, através de sua passagem através de pelo menos um meio de resfriamento, absorção, e/ ou destilação, de um modo a produzir um solvente recuperado liquefeito. É desejável, de um modo geral, maximizar a recuperação a partir do gás de saída da reação de compostos vaporizados, contendo pelo menos uma ligação hidrocarbila, aqui denominados “ compostos hidrocarbila”, “ compostos orgânicos voláteis” e “VOC”.

É conhecido usar pelo menos um meio de destilação, de um modo a remover a partir do solvente recuperado uma quantidade de água em excesso, que é co- produzida, em grandes quantidades, através da oxidação parcial de pX. Vários projetos são conhecidos para o uso da energia derivada a partir da oxidação parcial de pX, para que pelo menos uma porção da entrada de energia requerida opere como um meio de destilação.

O termo “água de formação de TPA” é aqui definido como 0,340 quilogramas de água por quilograma de alimentação de pX de pureza comercial. Isto provém a partir da reação intencionada, que forma TPA a partir de pX de acordo com a estequiometria : $pX + 3 O_2$ fornece $TPA + 2 H_2O$. Não obstante o fato de que existam pequenas quantidades de impurezas dentro do pX de pureza comercial e de que uma pequena quantidade de pX é sub- oxidada e/ ou oxidada em excesso, as plantas de manufatura modernas produzem pX de pureza comercial, compreendendo quantidades muito baixas de impurezas e convertem uma tal alimentação em TPA bruto e/ ou purificado, com altos rendimentos. De um modo preferido, o rendimento total do produto sólido TPA, bruto e/ ou purificado, é de pelo menos 96, 97, ou 98, ou 99 mol por cento, com base na massa da alimentação de pX de pureza

comercial, dividida por um peso molecular de 106,16 gramas por mol. De um modo preferido, a alimentação de pX de pureza comercial compreende pelo menos cerca de 0,990, ou 0,995 , 0, 997 ou 0,998 de fração de massa de pX.

É também conhecido recuperar energia, tanto energia térmica, como de trabalho de eixo mecânico, a partir de uma porção do gás de saída, em várias combinações, junto com a recuperação de solvente vaporizado. Um outro método conhecido para a recuperação de energia é o de usar pelo menos uma porção do gás de saída para a ebulição de um fluido de trabalho, por exemplo, água ou pentano, de um modo a que seja produzido um vapor. Este vapor é usado para transferir calor para um outro usuário, ou o vapor tem a sua pressão reduzida através de um expansor, de um modo típico um turbo-expansor, de um modo a produzir uma saída de trabalho de eixo. A recuperação de energia a partir de um turbo-expansor pode ser convertida diretamente em trabalho mecânico, tal que pelo acionamento de um compressor de suprimento de ar ou de outra maquinaria de movimento, ou para a força elétrica, através do acionamento de um gerador elétrico rotativo conectado a uma rede de distribuição de força e de consumo.

Um outro método conhecido para a recuperação de energia é o de passar pelo menos uma porção do gás de saída, que compreende dinitrogênio, através de um turbo-expansor. A recuperação de energia a partir de um turbo-expansor pode ser diretamente convertida a trabalho mecânico, tal que pelo acionamento de um compressor de suprimento de ar ou de outra maquinaria de movimento, ou para uma força elétrica, através do acionamento de um gerador elétrico rotativo conectado a uma rede de distribuição de força e de consumo.

É também conhecido enviar uma porção significativa de água em forma de vapor no gás de saída a um meio de destruição oxidativa térmica (TOD), em que poluentes prejudiciais gasosos e VOC, por exemplo monóxido de carbono, ácido acético, acetato de metila, para-xileno, e brometo de metila,

são convertidos a efluentes mais aceitáveis para o meio ambiente, por exemplo vapor d'água e dióxido de carbono. Certos sistemas de convenção expõem a expulsão da “água da reação”, em forma de vapor, a um reator de oxidação de para- xileno, ao interior de um dispositivo de destruição térmica, para a remoção de poluentes prejudiciais.

Sumário

Os inventores descobriram modalidades preferidas, não contempladas na arte antecedente. As modalidades da presente invenção podem prover uma maior quantidade de recuperação de força de trabalho de eixo a partir do gás de saída de certos meios de reação de oxidação, seja para a geração de força elétrica ou diretamente para usos mecânicos, e/ ou a expulsão de uma quantidade de vapor d'água ainda maior do que a água da formação de TPA, e / ou de TOD auto- sustentável (auto- combustível). Certas modalidades da invenção podem até mesmo prover uma planta combinada para pX-para-TPA-para PET, que não produz efetivamente água residual líquida.

Em uma modalidade preferida, a invenção compreende a passagem de substancialmente todo o gás de saída da reação de oxidação, incluindo tanto fontes do reator de oxidação primárias e secundárias com ambas as alimentações pX e mX, através de um sistema de destilação de recuperação de solvente compartilhada, e então através de um estágio de superaquecimento, e então através de um turbo-expansor de 2 estágios, que compreende o aquecimento entre os estágios, de um modo a produzir uma maior quantidade de trabalho de eixo. Esta configuração permite a exportação da força elétrica além do consumo dos compressores e ar do processo e bombas de suspensão e de líquido do processo. O vapor de cintilação a partir do condensado nos aquecedores do turbo-expansor é usado em uma outra porção do processo de TPA. Após o turbo-expansor, uma porção do vapor d'água é condensada a partir do gás de saída da reação de oxidação, de um

modo a prover a água líquido para vários usos do processo; e o equilíbrio do vapor d'água é deixado no gás de saída, que é então enviado a um meio TOD. Opcionalmente, a queima de combustível direta é usada para aquecer um gás de saída, preferivelmente a que o aquecimento de vapor, de um modo a prover um superaquecimento dentro de um turbo-expansor. Opcionalmente, a pressão de saída de um turbo-expansor é reduzida através da recompressão do gás de saída, após ele ter passado através de um meio de condensação e de meios de eliminação de líquido.

Além disso, as modalidades que se seguem são preferidas para outros aspectos do processo de acordo com a invenção:

- É preferido que um valor de combustível suficiente seja deixado no gás de saída, de um modo tal que a sua redução ambiental em um TOD, de um modo preferido em um Oxidador Térmico Regenerativo (RTO) seja substancialmente, de um modo mais preferido completamente, ao aquecedor, sem a adição de combustíveis que não estão presentes no gás de saída da reação. É ainda mais preferido que uma quantidade substancial deste valor de combustível seja proveniente de acetato de metila (MeOAc), um subproduto de oxidação conhecido de pX em ácido acético. Os inventores descobriram como manter a formação de acetato de metila suficientemente baixa, de um modo tal que um capital considerável e um custo operacional para isolar o acetato de metila e para recuperá-lo através de hidrólise do conteúdo de ácido acético não sejam justificados, quando considerados contra a adição de combustível fornecido a um RTO.

- A água condensada é frequentemente formada a partir do vapor d'água ambiente em sistemas de compressão, que fornecem ar ambiente a reatores de oxidação de TPA, e esta água é potencialmente contaminada com lubrificantes e fluidos de vedação. É preferido que esta água ambiente condensada seja admitida a líquidos do processo de TPA, por exemplo, como a água de purificação, água de resfriamento súbito, água de refluxo, ou seja

usado como a água urbana, por exemplo como a água de completamento da torre de resfriamento, preferivelmente a que seja enviado diretamente a uma instalação de tratamento de água residual.

• Após a remoção e/ou a destruição térmica de VOC no gás de saída, muitos locais requerem a remoção de brometo de hidrogênio a partir de uma gás de saída tratado, antes que seja liberado ao ambiente. Esta purificação é frequentemente efetuada através de purificação aquosa, de um modo a que seja produzido um sal de bromo, por exemplo, usando uma solução aquosa de hidróxido de sódio e de bissulfito de sódio para purificar e para produzir o brometo de sódio. Os inventores descobriram que a água de explosão, usada para controlar o conteúdo de sódio dissolvido em uma tal água de purificação, é usada, de um modo vantajoso, como uma água urbana, por exemplo a água de completamento da torre de resfriamento, preferivelmente a que para a formação de água residual líquida.

• Um processo de PET também produz água a partir de reações de formação de PET, e esta água é contaminada, de um modo frequente, com vários compostos de VOC, por exemplo, etileno glicol, acetaldeído, e vários dioxolanos. É preferido que pelo menos uma porção da água contaminada a partir de um processo de PET seja processada em uma instalação comum, compartilhada, junto com a água de formação de TPA, a partir de uma instalação de TPA adjacente. De um modo preferido, a referida água contaminada a partir da formação de PET ou é deixada em forma de vapor, que egressa a partir da referida planta de PET para o tratamento, ou é convertida em uma forma de vapor, usando pelo menos uma porção da energia térmica a partir da referida planta de TPA adjacente. De um modo mais preferido, a água a partir de reações de formação de PET é processada em um TOD comum, compartilhado, junto com a água de formação de PTA.

De um modo isolado, ou em várias combinações, as invenções aqui expostas podem prover uma instalação de pX-para TPA, que produz

muito pouca água residual líquida, até mesmo nenhuma, que requeira tratamento ambiental, por unidade de produção de TPA. Além disso, as invenções podem prover uma instalação de pX-para-TPA-para-PET, que produz muito pouca água residual líquida, até mesmo nenhuma, que requeira tratamento ambiental, por unidade de produção de PET.

Breve Descrição dos Desenhos

A Figura 1 ilustra as modalidades exemplares da presente invenção.

Descrição Detalhada das Modalidades Preferidas

As invenções neste podem ser combinadas com as exposições da US 20070293699 e da US 20060047158 (cujas exposições totais são incorporadas a este a título referencial) para um meio de reação de oxidação primário preferido, processo, e meios para converter pX a TPA. Estas exposições de referência compreendem numerosas características mecânicas preferidas e condições de processo para uma oxidação primária, as condições de processo incluindo notadamente as temperaturas e os gradientes, as pressões e os gradientes, os fluxos, as composições e os gradientes, a agitação, e os períodos de tempo de residência e distribuições. Os usos neste para um “composto oxidável”, “solvente”, “oxidante”, “meio de reação”, e “hidrocarbila estão de acordo com as referências acima.

As invenções neste são mais preferidas quanto pelo menos uma porção de um gás de saída a partir de uma reação de oxidação secundária é combinada com pelo uma porção do gás de saída a partir de um meio de reação de oxidação primário, antes do processamento em um meio de recuperação de solvente e/ ou meio de desidratação. Um meio de reação secundário é um que recebe a maior parte de sua alimentação de substrato aromático a partir de um reator de oxidação a montante, que pode ser um meio de reação de oxidação primário e/ ou um outro meio de reação secundário. Vide as patentes US 200070155985 e a US 20070208191 quanto

a descrições de um reator de oxidação secundário, otimizado em torno de uma reação adicional do substrato aromático em fase líquida sendo introduzido, incluindo os benefícios de operação em faixas do processo selecionadas, que compreendem temperaturas, pressões, fluxos, composições, agitação, e períodos de tempos de residência e distribuições, equilibrados contra vários custos, incluindo notadamente a superoxidação do substrato, produto, e solvente. Neste caso, este tipo de reator de oxidação secundária é referido como a um reator de pós- oxidação”. Além disso, Vide a US 20070208190 e a US 20070219393 quanto a descrições de um reator de oxidação secundário otimizado em torno de uma reação adicional do substrato aromático em fase sólida que é introduzido, incluindo os benefícios de operação em, faixas do processo selecionadas, que compreendem temperaturas, pressões, fluxos composições, agitações, e períodos de tempo de residência e distribuições, balanceados contra vários custos, incluindo notadamente a superoxidação do substrato, produto, e solvente. Neste caso, este tipo de reação de oxidação secundária é referido como a um “reator de digestão”.

Quando da produção intencional de força, em especial de força de eixo, através de combustão (queima oxidativa) de compostos que compreendem essencialmente ligações hidrocarbila (combustíveis), a temperatura da referida combustão é, com frequência, conduzida a tão alta quanto mecanicamente praticável, de um modo a maximizar a recuperação de potência, de acordo com os princípios termodinâmicos conhecidos. Por um outro lado, quando da condução de uma oxidação parcial catalítica de um modo a formar um produto químico, a temperatura e a pressão do meio de reação são ajustadas, de um modo ordinário, para controlar os rendimentos resultantes, conversões, e purezas do produto. As oxidações catalíticas da presente invenção são suficientemente rápidas e é requerido muito cuidado para que sejam mantidas as concentrações de fase líquida adequadas de dióxigênio dissolvido, e isto causa uma preferência quanto a pressões de

sistema mais altas, de um modo a prover pressões parciais mais altas de dioxigênio em fase gasosa.

A despeito destas preferências gerais quanto a uma temperatura mais alta para a recuperação de energia e para uma pressão mais alta de pureza do produto de TPA, os inventores descobriram que é preferido operar pelo menos uma porção de um meio de reação de oxidação primário com as seguintes pressões e temperaturas moderadas, mesmo quando da recuperação de uma quantidade melhorada de força de eixo e mesmo quando da expulsão de maiores quantidades de água residual em forma de vapor. É preferido operar pelo menos uma porção de um meio de reação de oxidação primário com uma pressão de menos do que cerca de 12, 10, 8, ou 7 bars . É preferido operar pelo menos uma porção do meio de reação de oxidação primário com uma pressão de pelo menos cerca de 2, ou 3, ou 4 ou 5 bars. É preferido operar pelo menos uma porção de um meio de reação de oxidação primário com uma temperatura de menos do que cerca de 200, ou de 190, ou de 180, ou de 170°C. É preferido operar pelo menos uma porção do meio de reação de oxidação primário com uma temperatura de pelo menos cerca de 120, ou de 130, ou de 140, ou de 150°C, ou de 155°C, ou de 160°C. Os inventores descobriram que é preferido gerar os maiores volumes e massas de vapor possíveis na saída do gás de saída a partir do meio de reação, ao mesmo tempo em que é satisfeito o equilíbrio de energia, tal como requerido para a obtenção de temperaturas e pressões de reação preferidas. De um modo indesejável, a geração de maiores quantidades de vapor aumenta a dificuldade em separar líquidos e sólidos a partir do gás de ciclo, que deixa um meio de reação. De um modo indesejável, um tal aumento de gás foram de ciclo aumenta os diâmetros e os volumes de condutos e de equipamento para o processamento de gás de saída; isto inclui, notadamente, um meio de recuperação de solvente e/ ou um meio de desidratação. De um modo indesejável, o meio da reação de oxidação da presente invenção produz um

gás fora d ciclo, que é suficientemente corrosivo, de um modo a requerer materiais extremamente caros de construção, muitas vezes compreendendo o titânio. De um modo indesejável, o fluxo de vapor aumentado, que deixa o meio de reação, é grandemente atenuado, tanto em massa como em volume, durante o processamento em um meio de recuperação de solvente e/ ou de desidratação, em que a preponderância da porção hidrocarbila do solvente é recuperada. No entanto, os inventores descobriram que uma quantidade aumentada de vapor de solvente, formado no gás de saída da reação, pode ser sustentada, em parte, como uma quantidade de vapor aumentada, compreendendo essencialmente água, que egressa de um meio de recuperação de solvente e/ ou de desidratação, e que é introduzida em um turbo-expansor do gás de saída, muitos vezes proporcionando uma vantagem econômica geral na recuperação de energia do eixo, que ultrapassa, de um modo surpreendente, os aumentos em outros custos operacionais e os aumentos em custo de capital. Em uma modalidade da presente invenção, o gás de saída esgotado em hidrocarbila, produzido a partir da coluna de recuperação de solvente, 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 do gás de saída esgotada em hidrocarbila. Em ainda uma outra modalidade da invenção, o gás de saída esgotado em hidrocarbila, produzido a partir da coluna de recuperação de solvente, compreende menos do que 4, ou 3, ou 2 , ou 1 % de ácido acético, com base na corrente do gás de saída esgotada em hidrocarbila.

Os compostos de vapor no gás de saída da reação compreendem vapor d'água, acrescido de VOC. Os compostos gasosos não-condensáveis no gás de saída da reação compreendem dinitrogênio, dióxigênio, monóxido de carbono, dióxido de carbono,e dihidrogênio. Aplicando vários aspectos da presente invenção, os inventores descobriram que é possível e preferido operar em um processo de oxidação parcial de pX, com quantidades aumentadas de compostos de vapor no gás fora de fluxo da

reação, como se segue. É preferido que os compostos de vapor em um gás de saída da reação sejam de pelo menos 0,67, ou de 0,72, ou de 0,75 ou de 0,77 quilogramas por quilograma do gás de saída da reação. É preferido que os compostos de vapor em um gás de saída da reação sejam pelo menos de cerca de 12,4, ou de 13,2, ou de 13,8, ou de 14,2 quilogramas por quilograma de pX alimentado a um meio de reação de oxidação correspondente.

De um modo a que sejam alcançadas tais grandes quantidades de vapor no gás de saída da reação, os inventores descobriram que é preferido suprimir grandemente as perdas ambientais e a remoção de calor intencional a partir de um meio de reação de oxidação da presente invenção através de superfícies condutoras, isolantes, e limítrofes, a despeito de que uma tal reação de oxidação seja grandemente exotérmica e de que requeira um grande resfriamento. É preferido um isolamento, de um modo tal que pelo menos cerca de 70 ou de 90, ou de 95 ou de 99 por cento da área superficial ambiente exposta de vasos e/ ou de condutos contendo pelo menos uma porção do meio da reação de oxidação seja cobertas com pelo menos cerca de 0,01, ou de 0,02, ou de 0,04, ou de 0,08 metros de espessura de material de isolamento. É preferido que as perdas de energia térmicas através da área superficial ambiente exposta de condutos e/ ou de vasos contendo pelo menos uma porção do meio de reação de oxidação seja inferiores a cerca de 40, ou de 20 ou de 10 ou de 5 wats por quilograma de pX alimentado ao meio de reação de oxidação correspondente. É preferido limitar o resfriamento de pelo menos uma porção do meio de reação de oxidação através de fluidos de resfriamento de utilidade, por exemplo, água e ar, através de superfícies limítrofes de troca de calor isolantes, condutivas, de um modo tal que a remoção de uma tal energia térmica seja inferior a cerca de 100, ou de 10, ou de 0,1 ou de 0,01 watts por quilograma de alimentação de pX para o meio de reação de oxidação correspondente.

De um modo a que sejam alcançadas tais grandes quantidades

de vapor no gás de saída da reação, os inventores descobriram ainda que é preferido que as alimentações a um meio de reação de oxidação sejam tão quentes quanto praticáveis, novamente a despeito do fato de que uma tal reação de oxidação seja altamente exotérmica e requeira um grande resfriamento. É preferido que a alimentação de oxidante a pelo menos um meio de reação de oxidação seja o ar comprimido, em que o resfriamento é minimizado após a saída do estágio final de compressão. É preferido que pelo menos cerca de 50, ou de 70, ou de 90, ou de 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, ou 90°C. É preferido que pelo menos cerca de 50, ou de 70, ou de 90 ou de 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. É preferido um isolamento tal, que pelo menos cerca de 50 ou de 70, ou 90, ou 95 por cento da área superficial ambiente, exposta, de condutos, vasos, e controles para o fornecimento do referido ar comprimido sejam cobertos com pelo menos cerca de 0,005, ou 0,01 ou 0,02 ou 0,04 metros de espessura de isolamento.

É preferido que aquele solvente seja recuperado a partir do gás de saída da reação, em pelo menos um meio de recuperação de solvente e/ ou de desidratação, e então retornado a um meio de reação de oxidação, com uma temperatura que esteja acima da temperatura ambiente e próximo à temperatura do meio de reação correspondente. Ou seja, é preferido que os compostos hidrocarbila sejam condensados a partir do gás de saída da reação, apropriadamente desidratados, e retornados ao mesmo da reação, sem que estejam muito mais frios do que o gás de saída da reação. De um modo mais preferido, este solvente recuperado quente é provido com quantidades limitadas de entrada de energia térmica através de superfícies, limítrofes de

troca de calor, isolantes, condutoras. Como aqui indicado em um outro lugar, este resultado é alcançado através da limitação apropriada da quantidade de energia térmica removida no referido meio de recuperação de solvente e/ ou de desidratação. É preferido que pelo menos cerca de 40, ou de 60, ou de 80, ou de 90 por cento, em peso, do referido solvente recuperado sejam supridos ao meio de reação de oxidação com uma temperatura de menos do que cerca de 200, ou 190, ou 180 ou 170°C, uma vez que é preferido não transferir a energia térmica ao interior do solvente recuperado, em uma temperatura maior do que a temperatura do meio de reação de oxidação primário. É preferido que pelo menos cerca de 40, ou de 60, ou de 80 ou de 90 por cento, em peso, do referido solvente recuperado sejam supridos a um meio de oxidação com uma temperatura de pelo menos cerca da temperatura do gás de saída da reação, menos que cerca de 80, ou de 40, ou de 20 ou de 10°C. É preferido que pelo menos cerca de 40, ou de 60, ou de 80 ou 90 por cento do referido solvente recuperado seja suprido a um meio de reação de oxidação, com uma temperatura de pelo menos cerca de 60, ou de 90 ou de 120 ou de 140°C. É preferido que pelo menos cerca de 40, ou de 80, ou de 90, ou de 98 por cento da entrada de energia térmica líquida a um meio de recuperação de solvente e/ ou de desidratação sejam provenientes, diretamente a partir do fluxo de entrada do gás de saída da reação, sem a transferência de energia térmica através de superfícies limítrofes de troca de calor, isolantes, condutoras. É preferido que pelo menos cerca de 40, ou de 60, ou de 80 ou de 90 por cento do referido solvente recuperado deixe um meio de recuperação de solvente e/ ou de desidratação com uma temperatura de pelo menos cerca da temperatura do gás de saída da reação correspondente menos, menos do que cerca de 80 ou de 40, ou de 10, ou de 10°C, ao mesmo tempo em que é processado no mesmo usando uma entrada de energia térmica através de superfícies limítrofes de troca de calor, isolantes, condutoras de menos do que cerca de 100, ou de 30, ou de 10, ou 3 quilocalorias por quilograma de

solvente recuperado sejam introduzidas em um meio de reação correspondente, com uma entrada de energia térmica através de superfícies limítrofes de troca de calor isolantes, condutoras, de menos do que cerca de 100, ou de 30, ou, ou de 10, ou 3 quilocalorias por quilograma de solvente recuperado. É preferido um isolamento tal, que pelo menos cerca de 70 ou de 90, ou 95 ou 99 por cento da área superficial ambiental exposta de vasos e/ ou de condutos contendo pelo menos uma porção do solvente recuperado sejam cobertas com pelo menos cerca de 0,01, ou de 0,02, ou 0,04 ou 0,08 metros de espessura de material de isolamento.

É preferido que o solvente de filtrado recuperado a partir da filtração e da lavagem de TPA sólido é retornado ao meio de reação de oxidação, com uma temperatura elevada, provida pela transferência de energia térmica através de superfícies limítrofes de troca de calor, isolantes, condutores. O solvente filtrado é um solvente a partir da separação mecânica e/ou lavagem de TPA sólido a partir de uma suspensão. Um meio para a obtenção do solvente filtrado é a filtração e a lavagem da suspensão de TPA, através de qualquer meio conhecido na arte de filtração, mas todas as outras separações mecânicas conhecidas na arte são contempladas pelos inventores para a produção de filtrado de solvente; por exemplo, sedimentação por gravidade, centrífugas, hidroclones, e os similares.

Antes do retorno a um meio de reação de oxidação, é preferido resfriar pelo menos cerca de 40, ou 60, ou 70 ou 80 por cento, em peso, do referido solvente de filtrado a uma temperatura de menos do que cerca de 100, ou de 80, ou 70, ou 60°C. Isto reduz, de um modo útil, a solubilidade de TPA na suspensão, e reduz, de um modo útil, a corrosividade do solvente de filtrado, de um modo a que menos materiais dispendiosos de construção possam ser usados para os condutos, vasos, bombas, ou um outro equipamento, e controles que compreendem o armazenamento e o processamento do solvente do filtrado. Materiais de construção adequados

para o referido solvente do filtrado compreendem vários metais e ligas com uma resistência à corrosão moderada, tais que o aço inoxidável ou aço dúplex, como alternativas ao titânio, e a outros metais e ligas altamente resistentes à corrosão, mais caros.

5 No entanto, é mais preferido que pelo menos cerca de 40, ou 60, ou 70, ou 80 por cento em peso do referido solvente do filtrado seja provido ao meio de reação de oxidação, com uma temperatura de entrada de pelo menos cerca de 60, ou de 90, ou 120, ou 140°C. É preferido o uso de energia solar, de energia térmica a partir do gás de saída, e/ ou de energia
10 térmica a partir da condensação de vapor, em uma pressão de menos do que cerca de 60, ou 20, ou 8 ou 4 bars, de um modo a aquecer cerca de 40, ou 60, ou 70 ou 80 por cento do referido solvente de filtrado, a pelo menos cerca de 10, ou de 20, ou 40, ou 60°C, antes que seja alimentada ao interior de um meio de reação de oxidação. É preferido transferir esta energia térmica ao
15 interior do solvente do filtrado, através de superfícies limítrofes de troca de calor, isolantes, condutoras.

 É preferido que o pX seja alimentado a um meio de reação de oxidação, com temperatura elevada. É preferido que pelo menos cerca de 40, ou de 60, ou de 70, ou de 80 por cento, em peso, da referida alimentação de
20 pX sejam providos a um meio de reação, com uma temperatura de admissão de pelo menos cerca de 60, ou 90, ou 120, ou 140°C. É preferido usar a energia solar, a energia térmica a partir do gás de saída, e/ ou a energia térmica a partir de condensação de vapor, em uma pressão de menos do que cerca de 60, ou de 20, ou 8 ou 4 bars a um aquecimento de 40, ou 60, ou 70
25 ou 80 por cento, em peso, do referido pX, em pelo menos cerca de 10, ou 20, ou 40, ou 60°C, acima do armazenamento da massa, e/ ou em temperatura ambiente, antes da alimentação ao interior de um meio de reação de oxidação. É preferido transferir esta energia térmica ao interior de pX, através de superfícies limítrofes de troca de calor, isolantes, condutoras.

De um modo separado ou combinado, as temperaturas de alimentação mais quentes do ar comprimido, solvente recuperado, solvente do filtrado e/ ou pX, requerem o suprimento de fluxo de líquido aumentado ao interior de um reator de oxidação, de um modo a manter o seu equilíbrio de energia, de um modo a que sejam alcançadas a temperatura e as pressões operacionais preferidas. Com alimentações mais quentes, mais do calor da reação é removido como o calor latente da vaporização de solvente, preferivelmente a que o aquecimento sensível de alimentações, e uma quantidade aumentada da alimentação de solvente líquido deixa o reator de oxidação como um vapor de solvente no gás de saída da reação. De um modo indesejável, o suprimento de quantidades aumentadas da alimentação de solvente líquido requer bombas mais caras, condutos, e controles, junto com quantidades aumentadas de potência de bombeamento.

Para a compressão do ar ambiente, a elevação das temperaturas de suprimento através da omissão de um pós- refrigerante, aumenta a quantidade de vapor d'água, que é introduzida no processo de oxidação, a não ser que seja provido um meio dessecante, diferente do resfriamento. Uma tal água adicionada precisa eventualmente ser separada e expelida a partir do processo de oxidação, junto com a água de formação de TPA, de um modo a manter a composição de solvente desejada. Além disso, quanto uma tal água adicionada é eventualmente expelida, seja como um vapor, ou um líquido ou um sólido, alguma massa contendo carbono adquerida é frequentemente perdida de um modo coincidental, e uma carga de água residual adicionada é eventualmente criada, de acordo com a arte antecedente. Deste modo, um tal vapor d'água introduzido adicionalmente no ar ambiente comprimido pode ser visto como duplamente indesejável, criando uma perda de carbono potencial e um aumento da água residual.

No entanto, através do uso das invenção aqui expostas em um outro local, de um modo a expelir as quantidades aumentadas de água como

vapor e ao uso de quantidades coincidentes, limitadas, de VOC como um combustível de combustão em um TOD, os inventores descobriram um benefício positivo, líquido, para deixar quantidades selecionadas de vapor d'água em ar ambiente comprimido, usado para a alimentação de oxidante.

5 Deste modo, é preferido que pelo menos cerca de 70, ou de 80, ou 90, ou 95 por cento, em pelo, da alimentação de oxidante a pelo menos um meio de reação de oxidação da presente invenção compreenda pelo menos cerca de 0,01 , ou 0,03 , ou 0,04 ou 0,05 quilogramas de água por quilograma de pX alimentados ao meio de reação de oxidação correspondente e menos do que
10 cerca de 0,12, ou 0,10, ou 0,08, ou 0,07 quilogramas de água por quilograma de pX, alimentado ao meio de reação de oxidação correspondentes.

Após a saída de um meio de reação de oxidação, de um modo mais preferido um meio de reação de oxidação primário, é preferido o uso de pelo menos uma porção do gás de saída, de um modo a gerar uma quantidade
15 de trabalho de eixo, usando um ou mais meios turbo expansores. Um meio turbo expensor, ou simplesmente um turbo expensor, consiste em um ou mais estágios de um turbo expensor, escalonados em série, opcionalmente com um ou mais meios de aquecimento entre os estágios. O gás de saída , que deixa o estágio de pressão mais baixo de um turbo expensor, antes dos estágio de
20 processo adicionais, é aqui referido como a um gás de saída de turbo expensor. É preferido localizar pelo menos um estágio de turbo expensor, de um modo tal que ele esteja mecanicamente ligado a pelo menos um estágio de compressão de oxidante a partir do ar ambiente. Uma tal ligação é provida, de um modo conveniente, através de um eixo mecânico e/ ou de uma caixa de
25 engrenagens.

De um modo a maximizar a força do eixo, é desejável minimizar a perda de pressão e de energia térmica a partir do gás de saída, que é introduzido em um turvo expensor. No entanto, existem demandas competitivas para o consumo de pressão e de energia de temperatura, de um

modo a recuperar o solvente e a remover quantidades apropriadas de água em um meio de recuperação de solvente e/ ou de desidratação. Além disso, os requerimentos de custo de capital para um meio de recuperação de solvente e/ ou de desidratação aumentam grandemente nas pressões reduzidas, preferidas para a saída de um meio turbo expensor, para que os volumes do gás de saída se tornem excessivamente grandes.

Como aqui exposto, os inventores possuem combinações descobertas de características, que possibilitam e equilibram o consumo de pressão e de energia de temperatura a partir do gás de saída da reação, em um meio de recuperação de solvente e/ ou de desidratação, contra a recuperação da força do eixo a partir do gás de saída em um meio turbo expensor. As descobertas e as exposições e as exposições ilustrativas quanto à recuperação de solvente e/ ou a um meio de desidratação preferido estão contidas em um outro local neste. Antes de proceder a estas, são expostos os aspectos preferidos, que se referem a um meio turbo expensor.

A atenção é dirigida a faixas de pressão preferidas, que pertencem a fluxos de entrada para estágios de turbo expensor. É preferido que a pressão de saída do gás de saída a partir de um meio de recuperação e/ ou de desidratação seja reduzida em menos do que cerca de 2, ou 1, ou 0,5, ou 0,2 bar de pressão estática, avaliada a partir de onde o gás de saída da reação é formado, próximo a uma superfície externa do meio de reação. É preferido que a perda de pressão de fluxo friccional através de um meio de aquecimento opcional, que provê energia térmica ao gás de saída entre uma saída de um meio de recuperação de solvente e/ ou de desidratação e uma entrada de um turbo-expensor seja de cerca de 32.000, ou de 16.000, ou de 8.000 ou de 4.000 Pascals. É preferido que a pressão do gás de saída em uma entrada para um primeiro estágio do turbo-expensor seja reduzida em menos do que cerca de 2, ou 1, ou 0,6 ou 0,2 bar de pressão estática, avaliada a partir de onde o gás de saída da reação é formado, próximo a uma superfície superior de um

meio de reação. É preferido que a pressão na entrada de pelo menos um estágio do turbo-expansor seja de, pelo menos, 2, ou 3, ou 4, ou 5 bars. É preferido que a pressão na entrada para um primeiro estágio do turbo-expansor seja de menos do que cerca de 12, ou 10, ou 8 ou 7 bars. É preferido que a perda de pressão friccional de fluxo em quaisquer condutos entre os estágios e os estágios do processo, tais que o meio de troca térmica, somada entre a entrada a um primeiro estágio do turbo-expansor e a saída de um último estágio seja de menos do que cerca de 64.000, ou 32. 000, ou 16.000, ou 8.000 Pascais.

Embora seja desejável minimizar a distância a partir da saída do gás de saída a partir do meio de recuperação de solvente e/ ou do meio de desidratação para a entrada de um turbo-expansor, de um modo a minimizar a perda de energia térmica através do isolamento e da perda de energia de pressão através da perda friccional de fluxo, os inventores descobriram que é preferido localizar a entrada do gás de saída para um turbo-expansor dentro de menos do que cerca de 40, ou 30, ou 20, ou 20 metros, medidos para cima, a partir do grau circundante. Isto maximiza a reconversão da altura de carga de elevação do gás de saída ao interior da pressão estática na entrada do turbo-expansor, pois a elevação do gás de saída , que deixa o meio de recuperação de solvente e/ ou de desidratação pode ser maior do que 50 metros acima do grau.

Para uma maior recuperação da força do eixo, é preferido minimizar a contrapressão de um turbo-expansor. Uma contrapressão reduzida auxilia a maximizar a recuperação da força do eixo com um turbo-expansor, através da maximização da razão de descompressão e do volume de gás de saída. No entanto, o gás de saída do turbo-expansor da presente invenção possui outras necessidades competitivas. No mínimo, a pressão precisa ser provida para o fluxo através dos condutos, controles e vários equipamentos, compreendendo, muitas vezes, um meio de condensação e um

meio de tratamento ambiental, antes da liberação à vizinhança ambiental. A produção de um gás de saída de turbo-expansor em pressões mais baixas causa dificuldades consideráveis no que se refere às configurações e ao custo do capital nestes processos a jusante. Uma maior pressão para o gás de saída do turbo-expansor é indicada para a facilidade na condensação de quantidades preferidas de água e de VOC, em especial naquelas configurações de processo preferidas para condensar (substancialmente) “todo” o vapor d'água no gás de saída do expansor. Com pressões mais baixas, a condensação de porções apropriadas de condensação do vapor d'água e de VOC a partir do gás de saída do turbo-expansor é difícil ou impossível de ser alcançada usando fluidos de resfriamento de utilidade com pressões próximas à ambiente, e a refrigeração dos fluidos de resfriamento de utilidade é indesejável para tais grandes tarefas térmicas. Além disso, o tamanho físico requerido para um meio de troca de calor é reduzido, se mais pressão for retida no gás fora do ciclo do turbo-expansor, devido a coeficientes de troca de calor aperfeiçoados, a um diferencial de temperatura melhorado com qualquer determinada temperatura de suprimento de fluido de resfriamento da utilidade, e devido a velocidades de controle, queda de pressão, e distribuição de fluxo no interior dos referidos meios de troca de calor. Mesmo após a condensação de uma maior parte, ou até mesmo da preponderância do vapor d'água e do VOC, pressões mais baixas para o gás de saída do turbo-expansor continuam a significar tamanhos maiores para condutos a jusante adicionais, para os controles e para o equipamento. Além disso, algumas configurações de processo preferem usar o gás de saída do expansor ou o gás de saída do condensador para transportar o pó do produto de TPA, e isto pode causar uma outra necessidade quanto a uma contrapressão do turbo-expansor aumentada.

De acordo com um outro aspecto da presente invenção, os inventores descobriram que as configurações expostas para os condutos de gás de saída, controles, meios de troca térmica, meios de TOD, e meios de

purificação, possibilitam as condições de pressão que se seguem na saída de um gás de saída do turbo-expansor. É preferido que a pressão do gás de saída do turbo-expansor seja inferior a um calibre de cerca de 0,9, ou 0,6, ou 0,4 ou 0,3 bars. É preferido que a pressão do gás de saída do turbo-expansor seja de, no mínimo, cerca de um calibre de 0,05, ou de 0,10, ou 0,15 ou 0,20 bars, com este aspecto provendo uma energia de pressão suficiente para o fluxo do gás de saída do turbo-expansor através dos condutos expostos, controles, e equipamento e compreendendo um condensador do gás de saída, uma unidade de remoção de névoa a partir do condensado, e uma unidade de remoção de névoa, TOD, e uma unidade de purificação, embora não compreendendo um restágio de recompressão, antes da liberação à vizinhança ambiental.

De acordo com um outro aspecto da presente invenção, é preferido minimizar ainda a contrapressão do turbo-expansor através da minimização do uso de pressão a jusante, como acima, e também através do provimento de um estágio de recompressão do gás de saída, localizado após um meio de troca de calor do condensador, em que pelo menos cerca de 10, ou 20, ou 40, ou 80 por cento do vapor d'água presente no gás de saída do turbo-expansor é removido como a água líquida. Os inventores descobriam que, mesmo quando da ventilação do vapor d'água à vizinhança ambiental de acordo com os inventores neste, uma remoção de vapor d'água eficiente de acordo com os inventores neste possibilita um estágio de recompressão para o gás de saída remanescente, que requer, de um modo útil, menos força do que o aumento na força provido pela maior descompressão em um turbocompressor a montante. Em adição, é mais preferível localizar um meio de abatimento entre o meio condensador do gás de saída e a entrada a um meio de recompressão. (Vide em um outro ponto neste, quanto a exposições e designações para o gás de saída do condensador e o gás de saída de abatimento). Quando do uso da recompressão do gás de saída, é preferido recomprimir o gás de saída do condensador, mais preferivelmente o gás de

saída de abatimento, em menos do que cerca de 0,9, ou de 0,8, ou 0,7 ou 0,6 bar. Quando do uso da recompressão do gás de saída, é preferido que a pressão do gás de saída, que deixa o estágio de pressão mais baixo de um turbo-expansor, seja inferior a um calibre de cerca de 0,3, ou 0,2, ou 0,1 ou 0,0 bars. Quando do uso da recompressão do gás de saída, é preferido que a pressão do gás de saída, que deixa o estágio de pressão mais baixo de um turbo-expansor, seja de um calibre de pelo menos cerca de - 0,9, ou de - 0,6, ou de - 0,4, ou de -0,3 bars. Quando do uso da recompressão do gás de saída, é preferido localizar pelo menos um estágio de recompressão, de um modo tal que ele esteja ligado mecanicamente a pelo menos um estágio do turbo-expansor e/ ou a pelo menos um estágio de compressão, para o suprimento de oxidante a partir do ar ambiente. Uma tal ligação é provida, de um modo conveniente, através de um eixo mecânico rotativo e/ ou de uma caixa de engrenagens.

A atenção é agora dirigida às temperaturas preferidas para uma entrada do gás de saída a um meio turbo-expansor ou, se provido de um modo opcional, na entrada de um meio de pré- aquecimento de um gás de saída, colocado após um meio de recuperação de solvente e/ ou de um meio de desidratação, e antes do referido meio turboexpasnor. É preferido que a temperatura na entrada para um primeiro estágio de turbo-expansor seja de pelo menos cerca de 110, 120, ou 130, ou 135°, avaliada antes que qualquer meio de aquecimento prévio do gás de saída, opcionalmente colocado à frente de um primeiro meio turbo-expansor. É preferido que a temperatura na entrada para um primeiro estágio do turbo-expansor seja de pelo menos cerca de 190, 175, ou 165, ou 155°C, avaliada antes de qualquer meio de pré-aquecimento do gás de saída à frente de um primeiro meio turbo-expansor. É preferido que a redução da temperatura, avaliada a partir de onde o gás de saída da reação é formado, próximo a uma superfície superior de um meio de reação para onde o gás de saída é introduzido em um primeiro meio turbo-

expansor, seja inferior a uma redução de 50, ou de 40, ou de 30, ou de 25°C, avaliada antes de qualquer meio de pré-aquecimento do gás de saída, colocado à frente de um perimiro meio turbo-expansor.

Embora os turbo-expansores de condensação, que operam no, ou abaixo do ponto de orvalho de um fluido de trabalho sejam bem conhecidos na arte, certos constituintes no gás de saída da presente invenção causam quantidades excessivas de erosão e de corrosão para muitos materiais de construção, quando usados um turbo-expansor, que opera também próximo ao ponto de orvalho do gás de saída. Os constituintes corrosivos são tidos como compreendendo ácidos carboxílicos e/ ou bromo, em conjunção com água e/ ou dióxigênio.

Deste modo, é preferido operar com uma temperatura na saída a partir de pelo menos um estágio de um turbo-expansor de pelo menos cerca de 5, ou de 10, ou 20, ou 25°C, acima da temperatura do ponto de orvalho local do gás de saída. De um modo mais preferido, estas liberações de temperatura a partir do ponto de orvalho são mantidas na saída a partir de todos os estágios de um turbo-expansor. Tais temperaturas são alcançadas através de vários meios, que compreendem limitar a eficiência mecânica de um turbo expansor, adicionar energia térmica ao gás de saída entre a saída de um meio de recuperação de solvente e/ou um meio de desidratação, e a saída de um turbo-expansor; e/ ou limitar a redução de pressão através de um turbo-expansor.

No entanto, uma vez que o ponto de orvalho seja suficientemente evitado, os inventores descobriram que é frequentemente indesejável com relação ao custo de capital e ao custo operacional, operar a corrente invenção com um superaquecimento excessivo no gás de saída do turbo-expansor. Deste modo, é preferido operar com uma temperatura na saída de pelo menos um estágio do turbo-expansor e em pelo menos uma entrada do condensador do gás de saída de menos do que cerca de 150, ou

120, ou 90, ou 60°C acima do ponto de orvalho local.

Um turbo-expansor menos eficiente requer menos energia térmica adicionada, de um modo a assegurar que a temperatura de saída do turbo-expansor esteja em uma faixa de ponto de orvalho preferido. Quando menos entalpia é removida a partir do fluido de trabalho e é convertida em força mecânica, a temperatura de saída a partir do turbo expansor é inerentemente mais quente. Dependendo dos custos relativos de aquecimento térmico e dos custos para a força elétrica, o aperfeiçoamento da eficiência mecânica da turbina pode ser prejudicial ou benéfico, no que se refere ao custo otimizado. Os inventores descobriam que, quando o custo unitário da energia térmica fornecida é menor do que cerca de 0,3 vezes o custo da força elétrica expressado nas mesmas unidades, é então preferido maximizar a eficiência mecânica do turbo-expansor e usar a entrada de energia térmica adicional, de um modo a que seja obtida a faixa de ponto de orvalho da saída do expansor. Isto é menos eficiente do que um ciclo de força de geração de eletricidade pode alcançar, por exemplo, uma razão de pelo menos cerca de 0,5 de saída de energia mecânica para a entrada de energia térmica, de um modo tal que o uso da entrada de energia térmica para o gás de saída para parecer pouco importante em comparação com o trabalho de eixo alcançado. No entanto, a questão de que seja evitado o ponto de orvalho significa que uma entrada de energia térmica incremental pode estar acoplada com a eficiência aperfeiçoada no expansor e/ ou com a descompressão aumentada no mesmo, de um modo a que seja alcançada uma melhora geral notável na recuperação de energia. Deste modo, é preferido que a eficiência mecânica de um turbo-expansor empregado na presente invenção seja pelo menos de cerca de 65, 75, ou 80 ou 85 por cento da saída de trabalho de eixo máxima possível para que seja alcançada uma expansão isentrópica , ideal, do fluido de trabalho do gás de saída.

De um modo a que seja aumentada a saída de força mecânica a

partir de um turbo-expansor, em especial no que se refere à manutenção da temperatura de saída em uma faixa preferida em relação ao ponto de orvalho, ao mesmo tempo em que é usado um turbo-expansor de alta eficiência, é preferido prover as quantidades que se seguem de energia térmica ao interior de um gás de saída, entre a saída de um meio de recuperação de solvente e/ ou um meio de desidratação e uma entrada em um turbo-expansor e/ou em uma posição entre estágios em um turbo-expansor de vários estágios: pelo menos cerca de 100, ou de 200, ou 300, ou 350 wats por quilograma de alimentação de pX a um meio de reação de oxidação correspondente; menos do que cerca de 1.000, ou 800, ou 600, ou 500 wats por quilograma de pX alimentado ao meio de reação de oxidação correspondente; pelo menos cerca de 10, ou 20, ou 30, ou 40 wats por quilograma do gás de saída do turbo-expansor: menos do que cerca de 100, ou 90, ou 80, ou 70 wats por quilograma do gás de saída do turbo-expansor: o aumento de temperatura do gás de saída a partir da entrada de energia térmica em pelo menos cerca de 10, ou 20, ou 40, ou 60°C; e um aumento da temperatura do gás de saída de a partir da entrada de energia térmica de menos do que cerca de 250, ou 200 ou 150, ou 100°C.

Tais quantidades de energia térmica são supridas através de um meio de troca de calor, que compreende superfícies limítrofes de troca de calor, isolantes, condutivas, que compreendem, de um modo preferido, vários metais resistentes à corrosão de várias ligas metálicas, tal como é conhecido na arte. De um modo preferido, a energia térmica é suprida através de um fluido de trabalho quente, de um modo mais preferido de condensação de vapor para formar uma porção de condensado de água líquido. Além disso, os inventores expõem que é preferido formar pelo menos uma porção de vapor de cintilação em uma pressão mais baixa a partir do condensado formado em um meio de troca de calor de gás de ciclo, e usar pelo menos uma porção do referido vapor de cintilação em pelo menos um meio de troca de calor, em um outro ponto no processo de produção de TPA, por exemplo, aquecendo uma

porção de xileno, solvente recuperado, solvente do filtrado, sólido de TPA e/ ou gás de saída.

Opcionamente, tais quantidades de energia térmica são supridas através da oxidação de um combustível com dioxigênio e combinando diretamente os produtos da reação quente resultante no gás de saída. Os referidos produtos da reação quente são admitidos em um local entre a saída de um meio de recuperação de solvente e um meio de desidratação e introduzindo-os em um turbo-expansor e/ ou em uma porção entre estágios em um turbo-expansor de vários estágios. De um modo preferido, o referido combustível compreende ligações hidrocarbila. Mais preferivelmente, o referido combustível compreende metanol, etanol, metano, propano, butano, e/ ou óleo combustível. De um modo mais preferido, o referido combustível compreende, pelo menos, cerca de 50, ou de 70, ou 90 ou 95 por cento, em peso, de metano.

De um modo preferido, uma porção de ar ambiente comprimido é provida para a oxidação do referido combustível, pois o gás de saída a partir de um meio de recuperação de solvente e/ou de desidratação é frequentemente relativamente pobre em dioxigênio e rico em vapor d'água. De um modo mais preferido, pelo menos cerca de 50, ou de 70, ou 90, ou 100 por cento, em peso, da quantidade estequiométrica de dioxigênio são providos a partir da alimentação de ar ambiente comprimido a uma zona de reação de oxidação para o referido combustível. A quantidade estequiométrica de dioxigênio é a quantidade mínima requerida para a conversão total do combustível suprido ao interior de água e dióxido de carbono. De um modo ainda mais preferido, menos do que pelo menos cerca de 300, ou de 200, ou 150, ou 120 por cento, em peso, da quantidade estequiométrica de dioxigênio são providos a partir do ar ambiente comprimido, alimentado a uma zona de reação de oxidação para o referido combustível. De um modo preferido, a temperatura de pico para a oxidação do referido combustível é de pelo menos

cerca de 300, ou de 400, ou 600 ou 800°C. Preferivelmente, um catalisador de oxidação não é usado para promover a oxidação de pelo menos cerca de 10, ou 50, ou 80 ou 95 por cento, em peso, do referido combustível. De um modo preferido, pelo menos cerca de 10, ou de 50, ou 80, ou 95 por cento, em peso, do VOC no gás de saída, que deixa um meio de recuperação de solvente e/ou de desidratação não é queimado antes que deixe o último estágio de um turbo-expansor.

Além do aumento da temperatura e da pressão em uma entrada de um turbo-expansor, os inventores descobriram que as exposições neste são também preferidas para o aumento da massa de vapor d'água, que alcança a entrada de pelo menos um meio turbo-expansor. Estas composições são possibilitadas através das exposições neste, que se referem à configuração e à operação de um meio de reação de oxidação primário de um meio de recuperação de solvente e/ ou de desidratação, e de condutos de conexão. É preferido que a composição do gás de saída, que flui ao interior de pelo menos um estágio do turbo-expansor, compreenda pelo menos cerca de 3,0, ou de 3,3 ou 3,5, ou 3,6 quilogramas de água, por quilograma de pX, alimentado ao meio de reação de oxidação correspondente. É preferido que a composição do gás de saída, que flui ao interior de pelo menos um estágio do turbo-expansor compreenda pelo menos cerca de 0,38, ou de 0,42, ou 0,44, ou 0,46 quilogramas de água por quilograma do gás de saída, no mesmo local. É preferido que o fluxo de massa do gás de saída ao interior de pelo menos um estágio do turbo-expansor seja de, pelo menos, cerca de 6,9, ou de 7,3, ou 7,6 ou 7,8 quilogramas de pX alimentado ao meio de reação de oxidação correspondente.

A atenção é voltada agora para um meio de recuperação de solvente e/ ou de desidratação. É desejável, de um modo geral, maximizar a recuperação a partir de um gás de saída de compostos vaporizados, contendo pelo menos uma ligação hidrocarbila, neste denominados "compostos

orgânicos voláteis” e “VOC”. Se não recuperados a partir do gás de saída, estes compostos são, de um modo indesejável, liberados à vizinhança ambiente ou, de um modo mais preferido, principalmente convertidos a vapor d'água e a dióxido de carbono em um TOD. Embora o efluente de TOD seja mais benigno para o meio ambiente, a perda de VOC a partir de um meio de recuperação de solvente e/ ou de desidratação permanece um custo operacional.

De um modo mais específico, é desejável, de um modo geral, limitar as perdas de pX, ácido acético, e de acetato de metila em um gás de saída, que é introduzido em um TOD. Uma tal minimização de perda é influenciada por vários métodos mecânicos em um meio de recuperação de solvente e/ ou de desidratação; mas a separação é finalmente controlada através de termodinâmica e através de gasto de energia no meio de recuperação de solvente e/ ou de desidratação. De um modo geral, gastos maiores resultam em temperaturas mais baixas e/ou em razões de refluxo mais altas em um meio de recuperação de solvente e/ou de desidratação.

No entanto, os inventores descobriram que, de um modo intencional, o aumento das perdas de compostos orgânicos voláteis acima de seu mínimo nu resulta em economias de processo gerais aperfeiçoadas, quando integrado com o combustível, necessita de um TOD e de recuperação de força de eixo de um turbo-expansor.

Deste modo, é preferido controlar a remoção de energia e as perdas de energia em pelo menos um gás de saída da reação de processamento do meio de recuperação de solvente e/ ou de desidratação, como aqui descrito. É preferido que a temperatura de pelo menos cerca de 40, ou de 60, ou 80 ou 90 por cento, em peso, do gás de saída que deixa um meio de recuperação de solvente e/ ou de desidratação seja reduzida em menos do que cerca de 50, ou de 40, ou 30 ou 25°C , avaliada a partir de onde o gás de saída da reação é formado, próximo a uma superfície externa do mesmo de reação. É preferido

isolar pelo menos cerca de 70, ou de 90, 95 ou 99 por cento da área superficial ambiental exposta dos condutos, vasos e controles que compreendem um meio de recuperação de solvente e/ ou um meio de desidratação com pelo menos cerca de 0,01, ou 0,02, ou 0,04 , ou 0,08 metros de espessura de material de isolamento, a despeito das vastas quantidades de energia térmica, que são eventualmente liberadas à vizinhança ambiente, após um turbo-expansor. É preferido que as perdas de energia térmica através da área superficial ambiental exposta dos condutos e/ ou dos vasos, que compreendem um meio de recuperação de solvente e/ ou de desidratação sejam de menos do que cerca de 40, ou de 20, ou 10 ou 5 wats por quilograma de pX alimentado ao meio de reação de oxidação correspondente.

É preferido limitar a recuperação de energia térmica, de um modo tal que menos do que cerca de 1.000, ou 100, ou 1, ou 0,1 wats de energia térmica por quilograma de alimentação de pX, alimentada ao meio de reação de oxidação correspondente, sejam removidos a partir dos fluidos do processo através de superfícies limítrofes de troca de calor, isolantes, condutivas, localizada a partir de onde o gás de saída da reação é formado, próximo a uma superfície superior do meio de reação e até que pelo menos cerca de 80, ou de 90, ou 95 ou 99 por cento do dinitrogênio no mesmo tenham passado através de um meio de turbo-expansor. Algumas configurações conhecidas para a recuperação de energia a partir do gás de saída da reação compreendem a condensação e a recuperação do solvente através de extração da energia térmica através de superfícies limítrofes de troca de calor, isolantes, condutivas, de um modo a aquecer e/ ou a vaporizar os fluidos de utilidade antes que o gás de saída passe através de um turbo-expansor. Os fluidos de utilidade são então usados para a geração de força de eixo e/ ou de transferência de energia térmica em outros estágios. A utilidade exemplar da transferência de calor e/ ou dos fluidos de resfriamento compreendem um líquido aquoso e/ ou vapor, um líquido de hidrocarboneto

alifático leve e/ ou vapor, e / ou ar.

É preferido que um meio de recuperação de solvente e/ ou de desidratação opere sem a adição de um composto de separação azeotrópico. Compostos de destilação azeotrópicos exemplares compreendem acetato de n-butila e/ ou acetato de n-propila. É preferido que um meio de recuperação de solvente e/ ou de desidratação opere com a adição líquida de menos do que cerca de 0,1, ou de 0,01, ou de 0,001 ou 0,0001 quilogramas de compostos de destilação azeotrópica por quilograma de solvente recuperado a partir do gás de saída da reação.

É preferido que um meio de recuperação de solvente e/ ou de desidratação da presente invenção compreende meio de destilação de alta eficiência, processamento pelo menos cerca de 80, ou de 90, ou 95, ou 99 por cento, em peso, dos gases não- condensáveis e/ou do dinitriogênio presentes no gás de saída da reação. É preferido que o referido meio de destilação compreende pelo menos cerca de 20, ou de 25, ou 30 ou 35 estágios ideais de separação. É preferido que a perda de pressão friccional de fluxo do gás de saída através do referido meio de destilação seja inferior a cerca de 60, ou de 40, ou 20, ou 10 quilopascas. É preferido que qualquer bandeja de destilação seja de uma configuração de queda de pressão de menos do que cerca de 1.200, ou de 900, ou 700, ou 500 Pascais por bandeja, apesar do fato de que isto limite, de um modo indesejável, o retorno operacional de tais bandejas. É mais preferido usar a compactação estruturada, tal como é conhecido na arte, apesar da necessidade quanto a uma metalurgia resistente à corrosão, dispendiosa, e também de uma inflamabilidade potencial de alguns metais, que compreendem o titânio. É preferido construir o referido meio de destilação usando pelo menos dois diâmetros de vaso diferentes, em que o diâmetro horizontal máximo de uma seção superior é inferior a cerca de 1,0, ou de 0,96, ou 0, 92 ou 0,90 vezes o diâmetro horizontal máximo, que está presente através de pelo menos 4 metros de altura em uma seção inferior e

que processa pelo menos cerca de 80, ou de 90, ou 95, ou 99 por cento, em peso, do dinitrogênio no gás de saída da reação.

Após deixar um turbo-expansor, é preferido que pelo menos uma porção do gás de saída seja resfriada em pelo menos um dos meios de troca de calor, aqui denominado de condensador do gás de saída, deste modo produzindo um líquido, aqui denominado de refluxo e compreendendo, de um modo essencial, água, pelo menos uma porção da qual é alimentada ao interior do referido meio de recuperação de solvente e/ou de desidratação. É preferido que as várias faixas preferidas para a temperatura, pressão, e/ ou composição na entrada de um gás de condensador do gás de saída sejam as mesmas que em uma saída de um estágio final de um turbo-expansor. É preferido que a perda de pressão friccional de fluxo do gás de saída seja inferior a cerca de 16, ou de 12, ou 8, ou 4 quilopascas no referido condensador de gás de saída. Quando da operação de um estágio de recompressão de um gás de saída, é preferido que a pressão do gás de saída, que deixa o referido condensador do gás de saída seja de um calibre de pelo menos cerca de 0,02 ou de 0,08, ou 0,12 ou 0, 16 bars. Quando da operação sem um estágio de recompressão do gás de saída, é preferido que a pressão do gás de saída, que deixa o referido condensador do gás de saída seja inferior a cerca de um calibre de 0,6 ou de 0,5, ou 0,4 ou 0, 3 bars. Quando da operação com um estágio de recompressão do gás de saída opcional, é preferido que a pressão do gás de saída, que deixa o referido condensador do gás de saída seja de um calibre de pelo menos - 0,89, ou de -0,7, ou -0,6, ou -0,5 bars. Quando da operação com um estágio de recompressão do gás de saída opcional, é preferido que a pressão do gás de saída, que deixa o referido condensador do gás de saída, seja inferior a um calibre de cerca de 0,1, ou de 0,0 ou -0,1, ou -0,2 bars. É preferido que a temperatura do gás de saída, que deixa o referido condensador do gás de saída seja de pelo menos cerca de 30, ou de 40, ou 50, ou 60°C. É preferido que a temperatura do gás de saída, que deixa o referido

condensador do gás de saída, seja inferior a cerca de 110, ou 100, ou 90 ou 80°C. É preferido que a temperatura do gás de saída, que deixa o referido condensador do gás de saída seja reduzida em pelo menos cerca de 10, ou de 20, ou 30, ou 35°C abaixo da temperatura de saída do turbo-expansor. É preferido que a temperatura do gás de saída, que deixa o referido condensador do gás de saída, seja reduzida a menos do que cerca de 100, de 80, ou de 70 ou 60°C abaixo da temperatura de saída do turbo-expansor. É preferido que a energia térmica de menos do que cerca de 3.100, ou 2.900, ou de 2.700 ou de 2.500 wats seja removida no referido condensador do gás de saída, por quilograma de pX alimentado ao referido meio de reação de oxidação correspondente. É preferido que a energia térmica de menos cerca de 1.600, ou de 1.800, ou 2.00 ou 2.100 wats seja removida no referido condensador do gás de saída, por quilograma de pX alimentado ao referido meio de reação de oxidação correspondente.

A quantidade de refluxo e a temperatura são selecionadas e controladas, de um modo a maximizar o vapor d'água, que é introduzido em um turbo-expansor em um equilíbrio com a minimização da perda de VOC no gás de saída que deixa o condensador. É preferido que o fluxo ou o refluxo de um meio de recuperação de solvente e/ou de desidratação compreenda pelo menos cerca de 7,0, ou de 8,0, ou 8,5 ou 9 quilogramas de água líquida, por quilograma de água de formação de TPA, produzida nos reatores de oxidação servidos pelos referidos meios de recuperação de solvente e/ou de desidratação. É preferido que o fluxo ou o refluxo a um meio de recuperação de solvente e/ ou de desidratação compreenda menos do que cerca de 12,0, ou de 11,0, ou 10,5 ou 10,0 quilogramas de água líquida por quilograma de água de formação de TPA produzida nos reatores de oxidação servidos pelos referidos meios de recuperação de solvente e/ ou de desidratação. É preferido que o fluxo ou o refluxo a um meio de recuperação de solvente e/ ou a um meio de desidratação compreenda pelo menos cerca de 0,70, 0,75, ou 0,79, ou

0,82 quilogramas de água líquida por quilograma de vapor d'água, que deixa um meio de recuperação de solvente e/ ou de desidratação. É preferido que o fluxo de refluxo a um meio de recuperação de solvente e/ ou de desidratação compreenda menos do que cerca de 0,98*, ou de 0,96, ou 0,92 ou 0,90
5 quilogramas de água líquida, por quilograma de vapor d'água, que deixa o meio de recuperação de solvente e/ ou o meio de desidratação. (* Quando da operação com uma queima direta opcional de combustível, mais massa de água é formada através da combustão do combustível). É preferido que a temperatura da alimentação de refluxo a um meio de recuperação de solvente
10 e/ ou de desidratação seja de pelo menos cerca de 40, ou de 50, ou 55 ou 60°C. É preferido que a temperatura da alimentação de refluxo a um meio de recuperação de solvente e/ ou de desidratação seja resfriada a menos do que 40, ou 30, ou 20, ou 10°C, abaixo da temperatura do vapor d'água, que deixa o condensador no gás de saída.

15 Os inventores observam que a colocação de um condensador do gás de saída, em uma tal pressão de acordo com a presente invenção, aumenta grandemente o volume do gás de saída na entrada e na saída do condensador. A não ser que condutos de um diâmetro não usualmente grande sejam usados, as velocidades de fluxo e a queda de pressão friccional são
20 ofensivas. Deste modo, é preferido que os condutos do gás de saída entre uma saída de um turbo-expansor e uma entrada do condensador do gás de saída possuam diâmetros de pelo menos cerca de 1,2, ou de 1,5, ou 1,8, ou 2,1 metros, que são bastante grandes para os condutos do processo contendo pressão, produzidos a partir de vários metais e ligas metálicas resistentes à
25 corrosão, e caros. De um modo a mitigar o diâmetro do conduto e o custo, é preferido que a velocidade superficial do gás de saída nos condutos entre uma saída do turbo-expansor e uma entrada do condensador do gás de saída seja de pelo menos cerca de 30, ou de 40, ou 50 ou 60 metros, por segundo. Estas são velocidades de conduto incomumente rápidas, de erosão, em especial no caso

de gás de processo corrosivo próximo a seu ponto de orvalho, e um controle cuidadoso é requerido contra o ponto de orvalho. Na saída de um condensador do gás de saída, a presença certa de gotículas de líquido aumenta o potencial quanto à erosão e à corrosão, e é preferido limitar as velocidades superficiais nestes condutos a menos do que cerca de 30, ou de 25, ou 20 ou 15 metros por segundo, até a entrada em um meio de abatimento para a remoção de líquido, tal como aqui é exposto em um outro ponto.

Os inventores também observam que a operação de um condensador do gás de saída, em baixa pressão, de acordo com a presente invenção, força o uso de uma temperatura de processo mais baixa, de um modo a condensar a quantidade de refluxo requerida. A temperatura de processo mais baixa resvala, de um modo próximo, à temperatura do fluido de resfriamento, e a pressão de processo mais baixa causa um coeficiente de filme reduzido de transferência de calor do lado do processo. Todos os fatores forçam uma área aumentada de superfície limítrofes e de troca de calor, isolantes, condutivas, que compreendem, de um modo típico, vários metais e ligas metálicas resistentes à corrosão, caros.

Os projetos de configuração e de custos para um condensador do gás de saída da presente invenção são ainda mais amplificados quando da expulsão de quantidades preferidas de vapor d'água à vizinhança ambiental, de acordo com alguns aspectos da presente invenção. A expulsão de quantidades selecionadas de vapor d'água introduz um requerimento para controlar, de um modo intencional, a quantidade de energia removida em um condensador do gás de saída, mesmo quando da operação com superfícies limítrofes de troca de calor, isolantes, condutivas, não- incrustadas, com vazões de fluxo de massa mais baixas e/ ou tarefas de energia quando da produção de TPA em taxas de produção reduzidas, e com temperaturas variáveis do meio de refrigeração como é frequentemente o caso, por exemplo, devido a alterações ambientais diurnas e sazonais.

Um desafio particular para o controle de um meio condensador do gás de saída é o de que a maior parte dos sistemas de água de torre de refrigeração contêm quantidades de sólidos dissolvidos, que são grandemente concentradas através da refrigeração evaporativa com o ar ambiente. Quando o fluxo de uma tal água de resfriamento é contido, de um modo a controlar a temperatura do processo de um condensador do gás de saída, a temperatura de saída da água de refrigeração é aumentada. Se a temperatura de uma tal água de refrigeração for elevada de um modo demasiado, alguma parte dos sólidos dissolvidos é precipitada. Infelizmente, muitas das ligas metálicas altamente resistentes à corrosão são rapidamente atacadas e perfuradas pela corrosão perfurante sob tais depósitos tuberculados. Deste modo, os inventores expõem as modalidades preferidas que se seguem para um condensador do gás de saída, de acordo com a presente invenção. Tal como aqui usado, “condensador do gás de saída” compreende um gás de saída, em que pelo menos uma porção foi processada em pelo menos um condensador do gás de saída.

É preferido que o referido condensador do gás de saída, que produz a água líquida, compreenda a refrigeração a ar, em que o ar ambiente é contatado com superfícies limítrofes de troca de calor contendo o referido gás de saída. É preferido que ventiladores de convecção forçada sejam usados para remover o fluxo de ar através das superfícies limítrofes de troca de calor contendo o referido gás de saída. É preferido que a velocidade do ventilador, o passo da lâmina do ventilador, as venezianas para o controle de fluxo de ar, e/ ou outros meios de controle de temperatura de fluxo e/ ou de ar sejam usados para ajustar a quantidade de refrigeração do gás de saída, em resposta a pelo menos uma variável do processo; por exemplo, a temperatura e/ ou a pressão do gás de saída do condensador; a temperatura e/ ou a taxa de fluxo do líquido do condensador; a composição química ou do gás de saída do condensador e/ ou do condensado através de qualquer medição em linha, por

exemplo, de análise composicional infravermelha.

É mais preferido que o referido condensador do gás de saída, que produz a água líquida, compreenda a água de refrigeração em contato com as superfícies limítrofes de troca de calor, isolantes, condutivas, contendo o referido gás de saída. É preferido que a referida taxa de fluxo de água de refrigeração, a referida temperatura de entrada da água de refrigeração e/ ou a temperatura de saída da água de refrigeração sejam usadas de um modo a ajustar a quantidade de refrigeração do gás de saída, em resposta a pelo menos uma variável do processo, por exemplo, a temperatura e/ ou a pressão do gás de saída do condensador; a temperatura e /ou a taxa de fluxo do líquido do condensador; composição química ou do gás de saída do condensador e/ ou do condensado através de qualquer medição em linha, por exemplo, análise composicional infravermelha. É preferido que pelo menos uma porção da água de refrigeração, que deixa o referido meio de troca de calor refrigerado a água, possua uma temperatura de pelo menos cerca de 50, ou de 60, ou 70 ou 80°C. É preferido que a referida água de refrigeração compreenda a água de refrigeração que é “água de refrigeração de circuito fechado”. É preferido que a referida água de refrigeração de circuito fechado compreenda uma quantidade reduzida de Sólidos Totais Dissolvidos (TDS), por exemplo, água deionizada ou condensador de vapor. É preferido que pelo menos uma porção do calor seja removida a partir da referida água de refrigeração de circuito fechado em um meio de troca de calor, que compreende a água de refrigeração de utilidade, refrigerada através do contato direto com o ar ambiente. É preferido que pelo menos uma porção do calor seja removida a partir da referida água de refrigeração de circuito fechado em um meio de troca de calor de placa-e-quadro.

Opcionalmente, é preferido que pelo menos uma porção da superfície limítrofe de troca de calor, isolante, condutiva, seja removida a partir da tarefa de tempos em tempos, em resposta a pelo menos uma variável

do processo, por exemplo, a temperatura e/ou a pressão do gás de saída do condensador; a temperatura e/ ou a taxa de fluxo do líquido do condensador; a composição química ou do gás de saída do condensador e/ ou do condensado através de qualquer medição em linha, por exemplo, através de análise composicional infravermelha. A referida porção superficial é removida a partir da tarefa através de sua remoção a partir do contato com o gás de saída em fluxo e/ ou fluido de refrigeração de utilidade em fluxo.

Um modo opcional para o controle da quantidade de energia removida em um condensador do gás de saída é o de desviar uma porção do gás de saída do turbo-expansor em torno do referido condensador, tal como é exposto na US 6. 504.051, cuja exposição total é incorporada a este, a título referencial. No entanto, um tal desvio de gás cria novos problemas, mesmo quando é solucionada a necessidade de ajustar e de controlar a remoção de energia. Em primeiro lugar, um tal desvio afeta, de um modo íntimo, o equilíbrio de massa, assim como o equilíbrio de energia, porque o vapor do solvente não é facilmente condensado a partir do gás de saída desviado. Se gás em excesso ou muito pouco gás for desviado, embora seja buscado satisfazer ao equilíbrio de energia, o equilíbrio de água é perturbado com referência ao sistema de recuperação do solvente, fazendo com que o solvente recuperado se torne muito úmido ou muito seco; ocorre também uma perturbação na quantidade de VOC enviada em direção ao descarte ambiental e/ ou um TOD. Em segundo lugar, é desejável recombinar o gás de saída do condensador e o gás de saída desviado para o tratamento em um meio de tratamento ambiental comum, compartilhado. No entanto, uma tal recombinação é problemática, porque uma névoa de aerossol é criada, de um modo típico, quando um fluxo de gás saturado com líquido, mais frio, é combinado com um gás saturado com líquido, mais quente. É verificado que um tal aerossol é perigoso no que se refere à corrosão perfurante em condutos e no equipamento, porque o aerossol está propenso a ser coletado, sob a forma

de gotículas, em superfícies do refrigerante e/ ou menos turbulentas. A remoção rápida de um tal aerossol a partir de um fluxo de processo em alta velocidade é difícil de ser alcançada, ao mesmo tempo em que a queda de pressão é limitada e/ ou a entrada de energia térmica, apesar do fato de que uma tal névoa pode coalescer para formar gotículas líquidas de chuva, quando providas em períodos de tempo de separação mais longos.

Deste modo, os inventores descobriram as seguintes modalidades preferidas para a presente invenção. Após sair de um turbo-expansor, pelo menos uma porção do gás de saída é desviada em torno de pelo menos um condensador de saída, de um modo a formar um “gás de saída desviado”, usando um ou mais dos seguintes aspectos preferidos. É preferido que o referido gás de saída desviado seja resfriado a menos do que cerca de 60, ou de 50, ou 30 ou 10°C, em um meio de troca de calor, que compreende superfícies limítrofes de troca de calor, isolantes, condutivas, antes de ser combinado com o gás de saída, que deixa o condensador do gás de saída, ser introduzido em um TOD, e/ ou ser liberado à vizinhança ambiental. É preferido que o referido gás de saída desviado seja de pelo menos cerca de 1, ou 2, ou 4, ou 8 por cento, em peso, de todo o gás de saída, que deixa um turbo-expansor. É preferido que o referido gás de saída desviado seja de menos do que cerca de 50, ou de 40, ou 30 ou 20 por cento, em peso, de todo o gás de saída, que deixa um turbo-expansor. É preferido que a taxa de fluxo do referido gás de saída desviado seja usada para ajustar a quantidade de refrigeração do gás de saída, em resposta a pelo menos uma variável do processo; por exemplo, a temperatura e/ ou a pressão do gás de saída do condensador; a temperatura e/ ou a taxa de fluxo do líquido do condensador; a composição química ou do gás de saída do condensador e/ ou do condensado através de qualquer medição em linha, por exemplo, análise composicional infravermelha. É preferido que o referido gás de saída desviado seja combinado com pelo menos uma porção do gás de saída, que deixou um

condensador do gás de saída, de um modo a formar um gás de saída misto, antes da liberação à vizinhança ambiental. É preferido um “meio de abatimento”, que utilize pelo menos um dos seguintes processos característicos em pelo menos uma porção do gás de saída do condensador, 5 deste modo produzindo um “gás de saída de abatimento”. De um modo preferido, pelo menos cerca de 10, 50, 98, ou 99,9 por cento, em peso, do líquido que é introduzido no referido meio de abatimento, seja separado e saia misturado com menos do que cerca de 50, 95 ou 99, ou 99,8 por cento do dinitrogênio do gás de saída a partir de uma abertura inferior a 80, ou a 60, ou 10 a 40, ou a 10 por cento da altura do referido meio de abatimento. De um modo preferido, pelo menos uma porção do referido meio de abatimento está localizada em uma elevação inferior a pelo menos um condensador do gás de saída, provendo um fluxo de várias fases de gás acrescido de líquido ao interior do referido meio de abatimento. De um modo preferido, a água 15 líquida deixa o referido meio de abatimento a partir de uma abertura localizada abaixo de uma entrada de fluxo, a partir de um condensador do gás de saída. De um modo preferido, a velocidade vertical superficial do gás de saída no referido meio de abatimento é inferior a cerca de 4, ou 3, ou 2, ou 1 metros por segundo no plano de maior diâmetro horizontal. De um modo preferido, a velocidade horizontal superficial do gás de saída no referido meio de abatimento é de menos do que cerca de 6, ou de 5, ou 4, ou 3 metros por segundo, no plano do maior diâmetro vertical. De um modo preferido, o tempo de residência médio do gás de saída no referido meio de abatimento é inferior a cerca de 20, ou de 13, ou 8, ou 5 segundos. De um modo preferido, 20 o período de tempo de residência médio do gás de saída no referido meio de abatimento é de, pelo menos, cerca de 0,5, ou de 1,0, ou 1,5 ou 2,0 segundos. De um modo preferido, o período de tempo de residência médio do líquido no interior do referido meio de abatimento é de pelo menos cerca de 0,5, ou de 2, ou 4, ou 8 minutos. De um modo preferido, o período de tempo de residência

médio do líquido no referido meio de abatimento é inferior a cerca de 60, ou de 48, ou 24, ou 12 minutos. De um modo preferido, pelo menos uma superfície de impingimento de remoção de líquido, outra que as superfícies limítrofes de isolamento de pressão, está incluída no interior do referido meio

5 de abatimento. De um modo preferido a área superficial sólida em contanto com o gás de saída, que passa através de um meio de abatimento, é de pelo menos cerca de 0,005, ou de 0,001, ou de 0,002 ou de 0,004 metros quadrados por quilograma do gás de saída que deixa o referido meio de abatimento. De um modo preferido, pelo menos uma porção do gás de saída, que passa

10 através do referido meio de abatimento, está em contato com pelo menos cerca de 0,001, ou de 0,005, ou 0,01 ou 0,02 metros quadrados de área superficial sólida isolante de não- pressão, por quilograma de pX alimentado ao meio de reação de oxidação correspondente. De um modo preferido, pelo menos cerca de 70, ou de 80, ou 90 por cento das gotículas de líquido

15 menores do que pelo menos cerca de 500, ou 200, ou 75, ou 25 microns presentes no gás de saída, que é introduzido em um meio de abatimento, são removidas a partir do referido gás de saída de abatimento. Os inventores expõem que estas várias características preferidas para um meio de abatimento são preferidas em um meio de abatimento, que processa o gás de

20 saída do condensador, seja com ou sem o gás de saída desviado.

É preferido que pelo menos uma porção do gás de saída desviado seja processada em um TOD, que também processa pelo menos uma porção do gás de saída, que deixou um condensador do gás de saída. De um modo mais preferido, pelo menos uma porção do gás de saída desviado é

25 combinada com pelo menos uma porção do gás de saída do condensador, de um modo a formar um gás de saída misto, antes que seja introduzida em um TOD. De um modo mais preferido, a energia térmica é adicionada, de um modo a elevar a temperatura do referido gás de saída misto, antes que seja introduzido em um meio TOD. Este aquecimento reduz a condensação nos

condutos do gás de saída, vasos e outros alojamentos, e, deste modo, minimiza o custo para os materiais de construção. Esta energia térmica pode ser adicionada, no todo ou em parte, ao referido fluxo do gás de saída misto, ao referido fluxo do gás de saída desviado, ou ao referido fluxo do gás de saída de saída do condensador. É preferido que a temperatura do referido gás de saída misto seja de pelo menos cerca de 10, ou de 20, ou 40, ou 60°C, acima da temperatura do gás de saída, que deixa o referido condensador do gás de saída.

Os inventores expõem que é preferido adicionar a energia térmica ao gás de saída de abatimento, de acordo com este aspecto, mesmo sem o gás de saída desviado. É preferido localizar o condensador do gás de saída e o meio de abatimento como se segue, de um modo e equilibrar simultaneamente o custo de bombeamento da água de refrigeração a altas elevações, o custo para estruturas de causadas e suportes, e a provisão de elevação, de um modo a possibilitar o fluxo da gravidade do fluxo de líquido condensado em e/ou através de um condensador do gás de saída e/ ou meio de abatimento. É preferido que a elevação de uma superfície resfriada mais baixa em pelo menos um condensador de gás fora do ciclo seja inferior a cerca de 50, ou de 30, ou 20 ou 10 metros acima da elevação superficial do solo. É preferido que a elevação de uma superfície resfriada mais alta em pelo menos um condensador de gás fora do ciclo seja de pelo menos cerca de 6, ou 9, ou 12 ou 15 metros acima da elevação superficial do solo. É preferido que a elevação de um inventário de líquido no interior de um meio de abatimento seja de pelo menos cerca de 0,5, ou 1, ou 2, ou 3 metros acima da elevação superficial do solo circundante. É preferido que a elevação de um inventário de líquido no interior de um meio de abatimento seja inferior a cerca de 20, ou de 15, ou 10, ou 5 metros acima da elevação superficial do solo.

Em combinação com uma recuperação de força aperfeiçoada a partir de um turbo-expansor do gás de saída e/ou de auto-aquecimento de um

TOD de acordo com as exposições neste, os inventores descobriram um benefício surpreendente a partir do fato de que sejam deixadas quantidades aumentadas de vapor d'água em gás de saída ventilado, apesar das perdas maiores de VOC, que acompanham de um modo frequente, tais quantidades aumentadas de vapor d'água. Deste modo, os inventores expõem as seguintes modalidades preferidas para o “vapor d'água ventilado”, presente em um gás de saída do condensador, um gás de saída de abatimento, e/ ou um gás de saída de entrada de TOD. É preferido que o vapor d'água ventilado seja inferior a cerca de 400, ou de 300, ou 250, ou 200 por cento, em peso, da água de formação de TPA. Isto evita que seja gasto muito calor da reação de oxidação na vaporização do líquido da água de uma vez, através de um ciclo de força de turbo-expansor, com custos operacionais e de capital subsequentes para o tratamento em um TOD, e sem um aumento concomitante no suprimento de refluxo para um meio de recuperação de solvente e/ ou de desidratação. É preferido que o vapor d'água ventilado seja de pelo menos cerca de 100, ou de 110, ou 130 ou 150 por cento, em peso, da água de formação de TPA. Para evitar inteiramente a desidratação do sistema de solvente recuperado e, deste modo, a alteração das condições de reação de oxidação, as fontes preferidas da quantidade de água, que excede a água de formação de TPA são aqui expostas.

É preferido que o vapor d'água ventilado em excesso da água de formação de TPA compreenda pelo menos uma porção da água que foi introduzida no processo com o suprimento de oxidante, de um modo mais preferido ar ambiente comprimido. A quantidade de vapor d'água preferida, que é introduzida no ar comprimido, é aqui exposta em um outro ponto. É preferido que o vapor d'água ventilado em excesso da água de formação de TPA compreenda pelo menos uma porção da água formada a partir da superoxidação de aromáticos e de solvente. É preferido que o vapor d' água ventilado compreenda pelo menos cerca de 0,05, ou 0,10 ou 0, 15

quilogramas de água, formados a partir da superoxidação de aromáticos e de solvente por quilograma de pX alimentado ao meio de reação de oxidação correspondente. É preferido que o vapor d'água ventilado compreenda menos do que cerca de 0,0, ou 0,04, ou 0,03 quilogramas de água formada a partir da superoxidação de aromáticos e de solvente, por quilograma de pX, alimentado ao meio de reação de oxidação correspondente.

É preferido que o vapor d'água ventilado em excesso da água de formação de TPA compreenda a água formada a partir da injeção de vapor pressurizado (pelo menos cerca de 50, 90, 95, 99 por cento, em peso, de água, pelo menos cerca de 110, ou de 140, ou 190 ou 220°C) ao interior de um fluxo de processo, que compreende o solvente líquido. As aplicações preferidas compreendem o vapor como uma fonte de energia térmica e como um meio de descarga para os condutos, orifícios, e o equipamento. É preferido que o vapor d'água ventilado em excesso da água de formação de TPA compreenda pelo menos uma porção da água usada para purificar as ventilações do processo, que subsequentemente liberam o gás à vizinhança ambiental. É preferido que o vapor d'água ventilado em excesso da água de formação de TPA compreenda pelo menos uma porção da água suada como um auxiliar de separação azeotrópico em um processo de purificação de solvente e/ ou de recuperação de catalisador, que compreende as exposições na Pat. U.S. N° 4.939. 297, US 7. 351.396 e Publicação de pedido de Patente U.S N° 2005-0038288.

É preferido que o vapor d'água ventilado em excesso da água de formação de TPA compreenda pelo menos uma porção da água, formada a partir da oxidação de combustível, quando usado, de um modo opcional, para aquecer o gás de saída entre uma saída a partir de um meio de recuperação de solvente e/ ou de um meio de desidratação e uma saída a partir de um turbo-expansor.

É preferido que o vapor d'água ventilado em excesso da água

de formação de TPA compreenda pelo menos uma porção da água proveniente a partir de um processo de PET adjacente e que seja introduzido no processo de TPA, antes da saída de um TOD, de um modo mais preferido antes da entrada de um TOD. É preferido que o referido processo de PET
5 esteja localizado de um modo tal, que a distância horizontal mínima a partir do referido processo de TPA seja de menos do que cerca de 1800, 900, 300, ou 100 metros. É preferido que o referido processo de PET forme pelo menos uma porção do PET, usando um produto de TPA a partir do referido processo de TPA. É preferido que pelo menos uma porção do referido produto de TPA
10 seja alimentada ao interior de um meio de reação do referido processo de PET adjacente, dentro de menos do que cerca de 72, ou 24, ou 12, ou 4 horas após ser formado a partir de para-xileno, para-tolualdeído e/ ou ácido para-tolúico. É preferido que a água proveniente a partir do referido processo de PET seja de pelo menos cerca de 0,02, ou de 0,2 ou 0,3 ou 0,4 quilogramas por
15 quilograma de água de formação de TPA. É preferido que a água proveniente a partir do referido processo de PET seja inferior a cerca de 1,1, ou de 0,9, ou de 0,7 ou de 0,6 quilogramas de água de formação de TPA.

É preferido que um TOD seja submetido à autocombustão através da oxidação de compostos do gás de saída, que compreendem
20 monóxido de carbono e VOC, em especial através da oxidação de acetato de metila. É preferido que o conteúdo de combustível do gás de saída seja de pelo menos cerca de 60, 70, 80, 90 por cento de todo o conteúdo de combustível, que é introduzido no TOD. O conteúdo de combustível é avaliado como o calor de reações de oxidação, que fornecem produtos de fase
25 de vapor, que compreendem vapor d' água e gás de dióxido de carbono. É preferido que o conteúdo de combustível do gás de saída seja inferior a cerca de 160, ou de 140, ou 120, ou 110 por cento do conteúdo de combustível mínimo, necessário para operar o TOD sem um meio de resfriamento, por exemplo, o aquecimento sensível de ar ou de outro gás/ vapor e/ ou o

aquecimento sensível ou latente de água ou de um outro líquido, seja diretamente ou através da mistura de massa ou indiretamente através de superfícies de troca de calor condutivas isolantes.

É preferido que um TOD seja, de um modo útil, até mesmo predominantemente queimado por acetato de metila em gás de saída, de acordo com as exposições que se seguem. O acetato de metila é um produto conhecido de oxidação de fase líquida de pX para TPA em ácido acético. São conhecidas tecnologias na arte para o isolamento do acetato de metila e então de sua hidrólise com água, de um modo a recuperar o solvente ácido acético e o subproduto de efluente de metano. Os inventores descobriram que um sistema de síntese de TPA eficiente, por exemplo na US 20070293699 e na US 20070208191 (cujas exposições totais são incorporadas a este a título referencial), provê uma redução útil na taxa de formação líquida de acetato de metila. O componente de CO no gás de saída possui um valor de aquecimento relativamente baixo, e o gás de saída contém, de um modo frequente, quantidades relativamente pequenas de MeBr e de ácido acético. O acetato de metila provê um conteúdo de combustível útil em um TOD, de um modo a que sejam alcançadas as temperaturas referidas e as eficiências de destruição de poluentes, incluindo o acetato de metila em si mesmo. Se o conteúdo de combustível do gás de saída for muito baixo, então combustíveis suplementares, por exemplo, metano, metanol, óleo combustível, podem ser supridos ao TOD, de um modo a que sejam alcançadas as temperaturas requeridas e as eficiências de destruição de poluentes.

Os inventores descobriram as seguintes faixas preferidas para o acetato de metila do gás de saída de abatimento, as faixas que usualmente equilibram o valor de combustível de acetato de metila em um TOD contra os custos operacionais e de capital para a supressão adicional ou para a formação de acetato de metila e/ ou a recuperação de seu conteúdo de ácido acético através de separação e hidrólise. É preferido que o conteúdo de acetato de

metila em um gás de saída de abatimento e/ ou em um gás de saída que é introduzido em um TOD é de, pelo menos, cerca de 0,003, ou de 0,005, ou de 0,007 ou de 0,08 quilogramas por quilograma de pX alimentado a um meio de reação de oxidação correspondente. É preferido que o acetato de metila
5 forneça pelo menos cerca de 20, ou 30, ou 40, ou 50 por cento de todo o conteúdo de combustível que é introduzido em um TOD. Em ainda uma outra modalidade da invenção, é preferido que o conteúdo de acetato de metila e/ ou de metanol no gás de saída de abatimento e/ ou no gás de saída, que é introduzido em um TOD, seja inferior a cerca de 0,030, ou a 0,025, ou a
10 0,020, ou a 0,015 quilogramas por quilograma de pX alimentado ao meio de reação de oxidação correspondente. É preferido que o acetato de etila forneça pelo menos cerca de 20, ou de 30, ou 40, ou 50 por cento de todo o combustível, que é introduzido em um TOD.

É preferido que o conteúdo de ácido acético em um gás de
15 saída de abatimento e/ ou em um gás de saída, que é introduzido em um TOD, seja inferior a cerca de 0,005, ou a 0,004, ou a 0,003, ou a 0,002 quilogramas por quilograma de pX alimentado ao meio de reação correspondente. É preferido que o conteúdo de monóxido de carbono no gás de saída de abatimento e/ ou no gás de saída, que é introduzido em um TOD, seja inferior
20 a cerca de 0,45, ou a 0,40, ou a 0,35 ou a 0,30 mol por cento, avaliado em uma base a seco, apenas com os compostos gasosos não- condensáveis.

No entanto, é indesejável gastar energia demais, seja no combustível intrínseco em um gás de saída ou em um combustível adicionado no TOD. Portanto, é preferido que a energia de combustão total, liberada por
25 um TOD, seja inferior a 600, ou a 500, ou a 450, ou a 400 quilojoules por quilograma de pX alimentado a um meio de reação de oxidação correspondente. Esta baixa quantidade de calor de combustão requerida é alcançada através do provimento de uma integração térmica eficiente entre o gás de saída tratado, quente, próximo à saída de um TOD e o gás de saída

não- tratado, próximo à entrada do referido TOD, tal como é conhecido na arte através de vários meios.

O suprimento do calor de combustão é controlado, de um modo apropriado, por meio de métodos operacionais e de composições do gás de saída, tal como aqui exposto. É preferido que um TOD opere com uma temperatura interna de pico de pelo menos cerca de 200, ou de 400, ou de 600, ou de 800°C. É preferido que pelo menos cerca de 94, ou de 96, ou 98 ou 99 mol por cento dos carbonos em um gás de saída, que é introduzido em um TOD, sejam oxidados para CO₂, antes que deixem o TOD. De um modo mais preferido, o TOD significa, em todas as exposições neste, um meio de Oxidação Térmica Regenerativo (RTO).

Após a remoção e/ ou a destruição dos poluentes de monóxido de carbono e de VOC em um gás de saída da reação de oxidação, muitos locais que querem a remoção substancial de bromo a partir do gás de saída tratado. Esta redução de bromo é, de um modo frequente, efetuada através da purificação aquosa do gás de saída tratado a partir de um TOD, por exemplo, a purificação de um gás de saída, que utiliza uma solução aquosa de hidróxido de sódio e de bissulfito de sódio, de um modo a produzir um sal de brometo de sódio. Ao longo do tempo, a concentração de vários sais é acumulada na água de purificação, e a eliminação do efluente precisa ser executada junto com uma reposição da água pura. De um modo preferido, a referida água de reposição do purificador do gás de saída é água filtrada. De um modo ainda mais preferido, a referida água de reposição do purificador é a água desmineralizada, a água deionizada, e/ ou o condensado de vapor.

Os inventores descobriram que o referido efluente eliminado líquido a partir do purificador compreende, de um modo essencial, a água que é vantajosamente utilizada como a água urbana, por exemplo, a água de reposição da torre de resfriamento. Deste modo, é preferido usar pelo menos cerca de 0,01 ou 0,05 quilogramas de água efluente líquida a partir do

purificador do gás de saída, por quilograma de pX alimentado a um meio de reação de oxidação correspondente como água urbana, preferivelmente a que a referida água do purificador seja descarregada a uma unidade de tratamento de água residual e/ ou diretamente à vizinhança ambiental. Em ainda uma
5 outra modalidade da invenção, qualquer água efluente, obtida a partir de uma planta de produção, que compreende um meio de reação de oxidação, pode ser usada em uma taxa de .01 a .05 quilogramas de água efluente, por quilograma de pX, alimentado ao meio de reação de oxidação correspondente como água urbana, preferivelmente a que a água urbana seja descarregada a
10 uma unidade de tratamento de água residual, e/ ou diretamente à vizinhança ambiental.

Em uma modalidade opcional e ainda mais preferida, a invenção compreende um gás de saída da reação de oxidação, que inclui tanto fontes do reator de oxidação primárias e secundárias, para o processamento
15 através de um meio de recuperação de solvente / ou de desidratação combinado partilhado, um meio de turbo-expansor, um meio de condensador, um meio de abatimento TOD e/ ou um purificador de bromo.

De um modo indesejável com relação à recuperação de energia, as pressões e temperaturas opcionais de meios de reação secundários
20 são frequentemente substancialmente diferentes, algumas vezes significativamente mais altos, a partir de um meio de reação primário, e/ou de cada um dos dois. A simples expansão dos gases de saída da reação em pressão mais elevada através de uma válvula de redução de pressão ao interior do gás de saída de pressão mais baixa dissipa, de um modo usual, uma
25 entropia significativa, causando uma perda em uma capacidade subsequente para que seja produzido o trabalho de eixo. No entanto, a presente invenção retém, de um modo usual, a entalpia nos gases de saída combinado na entrada para um turbo-expansor, e o fluxo do gás de saída combina, de um modo usual, os valores de CO e de VOC antes de um TOD.

É preferido processar o gás de saída a partir de pelo menos dois meios de reação distintos em um meio de recuperação de solvente comum, compartilhado, e/ ou meio de desidratação, meio de turbo-expansor, meio de condensador, meio de abatimento, TOD e/ ou purificador de bromo.

- 5 É preferido que pelo menos uma porção dos referidos meios de reação distintos sejam separados horizontalmente , um do outro, em menos do que cerca de 1.000, ou de 500, ou de 300, ou de 150 metros. “ Processo integrado” significada que a alimentação ou as correntes de produto a partir de dois processos /plantas diferentes são combinados e processados usando pelo
- 10 menos uma peça de equipamento comum, selecionada a partir de um grupo, que consiste de um meio de turbo-expansor, um meio de condensador, um meio de abatimento, TOD e/ ou um purificador de bromo.

- Quando da formação de uma mistura do gás de saída, é preferido que a quantidade do gás de saída na mistura, que é originada a partir
- 15 do meio de reação de oxidação secundário, é muito menor do que a quantidade de gás de saída na mistura, que é originada a partir do meio de reação de oxidação primário. Em misturas do gás de saída primárias e secundárias, é preferido que o gás de saída, que é originado a partir dos meios de reação de oxidação secundários, compreenda menos do que cerca de 20, ou
- 20 de 10, 5, ou 2 por cento, em peso, da massa do gás de saída combinada e menos do que cerca de 20, ou de 10, 5 ou 2 por cento, em peso, da massa de dinitrogênio do gás de saída combinado. Em misturas do gás de saída primárias e secundárias, é preferido que o gás de saída, que é originado a partir dos meios de reação secundários, compreenda pelo menos cerca de 0,1 ,
- 25 ou de 0,2 , ou 04, ou 0,8 por cento, em peso, da massa do gás de saída combinada e menos do que cerca de 0,1 ou 0,2 ou 0,4 ou 0,8 por cento, em peso, da massa de dinitrogênio de gás combinado.

É preferido que pelo menos cerca de 40, ou de 60, ou 80 ou 90 por cento, em peso, do gás de saída da reação, a partir de pelo menos um meio

de reação de oxidação secundário, seja combinado com pelo menos cerca de 40, ou 60, ou 80, ou 90 por cento, em peso, do gás de saída da reação a partir de um meio de reação de oxidação primário, para o processamento em um meio de recuperação de solvente comum, compartilhado e/ ou meio de desidratação, meio de turbo-expansor, meio de condensador, meio de abatimento, TOD, e/ ou purificador de bromo. É preferido que pelo menos uma porção do gás de saída a partir do referido meio secundário seja formada em uma temperatura de pelo menos cerca de 160, ou de 175, ou 190, ou 200°C. É preferido que pelo menos uma porção do gás de saída a partir do referido meio secundário seja formada em uma temperatura de menos do que cerca de 250, ou 240, ou 230, ou 220°C. É preferido que pelo menos uma porção do gás de saída a partir do referido meio secundário seja formada em uma pressão de pelo menos cerca de 7, ou de 10, ou 13 ou 16 bars. É preferido que pelo menos uma porção do gás de saída a partir do referido meio secundário seja formada em uma pressão de menos do que cerca de 40, ou de 34, ou 28 , ou 24 bars.

É preferido que pelo menos uma porção do gás de saída da reação a partir de dois meios de reação de oxidação secundários distintos seja combinada, uma com a outra, e com pelo menos uma porção do gás de saída da reação, a partir de um meio da reação de oxidação primária , para o processamento em um meio de recuperação de solvente comum, compartilhado e/ ou de desidratação, meio de turbo-expansor, meio de condensador , meio de abatimento, TOD, e/ ou um purificador de bromo. É preferido que pelo menos uma porção do gás de saída de pelo menos um meio secundário seja formada em uma temperatura de menos do que cerca de 20, ou de 15, ou de 10, ou 5°C maior do que uma porção do referido gás de saída a partir do referido meio de reação de oxidação primário. É preferido que pelo menos uma porção do gás de saída a partir de um meio de reação secundário seja formada em uma temperatura de pelo menos cerca de 10, ou de 15, ou 25

ou 35°C maior que uma porção do referido gás de saída a partir do referido meio de reação de oxidação primário e/ ou uma porção do referido gás de saída de um meio de reação de oxidação secundário. É preferido que pelo menos uma porção do referido gás de saída de um meio de reação secundário
5 seja formada em uma temperatura de menos do que cerca de 20, ou de 15, ou 10 ou 5°C, diferente de uma porção do referido gás de saída a partir de um meio de reação de oxidação secundário distinto. É preferido que pelo menos um dos referidos gases de saída da reação seja obtido a partir de um meio de reação de oxidação secundário, separado horizontalmente de uma porção do
10 referido meio de reação primário em menos do que cerca de 60, ou de 20, ou 8, ou 2 metros. É preferido que pelo menos um dos referidos gases de saída da reação seja obtido a partir de um meio de reação de oxidação secundário, separado horizontalmente de uma porção do referido meio de reação primário em pelo menos cerca de 4 ou de 8, ou 16, ou 32 metros.

É preferido processar pelo menos cerca de 40, de 60, ou 80, ou
15 90 por cento em peso, do dinitrogênio no gás de saída da reação a partir de pelo menos um meio de reação de oxidação secundário, combinado com pelo menos cerca de 40, ou de 60, ou 80, ou 90 por cento, em peso, do dinitrogênio no gás de saída da reação, a partir de um meio de reação primário em um
20 meio de turbo-expansor comum, compartilhado, meio de condensador, meio de abatimento, TOD, e/ ou purificador de bromo.

Os inventores neste preferiram um processo que produz um TPA bruto, no qual as impurezas do ácido carboxílico totais compreendem pelo menos cerca de 1.000, ou de 2.000, ou 4.000 ou 6.000 ppm/p/,
25 produzindo um TPA purificado, no qual as impurezas do ácido carboxílico compreendem menos do que cerca de 1.000, ou de 500, ou 300, ou 200 ppmp; e produzindo tanto o TPA bruto como purificado, de um modo simultâneo, em qualquer razão relativa. As impurezas do ácido carboxílico compreendem, de um modo notável, o ácido benzóico, o ácido para-tolúico e 4-

carboxibenzaldeído.

Os inventores neste preferiram ainda mais a produção de um TPA purificado, com uma cor b^* de menos do que cerca de 4,0, ou de 3,5, onde 3,0, ou de 2,5 unidades b^* . O valor b^* , como aqui suado, é um atributo de cor, medido em um instrumento espectroscópico, tal que um instrumento Hunter Ultrascan XE (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 as leituras negativas significam o grau de azul ou absorbância de amarelo).

Os inventores neste aplicam processos para a conversão de m-xileno (mX) em ácido isoftálico (IPA) e todos os aspectos das exposições através da substituição da meta-espécie pela para- espécie , por exemplo, mX por pX, IPA ou TPA, ácido meta-tolúico, pelo ácido para-tolúico; e 3-carboxibenzaldeído por 4-carboxibenzaldeído. A extensão aplica a um processo para a produção de IPA separadamente. A extensão também se aplica a processos combinados de um modo parcial e/ ou total, para a produção, tanto de TPA como de IPA.

Aspectos a invenção, que se referem à combinação do gás de saída da reação de diferentes meios de reação para o processamento em pelo menos um meio de recuperação de solvente e/ ou de desidratação, turbo-expansor, condensador, meio de abatimento, TOD, e/ ou purificador de bromo, aplicam-se em todos os aspectos também quando a espécie aromática preponderante em pelo menos um meio de reação é para-substituída e a espécie aromática preponderante em pelo menos um outro meio de reação é meta- substituída. Todos os aspectos da invenção, que se referem ao solvente recuperado, aplicam-se também quando pelo menos uma porção do solvente recuperado a partir do gás de saída da reação a partir da oxidação de um xileno é subsequentemente usada dentro de 72, ou 48, ou 24, ou 12 horas, no

meio de reação que oxidiza o outro xileno. Todos os aspectos da invenção, que se referem os solvente do filtrado, aplicam-se também quando pelo menos uma porção do solvente do filtrado, formado pela separação a partir de um produto sólido, que é predominantemente um ácido dicarboxílico aromático, é
5 subsequenteiramente usada dentro de 72, 48, 24, ou 12 horas, no meio de reação que oxidiza o outro xileno. (Mesmo que seja possível, e com frequência preferível, manter as impurezas aromáticas pesadas uniformes de Co/ MN/Br de um filtrado isoladas uma da outra, não é preferido manter os componentes da água, do ácido acético e do ácido benzóico separados).

10 É preferido tratar pelo menos uma porção do solvente do filtrado (para-filtrado) a partir de um processo, em que as espécies aromáticas preponderantes são para- substituídas e uma porção do solvente do filtrado (meta-filtrado) a partir de um processo em que a espécie aromáticas preponderantes são meta- substituídas em um processo de purificação de
15 solvente e/ ou de recuperação de catalisador, que compartilhe pelo menos um conduto, vaso contendo pressão, e ou um item de equipamento rotativo. As unidades de purificação de filtrado adequadas compreendem as exposições na Pat. U.S. Nº 4.939. 297, US 7.351. 396, e na Pub. de Pedido de Patente U.S. 20056- 0038288 (cuja totalidade das exposições são incorporadas a este, a
20 título referencial). É mais preferido que pelo menos uma porção do para-filtrado e do meta- filtrado seja co- alimentada ao mesmo tempo, quando comparado a ser alimentada em sequência. É preferido que pelo menos uma porção do filtrado purificado e/ ou de pelo menos uma porção do catalisador recuperado a partir do referido processo seja subsequenteiramente usada para
25 formar pelo menos uma porção do meio de reação de oxidação e subsequenteiramente para formar uma porção de para-filtrado ou de meta-filtrado, de um modo mais preferido formando uma porção de ambos os filtrados. É preferido que pelo menos cerca de 10, ou de 40, ou 80, ou 98 por cento, em peso, das impurezas aromáticas removidas a partir do para- filtrado

pelo referido processo de purificação de solvente do filtrado e/ ou de recuperação de catalisador sejam fisicamente combinados com pelo menos cerca de 10, ou de 40, ou 80 ou 98 por cento, em peso, das impurezas aromáticas removidas a partir do meta- filtrado pelo referido processo.

5 Todos os aspectos da invenção, que se referem ao ar comprimido para o suprimento de oxidante, aplicam-se quando uma porção de ar comprimido a partir de um meio de compressão é dividida, de um modo a prover um suprimento oxidante a pelo menos um meio de reação de oxidação, em que as espécies aromáticas preponderantes são para-substituídas
10 e pelo menos um outro meio de reação de oxidação, em que as espécies aromáticas preponderantes são meta- substituídas.

 Todos os aspectos da invenção, que se referem ao oxidante-suprimento-interrefrigerante- condensado aplicam-se quando pelo menos uma porção do oxidante suprimento- interrefrigerante condensado é dividido, com
15 uma parte sendo usada em pelo menos um estágio de processo, em que as espécies aromáticas preponderantes são para- substituídas e com uma outra parte sendo usada em pelo menos um outro estágio do processo, em que as espécies aromáticas preponderantes são meta- substituídas.

 Em uma modalidade, é preferido que um processo de
20 manufatura de IPA menor, esteja co-localizado com um processo de manufatura de TPA maior. Quando o gás de saída a partir de pelo menos um meio de reação preponderantemente meta- substituído é combinado com um gás de saída a partir de pelo menos um meio de reação preponderantemente para- substituído, é preferido que o gás de saída, que é originado a partir do
25 meio preponderantemente meta- substituído, compreenda menos do que cerca de 50, ou de 40, ou 30, ou 20 por cento, em peso, da massa do gás de saída combinada e menos do que cerca de 50, ou de 40, ou 30, ou 20 por cento, em peso da massa de dinitrogênio no gás de saída combinado.

 Quando o gás de saída a partir de pelo menos um meio de

reação preponderantemente meta-substituído é combinado com o gás de saída a partir de um meio de reação preponderantemente para-substituído, é preferido que o gás de saída, que é originado a partir do meio preponderantemente meta substituído, seja de menos do que cerca de 0,5, ou 1,0, ou 1, 5 ou 2,0 por cento, em peso, da massa do 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 dinitrogênio no gás de saída combinado.

Quando um meio de compressão de ar ambiente supre oxidante a pelo menos um meio de reação preponderante meta- substituído e a pelo menos um meio de reação preponderantemente para-substituído, é preferido que o meio de reação preponderantemente meta- substituído receba menos do que cerca de 50, ou de 40, ou 30, ou 20 por cento, em peso, do fluxo de massa total de oxidante a partir do referido meio de compressão. Quando um meio de compressão de ar ambiente supre oxidante a pelo menos um meio de reação preponderantemente meta- substituído e a pelo menos um meio de reação preponderantemente para- substituído, é preferido que o meio de reação preponderantemente meta-substituído receba pelo menos cerca de 0,5, ou de 1,0, ou 1,5, ou 2,0 por cento, em peso, do fluxo de massa total de oxidante a partir do referido meio de compressão de ar.

É mais preferido que os referidos processos de manufatura de IPA e de TPA estejam co-localizados com pelo menos um processo de manufatura de PET co-localizado. É preferido que o IPA produzido no referido processo co-localizado compreenda pelo menos cerca de 0,5, 1,0 ou 1, 2 ou 2,0 por cento, em peso, de todo o ácido dicarboxílico alimentado a um processo de manufatura de PET co- localizado. É também preferido que o IPA produzido no referido processo co-localizado compreenda menos do que cerca de 16, ou de 12, ou 8, ou 4 por cento, em peso, de todo o ácido dicarboxílico alimentado a um processo de manufatura de PET co-localizado.

Em ainda uma outra modalidade, com ou sem a co-localização

de IPA e de TPA, é mais preferido que pelo menos uma porção do IPA alimentado a partir de um meio de reação primário, que compreende uma espécie predominantemente meta-substituída, seja alimentada a um meio de reação de PET, sem que o referido IPA tenha sido purificado através de dissolução, seletivamente hidrotratado, e reprecipitado, de um modo a remover o 3-CBA e/ ou a espécie colorida.

Em uma modalidade, é preferido que o referido IPA , alimentado a um 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 secundário, cuja temperatura de reação média é de menos do que cerca de 24, 16, 12, ou 8 graus mais quente do que o referido meio de reação primário. É preferido que o referido IPA bruto e/ ou que o referido IPA pós- oxidado compreenda pelo menos cerca de 20, ou de 80, ou 160, ou 320 ppmp ou 3-CBA; menos do que cerca de 3.000 ou de 2.400, ou 1.800, ou 1,200 ppmp de 3-CBA; pelo menos cerca de 2, ou de 4, 8 ou 16 ppmp de 2,6-DCF; e menos do que cerca de 160, ou de 120, ou 80 ou 60 ppmp de 2,6-DCF.

Em ainda uma outra modalidade, é preferido que o referido IPA, alimentado ao PET, seja o IPA digerido, formado em um meio de reação secundário, cuja temperatura de reação média é de pelo menos cerca de 16, ou de 24, ou 30, ou 36°C mais quente do que a do referido meio de reação primário e menos do que cerca de 80, ou de 70, ou 60, ou 50 °C mais que quente do que a do referido meio de reação primário. É preferido que o referido IPA digerido compreenda pelo menos cerca de 10, ou de 40, ou 60 ou 80 ppmp de 3-CBA; menos do que cerca de 1.000, ou de 800, ou 500 ou 300 ppmp de 3-CBA; pelo menos cerca de 2 ou de 4, ou 6 ou 8 ppmp de 2,6-DCF; e menos do que cerca de 120, ou de 80, ou 60 ou 40 ppmp de 2,6- DCF.

Um outro aspecto da presente da presente invenção refere-se ao descarte aperfeiçoado da água ambiente condensada e removida,

preferivelmente a que esta seja retida como vapor, durante a compressão do ar ambiente para o suprimento de oxidante. O meio de compressão para o suprimento de ar ambiente pressurizado compreende, muitas vezes, sistemas de compressão de vários estágios, usando pelo menos um interrefrigerante, de um modo a remover o calor da compressão para tornar o processo mais eficaz, a partir de um modo de vista termodinâmico e mecânico. Tais sistemas produzem, de um modo típico, a água condensada nos resfriadores de estágio intermediário, e esta água é separada, de um modo típico, a partir do ar antes da entrada em um estágio de compressão subsequente. Como um tal oxidante - suprimento- interrefrigerante – condensado pode ser contaminado com lubrificantes e/ou com fluidos de vedação, o referido condensado é dirigido, de um modo convencional, a uma planta de tratamento de água residual, talvez apenas com um coador de óleo, embora algumas vezes compreendendo tecnologias de tratamento biológico ou de um outro tipo de tratamento.

Os inventores descobriram os usos aperfeiçoados que se seguem para o oxidante- suprimento- interrefrigerante – condensado, reduzindo, de um modo simultâneo, os custos de tratamento da água residual e reduzindo os custos para a obtenção e/ou para a purificação da água urbana. É preferido alimentar pelo menos uma porção do oxidante- suprimento- interrefrigerante- condensado ao interior de um processo de TPA e/ ou a um processo de PET adjacente, de um modo mais preferido em pelo menos um dos estágios de processo que se seguem. Um meio de recuperação de solvente de TPA e/ ou de desidratação, em especial como refluxo, tal como aqui definido. Um sistema de purificação de solvente de filtrado de TPA, em especial como um auxiliar de separação azeotrópico para a recuperação de componentes de catalisador de TPA, de um modo mais preferido compreendendo o acetato de isopropila, de acordo com as referências aqui contidas. Um processo para a purificação de TPA através da hidrogenação catalítica, seletiva de TPA bruto. Um purificador em uma ventilação ambiente

a partir de um processo de TPA ou de PET, ou de um vaso de armazenamento.

É preferido alimentar pelo menos uma porção de oxidante-suprimento-interrefrigerante- condensado ao interior de pelo menos um sistema de água urbana, de um modo mais preferido compreendendo os sistemas que se seguem e de um modo ainda mais preferido para o uso em um processo de TPA e/ ou um processo de PET adjacente. Um sistema de água de refrigeração, de um modo mais preferido um sistema de água de torre de refrigeração, em que a água é resfriada através do contato direto com o ar. Um sistema de água filtrada. Um sistema de água deionizada e/ ou desmineralizada. Um sistema de água para incêndios.

A quantidade de oxidante-suprimento-interrefrigerante-condensado varia com a umidade ambiente, com a temperatura do meio de refrigeração, com a taxa de alimentação de pX e com o dióxigênio em excesso no gás de saída da reação, tanto de um modo provisório, como em média. Deste modo, é preferido que os usos expostos, preferidos, compreendam pelo menos cerca de 0,01, ou de 0,02, ou 0,04, ou 0,08 quilogramas de oxidante-suprimento- interrefrigerante- condensado por quilograma de pX, alimentado ao meio de reação de oxidação correspondente.

De um modo geral, é preferido ventilar o vapor d'água em um equilíbrio aproximadamente contínuo com a sua introdução, através de vários estágios do processo; porém, contudo, é inevitável que existam transtornos de produção e atividades de manutenção, que produzam um excesso temporário de água residual líquida. Por exemplo, a abertura de um vaso do processo para a inspeção ou para reparos durante uma paralisação do processo é, com frequência, precedida pela lavagem total com água ou com vapor, de um modo a remover essencialmente todo o solvente, substrato, e produto; e a quantidade de uma tal água de reposição pode ser maior para as atividades de manutenção principais. É preferido prover pelo menos um reservatório de

armazenamento para a água residual líquida, e que esta água residual líquida seja subsequentemente retornada a pelo menos um estágio do processo e subsequentemente ventilada como vapor d'água, de acordo com outras exposições neste. É preferido que tais reservatórios de armazenamento de água residual líquida possam prover um isolamento efetivo para controlar a liberação de VOC à vizinhança ambiental.

É preferido que o volume de tais reservatórios de armazenamento seja de pelo menos cerca de 50, ou de 100, ou 200, ou 400 metros cúbicos. É preferido que o volume de tais reservatórios de armazenamento seja inferior a cerca de 12.000, ou de 9.000, ou 6.000 ou 3.000 metros cúbicos.

Através da combinação de vários aspectos referentes à expulsão da água, em forma de vapor, à vizinhança ambiental, de um modo mais preferido após o tratamento em um TOD, junto com o uso de um oxidante- suprimimento- interrefrigerante- condensado e/ ou água de purificação de bromo nas aplicações expostas para o processo e/ ou água urbana, é preferido produzir menos do que cerca de 400, ou de 350, ou 250, ou 200, ou 100, ou 50 ou 20 gramas de efluente de água residual líquida, por quilograma de produto de TPA sólido formado. É preferido que este desempenho seja mantido de um modo essencialmente contínuo durante longos períodos. É preferido que estes baixos níveis de efluente de água residual líquida sejam produzidos durante pelo menos cerca de 60, ou de 80, ou 90, ou 95 por cento do tempo, em um período de 24 horas contínuo. É preferido que seja efetuada a média destes baixos níveis de efluente de água residual líquida durante pelo menos cerca de 4, ou de 16, ou 24, ou 25 dias. Uma planta de síntese de PET também produz água a partir de reações, que convertem pelo menos uma porção de TPA em PET e esta água é muitas vezes contaminada com vários compostos de VOC, por exemplo, etileno glicol, acetaldeído, e vários dioxolanos. É preferido tratar pelo menos uma porção da água contaminada

da formação de PET em uma planta comum compartilhada, junto com a água de formação de TPA a partir de uma planta de TPA adjacente. De um modo preferido, a referida água contaminada a partir da formação de PET é deixada em uma forma de vapor, que deixa a planta de PET para o tratamento, ou que é convertida a uma forma de vapor usando pelo menos uma porção da energia térmica a partir da referida planta de TPA adjacente.

Em ainda uma outra modalidade da invenção, a quantidade de água, gerada como um subproduto ou adicionada à oxidação, que está deixando a referida planta de produção para a vizinhança externa ambiental como um vapor é de pelo menos 0,3, ou 0,4, ou 0,49 quilogramas por quilograma de composto aromático. Como aqui usada, a planta de produção pode incluir o tratamento da água residual.

De um modo mais preferido, pelo menos uma porção de água vaporizada da formação de PET a partir de reações em uma planta de síntese de PET adjacente, é tratada junto com pelo menos uma porção da água vaporizada da formação de TPA em um TOD comum, compartilhado, ainda mais preferivelmente um RTO, de acordo com qualquer uma e/ ou com todas as exposições neste, que pertencem ao processamento do gás de saída da reação a partir de um meio de reação de oxidação. É preferido que pelo menos uma porção do meio de reação de oxidação, que forma o TPA, esteja localizado de um modo tal que a distância horizontal mínima a partir da referida planta de síntese de PET seja inferior a cerca de 1800, ou de 900, ou 300, ou 100 metros. É preferido que pelo menos uma porção do TPA seja alimentada ao interior de um meio de reação da referida planta de síntese de PET adjacente, dentro de menos do que cerca de 72, ou de 24, ou 12 ou 4 horas, após ser formada a partir do para- xileno. É preferido processar pelo menos cerca de 40, ou de 60, ou 70 , ou 80 por cento, em peso, do gás de saída da referida planta de PET adjacente em um TOD comum, compartilhado, de um modo mais preferido um RTO, com pelo menos cerca

de 40, de 60, ou 70, ou 80- por cento, em peso, do gás de saída da reação, a partir de pelo menos um meio de reação de oxidação primário. É preferido processar pelo menos cerca de 40, ou de 60, ou 70 ou 80 por cento , em peso, da água de formação de TPA a partir de uma planta de produção de TPA sejam processados em um TOD comum, compartilhado, de um modo mais preferido RTO, com pelo menos cerca de 40, ou de 60, ou 70 ou 80 por cento, em peso da água de formação de PET na referida planta de produção de PET adjacente.

É preferido que o fluxo normal de efluente de água residual do processo a partir da planta de produção de PET adjacente, combinados com o fluxo normal de efluente da água de rejeito do processo, a partir da referida planta de produção de TPA, seja de menos do que cerca de 400, ou de 200, ou 100, ou 50 gramas de efluente da água residual líquida, por quilograma de PET formado. Se a quantidade de TPA produzida na referida planta de produção de TPA diferir da quantidade TPA consumida na referida planta de produção de PET adjacente em mais do que cerca de 10 por cento, em peso, então o efluente de água residual líquida, a partir da referida planta de TPA, é dividido proporcionalmente pela razão de seu uso na referida planta de PET, este valor sendo somado ao efluente da água residual líquida a partir da referida planta de PET, e sendo dividido pela quantidade de PET produzida.

REIVINDICAÇÕES

1. Processo para produzir um ácido dicarboxílico aromático, caracterizado pelo fato de compreender:

5 (a) a oxidação de um composto aromático em pelo menos um oxidante para, deste modo, produzir um gás de saída oxidante e uma suspensão oxidante, que compreende um ácido dicarboxílico aromático, em que o referido gás de saída oxidante contém, pelo menos, 12,4 quilogramas de vapor por quilograma do referido composto aromático alimentado ao referido oxidante.

10 (b) a recuperação de compostos hidrocarbila a partir do referido gás de saída oxidante em um sistema de recuperação de solvente para, deste modo, produzir um gás de saída esgotado em hidrocarbila, que compreende pelo menos 3 quilogramas de vapor d'água por quilograma do referido composto aromático alimentado ao referido oxidante; e

15 (c) passar pelo menos, uma porção do referido gás de saída esgotado em hidrocarbila através de, pelo menos, um turbo-expansor para, deste modo, gerar trabalho, em que o referido gás de saída esgotado em hidrocarbila alimentada ao referido turbo-expansor compreende, pelo menos, 3 quilogramas de vapor d'água por quilograma do referido composto
20 aromático alimentado ao referido oxidante.

2. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que o referido gás de saída oxidante compreende, pelo menos, 13,2 quilogramas de vapor por quilograma do referido composto aromático alimentado ao referido oxidante.

25 3. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que o referido gás de saída oxidante compreende compostos de vapor, que incluem água vaporizada e compostos hidrocarbila vaporizados.

4. Processo de acordo com a reivindicação 3, caracterizado pelo fato de que o referido gás de saída oxidante compreende os referidos

compostos de vapor, em uma quantidade de pelo menos 50 por cento, em peso.

5. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que a massa de vapor d'água, passada através do referido turbo-expansor, consiste em pelo menos 50 por cento da quantidade de massa da saída de água do referido sistema de recuperação de solvente na referida corrente do gás de saída esgotado em hidrocarbila.

6. Processo de acordo com a reivindicação 5, caracterizado pelo fato de que o referido gás de saída, esgotado em hidrocarbila, não é submetido à destruição oxidativa térmica (TOD), antes de ser introduzido no referido turbo-expansor.

7. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de compreender ainda retornar pelo menos uma porção dos compostos hidrocarbila recuperados ao referido oxidante como o solvente recuperado.

8. Processo de acordo com a reivindicação 7, caracterizado pelo fato de que pelo menos 40 por cento, em peso, do referido solvente recuperado são supridos ao referido oxidante, em uma temperatura dentro de 80°C da temperatura do referido gás de saída oxidante.

9. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de compreender ainda submeter uma suspensão, que compreende as partículas sólidas do referido ácido dicarboxílico aromático e o solvente líquido para a separação de sólido-líquido e/ ou lavagem, que compreende ainda recuperar um solvente filtrado a partir da referida etapa de separação de sólido-líquido e/ ou estágio de lavagem, e retornar pelo menos uma porção do referido solvente filtrado ao referido oxidante.

10. Processo de acordo com a reivindicação 9, caracterizado pelo fato de que pelo menos 40 por cento, em peso, do referido solvente filtrado, suprido ao referido oxidante, são introduzidos no referido oxidante,

em uma temperatura de pelo menos cerca de 60°C.

11. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de compreender ainda comprimir o ar em um compressor de ar e alimentar o ar comprimido resultante ao referido oxidante.

5 12. Processo de acordo com a reivindicação 11, caracterizado pelo fato de que o referido compressor é, pelo menos parcialmente, energizado pelo referido turbo-expansor.

13. Processo de acordo com a reivindicação 12, caracterizado pelo fato de que um gás de saída do turbo-expansor é descarregado a partir do
10 referido turbo-expansor, em que a pressão de descarga do referido gás de saída do turbo-expansor é de pelo menos, 0,05 bar manométrico e de menos do que cerca de 0,9 bar manométrico.

14. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que o referido gás de saída esgotado em hidrocarbila, alimentado
15 ao referido pelo menos um turbo-expansor, compreende, pelo menos, 3,3 quilogramas de vapor d'água por quilograma do referido composto aromático alimentado ao referido oxidante.

15. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que o referido gás de saída esgotado em hidrocarbila, alimentado
20 ao referido pelo menos um turbo-expansor, compreende pelo menos 40 moles por cento de água.

16. Processo de acordo com a reivindicação 15, caracterizado pelo fato de compreender remover pelo menos cerca de 10 por cento, em peso, do vapor d'água presente no referido gás de saída do turbo-expansor
25 como água líquida para, deste modo, prover um gás de saída condensador.

17. Processo de acordo com a reivindicação 16, caracterizado pelo fato de que a pressão de descarga do referido gás de saída do turbo-expansor é de, pelo menos -0,9 bar manométrico e de menos do que cerca de 0,3 bar manométrico.

18. Processo de acordo com a reivindicação 16, caracterizado pelo fato de que o referido sistema de recuperação de solvente não emprega um composto de destilação azeotrópico.

5 19. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que a referida oxidação é executada em uma temperatura de pelo menos 120°C e de menos do que 200°C.

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

FIGURA 1: FORMAS DE REALIZAÇÃO EXEMPLARES DA PRESENTE INVENÇÃO

