

(12) **FASCÍCULO DE PATENTE DE INVENÇÃO**

(22) Data de pedido: **2009.10.22**

(30) Prioridade(s): **2008.10.31 US 110235 P**
2009.09.09 US 556101

(43) Data de publicação do pedido: **2011.07.20**

(45) Data e BPI da concessão: **2014.04.23**
104/2014

(73) Titular(es):

GRUPO PETROTEMEX, S.A. DE C.V.
RICARDO MARGAIN NO. 444 TORRE SUR, PISO
16 COL. VALLE DEL CAMPESTRE SAN PEDRO
GARZA GARCIA, NUEVO LEON 66265 MX

(72) Inventor(es):

ALAN GEORGE WONDERS US
RONALD BUFORD SHEPPARD US
TIMOTHY ALAN UPSHAW US
RAYMOND ELBERT FOGLE US

(74) Mandatário:

ANTÓNIO INFANTE DA CÂMARA TRIGUEIROS DE ARAGÃO
RUA DO PATROCÍNIO, Nº 94 1399-019 LISBOA PT

(54) Epígrafe: **PRODUÇÃO DE ÁCIDO DICARBOXÍLICO COM AQUECIMENTO DE EFLUENTE GASOSO DE QUEIMA DIRECTA**

(57) Resumo:

A INVENÇÃO PROPORCIONA UM CONTEÚDO DE ENERGIA MELHORADO E RECUPERAÇÃO DE POTÊNCIA DE VEIO DE EFLUENTE GASOSO A PARTIR DE REACÇÕES DE OXIDAÇÃO DE XILENO ENQUANTO, AO MESMO TEMPO, MINIMIZA O CUSTO DE TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUAIS. É PRODUZIDA MAIS POTÊNCIA DE VEIO, UTILIZANDO EFLUENTE GASOSO QUE É NECESSÁRIO PARA DIRIGIR O COMPRESSOR DE AR PRINCIPAL, MESMO COM TEMPERATURAS DE OXIDAÇÃO PREFERIDAS RELATIVAMENTE BAIXAS. SIMULTANEAMENTE, UMA QUANTIDADE DE ÁGUAS RESIDUAIS MAIOR QUE A ÁGUA DO SUB-PRODUTO DA OXIDAÇÃO DE XILENO É MANTIDA NA FORMA DE VAPOR E TRATADA JUNTAMENTE COM POLUENTES DO EFLUENTE GASOSO NUMA UNIDADE DE DESTRUICÇÃO OXIDATIVA TÉRMICA AUTO-SUSTENTÁVEL (AUTO-ALIMENTADA). OPCIONALMENTE, O EFLUENTE GASOSO É COMBINADO A PARTIR DE MÚLTIPLOS REACTORES DE OXIDAÇÃO DE XILENO, COMPREENDENDO REACTORES DE OXIDAÇÃO PRIMÁRIOS E/OU ECUNDÁRIOS FORMANDO TPA E/OU IPA. OPCIONALMENTE, SÃO UTILIZADOS CONDENSADO DE COMPRESSOR DE AR E PURIFICADOR CÁUSTICO DE DESCARGA NUM PROCESSO DE TPA OU COMO ÁGUA UTILITÁRIA, ELIMINANDO EFECTIVAMENTE O FLUXO NORMAL DO EFLUENTE LÍQUIDO DE ÁGUAS RESIDUAIS DE UMA FÁBRICA DE TPA. OPCIONALMENTE, É TRATADO O EFLUENTE GASOSO DE PET CONTENDO A ÁGUA DA FORMAÇÃO DE PET NUMA UNIDADE DE DESTRUICÇÃO OXIDATIVA TÉRMICA PARTILHADA, ELIMINANDO EFECTIVAMENTE O FLUXO NORMAL DO EFLUENTE LÍQUIDO DE ÁGUAS RESIDUAIS DE UMA FÁBRICA DE PX-PARA-TPA-PARA-PET COMBINADA.

RESUMO

"PRODUÇÃO DE ÁCIDO DICARBOXÍLICO COM AQUECIMENTO DE EFLUENTE GASOSO DE QUEIMA DIRECTA"

A invenção proporciona um conteúdo de energia melhorado e recuperação de potência de veio de efluente gasoso a partir de reacções de oxidação de xileno enquanto, ao mesmo tempo, minimiza o custo de tratamento de águas residuais. É produzida mais potência de veio, utilizando efluente gasoso que é necessário para dirigir o compressor de ar principal, mesmo com temperaturas de oxidação preferidas relativamente baixas. Simultaneamente, uma quantidade de águas residuais maior que a água do sub-produto da oxidação de xileno é mantida na forma de vapor e tratada juntamente com poluentes do efluente gasoso numa unidade de destruição oxidativa térmica auto-sustentável (auto-alimentada). Opcionalmente, o efluente gasoso é combinado a partir de múltiplos reactores de oxidação de xileno, compreendendo reactores de oxidação primários e/ou secundários formando TPA e/ou IPA. Opcionalmente, são utilizados condensado de compressor de ar e purificador cáustico de descarga num processo de TPA ou como água utilitária, eliminando efectivamente o fluxo normal do efluente líquido de águas residuais de uma fábrica de TPA. Opcionalmente, é tratado o efluente gasoso de PET contendo a água da formação de PET numa unidade de destruição oxidativa térmica partilhada, eliminando efectivamente o fluxo normal do efluente líquido de águas residuais de uma fábrica de pX-para-TPA-para-PET combinada.

DESCRIÇÃO

"PRODUÇÃO DE ÁCIDO DICARBOXÍLICO COM AQUECIMENTO DE EFLUENTE GASOSO DE QUEIMA DIRECTA"

Antecedentes

É conhecida a recuperação da preponderância de solvente vaporizado a partir de efluente gasoso de reacção, fazendo-o passar através de, pelo menos, um meio de refrigeração, absorção e/ou destilação para produzir um solvente recuperado liquefeito. É geralmente desejável maximizar a recuperação a partir do efluente gasoso de reacção de compostos vaporizados contendo, pelo menos, uma ligação hidrocarbilo, aqui denominados "compostos hidrocarbilo", "compostos orgânicos voláteis" e "VOC".

É conhecida a utilização de, pelo menos, um meio de destilação para remover, a partir do solvente recuperado, uma quantidade de excesso de água que é co-produzida em grandes quantidades, pela oxidação parcial de pX. São conhecidos vários modelos para utilizar energia derivada da oxidação parcial de pX para, pelo menos, uma parte da entrada de energia requerida para operar meios de destilação.

A expressão "água da formação de TPA" é aqui definida como 0,340 quilogramas de água por quilograma de alimentação de pX de pureza comercial. Isto vem da reacção destinada a formar TPA a partir de pX, de acordo com a estequiometria: $pX + 3O_2$ produz $TPA + 2H_2O$. Não obstante que pequenas quantidades de impurezas

existem em pX de pureza comercial e que uma pequena quantidade de pX é sub-oxidado e/ou sobre-oxidado, instalações fabris modernas produzem pX de pureza comercial, compreendendo quantidades muito pequenas de impurezas e para converter, essa alimentação em TPA bruto e/ou purificado, com rendimentos muito elevados. De um modo preferido, o rendimento global do produto sólido de TPA, bruto e/ou purificado é, pelo menos, cerca de 96 ou 97 ou 98 ou 99 em percentagem molar, baseado na massa de alimentação de pX de pureza comercial dividido por um peso molecular de 106,16 gramas por mole. De um modo preferido, a alimentação de pX de pureza comercial compreende, pelo menos, cerca de 0,990 ou 0,995 ou 0,997 ou 0,998 da fracção de massa de pX.

Também é conhecida a recuperação de energia, energia térmica e trabalho de veio mecânico, a partir de uma parte do efluente gasoso em várias combinações juntamente com a recuperação de solvente vaporizado. Um método conhecido para recuperação de energia é a utilização de, pelo menos, uma parte do efluente gasoso para ferver um fluido de trabalho, e. g., água ou pentano, para produzir um vapor. Este vapor é utilizado para transferir calor para outro utilizador, ou o vapor é reduzido em pressão através de um expansor, tipicamente um turbo-expansor, para produzir saída de trabalho de veio. A recuperação de energia de um turbo-expansor pode ser directamente convertida em trabalho mecânico, tal como dirigir um compressor de alimentação de ar ou outras máquinas em movimento, ou para energia eléctrica, dirigindo um gerador eléctrico rotativo ligado a uma rede de distribuição e consumo de energia.

Outro método conhecido para a recuperação de energia é fazer passar, pelo menos, uma parte do efluente gasoso, compreendendo dióxido de carbono, através de um turbo-expansor. A recuperação de energia de um turbo-expansor pode ser convertida directamente em trabalho mecânico, tal como dirigir um compressor de fornecimento de ar ou outras máquinas em movimento, ou para energia eléctrica, dirigindo um gerador eléctrico rotativo ligado a uma rede de distribuição e consumo de energia.

Também é conhecido o envio de uma parte significativa de água na forma de vapor no efluente gasoso para um meio de destruição térmica oxidativa (TOD), em que gases nocivos e VOC poluentes, e. g., monóxido de carbono, ácido acético, acetato de metilo, paraxileno e brometo de metilo, são convertidos em efluentes ambientalmente mais aceitáveis, e. g., vapor de água e dióxido de carbono. Determinados sistemas de convenção divulgam expulsar "a água de reacção" na forma de vapor, a partir de um reactor de oxidação de paraxileno para um dispositivo de destruição térmica para remoção de poluentes nocivos.

Os documentos WO 99/41221 A1, WO 97/27168 A1 e US 5723656 divulgam processos de oxidação para ácido tereftálico com recuperação de energia utilizando uma unidade extensora.

Sumário

A requerente revelou formas de realização preferidas não contempladas na técnica anterior. Formas de realização da presente invenção podem proporcionar uma maior quantidade de recuperação de potência de trabalho de veio, a partir do

efluente gasoso de reacção de determinados meios de reacção de oxidação, para geração de energia eléctrica ou directamente para utilizações mecânicas, e/ou expulsão de uma quantidade de vapor de água, ainda maior do que a água da formação de TPA, e/ou um TOD auto-sustentável (auto-abastecido). Determinadas formas de realização da invenção podem ainda proporcionar uma instalação de pX-para-TPA-para-PET combinada que, eficazmente, não produz quaisquer águas residuais líquidas.

Numa forma de realização preferida, a invenção compreende passar, substancialmente, todo o efluente gasoso da reacção de oxidação, incluindo ambas as fontes do reactor de oxidação primário e secundário com ambas as alimentações de pX e mX, através de um sistema de destilação de recuperação de solvente partilhado, depois, através de um passo de sobreaquecimento e, depois, através de um turbo-expansor de 2 fases, compreendendo aquecimento entre passos, de modo a produzir uma maior quantidade de trabalho de veio. Esta configuração permite exportar energia eléctrica além do consumo dos compressores de ar do processo e líquido do processo e bombas de lama. É utilizado vapor instantâneo do condensado nos dispositivos de aquecimento de turbo-expansores numa outra parte do processo de TPA. Após o turbo-expansor, uma parte do vapor de água é condensado a partir da reacção de oxidação do efluente gasoso, para proporcionar água líquida para várias utilizações de processo; e o equilíbrio do vapor de água é deixado no efluente gasoso, que é enviado para um meio de TOD. Opcionalmente, a queima directa de combustível é utilizada para aquecer o efluente gasoso, em vez de aquecimento por vapor, para proporcionar sobreaquecimento dentro de um turbo-expansor. Opcionalmente, a pressão de saída de um turbo-expansor é reduzida por recompressão do efluente gasoso depois deste ter

passado através de um meio de condensação e meio de eliminação de líquido.

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

- É preferido que seja deixado valor de combustível inflamável suficiente no efluente gasoso, de tal modo que a sua eliminação ambiental num TOD, de um modo preferido, um dispositivo de Oxidação Térmica Regenerativa (RTO), seja substancialmente, de um modo mais preferido, completamente, auto-aquecido sem adição de combustíveis não presentes no efluente gasoso de reacção. É ainda mais preferido que uma quantidade substancial deste valor de combustível inflamável seja de acetato de metilo (MeOAc), um conhecido sub-produto de oxidação de pX em ácido acético. A requerente verificou como manter a formação de acetato de metilo tão baixa que os consideráveis custos de capital e de operação para isolar o acetato de metilo e para recuperar, por hidrólise, o conteúdo em ácido acético, não são justificados quando considerados contra a adição de combustível adquirido a um RTO.
- É, frequentemente, formada água condensada a partir de vapor de água ambiente em sistemas de compressão proporcionando ar ambiente a reactores de oxidação de TPA, e esta água está potencialmente contaminada com lubrificantes e

fluidos vedantes. É preferido que esta água ambiente condensada seja reconhecida para líquidos de processo de TPA, e. g., como água de purificação, água de arrefecimento, água de refluxo ou seja utilizada como água utilitária, e. g., como torre de arrefecimento de composição de água, em vez de ser directamente enviada para uma instalação de tratamento águas residuais líquidas.

- Após a remoção e/ou destruição térmica de VOC em efluentes gasosos, muitas localidades requerem a remoção de brometo de hidrogénio desse efluente gasoso tratado, antes da libertação para o ambiente. Esta purificação é muitas vezes realizada por purificação aquosa para produzir um sal de bromo, e. g., utilizando uma solução aquosa de hidróxido de sódio e bissulfito de sódio para purificar e para produzir brometo de sódio. A requerente verificou que essa água de descarga utilizada para controlar o conteúdo em sólidos dissolvidos nessa água purificada é, de um modo vantajoso, utilizada como água utilitária, e. g., torre de arrefecimento de composição de água, em vez de formar águas residuais líquidas.
- Um processo de PET também produz água a partir de reacções de formação de PET e esta água está normalmente contaminada com vários compostos VOC, e. g., etilenoglicol, acetaldeído e vários

dioxolanos. É preferido que, pelo menos, uma parte da água contaminada de um processo de PET seja processada numa instalação comum, partilhada, juntamente com água de formação de TPA a partir de uma instalação de TPA adjacente. De um modo preferido, a referida água contaminada da formação de PET é deixada na forma de vapor ao sair da referida instalação de PET para tratamento ou é convertida para uma forma de vapor, utilizando, pelo menos, uma parte de energia térmica da referida instalação de TPA adjacente. De um modo mais preferido, a água de reacções de formação de PET é processada num TOD comum, partilhado, juntamente com água de formação de TPA.

As invenções aqui divulgadas podem, por si só ou em várias combinações, proporcionar uma instalação pX-para-TPA produzindo efluente líquido, requerendo tratamento ambiental por unidade de produção de TPA muito baixo, mesmo nulo. Além disso, as invenções podem proporcionar uma instalação pX-para-TPA-para-PET produzindo efluente líquido, requerendo muito pouco ou mesmo nenhum tratamento ambiental por unidade de produção de PET.

Breve Descrição dos Desenhos

A Figura 1 ilustra formas de realização exemplificativas da presente invenção.

Descrição Detalhada das Formas de Realização Preferidas

As invenções podem aqui ser combinadas com as divulgações dos documentos US 20070293699 e US 20060047158 (cujas divulgações completas são aqui incorporadas por referência) para um meio de reacção de oxidação primário preferido, processo e meios para converter pX para TPA. Estas divulgações de referência compreendem várias características mecânicas e condições de processo preferidas, para uma oxidação primária, com condições de processo incluindo, nomeadamente, temperaturas e gradientes, pressões e gradientes, escoamentos, composições e gradientes, agitação, e tempos de residência e distribuições. Aqui as utilizações para "composto oxidável", "solvente", "oxidante", "meio de reacção" e "hidrocarbilo" são de acordo com as referências acima.

As invenções são aqui mais preferidas quando, pelo menos, uma parte do efluente gasoso de um meio de reacção de oxidação secundário é combinada com, pelo menos, uma parte do efluente gasoso de um meio de reacção de oxidação primário, antes do processamento numa recuperação de solvente e/ou meios de desidratação. Um meio de reacção secundário é um que recebe a maior parte da sua alimentação de substrato aromático de um reactor de oxidação a montante, que pode ser um meio de reacção de oxidação primário e/ou outro meio de reacção secundário. Ver os documentos US 20070155985 e US 20070208191 para descrições de um reactor de oxidação secundário optimizado em torno da reacção adicional do substrato aromático em fase líquida de entrada, incluindo os benefícios de operar em gamas de processo seleccionadas, compreendendo temperaturas, pressões, escoamentos, composições, agitação, e tempos de residência e distribuições, equilibrados contra vários custos incluindo,

nomeadamente, excesso de oxidação do substrato, produto e solvente. Este tipo de reactor de oxidação secundário é aqui referido como um "reactor de pós-oxidação". Ver, também, os documentos US 20070208190 e US 20070219393 para descrições de um reactor de oxidação secundário optimizado em torno da reacção adicional do substrato aromático em fase líquida de entrada, incluindo benefícios de operar em gamas de processo seleccionadas, compreendendo temperaturas, pressões, escoamentos, composições, agitação, e tempos de residência e distribuições, equilibrados contra vários custos incluindo, nomeadamente, excesso de oxidação do substrato, produto e solvente. Aqui, este tipo de reactor de oxidação secundário é referido como um "reactor de digestão".

Quando se produz energia intencionalmente, especialmente potência de veio, por combustão (queima oxidativa) de compostos compreendendo, essencialmente, ligações hidrocarbilo (combustíveis), a temperatura da referida combustão é, frequentemente, elevada tão alto como mecanicamente praticável, de modo a maximizar a recuperação de energia, de acordo com princípios termodinâmicos conhecidos. Por outro lado, quando conduzindo uma oxidação catalítica parcial para formar um produto químico, a temperatura e pressão do meio de reacção é normalmente ajustada para controlar os rendimentos resultantes, conversões e purezas de produto. As oxidações catalíticas da presente invenção são suficientemente tão rápidas que é requerido grande cuidado para manter adequadas concentrações em fase líquida de dioxigénio dissolvido e isto provoca uma preferência para pressões de sistema mais elevadas para proporcionar pressões parciais mais elevadas de dioxigénio em fase gasosa.

Apesar destas preferências gerais para temperatura mais elevada para recuperação de energia e para pressão mais elevada para pureza de produto de TPA, a requerente verificou que é preferido operar, pelo menos, uma parte de um meio de reacção de oxidação primário com as seguintes pressões e temperaturas moderadas, mesmo durante a recuperação de uma quantidade melhorada de potência de veio e mesmo durante a expulsão de maiores quantidades de águas residuais na forma de vapor. É preferido operar, pelo menos, uma parte do meio de reacção de oxidação primária com uma pressão inferior a cerca de 12, 10, 8, 7 bar. É preferido operar, pelo menos, uma parte do meio de reacção de oxidação primário com uma pressão de, pelo menos, cerca de 2 ou 3 ou 4 ou 5 bar. É preferido operar, pelo menos, uma parte do meio de reacção de oxidação primário com uma temperatura inferior a cerca de 200 ou 190 ou 180 ou 170 °C. É preferido operar, pelo menos, uma parte do meio de reacção de oxidação primário com uma temperatura de, pelo menos, cerca de 120 ou 130 ou 140 ou 150 °C ou 155 °C ou 160 °C. A requerente verificou que é preferido produzir os maiores volumes e massas de vapor possíveis na saída do efluente gasoso do meio de reacção, enquanto satisfaz o equilíbrio de energia como requerido para obter temperaturas e pressões de reacção preferidas. Indesejavelmente, a produção de grandes quantidades de vapor aumenta a dificuldade em libertar líquidos e sólidos do efluente gasoso que sai do meio de reacção. Indesejavelmente, um tal aumento do efluente gasoso aumenta os diâmetros e volumes de condutas e equipamento de processamento do efluente gasoso de reacção; isto inclui, nomeadamente, uma recuperação de solvente e/ou meios de desidratação. Indesejavelmente, o meio de reacção de oxidação da presente invenção produz um efluente gasoso que é suficientemente corrosivo para requerer materiais de construção extraordinariamente caros, compreendendo, frequentemente,

titânio. Indesejavelmente, o aumento do fluxo do vapor que sai do meio de reacção é bastante atenuado em massa e volume durante o processamento numa recuperação de solvente e/ou meios de desidratação, em que a preponderância da parte do hidrocarbilo de solvente é recuperada. Contudo, a requerente verificou que um aumento da quantidade do vapor de solvente formado na reacção do efluente gasoso pode ser mantida, em parte, como um aumento da quantidade de vapor, compreendendo essencialmente água, que sai de uma recuperação de solvente e/ou meios de desidratação e entre num turbo-expansor de efluentes gasosos, proporcionando, muitas vezes, uma vantagem económica global na recuperação de potência de veio, que supera, surpreendentemente, os aumentos de outros custos de operação e os aumentos dos custos de capital. Numa forma de realização da presente invenção, o efluente gasoso, pobre em hidrocarbilo 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 de água, baseado na corrente do efluente gasoso pobre em hidrocarbilo. Em outra forma de realização da invenção, o efluente gasoso pobre em hidrocarbilo, produzido a partir da coluna de recuperação de solvente, compreende menos do que 4 ou 3 ou 2 ou 1% em peso de ácido acético baseado na corrente do efluente gasoso pobre em hidrocarbilo.

Os compostos de vapor no efluente gasoso de reacção compreendem vapor de água, além de VOC. Compostos gasosos não condensáveis, no efluente gasoso de reacção, compreendem diázo, dióxigénio, monóxido de carbono, dióxido de carbono e di-hidrogénio. Aplicando vários aspectos da presente invenção, a requerente verificou que é possível e preferido operar um processo de oxidação parcial de pX com maiores quantidades de compostos de vapor em efluente gasoso de reacção, como se segue.

É preferido que os compostos de vapor no efluente gasoso de reacção sejam, pelo menos, cerca de 0,67 ou 0,72 ou 0,75 ou 0,77 quilogramas por quilograma de efluente gasoso de reacção. É preferido que os compostos de vapor no efluente gasoso de reacção sejam, pelo menos, cerca de 12,4 ou 13,2 ou 13,8 ou 14,2 quilogramas por quilograma de pX alimentado para o meio de reacção de oxidação correspondente.

Para atingir essas grandes quantidades de vapor no efluente gasoso de reacção, a requerente verificou que é preferido suprimir bastante as perdas ambientais e remoção térmica intencional de um meio de reacção de oxidação da presente invenção através de superfícies condutoras, isolantes, limitativas, apesar dessa reacção de oxidação ser altamente exotérmica e requerer grande arrefecimento. É preferido isolar de tal modo que, pelo menos, cerca de 70 ou 90 ou 95 ou 99 por cento da área de superfície ambiente exposta, de tanques e/ou condutas, contendo, pelo menos, uma parte do meio de reacção de oxidação estejam cobertas com, pelo menos, cerca de 0,01 ou 0,02 ou 0,04 ou 0,08 metros de espessura de material de isolamento. É preferido que essas perdas de energia térmica através da área de superfície ambiente exposta, de tanques e/ou condutas, contendo, pelo menos, uma parte do meio de reacção de oxidação sejam inferiores a cerca de 40 ou 20 ou 10 ou 5 watts por quilograma de pX alimentado para o meio de reacção de oxidação correspondente. É preferido limitar o arrefecimento de, pelo menos, uma parte do meio de reacção de oxidação por fluidos de arrefecimento utilitários, e. g., água e ar, através de superfícies condutoras, isolantes, limitativas de permutação térmica, de tal modo que a remoção de energia térmica seja inferior a cerca de 100 ou 10 ou 0,1 ou 001 watts por quilograma

de pX alimentado para o meio de reacção de oxidação correspondente.

Para atingir essas grandes quantidades de vapor no efluente gasoso de reacção, a requerente verificou, além disso, que é preferido que as alimentações a um meio de reacção de oxidação sejam tão quentes quanto praticável, apesar de, novamente, essa reacção de oxidação ser altamente exotérmica e requerer grande arrefecimento. É preferido que a alimentação de oxidante a, pelo menos, um meio de reacção de oxidação seja ar comprimido, em que o arrefecimento é minimizado após sair da fase final de compressão. É preferido que, pelo menos, cerca de 50 ou 70 ou 90 ou 99 por cento da massa do referido ar comprimido atinja um meio de reacção de oxidação com uma temperatura de, pelo menos, cerca de 60, 70, 80, 90 °C. É preferido que, pelo menos, cerca de 50 ou 70 ou 90 ou 99 por cento da massa do referido ar comprimido atinja um meio de reacção de oxidação com uma temperatura de, pelo menos, cerca da temperatura de descarga de um compressor de ar correspondente inferior a 40 ou 20 ou 10 ou 5 °C. É preferido isolar de tal modo que, pelo menos, cerca de 50 ou 70 ou 90 ou 95 por cento da área de superfície ambiente, exposta, de tanques e/ou condutas, e controlos para distribuir o referido ar comprimido, seja cobertas com, pelo menos, cerca de 0,005 ou 0,01 ou 0,02 ou 0,04 metros de espessura de isolamento.

É preferido que o solvente seja recuperado do efluente gasoso de reacção em, pelo menos, uma recuperação de solvente e/ou meios de desidratação e então devolvido a um meio de reacção de oxidação com uma temperatura que está acima da temperatura ambiente e próximo da temperatura do meio de reacção correspondente. Isto é, é preferido que compostos de hidrocarbilo sejam condensados a partir do efluente gasoso de

reacção, apropriadamente desidratados e devolvidos ao meio de reacção sem estarem mais frios que o efluente gasoso de reacção. De um modo mais preferido, este solvente quente recuperado é proporcionado com quantidades limitadas de entrada de energia térmica através de superfícies condutoras, isolantes, limitativas de permutação térmica. Como é divulgado noutras partes deste documento, este resultado é alcançado por limitar, apropriadamente, a quantidade de energia térmica removida na referida recuperação de solvente e/ou meios de desidratação. É preferido que, pelo menos, cerca de 40 ou 60 ou 80 ou 90 por cento em peso do referido solvente recuperado seja fornecido para um meio de reacção de oxidação com uma temperatura inferior a cerca de 200 ou 190 ou 180 ou 170 °C, dado que é preferido não transferir energia térmica num solvente recuperado a uma temperatura maior que a temperatura do meio de reacção de oxidação primário. É preferido que, pelo menos, cerca de 40 ou 60 ou 80 ou 90 por cento em peso do referido solvente recuperado seja fornecido a um meio de reacção de oxidação com uma temperatura de, pelo menos, cerca da temperatura do efluente gasoso de reacção inferior a menos do que cerca de 80 ou 40 ou 20 ou 10 °C. É preferido que, pelo menos, cerca de 40 ou 60 ou 80 ou 90 por cento em peso do referido solvente recuperado seja fornecido a um meio de reacção de oxidação com uma temperatura de, pelo menos, 60 ou 90 ou 120 ou 140 °C. É preferido que, pelo menos, cerca de 40 ou 80 ou 90 ou 98 por cento da entrada líquida de energia térmica para recuperação de solvente e/ou meios de desidratação venha directamente da entrada de fluxo do efluente gasoso de reacção sem transferência de energia térmica através de superfícies condutoras, isolantes, limitativas de permutação térmica. É preferido que, pelo menos, cerca de 40 ou 60 ou 80 ou 90 por cento em peso do referido solvente recuperado saia de uma recuperação de solvente e/ou meios de desidratação com uma

temperatura de, pelo menos, cerca da temperatura do efluente gasoso de reacção correspondentes inferior a menos do que cerca de 80 ou 40 ou 20 ou 10 °C enquanto é aí processado, utilizando uma entrada de energia térmica através de superfícies condutoras, isolantes, limitativas de permutação térmica inferior a cerca de 100 ou 30 ou 10 ou 3 quilocalorias por quilograma de solvente recuperado que entra um meio de reacção correspondente com uma entrada de energia térmica através de superfícies condutoras, isolantes, limitativas de permutação térmica inferior a cerca de 100 ou 30 ou 10 ou 3 quilocalorias por quilograma de solvente recuperado. É preferido isolar de tal modo que, pelo menos, cerca de 70 ou 90 ou 95 ou 99 por cento da área de superfície ambiente exposta, de tanques e/ou condutas, contendo, pelo menos, uma parte de solvente recuperado, está coberta com, pelo menos, cerca de 0,01 ou 0,02 ou 0,04 ou 0,08 metros de espessura de material de isolamento.

É preferido que o solvente filtrado recuperado da filtração e lavagem de TPA sólido seja devolvido para um meio de reacção de oxidação com temperatura elevada, proporcionada por transferência de energia através de superfícies condutoras, isolantes, limitativas de permutação térmica. O solvente filtrado é solvente de separação mecânica e/ou lavagem de TPA sólido de uma pasta. Um meio para obtenção de solvente filtrado, é filtração e lavagem de pasta de TPA por quaisquer meios conhecidos na técnica de filtração, mas todas as outras separações mecânicas conhecidas na técnica estão contempladas pela requerente para produzir solvente filtrado; e. g., decantação por gravidade, centrifugas, hidroclones e semelhantes.

Antes de regressar a um meio de reacção de oxidação, é preferido arrefecer, pelo menos, cerca de 40 ou 60 ou 70 ou 80 por cento em peso do referido solvente filtrado a um temperatura inferior a cerca de 100 ou 80 ou 70 ou 60 °C. Isto reduz, proveitosamente, a solubilidade de TPA na pasta e reduz, proveitosamente, a corrosividade do solvente filtrado, de modo que materiais de construção menos dispendiosos podem ser utilizados para condutas, tanques, bombas e outros equipamentos e controlos, compreendendo o armazenamento e processamento do solvente filtrado. Materiais de construção adequados para o referido solvente filtrado arrefecido, compreendem vários metais e ligas com moderada resistência à corrosão, tais como aços inoxidáveis ou aços duplex, como alternativas a titânio e outros mais dispendiosos, metais e ligas altamente resistentes à corrosão.

Contudo, é mais preferido que, pelo menos, cerca de 40 ou 60 ou 70 ou 80 por cento de peso do referido solvente filtrado, seja proporcionado ao meio de reacção de oxidação com uma temperatura de entrada de, pelo menos, cerca de 60 ou 90 ou 120 ou 140 °C. É preferido a utilização de energia solar, energia térmica do efluente gasoso e/ou energia térmica de condensação de vapor a uma pressão inferior a cerca de 60 ou 20 ou 8 ou 4 bar para aquecer cerca de 40 ou 60 ou 70 ou 80 por cento em peso do referido solvente filtrado por, pelo menos, cerca de 10 ou 20 ou 40 ou 60 °C antes da alimentação num meio de reacção de oxidação. É preferido transferir esta energia térmica para solvente filtrado através de superfícies condutoras, isolantes, limitativas de permutação térmica.

É preferido que o pX seja alimentado a um meio de reacção de oxidação com temperatura elevada. É preferido que, pelo

menos, cerca de 40 ou 60 ou 70 ou 80 por cento em peso da referida alimentação de pX seja proporcionado a um meio de reacção com uma temperatura entrada de, pelo menos, cerca de 60 ou 90 ou 120 ou 140 °C. É preferida a utilização de energia solar, energia térmica do efluente gasoso e/ou energia térmica de vapor a uma pressão inferior a cerca de cerca de 60 ou 20 ou 8 ou 4 bar para aquecer cerca de 40 ou 60 ou 70 ou 80 por cento em peso do referido pX por, pelo menos, cerca de 10 ou 20 ou 40 ou 60 °C acima do armazenamento a granel e/ou temperatura ambiente antes da alimentação em meio de reacção de oxidação. É preferido transferir esta energia térmica para pX através de superfícies condutoras, isolantes, limitativas de permutação térmica.

Separadamente ou em combinação, as temperaturas de alimentação mais quentes de ar comprimido, solvente recuperado, solvente filtrado e/ou pX requerem fornecimento de aumento de fluxo de líquido num reactor de oxidação, de modo a manter o equilíbrio de energia, de modo a atingir temperaturas e pressões de operação preferidas. Com alimentações mais quentes, uma maior parte do calor de reacção é removido como calor latente de vaporização de solvente, em vez do aquecimento considerável de alimentações e uma quantidade de alimentação de solvente líquido sai do reactor de oxidação como vapor de solvente no efluente gasoso de reacção. Indesejavelmente, o fornecimento de maiores quantidades de alimentação de solvente líquido requer bombas, condutas e controlos mais dispendiosos juntamente com maiores quantidades de energia de bombeamento.

Para compressão de ar ambiente, elevar as temperaturas de fornecimento por omissão de um pós-refrigerador, aumenta, frequentemente, a quantidade de vapor de água que entra no

processo de oxidação, a não ser que seja proporcionado um meio de dessecação diferente de arrefecimento. Essa água adicionada deve, eventualmente, ser separada e expulsa do processo de oxidação juntamente com a água da formação de TPA, de modo a manter a composição de solvente desejada. Além disso, quando essa água adicionada, é eventualmente expulsa, como vapor ou líquido ou sólido, alguma massa adquirida contendo carbono é, por coincidência, geralmente perdida e uma carga de águas residuais é eventualmente criada, de acordo com a técnica anterior. Por este motivo, esse vapor de água adicional que entra no ar ambiente comprimido, pode ser vista como duplamente indesejável, criando uma potencial perda de carbono e um aumento de águas residuais.

Contudo, utilizando invenções divulgadas noutras partes deste documento para expulsar maiores quantidades de água como vapor e para utilização limitada, quantidades coincidentes de VOC como combustível de queima num TOD, a requerente verificou um benefício líquido positivo para deixar quantidades seleccionadas de vapor de água em ar ambiente comprimido utilizado para alimentação oxidante. Por conseguinte, é preferido que, pelo menos, cerca de 70 ou 8, ou 90 ou 95 por cento em peso de alimentação oxidante para, pelo menos, um meio de reacção 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 alimentado para o meio de reacção de oxidação correspondente e menos do que cerca de 0,12 ou 0,10 ou 0,08 ou 0,07 quilogramas de água por quilograma de pX alimentado para o meio de reacção de oxidação correspondente.

Depois de sair de um meio de reacção de oxidação, de um modo mais preferido, um meio de reacção de oxidação primário, é

preferida a utilização de, pelo menos, uma parte de efluente gasoso para gerar uma quantidade de trabalho de veio utilizando um ou mais meios de turbo-expansor. Um meio de turbo-expansor, ou simplesmente turbo-expansor, é um ou mais passos de turbo-expansor organizados em série, opcionalmente com um ou mais meios de aquecimento entre fases. O efluente gasoso que sai da fase de pressão mais baixa de um turbo-expansor, antes de outros passos do processo, é aqui referido como efluente gasoso de turbo-expansor. É preferido localizar, pelo menos, um passo de turbo-expansor, de tal modo que está mecanicamente ligado a, pelo menos, um passo de compressão para fornecimento de oxidante de ar ambiente. Essa ligação é, de um modo conveniente, proporcionada por um veio e/ou caixa de engrenagem mecânica rotativa.

De modo a maximizar a potência de veio, é desejável minimizar a perda de pressão e energia térmica do efluente gasoso antes de entrar um turbo-expansor. Contudo, existem exigências que competem para o consumo de energia de pressão e temperatura de modo a recuperar o solvente e para remover quantidades apropriadas de água numa recuperação de solvente e/ou meios de desidratação. Também, requisitos de custos de capital para uma recuperação de solvente e/ou meios de desidratação aumentam bastante, a pressões reduzidas preferidas para a saída de um meio de turbo-expansor, para os volumes de efluente gasoso tornarem-se extremamente grandes.

Como aqui divulgado, a requerente verificou combinações de características que permitem e equilibram o consumo de energia de pressão e temperatura do efluente gasoso de reacção numa recuperação de solvente e/ou meios de desidratação contra a recuperação de potência de veio de efluente gasoso num meio de

turbo-expansor. Divulgações de verificações e possibilidades para uma recuperação de solvente e/ou meios de desidratação preferidos, estão contidos noutras partes deste documento. Antes de proceder a estas, são divulgados os aspectos preferidos pertencentes a um meio de turbo-expansor.

A atenção é dirigida para as gamas de pressão preferidas pertencentes às entradas de escoamentos dos passos de turbo-expansor. É preferido que a pressão na saída do efluente gasoso de uma recuperação de solvente e/ou meios 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 a reacção do efluente gasoso é formada, próximo de uma superfície superior do meio reacção. É preferido que a perda de pressão do fluxo de atrito, através de um meio de aquecimento opcional, proporcionando energia térmica aos solventes gasosos entre uma saída de uma recuperação de solvente e/ou meios de desidratação e uma entrada de um turbo-expansor, seja inferior a cerca de 32000 ou 16000 ou 8000 ou 4000 Pascal. É preferido que a pressão do efluente gasoso numa entrada para um primeiro passo de turbo-expansor 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 a reacção do efluente gasoso é formada, próximo de uma superfície superior do meio reacção. É preferido que a pressão na entrada de, pelo menos, no passo de turbo-expansor seja, pelo menos, cerca de 2 ou 3 ou 4 ou 5 bar. É preferido que a pressão na entrada para um primeiro passo de turbo-expansor seja inferior a cerca de 12 ou 10 ou 8 ou 7 bar. É preferido que a perda de pressão do fluxo de atrito em quaisquer condutas entre passos e passos do processo, tal como meios de troca térmica, somada entre a entrada para um primeiro passo de turbo-expansor e a

saída de um último passo, seja inferior a cerca de 64000 ou 32000 ou 16000 ou 8000 Pascal.

Embora seja desejável minimizar a distância da saída do efluente gasoso da recuperação de solvente e/ou meios de desidratação para a entrada de um turbo-expansor, de modo a minimizar a perda de energia térmica através de isolamento e a perda de energia de pressão por perda de fluxo de atrito, a requerente verificou que é preferido localizar a entrada do efluente gasoso para um turbo-expansor dentro inferior a cerca de 40 ou 30 ou 20 ou 10 metros medidos acima do nível circundante. Isto maximiza a reconversão da cabeça de elevação do efluente gasoso em pressão estática na entrada do turbo expansor, dado que a elevação do efluente gasoso que sai da recuperação de solvente e/ou meios de desidratação pode ser maior do que 50 metros acima do nível.

Para maior recuperação da potência de veio, é preferido minimizar a contra-pressão num turbo-expansor. A contra-pressão reduzida ajuda a maximizar a recuperação da potência de veio com um turbo-expansor, por maximizar a proporção de descompressão e volume da saída de gás. Contudo, o efluente gasoso do turbo-expansor da presente invenção tem outras necessidades concorrentes. No mínimo, a pressão deve ser proporcionada para fluxo através de condutas, controlos e vários equipamentos, compreendendo, muitas vezes, um meio de condensação e um meio de tratamento ambiental, antes de libertação para o meio ambiente. Produzir efluente gasoso a pressões mais baixas provoca consideráveis dificuldades com concepções e custo de capital nestes processos a jusante. Uma maior pressão para o efluente gasoso do turbo-expansor é indicada para facilitar a condensação de quantidades preferidas de água e VOC, especialmente naquelas

concepções de processos que preferem condensar (substancialmente) "todo" o vapor de água no efluente gasoso do expensor. Com pressões mais baixas, condensar quantidades apropriadas de vapor de água e VOC do efluente gasoso do turbo-expensor é difícil ou impossível de atingir, utilizando fluidos de arrefecimento utilitários com temperaturas próximas às do ambiente, e fluidos de arrefecimento utilitários de refrigeração, é indesejável para essas funções de aquecimento maiores. Também, o tamanho físico necessário para um meio de troca é reduzido se é mantida mais pressão no efluente gasoso do turbo-expensor, devido à melhoria dos coeficientes de permutação térmica, para temperatura diferencial melhorada com qualquer dada temperatura de fornecimento de fluido de arrefecimento e para gerir velocidades, quedas de pressão e distribuição do fluxo dentro do referido meio de troca térmica. Mesmo depois de condensar uma maioria ou mesmo preponderância de vapor de água e VOC, pressões mais baixas para o efluente gasoso do turbo-expensor continuam a significar tamanhos maiores para posteriores condutas, controlos e equipamento a jusante. Além disso, algumas concepções de processos preferem a utilização do efluente gasoso do expensor ou efluente gasoso do condensador para transmitir pó de produto de TPA, e isto pode provocar outra necessidade para contra-pressão do turbo-expensor aumentada.

De acordo com um aspecto da presente invenção, a requerente verificou que as concepções divulgados para condutas, controlos, meios de permutação de calor, meios de TOD e meios de purificação do efluente gasoso permitem as seguintes condições de pressão preferidas na saída de um efluente gasoso do turbo-expensor. É preferido que a pressão efluente gasoso do turbo-expensor seja inferior a cerca de 0,9 ou 0,6 ou 0,4 ou 0,3 bar gauge. É preferido que a pressão do efluente gasoso do

turbo-expansor seja, pelo menos, cerca de 0,05 ou 0,10 ou 0,15 ou 0,20 bar gauge, com este aspecto proporcionando energia pressão suficiente para escoar o efluente gasoso do turbo-expansor através das condutas, controlos, e equipamento divulgados e compreendendo condensar o efluente gasoso, desembaciar o condensado e desembaciar, TOD, e purificador, enquanto não compreendendo um passo de re-compressão, antes da libertação para o meio ambiente.

De acordo com outro aspecto da presente invenção, é preferido minimizar ainda a contra-pressão do turbo-expansor por minimizar a utilização de pressão a jusante como acima e também por proporcionar um passo de recompressão do efluente gasoso localizado depois de um meio de permutação de calor condensado em que, pelo menos, cerca de 10 ou 20 ou 40 ou 80 por cento em peso de vapor de água presente no efluente gasoso do turbo-expansor é removido como água líquida. A requerente verificou que, mesmo quando sai vapor de água para o meio ambiente, de acordo com as invenções aqui descritas, a remoção eficiente de vapor de água do efluente gasoso, de acordo com as invenções aqui descritas, permite um passo de recompressão para o efluente gasoso restante que necessita, proveitosamente, de menos energia que o aumento de energia proporcionado pela maior descompressão num turbo-expansor a montante. Além disso, é mais preferido localizar um meio de eliminação entre um meio de condensador do efluente gasoso e a entrada para um meio de recompressão. (Ver noutras partes deste documento para divulgações e concepções para condensador do efluente gasoso e eliminação do efluente gasoso). Quando utilizando recompressão do efluente gasoso, é preferido re-comprimir o efluente gasoso condensado, de um modo mais preferido, eliminar o efluente gasoso inferior a, pelo menos, cerca de 0,05 ou 0,1 ou 0,2 ou

0,3 bar. Quando utilizando a recompressão de efluente gasoso, é preferido re-comprimir o efluente gasoso do condensador, de um modo mais preferido, eliminar efluente gasoso inferior a cerca de 0,9 ou 0,8 ou 0,7 ou 0,6 bar. Quando utilizando recompressão do efluente gasoso, é preferido que a pressão do efluentes gasoso que sai do passo de baixa pressão de um turbo-expansor seja inferior a cerca de 0,3 ou 0,2 ou 0,1 ou 0,0 bar gauge. Quando utilizando recompressão do efluente gasoso, é preferido que a pressão do efluente gasoso que sai do passo de baixa pressão de um turbo-expansor seja, pelo menos, cerca de -0,9 ou -0,6 ou -0,4 ou -0,3 bar gauge. Quando utilizando recompressão do efluente gasoso, é preferido localizar, pelo menos, um passo de recompressão, de tal modo que esteja ligado mecanicamente a, pelo menos, um passo de turbo-expansor e/ou, pelo menos, um passo de compressão para fornecimento de oxidante de ar ambiente. Essa ligação é, de um modo conveniente, proporcionada por um veio e/ou caixa de engrenagem mecânica rotativa.

A atenção é agora dirigida às temperaturas preferidas para uma entrada do efluente gasoso para um meio de turbo-expansor ou, se opcionalmente proporcionado, na entrada de um meio de pré-aquecimento do efluente gasoso colocado após a recuperação de solvente e/ou meios de desidratação e antes do referido meio de turbo-expansor. É preferido que temperatura na entrada para um primeiro passo de turbo-expansor seja, pelo menos, cerca de 110 ou 120 ou 130 ou 135 °C, avaliada antes de qualquer meio de pré-aquecimento do efluente gasoso opcionalmente colocado após um primeiro meio de turbo-expansor. É preferido que a temperatura na entrada para um primeiro passo de turbo-expansor seja inferior a cerca de 190 ou 175 ou 165 ou 155 °C, avaliada antes de qualquer meio de pré-aquecimento do efluente gasoso colocado após um primeiro meio de turbo-expansor. É preferido

que a redução de temperatura, avaliada a partir de onde o efluente gasoso de reacção é formado, próximo de uma superfície superior do meio de reacção para onde o efluente gasoso entra num primeiro meio de turbo-expansor, seja inferior a cerca de 50 ou 40 ou 30 ou 25 °C da redução, avaliada antes de qualquer meio de pré-aquecimento do efluente gasoso, opcionalmente colocado após um primeiro meio de turbo-expansor.

Embora turbo-expansores de condensação, operando a ou abaixo do ponto de condensação de um fluido de trabalho, sejam bem conhecidos na técnica, determinados constituintes do efluente gasoso da presente invenção causam quantidades excessivas de erosão e corrosão para vários materiais de construção, quando utilizados num turbo-expansor operando demasiado próximo do ponto de condensação do efluente gasoso. Pensa-se que constituintes corrosivos compreendem ácidos carboxílicos e/ou bromo em conjunto com água e/ou dioxigénio.

Por conseguinte, é preferido operar com a temperatura na saída de, pelo menos, um passo de um turbo-expansor de, pelo menos, cerca de 5 ou 10 ou 20 ou 25 °C acima da temperatura do ponto de condensação local do efluente gasoso. De um modo mais preferido, estes intervalos de temperatura do ponto de condensação são mantidos na saída de todos os passos de turbo-expansor. Essas temperaturas são alcançadas por vários meios, compreendendo limitar a eficiência mecânica de um turbo-expansor, adicionar energia térmica ao efluente gasoso entre a saída da recuperação de solvente e/ou meios de desidratação e a saída de um turbo-expansor e/ou limitar a redução da pressão através de um turbo-expansor.

Contudo, uma vez que o ponto de condensação seja suficientemente evitado, a requerente verificou que é muitas vezes indesejável, em relação a custos de capital e custos de operação, operar a presente invenção com demasiado sobreaquecimento no efluente gasoso do turbo-expansor. Por conseguinte, é preferido operar com a temperatura, na saída de, pelo menos, um passo de um turbo-expansor e na entrada do condensador do efluente gasoso, inferior a cerca de 150 ou 120 ou 90 ou 60 °C acima do ponto de condensação local.

Um turbo-expansor menos eficiente requer menos energia térmica adicionada para garantir que a temperatura de saída do turbo-expansor permanece numa gama preferida do ponto de condensação. Quando menos entalpia é removida do fluido de trabalho e convertida em energia mecânica, a temperatura de saída do turbo-expansor é inerentemente mais quente. Dependendo dos custos relativos de calor térmico e dos custos para energia eléctrica, melhorar a eficiência mecânica da turbina pode ser prejudicial ou benéfica para custo optimizado. A requerente verificou que quando o custo de unidade da energia térmica distribuída é menos que cerca de 0,3 vezes o custo da energia eléctrica expressa nas mesmas unidades, é então preferido maximizar a eficiência mecânica do turbo-expansor e utilizar entrada de energia térmica adicional para obter a gama desejada de ponto de condensação na saída do expansor. Isto é menos do que a eficiência de um ciclo de geração de energia eléctrica pode atingir: e. g., pelo menos cerca de 0,5 de proporção de saída de energia mecânica para entrada de energia térmica, de modo que a utilização de entrada de energia térmica para o efluente gasoso pode parecer pouco aconselhável comparado com o trabalho de veio atingido. Contudo, o problema de evitar o ponto de condensação, significa que a entrada de energia térmica

progressiva pode ser acoplada com eficiência melhorada no expensor e/ou sua descompressão aumentada para atingir uma notável melhoria global na recuperação de energia. Por este motivo, é preferido que a eficiência mecânica de um turbo-expensor utilizado na presente invenção seja, pelo menos, cerca de 65 ou 75 ou 80 ou 85 por cento do trabalho de veio de saída máximo possível para atingir, por uma expansão ideal, isentrópica, do fluido de trabalho do efluente gasoso.

De modo a aumentar a saída de energia mecânica de um turbo-expensor, especialmente em relação a manter a temperatura de saída numa gama preferida em relação ao ponto de condensação enquanto utilizando um turbo-expensor de alta eficiência, é preferido proporcionar as quantidades seguintes de energia térmica no efluente gasoso entre a saída da recuperação de solvente e/ou meios de desidratação e a entrada do turbo-expensor e/ou numa posição entre passos, num turbo-expensor de múltiplos passos: pelo menos, cerca de 100 ou 200 ou 300 ou 350 watts por quilograma de pX alimentado para o meio de reacção de oxidação correspondente; menos que cerca de 1000 ou 800 ou 600 ou 500 watts por quilograma de pX alimentado para o meio de reacção de oxidação correspondente; pelo menos, cerca de 10 ou 20 ou 30 ou 40 watts por quilograma de efluente gasoso do turbo-expensor; menos que cerca de 100 ou 90 ou 80 ou 70 watts por quilograma de efluente gasoso do turbo-expensor; a temperatura do efluente gasoso aumenta, a partir da entrada de energia térmica, pelo menos, cerca de 10 ou 20 ou 40 ou 60 °C; e a temperatura do efluente gasoso aumenta, a partir da entrada de energia térmica, menos que cerca de 250 ou 200 ou 150 ou 100 °C.

Essas quantidades de energia térmica são fornecidas através de meios de permutação térmica compreendendo superfícies

condutoras, isolantes, limitativas de permutação térmica, de um modo preferido, compreendendo vários metais resistentes a corrosão e ligas metálicas, como conhecido na técnica. De um modo preferido, a energia térmica é fornecida por um fluido de trabalho quente, de um modo mais preferido, condensação de vapor para formar uma parte do condensado de água líquida. Além disso, a requerente divulga que é preferido formar, pelo menos, uma parte de vapor instantâneo de menor pressão a partir dos condensados formados num meio de permutação térmica do efluente gasoso e utilizar, pelo menos, uma parte do referido vapor instantâneo em, pelo menos, um meio de permutação térmica em qualquer outra parte num processo de produção de TPA, e. g., aquecer uma parte de xileno, solvente recuperado, solvente filtrado, TPA sólido e/ou efluente gasoso.

Opcionalmente, essas quantidades de energia térmica são fornecidas por oxidação de um combustível com dióxigénio e combinando directamente os produtos de reacção quentes resultantes com efluente gasoso. Os referidos produtos de reacção quentes são admitidos num local entre a saída da recuperação de solvente e/ou meios de desidratação e a entrada do turbo-expansor e/ou numa posição entre passos, num turbo-expansor de múltiplos passos. De um modo preferido, o referido combustível compreende ligações hidrocarbilo. De um modo mais preferido, o referido combustível compreende um álcool, acetato, e/ou hidrocarboneto. De um modo ainda mais preferido, o referido combustível compreende, predominantemente, metanol, etanol, metano, propano, butano e/ou fuelóleo. De um modo muito preferido, o referido combustível compreende, pelo menos, cerca de 50 ou 70 ou 90 ou 95 por cento em peso de metano.

De um modo preferido, uma parte do ar ambiente comprimido é proporcionado para oxidar o referido combustível, dado que o efluente gasoso de uma recuperação de solvente e/ou meios de desidratação é, muitas vezes, relativamente pobre em dioxigénio e rico em vapor de água. De um modo mais preferido, pelo menos cerca de 50 ou 70 ou 90 ou 100 por cento em peso da quantidade estequiométrica de dioxigénio é proporcionado a partir de alimentação de ar comprimido para uma zona de reacção de oxidação para o referido combustível. A quantidade estequiométrica de dioxigénio é a quantidade mínima requerida para a conversão total do combustível fornecido em água e dióxido de carbono. De um modo ainda mais preferido, pelo menos, menos que cerca de 300 ou 200 ou 150 ou 120 por cento em peso da quantidade estequiométrica de dioxigénio é proporcionada a partir da alimentação de ar comprimido para uma zona de reacção de oxidação para o referido combustível. De um modo preferido, o pico da temperatura para oxidação do referido combustível é, pelo menos, cerca de 300 ou 400 ou 600 ou 800 °C. De um modo preferido, um catalisador de oxidação não é utilizado para promover a oxidação de, pelo menos, cerca de 10 ou 50 ou 80 ou 95 por cento em peso do referido combustível. De um modo preferido, pelo menos, cerca de 10, ou 50, ou 80, ou 95 por cento em peso do VOC no efluente gasoso que sai da recuperação de solvente e/ou meios de desidratação não é queimada antes da saída do último passo de um turbo-expansor.

Além do aumento da temperatura e pressão numa entrada para um turbo-expansor, a requerente verificou que as divulgações aqui são também preferidas para aumentar a massa de vapor de água que alcança a entrada de, pelo menos, um meio de turbo-expansor. Estas composições são permitidas pelas divulgações aqui referentes ao concepção e operação de um meio

de reacção de oxidação primário, de uma recuperação de solvente e/ou meios de desidratação e de condutas de conexão. É preferido que a composição do efluente gasoso que escoar em, pelo menos, um passo de turbo-expansor compreenda, pelo menos, cerca de 3,0 ou 3,3 ou 3,5 ou 3,6 quilogramas de água por quilograma de pX alimentado para o meio de reacção de oxidação correspondente. É preferido que a composição de fluxo do efluente gasoso em, pelo menos, um passo de turbo-expansor compreenda, pelo menos, cerca de 0,38 ou 0,42 ou 0,44 ou 0,46 quilogramas de água por quilograma de efluentes gasosos no mesmo local. É preferido que o fluxo de massa do efluente gasoso para a entrada de, pelo menos, um passo turbo-expansor, seja pelo menos, cerca de 6,9 ou 7,3 ou 7,6 ou 7,8 quilogramas de água por quilograma de pX alimentado para o meio de reacção de oxidação correspondente.

A atenção é agora virada para uma recuperação de solvente e/ou meios de desidratação. É geralmente desejável maximizar a recuperação a partir da reacção do efluente gasoso de compostos vaporizados contendo, pelo menos, uma ligação hidrocarbilo, aqui denominados "compostos orgânicos voláteis" e "VOC". Se não recuperados do efluente gasoso, estes compostos são, indesejavelmente, libertados para o meio ambiente ou, de um modo mais preferido, convertidos, na sua maioria, em vapor de água e dióxido de carbono, num TOD. Embora o efluente de TOD seja mais benéfico ambientalmente, a perda de VOC a partir de uma recuperação de solvente e/ou meios de desidratação permanece um custo de operação.

Mais especificamente, é geralmente desejável limitar as perdas de pX, ácido acético e acetato de metilo em efluente gasoso que entra num TOD. Essa minimização de perdas é influenciada por vários métodos mecânicos numa recuperação de

solvente e/ou meios de desidratação, mas a separação é, em última análise, controlada por termodinâmica e pelo gasto de energia na recuperação de solvente e/ou meios de desidratação. Geralmente, maiores gastos de energia podem proporcionar perdas mais baixas de VOC. Esses gastos de energia resultam em temperaturas mais baixas e/ou maiores proporções de refluxo numa recuperação de solvente e/ou meios de desidratação.

Contudo, a requerente verificou que aumentos intencionais de perdas de compostos orgânicos voláteis acima dos seus resultados mínimos, resultam em economias de processo globais melhoradas quando integradas com a necessidade de combustível de um TOD e a recuperação de potência de veio de um turbo-expansor.

Por conseguinte, é preferido controlar a remoção de energia e perdas de energia em, pelo menos, uma recuperação de solvente e/ou meios de desidratação que processam o efluente gasoso de reacção, como aqui divulgado. É preferido que a temperatura de, pelo menos, cerca de 40 ou 60 ou 80 ou 90 por cento em peso de efluente gasoso que sai de uma recuperação de solvente e/ou meios de desidratação seja inferior a cerca de 50 ou 40 ou 30 ou 25 °C reduzida, avaliada a partir de onde o efluente gasoso de reacção é formado, próximo de uma superfície superior de meio de reacção. É preferido isolar, pelo menos, cerca de 70 ou 90 ou 95 ou 99 por cento da área de superfície ambiente, exposta, de tanques e/ou condutas, e controlos, compreendendo uma recuperação de solvente e/ou meios 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, apesar de que grandes quantidades de energia térmica são, eventualmente, libertadas para o meio ambiente após um turbo-expansor. É preferido que a perda de energia térmica através da área de superfície ambiente, exposta,

de tanques e/ou condutas, e controles, compreendendo uma recuperação de solvente e/ou meios de desidratação, seja inferior a cerca de 40 ou 20 ou 10 ou 5 watts por quilograma de pX alimentado para o meio de reacção de oxidação correspondente.

É preferido limitar a recuperação de energia térmica, de tal modo que menos do que cerca de 1000 ou 100 ou 1 ou 0,1 watts de energia térmica por quilograma de pX alimentado para o meio de reacção de oxidação correspondente sejam removidos dos fluidos de processo através de superfícies condutoras, isolantes, limitativas de permutação térmica localizadas onde o efluente gasoso de reacção é formado, próximo de uma superfície superior de meio de reacção e até, pelo menos, cerca de 80 ou 90 ou 95 ou 99 por cento em peso do diazoto que tenha passado através de meios turbo-expansores. Algumas concepções conhecidas para recuperação de energia a partir do efluente gasoso de reacção compreendem condensar e recuperar o solvente por extracção de energia térmica através de superfícies condutoras, isolantes, limitativas de permutação térmica para aquecer e/ou vaporizar fluidos utilitários antes da passagem do efluente gasoso através de um turbo-expansor. Os fluidos utilitários são então utilizados para a geração de potência de veio e/ou transferência de energia térmica em outros passos. Exemplos de fluidos utilitários de permutação térmica e/ou de arrefecimento compreendem água líquida e/ou vapor, hidrocarbonetos alifáticos leves líquidos e/ou vapor e/ou ar.

É preferido que uma recuperação de solvente e/ou meios de desidratação operem sem adicionar um composto de separação azeotrópico. Exemplos de compostos de destilação azeotrópicos compreendem acetato de n-butilo e/ou acetato de n-propilo. É preferido que uma recuperação de solvente e/ou meios de

desidratação operem com adição líquida inferior a cerca de 0,1 ou 0,01 ou 0,001 ou 0,0001 quilogramas de compostos de destilação azeotrópicos por quilograma de solvente recuperado de um efluente gasoso de reacção.

É preferido que uma recuperação de solvente e/ou meios de desidratação da presente invenção compreendam um meio de destilação de alta eficiência processando, pelo menos, cerca de 80 ou 90 ou 95 ou 99 por cento em peso dos gases não condensados e/ou diazoto presentes no efluente gasoso de reacção. É preferido que o referido meio de destilação compreenda, pelo menos, cerca de 20 ou 25 ou 30 ou 35 passos ideais de separação. É preferido que a perda de pressão por fluxo de atrito do efluente gasoso através do referido meio de destilação seja inferior a cerca de 60 ou 40 ou 20 ou 10 kilopascal. É preferido que qualquer bandeja de destilação seja de um concepção de queda de baixa pressão inferior a cerca de 1200 ou 900 ou 700 ou 500 Pascal por bandeja, apesar de que isto limita, indesejavelmente, a abertura operacional dessas bandejas. É mais preferido utilizar enchimentos estruturados, como é conhecido na técnica, apesar da necessidade de metalurgia dispendiosa, resistente à corrosão e também a potencial inflamabilidade de alguns metais compreendendo titânio. É preferido construir o referido meio de destilação utilizando, pelo menos, dois diâmetros de tanque diferentes, em que o diâmetro máximo horizontal de uma secção superior é inferior a cerca de 1,0 ou 0,96 ou 0,92 ou 0,90 vezes o diâmetro máximo horizontal que está presente através de, pelo menos, cerca de 4 metros de altura numa secção inferior e processa, pelo menos, cerca de 80 ou 90 ou 95 ou 99 por cento em peso do diazoto no efluente gasoso de reacção.

Depois de sair de um turbo-expansor, é preferido que, pelo menos, uma parte do efluente gasoso do gás seja arrefecida em, pelo menos, um meio permutador térmico, aqui denominado um condensador de efluente gasoso, produzindo, desse modo, um líquido, aqui chamado refluxo e compreendendo, essencialmente, água, pelo menos, uma parte da qual é alimentada para a referida recuperação de solvente e/ou meios de desidratação. É preferido que as várias gamas preferidas para temperatura, pressão, e/ou composição na entrada de um condensador de efluente gasoso sejam as mesmas que na saída de um passo final de um turbo-expansor. É preferido que a perda de pressão por fluxo de atrito de efluentes gasosos seja inferior a cerca de 16 ou 12 ou 8 ou 4 kilopascals, no referido condensador de efluente gasoso. Quando a operar sem um passo de recompressão do efluente gasoso, é preferido que a pressão do efluente gasoso que sai do referido condensador de efluente gasoso seja, pelo menos, cerca de 0,02 ou 0,08 ou 0,12 ou 0,16 bar gauge. Quando a operar sem um passo de recompressão do efluente gasoso, é preferido que a pressão do efluente gasoso que sai do referido condensador de efluente gasoso seja inferior a cerca de 0,6 ou 0,5 ou 0,4 ou 0,3 bar gauge. Quando a operar sem um passo de recompressão do efluente gasoso, é preferido que a pressão do efluente gasoso que sai do referido condensador de efluente gasoso seja, pelo menos, cerca de -0,8 ou -0,7 ou -0,6 ou -0,5 bar gauge. Quando a operar sem um passo de recompressão do efluente gasoso, é preferido que a pressão do efluente gasoso que sai do referido condensador de efluente gasoso seja inferior a cerca de 0,1 ou 0,0 ou -0,1 ou -0,2 bar gauge. É preferido que a temperatura do efluente gasoso que sai do referido condensador de efluente gasoso seja, pelo menos, cerca de 30 ou 40 ou 50 ou 60 °C. É preferido que a temperatura do efluente gasoso que sai do referido condensador de efluente gasoso seja inferior a cerca de

110 ou 100 ou 90 ou 80 °C. É preferido que a temperatura do efluente gasoso que sai do referido condensador de efluente gasoso seja, pelo menos, cerca de 10 ou 20 ou 30 ou 35 °C abaixo da temperatura de saída do turbo-expansor. É preferido que a temperatura do efluente gasoso que sai do referido condensador de efluente gasoso seja reduzida menos do que cerca de 100 ou 80 ou 70 ou 60 °C abaixo da temperatura de saída do turbo-expansor. É preferido que a energia térmica inferior a cerca de 3100 ou 2900 ou 2700 ou 2500 watts seja removida no referido condensador de efluente gasoso por quilograma de alimentação de pX para o meio de reacção de oxidação correspondente. É preferido que a energia térmica de, pelo menos, cerca de 1600 ou 1800 ou 2000 ou 2100 watts seja removida no referido condensador de efluente gasoso por quilograma de alimentação de pX para o meio de reacção de oxidação correspondente.

As quantidades de refluxo e temperatura são seleccionadas e controladas para maximizar o vapor de água que entra num turbo-expansor em equilíbrio com a minimização da perda de VOC no efluente gasoso que sai do condensador. É preferido que o fluxo de refluxo para uma recuperação de solvente e/ou meios de desidratação compreenda, pelo menos, cerca de 7,0 ou 8,0 ou 8,5 ou 9,0 quilogramas de água líquida por quilograma de água de formação de TPA produzida em reactores de oxidação servidos pela referida recuperação de solvente e/ou meios de desidratação. É preferido que o fluxo de refluxo para uma recuperação de solvente e/ou meios de desidratação compreenda menos do que cerca de 12,0 ou 11,0 ou 10,5 ou 10,0 quilogramas de água líquida por quilograma de água de formação de TPA produzida em reactores de oxidação servidos pela referida recuperação de solvente e/ou meios de desidratação. É preferido que o fluxo de refluxo para uma recuperação de solvente e/ou meios de

desidratação compreenda, pelo menos, cerca de 0,70 ou 0,75 ou 0,79 ou 0,82 quilogramas de água líquida por quilograma de vapor de água que sai de uma recuperação de solvente e/ou meios de desidratação. É preferido que o fluxo do refluxo para uma recuperação de solvente e/ou meios de desidratação compreendam menos do que cerca de 0,98* ou 0,96 ou 0,92 ou 0,90 quilogramas de água líquida por quilograma de vapor de água que sai de uma recuperação de solvente e/ou meios de desidratação. (*Quando a operar com queima directa opcional de combustível, é formada mais massa de água por queima de combustível). É preferido que a temperatura do refluxo alimentado para uma recuperação de solvente e/ou meios de desidratação seja, pelo menos, cerca de 40 ou 50 ou 55 ou 60 °C. É preferido que a temperatura do refluxo alimentado para uma recuperação de solvente e/ou meios de desidratação seja arrefecida menos que 40 ou 30 ou 20 ou 10 °C abaixo da temperatura de vapor de água que sai do condensador de efluente gasoso.

A requerente verificou que colocando um condensador de efluente gasoso a uma tal baixa pressão, de acordo com a presente invenção, aumenta consideravelmente o volume do efluente gasoso numa entrada e saída do condensador. A não ser que sejam utilizadas condutas de invulgarmente grande diâmetro, queda de velocidades de fluxo e de pressão de atrito são prejudiciais. Por conseguinte, é preferido que as condutas do efluente gasoso entre uma saída de turbo-expansor e uma entrada de condensador de efluente gasoso tenham diâmetros de, pelo menos, cerca de 1,2 ou 1,5 ou 1,8 ou 2,1 metros, que são muito grandes para condutas de processo de controlo de pressão constituídas por vários metais dispendiosos, resistentes a corrosão e ligas metálicas. Para mitigar o diâmetro e custo da conduta, é preferido que a velocidade superficial do efluente

gasoso em condutas entre uma saída de turbo-expansor e uma entrada de condensador de efluentes gasosos seja, pelo menos, cerca de 30 ou 40 ou 50 ou 60 metros por segundo. Estas velocidades de conduta invulgarmente rápidas, a respeito da erosão, especialmente para um gás de processo corrosivo próximo do seu ponto de condensação, e é necessário controlo cuidadoso em relação ao ponto de condensação. Na saída de um condensador de efluente gasoso, a certa presença de gotículas de líquido aumenta o potencial para erosão e corrosão e é preferido limitar as velocidades superficiais nestas condutas para menos do que cerca de 30 ou 25 ou 20 ou 15 metros por segundo até entrar num meio de eliminação para remoção de líquido, como é divulgado noutras partes deste documento.

A requerente também notou que operar um condensador de efluente gasoso a baixa pressão, de acordo com a presente invenção, força a utilização de uma temperatura de processo mais baixa, de modo a condensar a quantidade requerida de refluxo. A temperatura de processo mais baixa penetra mais próximo da temperatura do fluido de arrefecimento e a pressão de processo mais baixa provoca um coeficiente de película reduzido de transferência térmica no processo secundário. Todos os factores forçam uma área aumentada de superfícies condutoras, isolantes, limitativas de permutação térmica, que compreendem, tipicamente, vários metais dispendiosos, resistentes à corrosão e ligas metálicas.

Os desafios e custos de concepção para um condensador de efluente gasoso da presente invenção são ainda mais amplificados quando se expulsa quantidades seleccionadas de vapor de água para o meio ambiente, de acordo com alguns aspectos da presente invenção. A expulsão de quantidades seleccionadas de vapor de

água introduz um requisito para controlar, intencionalmente, a quantidade de energia removida num condensador de efluente gasoso, mesmo quando opera com superfícies condutoras, isolantes, limitativas de permutação térmica novas ou não conspurcadas, com menores débitos de fluxo de massa e/ou função de energia quando produz TPA a taxas de produção reduzidas e com temperaturas variáveis de meio de arrefecimento, como é frequentemente o caso, e. g., devido a alterações ambientais diurnas e sazonais.

Um particular desafio para o controlo de um meio condensador de efluente gasoso é que a maioria dos sistemas de torres de arrefecimento de água contêm quantidades de sólidos dissolvidos que são muito concentradas por arrefecimento evaporativo com ar ambiente. Quando o fluxo dessa água de arrefecimento é estrangulado para controlar a temperatura de processo de um condensador de efluente gasoso, a temperatura de saída da água de arrefecimento aumenta. Se a temperatura dessa água de arrefecimento aumenta demasiado, alguns dos sólidos dissolvidos precipitam. Infelizmente, muitas ligas metálicas altamente resistentes à corrosão são rapidamente atacadas e perfuradas por corrosão localizada sob esses depósitos tuberculados. Por conseguinte, a requerente divulga as seguintes formas de realização preferidas para um condensador de efluente gasoso de acordo com a presente invenção. Como utilizado aqui, "efluente gasoso condensado" compreende efluente gasoso em que, pelo menos, uma parte tenha sido processada em, pelo menos, um condensador de efluente gasoso.

É preferido que o referido condensador de efluente gasoso que produz água líquida compreenda arrefecimento de ar, em que o ar ambiente está em contacto com superfícies condutoras,

isolantes, limitativas de permutação térmica, contendo o referido efluente gasoso. É preferido que ventiladores de tiragem induzida sejam utilizados para mover o fluxo de ar através de superfícies condutoras, isolantes, limitativas de permutação térmica contendo o referido efluente gasoso. É preferido que a velocidade do ventilador, ventilador de passo de lâmina, grelhas de controlo de fluxo de ar e/ou outros meios de controlo de fluxo de ar e/ou temperatura de ar são utilizados para ajustar a quantidade do efluente gasoso de arrefecimento em resposta a, pelo menos, um processo variável; e. g., temperatura e/ou pressão do efluente gasoso condensado; temperatura e/ou caudal do líquido condensado; composição química do efluente gasoso condensado e/ou condensado por qualquer medição on-line, e. g., análise composicional de infravermelhos.

É mais preferido que o referido condensador de efluente gasoso, que produz água líquida, compreenda água de arrefecimento em contacto com superfícies condutoras, isolantes, limitativas de permutação térmica contendo o referido efluente gasoso. É preferido que o arrefecimento do caudal de água, o arrefecimento da temperatura da água entrada e/ou o arrefecimento da temperatura da água de saída seja utilizado para ajustar a quantidade do efluente gasoso de arrefecimento em resposta a, pelo menos, um processo variável; e. g., temperatura e/ou pressão do efluente gasoso condensado; temperatura e/ou caudal do líquido condensado; composição química do efluente gasoso condensado e/ou condensado por qualquer medição on-line, e. g., análise composicional de infravermelhos. É preferido que, pelo menos, uma parte da água de arrefecimento que sai do referido meio de permutação térmica de arrefecimento de água tenha uma temperatura de, pelo menos, cerca de 50 ou 60 ou 70 ou 80 °C. É preferido que a referida água de arrefecimento

compreenda água arrefecida por contacto directo com o ar ambiente. É mais preferido que a referida água de arrefecimento seja "circuito fechado de água de arrefecimento". É preferido que o referido circuito fechado de água de arrefecimento compreenda uma quantidade reduzida de Sólidos Dissolvidos Totais (TDS), e. g., água desionizada ou condensado de vapor. É preferido que, pelo menos, uma parte do aquecimento seja removida do referido circuito fechado de água de arrefecimento num meio de permutação térmica compreendendo água de arrefecimento utilitária arrefecida por contacto directo com o ar ambiente. É preferido que, pelo menos, uma parte do aquecimento seja removida do referido circuito fechado de água de arrefecimento num meio de permutação térmica de módulo plano.

Opcionalmente, é preferido que, pelo menos, uma parte da superfície condutora, isolante, limitativa de permutação térmica seja removida da função de tempos a tempos em resposta a, pelo menos, um processo variável e. g., temperatura e/ou pressão do efluente gasoso condensado; temperatura e/ou caudal do líquido condensados; composição química do efluente gasoso condensado e/ou condensado por qualquer medição on-line, e. g., análise composicional de infravermelhos. A referida parte da superfície é removida de funções pela sua remoção do contacto com fluxo de efluente gasoso e/ou fluxo de fluidos de arrefecimento utilitários.

Um modo opcional para controlar a quantidade de energia removida num condensador de efluente gasoso, é desviar uma parte do efluente gasoso do turbo-expansor em torno do referido condensador, como é divulgado no documento US 6504051, a divulgação completa do qual está aqui incorporada por referência. Contudo, esse desvio do gás cria novos problemas

mesmo enquanto resolve a necessidade de ajustar e controlar a remoção de energia. Em primeiro lugar, esse desvio afecta intimamente o equilíbrio da massa, bem como o equilíbrio de energia, porque o vapor do solvente não é facilmente condensado pelo efluente gasoso desviado. Se o gás for demasiado ou muito pouco desviado, para satisfazer o equilíbrio de energia, o equilíbrio de água é virado para o sistema de recuperação de solvente, fazendo o solvente recuperado tornar-se demasiado húmido ou demasiado seco; e existe também uma viragem na quantidade de VOC enviado para a libertação para o ambiente e/ou um TOD. Em segundo lugar, é desejável recombinar o efluente gasoso condensado e efluente gasoso desviado para tratamento num meio de tratamento ambiental partilhado, comum. Contudo, essa recombinação é problemática porque é criada tipicamente uma névoa de aerossol quando um fluxo de gás é combinado com um gás saturado com líquido, mais frio. Um tal aerossol prova o perigo em relação à corrosão localizada em condutas e equipamento, para o aerossol estar propenso a recolher como gotículas em superfícies mais frias e/ou menos turbulentas. A remoção rápida de um tal aerossol, a partir de um fluxo de processo de elevada velocidade, é difícil de atingir enquanto limitando a queda de pressão e/ou entrada de energia térmica, apesar de que uma tal névoa poder coalescer prontamente para gotículas de líquido de chuva, quando são proporcionados tempos de separação mais longos.

Por conseguinte, a requerente verificou as seguintes, formas de realização preferidas para a presente invenção. Após a saída de um turbo-expansor, pelo menos, uma parte do gás do efluente gasoso é desviado em torno de, pelo menos, um condensador de efluente gasoso para formar um "efluente gasoso desviado" utilizando um ou mais dos seguintes aspectos

preferidos. É preferido que o referido efluente gasoso desviado seja arrefecido a menos do que cerca de 60 ou 50 ou 30 ou 10 °C num meio de permutação térmica, compreendendo superfícies condutoras, isolantes, limitativas de permutação térmica, antes da combinação com efluente gasoso que sai de um condensador de efluente gasoso, entrando um TOD, e/ou sendo libertado para o meio ambiente. É preferido que o referido efluente gasoso desviado seja, pelo menos, cerca de 1 ou 2 ou 4 ou 8 por cento em peso de todo o efluente gasoso que sai de um turbo-expansor. É preferido que o referido efluente gasoso desviado seja inferior a cerca de 50 ou 40 ou 30 ou 20 por cento em peso de todo o efluente gasoso que sai de um turbo-expansor. É preferido que o caudal do referido efluente gasoso desviado seja utilizado para ajustar a quantidade do efluente gasoso arrefecido em resposta a, pelo menos, um processo variável; e. g., temperatura e/ou pressão do efluente gasoso condensado; temperatura e/ou caudal de líquido condensados; composição química do efluente gasoso condensado e/ou condensado por qualquer medição on-line, e. g., análise composicional de infravermelhos. É preferido que o referido efluente gasoso desviado seja combinado com, pelo menos, uma parte do efluente gasoso que tenha saído de um condensador de efluente gasoso para formar uma "mistura de efluente gasoso" antes da libertação para o meio ambiente. É preferido que um "meio de eliminação", utilizando, pelo menos, um dos seguintes processos característicos a, pelo menos, uma parte do efluente gasoso condensado, produzindo desse modo um "efluente gasoso de eliminação". De um modo preferido, pelo menos, cerca de 10, 50, 98, 99,9 por cento em peso do líquido, que entra no referido meio de eliminação, é separado e sai misturado com menos do que cerca de 50 ou 95 ou 99 ou 99,8 por cento em peso de efluente gasoso de diazoto de uma abertura nos 80 ou 60 ou 40 ou 10 por cento inferiores da altura

do referido meio de eliminação. De um modo preferido, pelo menos, uma parte do referido meio de eliminação está localizado numa elevação mais baixa que, pelo menos, um condensador de efluente gasoso, proporcionando fluxo de múltiplos passos de líquido mais gás no referido meio de eliminação. De um modo preferido, a água líquida sai do referido meio de eliminação de uma abertura localizada abaixo de uma entrada de fluxo de um condensador de efluente gasoso. De um modo preferido, a velocidade vertical superficial do efluente gasoso no referido meio de eliminação 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 vertical superficial do efluente gasoso no referido meio de eliminação é inferior a que cerca de 6 ou 5 ou 4 ou 3 metros por segundo no plano de maior diâmetro horizontal. De um modo preferido, o tempo de residência médio do efluente gasoso no referido meio de eliminação é inferior a cerca de 20 ou 13 ou 8 ou 5 segundos. De um modo preferido, o tempo de residência médio do efluente gasoso no referido meio de eliminação é, pelo menos, cerca de 0,5 ou 1,0 ou 1,5 ou 2,0 segundos. De um modo preferido, o tempo de residência médio do líquido dentro do referido meio de eliminação é, pelo menos, cerca de 0,5 ou 2 ou 4 ou 8 minutos. De um modo preferido, o tempo de residência médio do líquido dentro do referido meio de eliminação é inferior a cerca de 60 ou 48 ou 24 ou 12 minutos. De um modo preferido, pelo menos uma superfície de impacto da remoção de líquido, com excepção das superfícies limitativas de isolamento de pressão, esta incluída dentro do referido meio de eliminação. De um modo preferido, a área de superfície sólida em contacto com efluente gasoso que passa através de um meio de eliminação é, pelo menos, cerca de 0,0005 ou 0,001 ou 0,002 ou 0,004 metros quadrados por quilograma de efluente gasoso que sai do referido meio de eliminação. De um modo preferido, pelo

menos, uma parte do efluente gasoso que passa através do referido meio de eliminação contacta, pelo menos, cerca de 0,001 ou 0,005 ou 0,01 ou 0,02 metros quadrados de área de superfície sólida de isolamento sem pressão por quilograma de alimentação de pX para o meio de reacção de oxidação correspondente. De um modo preferido, pelo menos cerca de 70 ou 80 ou 90 por cento de gotículas de líquido mais pequenas que, pelo menos, cerca de 500 ou 200 ou 75 ou 25 micrones presentes em efluente gasoso que entra num meio de eliminação são removidas do efluente gasoso de eliminação. A requerente divulga que estas várias características preferidas para um meio de eliminação, são preferidas num meio de eliminação que processa efluente gasoso condensado com ou sem efluente gasoso desviado.

É preferido que, pelo menos, uma parte do efluente gasoso desviado seja processada num TOD que também processa, pelo menos, uma parte de efluente gasoso que saiu de um condensador de efluente gasoso. De um modo mais preferido, pelo menos, uma parte do efluente gasoso desviado é combinada com, pelo menos, uma parte de efluente gasoso condensado para formar uma mistura de efluente gasoso antes de entrar num TOD. De um modo muito preferido, é adicionada energia térmica para aumentar a temperatura da referida mistura do efluente gasoso antes de entrar num meio de TOD. Este aquecimento reduz a condensação em condutas, tanques e anexos de efluente gasoso, e por este motivo, minimiza o custo de materiais de construção. Esta energia térmica pode ser adicionada num todo ou em parte ao referido fluxo da mistura do efluente gasoso, ao referido fluxo do efluente gasoso desviado ou ao referido fluxo do efluente gasoso do condensador de saída. É preferido que a temperatura da referida mistura do efluente gasoso seja, pelo menos, cerca de 10 ou 20 ou 40 ou 60 °C acima da temperatura de saída do

efluente gasoso que sai do referido condensador de efluente gasoso.

A requerente divulga que é preferido adicionar energia térmica ao efluente gasoso de eliminação, de acordo com este aspecto, mesmo sem efluente gasoso desviado. É preferido localizar o condensador de efluente gasoso e o meio de eliminação como se segue, de modo a equilibrar, simultaneamente, o custo de bombear água de arrefecimento a altitudes elevadas, o custo de estruturas e suportes altos e a disposição de elevação para permitir fluxo por gravidade do líquido condensado em e/ou através de um condensador de efluente gasoso e/ou meio de eliminação. É preferido que a elevação de uma superfície arrefecida menor em, pelo menos, um condensador de efluente gasoso seja inferior a cerca de 50 ou 30 ou 20 ou 10 metros acima da elevação da superfície do solo. É preferido que a elevação de uma superfície arrefecida menor em, pelo menos, um condensador de efluente gasoso esteja, pelo menos, cerca de 6 ou 9 ou 12 ou 15 metros acima da elevação da superfície do solo. É preferido que a elevação de um registo de líquido dentro de um meio de eliminação esteja, pelo menos, cerca de 0,5 ou 1 ou 2 ou 3 metros acima da elevação da superfície do solo envolvente. É preferido que a elevação de um registo de líquido dentro de um meio de eliminação seja inferior a cerca de 20, ou 15, ou 10, ou 5 metros acima da elevação da superfície do solo.

Em combinação com a recuperação de energia melhorada de um efluente gasoso do turbo-expansor e/ou auto-aquecimento de um TOD de acordo com estas divulgações, a requerente verificou um benefício surpreendente de deixar quantidades aumentadas de vapor de água no efluente gasoso ventilado, apesar das maiores perdas de VOC que muitas vezes acompanham essas quantidades

aumentadas de vapor de água. Por conseguinte a requerente divulga as seguintes formas de realização preferidas para "vapor de água ventilado", presente num efluente gasoso condensado, um efluente gasoso de eliminação e/ou uma entrada de TOD de efluente gasoso. É preferido que o vapor de água ventilado seja inferior a cerca de 400 ou 300 ou 250 ou 200 por cento em peso da água de formação de TPA. Isto evita despendar muito calor da reacção de oxidação na vaporização de água líquida de uma vez, através de um ciclo de energia do turbo-expansor com custos de capital e operação subsequentes para tratamento num TOD e sem um aumento concomitante no fornecimento do refluxo para uma recuperação de solvente e/ou meios de desidratação. É preferido que o vapor de água ventilado seja, pelo menos, cerca de 100 ou 110 ou 130 ou 150 por cento em peso da água de formação de TPA. Para evitar desidratação excessiva do sistema de solvente recuperado e, desse modo, perturbar as condições da reacção de oxidação, são aqui divulgadas fontes preferidas da quantidade de água que excede a água de formação de TPA.

É preferido que o vapor de água ventilado em excesso da água de formação de TPA compreenda, pelo menos, uma parte de água que entrou no processo com o fornecimento de oxidante, de um modo mais preferido, ar ambiente comprimido. A quantidade preferida de vapor de água que entra no ar comprimido é divulgada noutras partes deste documento. É preferido que o vapor de água ventilado em excesso da água de formação de TPA compreenda, pelo menos, uma parte de água formada da sobre-oxidação de solvente e aromáticos. É preferido que o vapor de água ventilado compreenda, pelo menos, cerca de 0,05 ou 0,10 ou 0,15 quilogramas de água formada da sobre-oxidação de solvente e aromáticos por quilograma de pX alimentado para o meio de reacção de oxidação correspondente. É preferido que o

vapor de água ventilado compreenda menos do que cerca de 0,05 ou 0,04 ou 0,03 quilogramas de água formada da sobre-oxidação de solvente e aromáticos por quilograma de pX alimentado para o meio de reacção de oxidação correspondente.

É preferido que o vapor de água ventilado em excesso da água de formação de TPA compreenda água formada 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 140 ou 180 ou 220 °C) num fluxo de processo compreendendo solvente líquido. Aplicações preferidas compreendem vapor como uma fonte de energia térmica e como um meio de lavagem para condutas, orifícios e equipamento. É preferido que o vapor de água ventilado em excesso da água de formação de TPA compreenda, pelo menos, uma parte de água utilizada para ventiladores de processo de purificação que libertam, subsequentemente, gás para o meio ambiente. É preferido que o vapor de água ventilado em excesso da água de formação de TPA compreenda, pelo menos, uma parte de água utilizada como um auxiliar de separação azeotrópica numa purificação de solvente e/ou processo de recuperação de catalisador compreendendo divulgações nas Pat. U.S. Nº 4939297, US 7351396 e Publicação do Pedido de Patente Nº 2005-0038288.

É preferido que o vapor de água ventilado em excesso da água de formação de TPA compreenda, pelo menos, uma parte de água formada da oxidação de combustível quando opcionalmente utilizada para aquecer o efluente gasoso entre uma saída de uma recuperação de solvente e/ou meios de desidratação e uma saída de um turbo-expansor.

É preferido que o vapor de água ventilado em excesso da água de formação de TPA compreenda, pelo menos, uma parte de

água proveniente de um processo de PET adjacente e entrando o 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 esteja localizado de tal modo que a distância horizontal mínima do referido processo de TPA seja inferior a cerca de 1800, 900, 300, 100 metros. É preferido que o referido processo de PET forme, pelo menos, uma parte de PET utilizando produto de TPA do referido processo de TPA. É preferido que, pelo menos, uma parte do referido produto de TPA seja alimentado num meio de reacção do referido processo de PET adjacente dentro de menos do que cerca de 72 ou 24 ou 12 ou 4 horas após ter sido formado a partir de para-xileno, para-tolualdeído e/ou ácido para-toluico. É preferido que a água proveniente do referido processo de PET seja, pelo menos, cerca de 0,02 ou 0,2 ou 0,3 ou 0,4 quilogramas por quilograma de água da formação de TPA. É preferido que a água proveniente do referido processo de PET seja inferior a cerca de 1,1 ou 0,9 ou 0,7 ou 0,6 quilogramas por quilograma de água da formação de TPA.

É preferido que um TOD seja auto-alimentado por oxidação de compostos do efluente gasoso, compreendendo monóxido de carbono e VOC, especialmente por oxidação de acetato de metilo. É preferido que o conteúdo em combustível do efluente gasoso seja, pelo menos, cerca de 60, 70, 80, 90 por cento de todo o conteúdo em combustível que entra no TOD. O conteúdo em combustível é avaliado como o calor das reacções de oxidação que produzem produtos de fase de vapor compreendendo vapor de água e gás de dióxido de carbono. É preferido que o conteúdo em combustível do efluente gasoso seja inferior a cerca de 160 ou 140 ou 120 ou 110 por cento do conteúdo de combustível mínimo necessário para operar o TOD sem um meio de arrefecimento, e. g., aquecimento

apreciável de ar ou outro gás/vapor e/ou aquecimento de água apreciável ou latente ou outro líquido, directamente por massa de misturas ou indirectamente através de superfícies condutoras, isolantes, limitativas de permutação térmica.

É preferido que um TOD seja útil, até predominantemente alimentado por acetato de metilo no efluente gasoso de acordo com as seguintes divulgações. Acetato de metilo é um conhecido sub-produto da oxidação, em fase líquida, de pX para TPA em ácido acético. São conhecidas na técnica, tecnologias para isolar acetato de metilo e depois hidrolisá-lo com água para recuperar solvente de ácido acético e efluente do sub-produto de metanol. A requerente verificou que um sistema eficiente de síntese de TPA, e. g., documentos US 20070293699 e US 20070208191, proporciona uma redução útil na taxa de formação líquida de acetato de metilo. O componente CO no efluente gasoso tem um valor relativamente baixo de poder calorífico e o efluente gasoso contém, muitas vezes, relativamente baixas quantidades de MeBr e ácido acético. O acetato de metilo proporciona conteúdo combustível útil para um TOD, de modo a atingir as temperaturas exigidas e eficiências de destruição de poluentes, incluindo o próprio acetato de metilo. Se o conteúdo de combustível do efluente gasoso for demasiado baixo, então combustíveis suplementares, e. g., metano, metanol, fuelóleo, devem ser fornecidos ao TOD de modo a atingir as temperaturas exigidas e eficiências de destruição de poluentes.

A requerente verificou as seguintes gamas preferidas para acetato de metilo no efluente gasoso de eliminação, gamas que equilibram, utilmente, o valor de combustível de acetato de metilo num TOD contra os custos de capital e de operação para posterior supressão de formação de acetato de metilo e/ou

recuperação do seu conteúdo em ácido acético, por separação e hidrólise. É preferido que o conteúdo em acetato de metilo no efluente gasoso de eliminação e/ou efluente gasoso que entra num TOD seja, pelo menos, cerca de 0,003 ou 0,005 ou 0,007 ou 0,008 quilogramas por quilograma de pX alimentado para o meio de reacção de oxidação correspondente. É preferido que o conteúdo em acetato de metilo no efluente gasoso de eliminação e/ou efluente gasoso que entra num TOD seja inferior a cerca de 0,030 ou 0,025 ou 0,020 ou 0,015 quilogramas por quilograma de pX alimentado para o meio de reacção de oxidação correspondente. É preferido que o acetato de metilo proporcione, pelo menos, cerca de 20 ou 30 ou 40 ou 50 por cento de todo o conteúdo de combustível que entra num TOD. Noutra forma de realização da invenção, é preferido que o conteúdo de acetato de metilo e/ou metanol no efluente gasoso e/ou efluente gasoso que entra num TOD seja inferior a cerca de 0,030 ou 0,025 ou 0,020 ou 0,015 quilogramas por quilograma de pX alimentado para o meio de reacção de oxidação correspondente. É preferido que o acetato de metilo proporcione, pelo menos, cerca de 20 ou 30 ou 40 ou 50 por cento de todo o conteúdo de combustível que entra num TOD.

É preferido que o conteúdo em ácido acético no efluente gasoso de eliminação e/ou efluente gasoso que entra num TOD seja inferior a cerca de 0,005 ou 0,004 ou 0,003 ou 0,002 quilogramas por quilograma de pX alimentado para o meio de reacção de oxidação correspondente. É preferido que o conteúdo em monóxido de carbono no efluente gasoso de eliminação e/ou efluente gasoso que entra num TOD seja inferior a cerca de 0,45 ou 0,40 ou 0,35 ou 0,30 em percentagem molar, avaliado numa base seca com apenas compostos gasosos não condensáveis.

Contudo, é indesejável desperdiçar demasiada energia, combustível inflamável intrínseco num efluente gasoso ou combustível adicionado, no TOD. Por esse motivo, é preferido que a energia total de combustão libertada por um TOD seja inferior a 600 ou 500 ou 450 ou 400 quilojoules por quilograma de alimentação de pX para o meio de reacção de oxidação correspondente. Esta baixa quantidade de calor de combustão necessário é atingida por proporcionar eficiente integração térmica entre o efluente gasoso quente, tratado próximo da saída de um TOD e efluente gasoso não tratado próximo da entrada para o referido TOD, como é conhecido na técnica por vários meios.

O fornecimento de calor de combustão é apropriadamente controlado com os métodos operacionais e composições do efluente gasoso, como aqui divulgado. É preferido que um TOD opere com um pico de temperatura interna de, pelo menos, cerca de 200 ou 400 ou 600 ou 800 °C. É preferido que, pelo menos, cerca de 94 ou 96 ou 98 ou 99 em percentagem molar de carbonos em efluente gasoso que entram num TOD, sejam oxidados a CO₂ antes de sair do TOD. De um modo muito preferido, o meio de TOD, em todas estas divulgações, é um meio de Oxidação Térmica Regenerativa (RTO).

Após a remoção e/ou destruição de monóxido de carbono e poluentes de VOC numa reacção de oxidação do efluente gasoso, muitas localidades requerem remoção substancial de bromo do efluente gasoso tratado. Esta redução de bromo é, muitas vezes, realizada por purificação aquosa do efluente gasoso tratado de um TOD, e. g., purificação líquida do efluente gasoso utilizando uma solução aquosa de hidróxido de sódio e bissulfito de sódio para produzir sal de brometo de sódio. Ao longo do tempo a concentração de vários sais acumulados na água de purificação e uma descarga do efluente deve ser proporcionada juntamente com

uma composição de água pura. De um modo preferido, o referido purificador de composição de água do efluente gasoso é água filtrada. De um modo mais preferido, o referido purificador de composição de água, é água desmineralizada, água desionizada, e/ou condensado de vapor.

A requerente verificou que o referido líquido purificador de descarga do efluente compreendendo essencialmente água é, de um modo vantajoso, utilizado como água utilitária, e. g., torres de arrefecimento de composição de água. Por conseguinte, é preferida a utilização de, pelo menos, cerca de 0,01 ou 0,05 quilogramas de água do efluente líquido purificadora de efluente gasoso por quilograma de alimentação de pX para o meio de reacção de oxidação correspondente, como água utilitária, em vez de descarregar a referida água purificadora para uma unidade de tratamento de águas residuais e/ou directamente para o meio ambiente. Noutra forma de realização da invenção, qualquer água efluente obtida de uma instalação de produção, compreendendo um meio de reacção de oxidação, pode ser utilizado numa gama de ,01 a ,05 quilogramas de água efluente por quilograma de alimentação de pX para meio de reacção de oxidação correspondente, como água utilitária, em vez de descarregar a referida água purificadora para uma unidade de tratamento de águas residuais e/ou directamente para o meio ambiente,

Numa forma de realização opcional e mais preferida, a invenção compreende a combinação da reacção de oxidação do efluente gasoso, incluindo ambas as fontes de reactor primário e secundário, para processamento através de uma recuperação de solvente combinada, partilhada e/ou meios de desidratação, meios de turbo-expansor, meios de condensador, meios de eliminação, TOD e/ou purificador de bromo.

Indesejavelmente em relação à recuperação de energia, as pressões e temperaturas de operação dos meios de reacção secundários são, muitas vezes, substancialmente diferentes, por vezes significativamente mais elevadas, de um meio de reacção primário e/ou um do outro. A expansão simples da reacção dos efluentes gasosos de maior pressão, através de uma válvula de redução de pressão em efluentes gasosos de menor pressão, dissipa normalmente significativa entropia, causando uma perda na capacidade subsequente para produzir trabalho de veio. Contudo, a presente invenção mantém utilmente a entalpia nos efluentes gasosos combinados na entrada para um turbo-expansor, e os efluentes gasosos combinados escoam misturando utilmente CO e valores de combustível de VOC antes de um TOD.

É preferido processar o efluente gasoso de, pelo menos, dois meios de reacção distintos numa recuperação de solvente partilhada, comum e/ou meios de desidratação, meios de turbo-expansor, meios de condensador, meios de eliminação, TOD e/ou purificador de bromo. É preferido que, pelo menos, parte dos referidos meios de reacção distintos sejam separados horizontalmente um do outro por menos do que cerca de 1000 ou 500 ou 300 ou 150 metros. "Processo integrado" significa que alimentação ou correntes de produto de dois diferentes processos/instalações são combinados e processados utilizando, pelo menos, uma peça de equipamento comum seleccionada do grupo consistindo de meios de turbo-expansor, meios de condensador, meios de eliminação, TOD e/ou purificador de bromo.

Quando se forma uma mistura do efluente gasoso, é preferido que a quantidade de todo o efluente gasoso na mistura, que é originada de um meio de reacção de oxidação secundário, seja

muito menos do que a quantidade de todos o efluente gasoso na mistura que é originada de um meio de reacção de oxidação primário. Em misturas do efluente gasoso primário e secundário, é preferido que o efluente gasoso provenientes do meio de reacção de oxidações secundarias compreenda menos do que cerca de 20 ou 10 ou 5 ou 2 por cento em peso da massa de combinado do efluente gasoso e menos do que cerca de 20 ou 10 ou 5 ou 2 por cento em peso da massa de diazoto do efluente gasoso combinado. Em misturas do efluente gasoso primário e secundário, é preferido que o efluente gasoso proveniente de meio de reacção de oxidações secundarias compreenda, pelo menos, cerca de 0,1 ou 0,2 ou 0,4 ou 0,8 por cento em peso da massa de combinado de efluente gasoso e menos do que cerca de 0,1 ou 0,2 ou 0,4 ou 0,8 por cento em peso da massa de diazoto do efluente gasoso combinado.

É preferido que, pelo menos, cerca de 40 ou 60 ou 80 ou 90 por cento em peso do efluente gasoso da reacção de, pelo menos, um meio de reacção de oxidação secundário seja combinado com, pelo menos, cerca de 40, ou 60, ou 80, ou 90 por cento em peso do efluente gasoso de reacção de um meio de reacção de oxidação primário, para processamento numa recuperação de solvente partilhada, e/ou meios de desidratação, meios de turbo-expansor, meios de condensador, meios de eliminação, TOD e/ou purificador de bromo. É preferido que, pelo menos, uma parte do efluente gasoso do referido meio secundário seja formado a uma temperatura de, pelo menos, cerca de 160 ou 175 ou 190 ou 200 °C. É preferido que, pelo menos, uma parte do efluente gasoso do referido meio secundário seja formada a uma temperatura inferior a cerca de 250 ou 240 ou 230 ou 220 °C. É preferido que, pelo menos, uma parte do efluente gasoso do referido meio secundário seja formada a uma pressão de pelo

menos, cerca de 7 ou 10 ou 13 ou 16 bar. É preferido que, pelo menos, uma parte do efluente gasoso do referido meio secundário seja formada a uma pressão inferior a cerca de 40 ou 34 ou 28 ou 24 bar.

É preferido que, pelo menos, uma parte do efluente gasoso da reacção de, pelo menos, dois distintos meios de reacção de oxidações secundarias sejam combinados um com o outro e com, pelo menos, uma parte do efluente gasoso da reacção de um meio de reacção de oxidação primário, para processamento numa recuperação de solvente partilhada, e/ou meios de desidratação, meios de turbo-expansor, meios de condensador, meios de eliminação, TOD e/ou purificador de bromo. É preferido que, pelo menos, uma parte do efluente gasoso do referido meio secundário seja formada a uma temperatura inferior a cerca de 20 ou 15 ou 10 ou 5 °C maior que uma parte do referido efluente gasoso do referido meio de reacção de oxidação primário. É preferido que, pelo menos, uma parte do efluente gasoso de um meio secundário seja formada a uma temperatura de, pelo menos, cerca de 10 ou 15 ou 25 ou 35 °C maior que uma parte do referido efluente gasoso do referido meio de reacção de oxidação primário e/ou uma parte do referido efluente gasoso de um distinto meio de reacção de oxidação secundário. É preferido que, pelo menos, uma parte do referido efluente gasoso de um meio secundário seja formada a uma temperatura inferior a cerca de 20 ou 15 ou 10 ou 5 °C, diferente de uma parte do referido efluente gasoso de um distinto meio de reacção de oxidação secundário. É preferido que, pelo menos, um dos referidos efluentes gasosos de reacção venha de um meio de reacção de oxidação secundário separado horizontalmente de uma parte do referido meio de reacção primário por menos do que cerca de 60 ou 20 ou 8 ou 2 metros. É preferido que, pelo menos, um dos referidos efluentes gasosos de

reação venha de um meio de reação de oxidação secundário separado horizontalmente de uma parte do referido meio de reação primário por, pelo menos, cerca de 4 ou 8 ou 16 ou 32 metros.

É preferido processar, pelo menos, cerca de 40 ou 60 ou 80 ou 90 por cento em peso do diazoto no efluente gasoso de reação de, pelo menos, um meio de reação de oxidação secundário combinado com, pelo menos, cerca de 40 ou 60 ou 80 ou 90 por cento em peso do diazoto no efluente gasoso de reação de um meio de reação de oxidação primário num meio de turbo-expansor partilhado, comum, meios de condensador, meios de eliminação, TOD e/ou purificador de bromo.

As invenções aqui são preferidas para um processo de produção de um TPA bruto, no qual o total de impurezas de ácido monocarboxílico compreende, pelo menos, cerca de 1000, ou 2000, ou 4000, ou 6000 ppmw; produzindo um TPA purificado, no qual o total de impurezas de ácido monocarboxílico compreende menos do que cerca de 1000 ou 500 ou 300 ou 200 ppmw; e produzindo TPA bruto e purificado simultaneamente em qualquer proporção relativa. As impurezas de ácido monocarboxílico compreendem nomeadamente ácido benzóico, ácido para-toluico e 4-carboxibenzaldeído.

As invenções aqui são mais preferidas para produzir TPA purificado com uma cor b^* inferior a cerca de 4,0 ou 3,5 ou 3,0 ou 2,5 unidades de b^* . O valor de b^* , como aqui utilizado, é um atributo de cor medido num instrumento espectroscópico, tal como um instrumento Hunter Ultrascan XE (Hunter Associates Laboratory, Inc., 11491 Sunset Hills Road, Reston, VA 20190-5280, www.hunterlab.com), utilizando um modo de

reflectância. Leituras positivas significam o grau de amarelo (ou absorvância de azul), enquanto leituras negativas significam o grau de azul (ou absorvância de amarelo).

As invenções aqui aplicam processos de conversão de m-xileno (mX) em ácido isoftálico (IPA) em todos os aspectos das divulgações por substituição das meta-espécies para as para-espécies, e. g., mX para pX, IPA para TPA, ácido meta-toluico para ácido para-toluico, e 3-carboxibenzaldeído para 4-carboxibenzaldeído. Esta extensão aplica-se para um processo de obtenção de IPA separadamente. A extensão aplica-se também em processos combinados parcialmente e/ou totalmente obtendo TPA e IPA.

Aspectos da invenção pertencentes à combinação do efluente gasoso de reacção de diferente meios de reacção para processamento em, pelo menos, uma recuperação de solvente e/ou meios de desidratação, turbo-expansor, condensador, meios de eliminação, TOD, e/ou purificador de bromo, aplicam-se também em todos os aspectos quando as espécies aromáticas preponderantes em, pelo menos, um meio de reacção são para-substituído e as espécies aromáticas preponderantes em, pelo menos, um outro meio de reacção são meta-substituído. Todos os aspectos da invenção pertencentes a solvente recuperado aplicam-se também quando, pelo menos, uma parte do solvente recuperado do efluente gasoso de reacção da oxidação de um xileno é, subsequentemente, utilizado dentro de 72 ou 48 ou 24 ou 12 horas no meio de reacção oxidando o outro xileno. Todos os aspectos da invenção pertencentes a solvente filtrado aplicam-se também quando, pelo menos, uma parte de solvente filtrado formado por separação de um produto sólido que é predominantemente um ácido dicarboxílico aromático é, subsequentemente, utilizado dentro de 72, 48, 24,

12 horas no meio de reacção oxidando o outro xileno. (apesar de ser possível, e muitas vezes preferido, manter Co/Mn/Br mesmo quando impurezas aromáticas pesadas a partir de um filtrado isolado do outro, não é preferido manter os componentes água, ácido acético e ácido benzoico separados).

É preferido tratar, pelo menos, uma parte de solvente filtrado (para-filtrado) de um processo em que as espécies aromáticas preponderantes são para-substituídas e uma parte de solvente filtrado (meta-filtrado) de um processo em que as espécies aromáticas preponderantes são meta-substituídas num processo de purificação de solvente e/ou recuperação de catalisador partilhando, pelo menos, uma conduta, tanque, contendo pressão e/ou artigo de equipamento rotativo. Unidades de purificação de filtrado adequadas são compreendidas nas divulgações nas Pat. U.S. N° 4939297, US 7351396 e Publicação de Pedido de Patente N° 2005-0038288. É mais preferido que, pelo menos, uma parte de para-filtrado e de meta-filtrado seja co-alimentado ao mesmo tempo, em comparação com ser junto em sequência. É preferido que, pelo menos, uma parte de filtrado purificado e/ou pelo menos uma parte de catalisador recuperado do referido processo seja subsequentemente utilizado para formar, pelo menos, uma parte de meio de reacção de oxidação e subsequentemente para formar uma parte de para-filtrado ou de meta-filtrado, de um modo mais preferido, formando uma parte de ambos os filtrados. É preferido que, pelo menos, cerca de 10 ou 40 ou 80 ou 98 por cento em peso das impurezas aromáticas removidas do para-filtrado pelo referido processo de purificação de solvente filtrado e/ou recuperação de catalisador sejam fisicamente combinadas com, pelo menos, cerca de 10 ou 40 ou 80 ou 98 por cento em peso das impurezas aromáticas removidas do meta-filtrado pelo referido processo.

Todos os aspectos da invenção pertencentes ao ar comprimido para fornecimento de oxidante aplicado quando uma parte de ar comprimido de um meio de compressão é dividido para proporcionar fornecimento de oxidante a, pelo menos, um meio de reacção de oxidação em que as espécies aromáticas preponderantes são para-substituídas e, pelo menos, um outro meio de reacção de oxidação em que as espécies aromáticas preponderantes são meta-substituídas.

Todos os aspectos da invenção pertencentes ao oxidante na alimentação de permutador de calor do condensado aplicam-se quando, pelo menos, uma parte do oxidante na alimentação de permutador de calor do condensado é dividido com parte a ser utilizada em, pelo menos, um passo de processo em que as espécies aromáticas preponderantes são para-substituídas e com outra parte a ser utilizada em, pelo menos, um outro passo de processo em que as espécies aromáticas preponderantes são meta-substituídas.

Numa forma de realização, é preferido que um processo de produção mais pequeno de IPA seja co-localizado com um maior processo de produção de IPA. Quando o efluente gasoso de, pelo menos, um meio de reacção preponderantemente meta-substituído é combinado com efluente gasoso de, pelo menos, um meio de reacção preponderantemente para-substituído, é preferido que o efluente gasoso proveniente de meio de reacção preponderantemente meta-substituído compreenda menos do que cerca de 50 ou 40 ou 30 ou 20 por cento em peso da massa de efluente gasoso combinado e menos do que cerca de 50 ou 40 ou 30 ou 20 por cento em peso da massa de diazoto no efluente gasoso combinado.

Quando o efluente gasoso de, pelo menos, um meio de reacção preponderantemente meta-substituído é combinado com efluente gasoso de, pelo menos, um meio de reacção preponderantemente para-substituído, é preferido que o efluente gasoso proveniente de meios preponderantemente meta-substituídos compreenda, pelo menos, cerca de 0,5 ou 1,0 ou 1,5 ou 2,0 por cento em peso da massa de efluentes gasosos combinados e menos que cerca de 0,5 ou 1,0 ou 1,5 ou 2,0 por cento em peso da massa de diazoto no efluente gasoso combinado.

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

É mais preferido que os processos de produção dos referidos IPA e TPA estejam co-localizados com, pelo menos, um processo de produção PET co-localizado. É preferido que o IPA produzido no referido processo co-localizado compreenda, pelo menos, cerca de 0,5 ou 1,0 ou 1,5 ou 2,0 por cento em peso de toda a alimentação de ácido dicarboxílico a um processo de produção de PET

co-localizado. É também preferido que IPA produzido no referido processo co-localizado compreenda menos do que cerca de 16 ou 12 ou 8 ou 4 por cento em peso de toda a alimentação de ácido dicarboxílico a um processo de produção de PET co-localizado.

Noutra forma de realização, com ou sem a co-localização de IPA e TPA, é mais preferido que, pelo menos, uma parte da alimentação de IPA de um meio de reacção primário, compreendendo espécies preponderantemente meta-substituídas, seja alimentada a um meio de reacção de PET sem o referido IPA ter sido purificado por dissolução, tratado com hidrogénio selectivamente e re-precipitação para remover 3-CBA e/ou espécies coloridas.

Numa forma de realização, é preferido que a referida alimentação IPA ao meio de reacção PET seja IPA bruto directamente de um meio de reacção de oxidação primário que seja preponderantemente meta-substituído ou seja IPA pós-oxidado formado num meio de reacção secundário, cuja temperatura de reacção média é inferior a cerca de 24, 16, 12, 8 graus mais quente que o referido meio de reacção primário. É preferido que o referido IPA em bruto e/ou IPA pós oxidado compreenda, pelo menos, cerca de 20 ou 80 ou 160 ou 320 ppmw de 3-CBA; menos do que cerca de 3000 ou 2400 ou 1800 ou 1200 ppmw de 3-CBA; pelo menos cerca de 2 ou 4 ou 8 ou 16 ppmw de 2,6-DCF; e menos que cerca de 160 ou 120 ou 80 ou 60 ppmw de 2,6-DCF.

Noutra forma de realização, é preferido que a referida alimentação IPA ao PET seja IPA digerido formado num meio de reacção secundária cuja temperatura de reacção média é, pelo menos, cerca de 16 ou 24 ou 30 ou 36 °C mais quente que o referido meio de reacção primário e menos que cerca de 80 ou 70 ou 60 ou 50 °C mais quente que o referido meio de reacção

primário. É preferido que o referido IPA digerido compreenda, pelo menos, cerca de 10 ou 40 ou 60 ou 80 ppmw de 3-CBA; menos do que cerca de 1000 ou 800 ou 500 ou 300 ppmw de 3-CBA; pelo menos cerca de 2 ou 4 ou 6 ou 8 ppmw de 2,6-DCF; e menos do que cerca de 120 ou 80 ou 60 ou 40 ppmw de 2,6-DCF.

Outro aspecto da presente invenção refere-se à disposição melhorada de água ambiente condensada e removida, em vez de ser mantida como vapor, durante a compressão de ar ambiente para fornecimento de oxidante. Meios de compressão para fornecimento de ar ambiente pressurizado compreendem, muitas vezes, sistemas de compressão de múltiplos passos utilizando, pelo menos, um permutador de calor para remover o calor da compressão para tornar o processo mais eficaz termodinamicamente e mecanicamente. Esses sistemas produzem, tipicamente, água condensada em permutadores de calor entre passos e esta água é, tipicamente, separada do ar, antes da entrada para um passo de compressão subsequente. Devido a tal condensado de permutação térmica fornecendo oxidante poder estar contaminado com lubrificantes e/ou fluidos vedante, o referido condensado é, de um modo convencional, dirigido para uma instalação de tratamento de águas residuais, talvez apenas um separador de óleo, apesar de por vezes compreender tecnologias de tratamento biológicas ou outras.

A requerente verificou que as seguintes utilizações melhoradas para condensado de permutação térmica fornecendo oxidante, reduzem simultaneamente os custos de tratamento de águas residuais e reduzem os custos de compra e/ou purificação de água utilitária. É preferido alimentar, pelo menos, uma parte do condensado de permutação térmica fornecendo oxidante num processo de TPA e/ou processo de PET adjacente, de um modo mais

preferido, em pelo menos um dos seguintes passos do processo. Uma recuperação de solvente de TPA e/ou meios de desidratação, especialmente como refluxo, são aqui definidos. Um sistema de purificação de solvente de TPA filtrado, especialmente como um auxiliar de separação azeotrópica para recuperação ou componentes catalisadores de TPA, de um modo mais preferido, compreendendo acetato de isopropilo, de acordo com as referencias aqui contidas. Um processo para purificar TPA por hidrogenação catalítica, selectiva de TPA em bruto. Um purificador num ventilador de ambiente de um processo de TPA ou PET ou tanque de armazenamento.

É preferido alimentar, pelo menos, uma parte de condensado de permutação térmica fornecendo oxidante em, pelo menos, um sistema de água utilitária, de um modo mais preferido, compreendendo os seguintes sistemas, e de um modo muito preferido, para utilização por um processo de TPA e/ou processo de PET adjacente. Um sistema de arrefecimento de água, de um modo mais preferido, um sistema de torre de arrefecimento de água, em que água é arrefecida por contacto directo com ar. Um sistema de água filtrada. Um sistema de água desionizada e/ou desmineralizada. Um sistema de água de incêndio.

A quantidade de condensado de permutação térmica fornecendo oxidante varia com a humidade ambiente, com a temperatura de meio de arrefecimento, com a taxa de alimentação de pX e com dióxigénio em excesso no efluente gasoso de reacção, momentaneamente e em média. Por conseguinte, é preferido que utilizações divulgadas preferidas compreendam, pelo menos, cerca de 0,01 ou 0,02 ou 0,04 ou 0,08 quilogramas de condensado de permutação térmica fornecendo oxidante por quilograma de pX alimentado para o meio de reacção de oxidação correspondente.

Geralmente, é preferido ventilar vapor de água em aproximadamente equilíbrio contínuo com a sua introdução via vários passos de processo; mas, mesmo assim, é inevitável que existam distúrbios de produção e actividades de manutenção que produzam um temporário excesso de águas residuais líquidas. Por exemplo, a abertura do tanque de processo para inspecção ou reparação durante um encerramento de processo é muitas vezes precedida por cuidadosa lavagem com água ou vaporização para remover essencialmente todo o solvente, substrato, e produto; e a quantidade dessa água de distúrbio pode ser maior para maiores actividades de manutenção. É preferido para proporcionar, pelo menos, um reservatório de armazenamento para águas residuais líquidas e que estas águas residuais líquidas sejam subsequentemente devolvidas a, pelo menos, um passo de processo e subsequentemente ventiladas como vapor de água, de acordo com outras divulgações aqui. É preferido que esses reservatórios de armazenamento para águas residuais líquidas proporcionem isolamento efectivo para controlar a libertação de VOC para o meio ambiente. É preferido que o volume desses reservatórios de armazenamento seja, pelo menos, cerca de 50 ou 100 ou 200 ou 400 metros cúbicos. É preferido que o volume desses reservatórios de armazenamento seja inferior cerca de 12000 ou 9000 ou 6000 ou 3000 metros cúbicos.

Ao combinar vários aspectos relacionados com a expulsão de água na forma de vapor para o meio ambiente, de um modo mais preferido, após tratamento num TOD, juntamente com a utilização de condensado de permutação térmica fornecendo oxidante e/ou água purificadora de bromo em aplicações divulgadas para água de processo e/ou utilitária, é preferido produzir menos do que cerca de 400 ou 350 ou 300 ou 250 ou 200 ou 100 ou 50 ou

20 gramas de efluente de águas residuais líquidas por quilograma de produto de TPA sólido formado. É preferido que este desempenho seja mantido essencialmente continuamente por longos períodos. É preferido produzir estes baixos níveis de efluente de águas residuais líquidas por, pelo menos, cerca de 60 ou 80 ou 90 ou 95 por cento do tempo num período contínuo de 24 horas. É preferido produzir estes baixos níveis médios de efluente de águas residuais durante um período de, pelo menos, cerca de 4, ou 16, ou 64, ou 254 dias. Uma instalação de síntese de PET também produz água a partir de reacções convertendo, pelo menos, uma parte de TPA em PET, e esta água está muitas vezes contaminada com vários compostos VOC, e. g., etilenoglicol, acetaldeído, e vários dioxolanos. É preferido tratar, pelo menos, uma parte da água contaminada da formação de PET numa instalação comum, partilhada juntamente com água da formação de TPA de uma instalação adjacente de TPA. De um modo preferido, a referida água contaminada da formação de PET é deixada na forma de vapor ao sair da referida instalação de PET para tratamento, ou é convertida para uma forma de vapor utilizando, pelo menos, uma parte da energia térmica da referida instalação de TPA adjacente.

Noutra forma de realização da invenção, a quantidade de água gerada como um sub-produto ou adicionada à oxidação que sai da referida instalação de produção para o meio ambiente externo como um vapor é, pelo menos, 0,3 ou 0,4 ou 0,49 quilogramas por quilograma de composto aromático. Como aqui utilizado, a instalação de produção pode incluir tratamento de águas residuais.

De um modo mais preferido, pelo menos, uma parte da água vaporizada da formação de PET a partir de reacções numa

instalação de síntese de PET adjacente é tratada juntamente com pelo menos uma parte de água vaporizada da formação de TPA num TOD partilhado, comum, de um modo ainda mais preferido um RTO, de acordo com qualquer e/ou todas as divulgações aqui, pertencentes ao processamento do efluente gasoso de reacção a partir de meio de reacção de oxidação. É preferido que, pelo menos, uma parte de meio de reacção de oxidação que forma TPA seja localizada de tal modo que a distância mínima horizontal da referida instalação de síntese de PET seja inferior a cerca de 1800 ou 900 ou 300 ou 100 metros. É preferido que, pelo menos, uma parte de TPA seja alimentada num meio de reacção da referida instalação de síntese de PET dentro inferior a cerca de 72 ou 24 ou 12 ou 4 horas após ser formado a partir de para-xileno. É preferido processar, pelo menos, cerca de 40 ou 60 ou 70 ou 80 por cento em peso do efluente gasoso da referida instalação de síntese de PET num TOD partilhado, comum, de um modo ainda mais preferido um RTO com, pelo menos, cerca de 40 ou 60 ou 70 ou 80 por cento em peso do efluente gasoso de reacção de, pelo menos, um meio de reacção de oxidação primário. É preferido que processar, pelo menos, cerca de 40 ou 60 ou 70 ou 80 por cento em peso da água da formação de TPA de uma instalação de produção de TPA seja processado num TOD partilhado comum, de um modo ainda mais preferido, um RTO com, pelo menos, cerca de 40 ou 60 ou 70 ou 80 por cento em peso da água de formação de PET na referida instalação de síntese de PET.

É preferido que o fluxo normal dos efluentes de águas residuais de processo da referida instalação de síntese de PET combinado com o fluxo normal dos efluentes de águas residuais da referida instalação de produção de TPA seja menos do que cerca de 400 ou 200 ou 100 ou 50 gramas de efluentes de águas residuais líquidas por quilograma de PET formado. Se a

quantidade de TPA produzido na referida instalação de produção de TPA difere da quantidade de TPA consumida na referida instalação de síntese de PET por mais que 10 por cento em peso, então o efluente líquido de águas residuais da referida instalação de TPA é calculado pela proporção da sua utilização na referida instalação de PET, este valor é somado com o efluente líquido de águas residuais da referida instalação de PET, e a é dividida pela quantidade de PET produzido.

Lisboa, 21 de Maio de 2014

REIVINDICAÇÕES

1. Processo para produzir um ácido dicarboxílico aromático, o referido processo compreendendo:

(a) oxidar um composto aromático em, pelo menos, um oxidante para desse modo produzir um efluente gasoso oxidante e um produto oxidante compreendendo um ácido dicarboxílico aromático;

(b) introduzir, pelo menos, uma parte do referido efluente gasoso oxidante num sistema de recuperação de solvente para, desse modo, produzir um efluente gasoso pobre em solvente e um solvente recuperado;

(c) adicionar produtos de combustão aquecidos ao referido efluente gasoso pobre em solvente para, desse modo, proporcionar um efluente gasoso aquecido compreendendo VOC; e

(d) passar, pelo menos, uma parte do referido efluente gasoso aquecido através de um turbo-expansor, em que, pelo menos, 50 em percentagem molar dos compostos de hidrocarbilo presentes no referido efluente gasoso pobre em solvente que saem do referido sistema de recuperação de solvente, são passados através do referido turbo-expansor.

2. Processo de acordo com a reivindicação 1, em que os referidos produtos de combustão quentes são adicionados ao referido efluente gasoso pobre em solvente numa quantidade

suficiente para manter os referidos produtos de combustão aquecidos a uma temperatura que é, pelo menos, 5 °C superior à temperatura do seu ponto de condensação local em todos os pontos durante a passagem do referido efluente gasoso aquecido através do referido turbo-expansor.

3. Processo de acordo com a reivindicação 1, em que a temperatura do referido efluente gasoso aquecido é, pelo menos, 10 °C superior à temperatura do referido efluente gasoso pobre em solvente.
4. Processo de acordo com a reivindicação 1, em que a quantidade de energia térmica adicionada ao referido efluente gasoso pobre em solvente pelos referidos produtos de combustão quentes é, pelo menos, 100 watts por quilograma do referido composto aromático alimentado ao referido oxidante.
5. Processo de acordo com a reivindicação 1, em que quantidade de energia térmica adicionada ao referido efluente gasoso pobre em solvente pelos referidos produtos de combustão quentes é inferior a 1000 watts por quilograma do referido composto aromático alimentado ao referido oxidante.
6. Processo de acordo com a reivindicação 1 compreendendo ainda a oxidação de um combustível com dioxigénio para desse modo produzir os referidos produtos de combustão quentes, em que o referido combustível compreende compostos de hidrocarbilo.

7. Processo de acordo com a reivindicação 6, em que o referido combustível compreende predominantemente metanol, etanol, metano, propano, butano, e/ou fuelóleo.
8. Processo de acordo com a reivindicação 6, em que o referido combustível compreende, pelo menos, 50 por cento em peso de metano.
9. Processo de acordo com a reivindicação 6 compreendendo ainda comprimir ar num compressor de ar para, desse modo, proporcionar ar comprimido, compreendendo ainda introduzir uma primeira parte do referido ar comprimido no referido oxidante, compreendendo ainda utilizar uma segunda parte do referido ar comprimido para fornecer, pelo menos, uma parte do referido dióxigénio utilizado para oxidar o referido combustível.
10. Processo de acordo com a reivindicação 9, em que um catalisar de oxidação não é utilizado para promover a referida oxidação do referido combustível.
11. Processo de acordo com a reivindicação 10, em que, pelo menos, 10 por cento em peso dos compostos de hidrocarbilo presentes no referido efluente gasoso pobre em solvente não são queimados antes de sair do último passo do referido turbo-expansor.
12. Processo de acordo com a reivindicação 11, em que, pelo menos, 50 por cento do acetato de metilo presente no referido efluente gasoso pobre em solvente removido do referido sistema de recuperação de solvente é passado através do referido turbo-expansor.

13. Processo de acordo com a reivindicação 1 ou 6 compreendendo ainda arrefecer um efluente gasoso do turbo-expansor que sai do último passo do referido turbo-expansor num condensador de efluente gasoso, condensando, desse modo vapor de água presente no referido efluente gasoso do turbo-expansor para desse modo proporcionar um efluente condensado compreendendo um efluente gasoso condensado e um líquido condensado.
14. Processo de acordo com a reivindicação 13 compreendendo ainda passar, pelo menos, uma parte do referido efluente condensado através de um tanque de eliminação para, desse modo, separar o referido efluente condensado num efluente gasoso de eliminação e num líquido de eliminação.
15. Processo de acordo com a reivindicação 14 compreendendo ainda submeter, pelo menos, uma parte do referido efluente gasoso de eliminação a destruição oxidativa térmica (TOD) num dispositivo de TOD para, desse modo, produzir efluente gasoso de TOD.
16. Processo de acordo com a reivindicação 15 compreendendo ainda tratar o referido efluente gasoso de TOD num purificador de bromo para, desse modo, produzir um efluente gasoso pobre em bromo.
17. Processo de acordo com a reivindicação 1 ou 6, em que o referido composto aromático é para-xileno e/ou meta-xileno.

Lisboa, 21 de Maio de 2014

T/I

