



\*PI 05144337\*  
\*PI 05144337\*

**REPÚBLICA FEDERATIVA DO BRASIL**  
MINISTÉRIO DO DESENVOLVIMENTO, INDÚSTRIA E COMÉRCIO EXTERIOR  
**INSTITUTO NACIONAL DA PROPRIEDADE INDUSTRIAL**

## CARTA PATENTE Nº PI 0514433-7

O INSTITUTO NACIONAL DA PROPRIEDADE INDUSTRIAL concede a presente PATENTE DE INVENÇÃO, que outorga ao seu titular a propriedade da invenção caracterizada neste título, em todo o território nacional, garantindo os direitos dela decorrentes, previstos na legislação em vigor.

(21) Número do Depósito: PI 0514433-7

(22) Data do Depósito: 10/08/2005

(43) Data da Publicação do Pedido: 23/02/2006

(51) Classificação Internacional: C07C 29/151; C01C 1/04

(30) Prioridade Unionista: 20/08/2004 GB 0418654.0

(54) Título: PROCESSO PARA USO EM REAÇÕES EM FASE GASOSA

(73) Titular: DAVY PROCESS TECHNOLOGY LIMITED, Sociedade Britânica. Endereço: 20 Eastbourne Terrace, London, W2 6LE, Reino Unido (GB).

(72) Inventor: SIMON ROBERT EARLY

Prazo de Validade: 20 (vinte) anos contados a partir de 10/08/2005, observadas as condições legais.

Expedida em: 17 de Março de 2015.

Assinado digitalmente por:

**Júlio César Castelo Branco Reis Moreira**  
Diretor de Patentes



Relatório Descritivo da Patente de Invenção para: **"PROCESSO PARA USO EM REAÇÕES EM FASE GASOSA"**.

A presente invenção se refere a um processo para uso em reações em fase gasosa exotérmicas em equilíbrio, tais como na síntese de metanol e na síntese de amônia.

O metanol é geralmente produzido pela conversão de gás de síntese (uma mistura de óxidos de carbono e hidrogênio) na presença de um catalisador adequado. Esse processo convencional para a produção de metanol é descrito em detalhes em Kirk-Othmer Encyclopaedia of Chemical Technology, Quarta Edição, Volume 16, páginas 545 a 549. O gás de síntese é geralmente obtido a partir de uma matéria-prima carbonácea, geralmente uma matéria-prima hidrocarbonácea, tal como gás natural, geralmente por reforma de vapor.

A amônia é geralmente produzida a partir de uma mistura de hidrogênio e nitrogênio na presença de um catalisador adequado através do processo de Haber.

Como os produtos dessas e de outras reações em fase gasosa exotérmicas são comercialmente importantes tanto por si só quanto como materiais de partida para outras reações, tem sido realizado muito desenvolvimento para otimizar os processos para as suas produções. Para facilidade de referência, muito da seguinte discussão será direcionada

para a produção de metanol. Entretanto, será entendido que o processo da presente invenção é igualmente aplicável a outras reações.

Na forma mais simples, um processo convencional para a produção de metanol compreende gases de alimentação sendo 5 pré-aquecidos pela troca de calor com uma corrente de produto do reator e, a seguir, a passagem para um reator contendo um catalisador adequado. A corrente de produto do reator é resfriada por troca de calor com os gases de 10 alimentação que entram e, então, condensada contra ar e/ou água de resfriamento para recuperar o metanol bruto num separador vapor/líquido. Uma pequena proporção da matéria-prima não-convertida e inertes do separador suspenso podem ser purgados para controlar o nível de inertes no sistema. 15 O restante pode ser reciclado para o reator. O produto bruto pode, então, ser adicionalmente processado. A conversão alcançável do gás de síntese para metanol é limitada pelo equilíbrio da reação.

Esse processo da técnica anterior é ilustrado 20 esquematicamente na Figura 1, a qual demonstra o diagrama para uma síntese de metanol convencional. Nesse processo, o gás de *make-up* é comprimido e alimentado no *loop* de síntese na linha 1, onde ele é misturado com gás de reciclo e alimentado na linha 2 para o trocador 3, onde ele é

aquecido antes de ser alimentado na linha 4 para o reator 5. No reator, uma porção do gás é convertida a metanol sobre um catalisador de síntese de metanol (não mostrado). O gás que sai do reator na linha 6, o qual compreenderá gás de alimentação não-reagido, produto, água e inertes, é 5 resfriado no trocador 3 antes de ser passado na linha 7 para o condensador 8 onde ele será ainda resfriado e condensado contra o ar e/ou água de resfriamento na corrente 9. No condensador 8, o produto metanol e a água no 10 gás são condensados. Essa mistura condensada é separada no separador gás/líquido 10 e o produto bruto e qualquer água presente são passados para purificação adicional na linha 11. O gás não-reagido e os inertes são removidos do separador gás/líquido 10 e passados na linha 12 para a 15 sucção de um circulador 13. Uma purga pode ser feita antes do circulador na linha 14 para impedir o acúmulo de inertes no *loop* de síntese. O gás é então reciclado na linha 15, misturado com o gás de *make-up* da linha 1 e passado através do trocador 3 para o reator 5. O processo, conforme 20 ilustrado na Figura 1, é geralmente adequado para uso em plantas as quais têm uma capacidade de cerca de 1.500 até cerca de 2.500 toneladas de metanol por dia.

Em virtude da importância do metanol e dos produtos de outras reações em fase gasosa exotérmicas em equilíbrio,

existe uma necessidade de aumentar a capacidade do processo de produção, e foi sugerido que um sistema de capacidade maior pode ser conseguido pela divisão do reator em dois ou mais reatores, os quais juntos com o equipamento associado operam em paralelo. Nesse arranjo, o trocador e o condensador tornam-se de cascos múltiplos e os loops são divididos no ponto no qual o gás de *make-up* e o gás de reciclo são misturados e, então, recombinados no separador gás/líquido. Esse arranjo permite o grande volume de catalisador que é necessário para alcançar o nível desejado de conversão a ser ajustado. Dessa forma, será entendido que a colocação dos reatores em paralelo essencialmente resulta no uso de dois loops paralelos com um estágio de separação de produto comum.

Como uma alternativa a esses arranjos em paralelo, foi sugerido que dois ou mais reatores possam ser operados em série uma vez que isso possa permitir conversões mais elevadas por ciclo de loop a ser alcançado. No documento US 1868096, um sistema é descrito no qual a alimentação é passada para um primeiro reator no qual uma conversão parcial para metanol ocorre. A mistura de produto e de gases não-reagidos é resfriada e parcialmente condensada e o metanol é coletado num receptor. Os gases não-reagidos remanescentes são aquecidos e, então,

introduzidos num segundo reator. Esse procedimento continua através de uma série de reatores.

O documento US 1959219 descreve um processo para a produção de compostos contendo carbono, hidrogênio e oxigênio em múltiplos loops de reação. Uma série de reatores é usada, pelo menos no primeiro loop.

O documento US 4346179 descreve um processo alternativo para a produção de metanol a partir de gás de síntese em dois reatores. Nesse arranjo, gases não-reagidos saindo do segundo reator são reciclados de volta para a entrada do segundo reator. De maneira similar, o documento US 4766154 descreve um arranjo no qual há um processo em dois estágios e onde material não-reagido do segundo reator é reciclado para a entrada do segundo reator para melhorar a eficiência do processo. O sistema do documento US 4766154 é descrito com referência a uma reação em fase líquida. Um outro exemplo de um sistema em fase líquida pode ser encontrado no documento US 5179129.

Um sistema alternativo é descrito no documento US 5216034 no qual um processo para a produção de metanol é executado num sistema de reação de estágios múltiplos compreendendo leitos fluidizados múltiplos com remoção de metanol entre cada leito fluidizado. O documento US 5631302 revela, de maneira similar, a remoção de produto entre

reatores em série.

Os documentos US 6387963 e US 6433029 descrevem processos nos quais os reatores são usados em série com alguns ou todos os gases de *make-up* sendo adicionados ao  
5 segundo reator ou aos reatores subseqüentes.

Enquanto esses processos oferecem algumas melhorias em relação ao processo básico convencional para a produção de metanol conforme ilustrado na Figura 1, eles ainda sofrem de várias desvantagens e prejuízos. Por exemplo, enquanto a  
10 remoção de produto entre os reatores pode empurrar o equilíbrio em favor de mais formação de produto, temperaturas aumentadas serão necessárias para alcançar taxas de reação aceitáveis no segundo reator e nos reatores subseqüentes, os quais podem resultar num aumento da taxa  
15 de desativação do catalisador e, portanto, uma redução na vida do catalisador.

Um processo pode ser proposto no qual a conversão de gases de reação em produto é aumentada, combinada com uma redução no volume de catalisador utilizado e no qual a  
20 razão de circulação de gás não-reagido em qualquer reciclo para o gás de *make-up* pode ser reduzida. Entretanto, as pressões parciais mais altas dos reagentes nos reatores podem levar à reação excessiva e a altas temperaturas. Isso pode ser um problema particular no início das condições de

vida para o reator. Essas altas temperaturas podem levar a uma taxa de desativação mais alta para o catalisador.

Assim, existe uma necessidade de um processo otimizado o qual capacitará volumes maiores do produto desejado a ser  
5 produzido de uma forma econômica sem redução na expectativa de vida do catalisador. De acordo com a presente invenção, é fornecido um processo para o uso em reações em fase gasosa exotérmicas em equilíbrio compreendendo as etapas de:

- 10 (a) fornecer um corrente de reciclo com a adição de gás de *make-up*, para formar uma corrente de gás de alimentação;
- (b) aquecer a corrente de gás de alimentação;
- (c) passar a corrente de gás de alimentação aquecida para um primeiro reator contendo um catalisador para as reações
- 15 exotérmicas em fase gasosa em condições adequadas para a reação;
- (d) remover uma corrente de produto compreendendo o produto e gases não-reagidos do primeiro reator;
- (e) resfriar e condensar parcialmente a corrente de produto
- 20 para formar uma fase gasosa e um fase líquida;
- (f) separar a fase líquida contendo o produto desejado a partir da corrente de produto e remover a referida fase líquida;
- (g) separar a fase gasosa da corrente de produto para

formar uma corrente de gás;

(h) misturar opcionalmente a corrente de gás da corrente de produto com gás de *make-up* adicional;

(i) aquecer a corrente de gás;

5 (j) passar a corrente de gás aquecido para um reator final contendo um catalisador para as reações exotérmicas em fase gasosa em condições adequadas para a reação;

(k) remover uma corrente de produto final compreendendo o produto e gases não-reagidos do reator final;

10 (l) resfriar e condensar parcialmente a corrente de produto final para formar uma fase gasosa final e uma fase líquida final;

(m) separar a fase líquida final contendo o produto desejado a partir da corrente de produto final e remover a

15 referida fase líquida final; e

(n) separar a fase gasosa da corrente de produto final e reciclar o gás para a etapa (a);

e no qual a corrente de gás da etapa (g) é comprimida antes do aquecimento na etapa (i).

20 Foi surpreendentemente descoberto que o processo da presente invenção capacita a produção do produto desejado a ser alcançado enquanto ocorre a redução da taxa de circulação de gases e o controle das temperaturas dentro dos reatores, de forma que um tempo de vida útil aceitável

do catalisador possa ser alcançado. Nesse contexto, é notado que o processo da presente invenção oferece uma redução de cerca de 20% na taxa de circulação em torno do loop reacional em comparação com os arranjos da técnica anterior nos quais reatores paralelos são usados. Isso tem um benefício significativo, uma vez que o tamanho máximo do loop reacional é geralmente ajustado pelo tamanho do compressor disponível. Uma vez que o tamanho do compressor pode ser limitado pelo fluxo de volume efetivo ( $\text{m}^3/\text{h}$ ) na sucção do compressor, se a taxa de circulação requerida por tonelada de produto for reduzida em 30%, então um loop com uma capacidade 30% maior pode ser usado dentro do mesmo limite de tamanho do compressor.

É reconhecido que a economia na taxa de circulação é balanceada contra um aumento na queda de pressão em torno do loop, a qual é alcançada quando os reatores são colocados em série, o que irá resultar num aumento nos requerimentos de energia para o compressor circulante. Entretanto, uma vez que pelo menos uma porção do gás de *make-up* é adicionada ao primeiro reator, o qual está geralmente operando numa pressão mais baixa, o requerimento de energia para o compressor de *make-up* é reduzido, tal que o requerimento de energia global dos compressores não é maior do que aquele necessário para um arranjo de reatores

em paralelo.

No processo da presente invenção, a redução da taxa de circulação do gás reciclado e, portanto, a razão de circulação, aumenta a pressão parcial dos reagentes nos reatores e, dessa forma, aumenta a taxa de reação disponível a qual, por sua vez, melhora a produtividade. Conforme discutido acima, a redução na taxa de circulação nos arranjos da técnica anterior resultou em temperaturas aumentadas as quais, por sua vez, resultaram numa taxa mais elevada de desativação do catalisador. Entretanto, na presente invenção, a adição de gás de *make-up* pelo menos ao primeiro reator, permite que a pressão parcial em cada reator seja ajustada e, dessa forma, fornece um nível de controle sobre o montante da reação que ocorre em cada reator. Isso, por sua vez, permite o controle das temperaturas de pico particularmente no início da vida do processo e, portanto, uma redução na desativação a qual levará a um tempo de vida mais longo do catalisador, com manutenção da atividade aceitável do catalisador por um período mais longo.

Num arranjo da presente invenção, o gás de *make-up* é adicionado tanto na etapa (a) quanto na etapa (h). A quantidade relativa de gás de *make-up* adicionada nas etapas (a) e (h) pode ser ajustada durante a vida do catalisador

para maximizar a conversão de reagentes em produto. Num arranjo alternativo, mais de 50% do gás de *make-up* é adicionado na etapa (a). Num arranjo preferido, mais de 75%, preferivelmente mais de 80% do gás de *make-up* é  
5 adicionado na etapa (a).

Uma outra vantagem notada para o processo da presente invenção é que uma redução na quantidade de catalisador necessária pode ser alcançada em relação a que foi requerida em sistemas da técnica anterior. Particularmente,  
10 reduções no volume do catalisador por volta de 30 a 40% em relação aos sistemas de reatores em paralelo da técnica anterior podem ser alcançadas para a mesma capacidade de produção de metanol. Isso representa uma economia de custo significativa tanto no custo do catalisador quanto no custo  
15 do reator, uma vez que uma redução nos requerimentos de volume de catalisador significará que um reator menor pode ser usado em relação ao que pode ser usado nos sistemas em paralelo. O uso de reatores menores oferece economias tanto nos custos de fabricação quanto nos custos de transporte.

20 Um outro benefício do arranjo da presente invenção é que a taxa de fluxo através de cada reator é mais alta do que aquela alcançada no sistema em paralelo. Esse aumento no fluxo fornece uma remoção de calor melhorada a partir do catalisador e um melhor controle da temperatura do leito do

catalisador. Além disso, a taxa de reação alcançável é aumentada em relação àquela alcançável no sistema de reatores em paralelo.

Este controle aumentado de temperatura e a capacidade  
5 de aplicar gás de *make-up* ao primeiro reator ou ajustar a divisão do gás de *make-up* entre os reatores, permite o controle sobre a temperatura de pico, particularmente no início da vida do catalisador. Esse é um benefício substancial em relação ao arranjo de reatores em paralelo e  
10 isso permite o controle da reação pelo controle dos níveis de reagentes nos reatores. Assim, um grau de liberdade adicional no controle da reação, particularmente no início do tempo de vida, é alcançado.

Num arranjo alternativo, um ou mais reatores  
15 adicionais podem ser incluídos entre o primeiro reator e o reator final. Cada reator adicional terá preferivelmente um sistema de separação de produto dedicado. Numa configuração alternativa, um ou mais reatores adicionais podem não ter um sistema de separação de produto. Gás de *make-up*  
20 adicional pode ser adicionado a um ou mais de cada um dos reatores adicionais. Onde há uma pluralidade de reatores adicionais, o gás de *make-up* pode ser adicionado a algum ou a todos os reatores adicionais.

Um ou mais dos reatores pode compreender dois ou mais

reatores em paralelo de maneira convencional.

Qualquer tipo adequado de reator pode ser usado para o primeiro reator, para o reator final e para quaisquer reatores adicionais. Os reatores podem ser os mesmos ou de  
5 um tipo diferente.

Um pré-conversor adiabático pode ser incluído antes do primeiro reator para permitir temperaturas mais baixas do gás de alimentação a serem usadas no primeiro reator e para aumentar a conversão nesse reator. Num arranjo alternativo,  
10 um pré-conversor adiabático pode ser incluído antes de algum ou cada um dos reatores presentes.

Uma purga pode ser incluída em qualquer ponto adequado no sistema para impedir o acúmulo de inertes.

O processo da presente invenção pode ser usado numa  
15 ampla faixa de reações exotérmicas. Ele é particularmente adequado para uso na produção de metanol ou amônia.

O catalisador usado na presente invenção será selecionado para ser apropriado para o processo sendo executado. O catalisador no primeiro reator, no reator  
20 final e em quaisquer reatores adicionais pode ser o mesmo ou diferente. O catalisador para uso na síntese de metanol é preferivelmente selecionado, mas não está limitado, a catalisadores contendo cobre, por exemplo, catalisadores de CuO-ZnO reduzidos. Os catalisadores preferidos são aqueles

vendidos sob a designação MK-101 pela Haldor Topsøe A/S, Dinamarca, e sob a série de designação 51 pela JM Catalysts. Para a síntese de amônia, catalisadores preferidos incluem Fe impregnado com óxidos não-reduzíveis de K, Ca, Al, Be, Ce, Si ou suas misturas.

Quaisquer condições reacionais adequadas podem ser usadas e dependerão da reação sendo executada. Em geral, elas serão similares àquelas conhecidas para sistemas convencionais. Entretanto, devido ao uso do gás de *make-up* sendo alimentado ao primeiro reator, a pressão de fornecimento seria menor do que aquela notada em sistemas convencionais. Para a síntese de metanol, os reatores podem estar numa pressão entre cerca de  $30 \times 10^5$  Pa (30 bar) e cerca de  $100 \times 10^5$  Pa (100 bar), ainda mais preferivelmente cerca de  $50 \times 10^5$  Pa (50 bar) até cerca de  $80 \times 10^5$  Pa (80 bar). A temperatura reacional está normalmente entre cerca de 200°C e cerca de 300°C, por exemplo, entre cerca de 250°C e cerca de 280°C. Para a síntese de amônia, o reator é tipicamente mantido numa pressão de até cerca de  $200 \times 10^5$  Pa (200 bar). Pressões entre cerca de  $70 \times 10^5$  Pa (70 bar) e cerca de  $200 \times 10^5$  Pa (200 bar) são preferidas e uma pressão típica é de cerca de  $140 \times 10^5$  Pa (140 bar). Na síntese de amônia, temperaturas entre cerca de 230°C e cerca de 550°C são tipicamente usadas.

A presente invenção será agora descrita, a título de exemplo, com referência às figuras associadas nas quais:

- a Figura 1 é um diagrama esquemático de um sistema da técnica anterior; e
- 5 - a Figura 2 é um diagrama esquemático do aparelho para uso no processo da presente invenção.

Para evitar dúvidas, a Figura 2 tem apenas a intenção de ser um auxílio no entendimento da invenção e não pretende ser interpretada como limitante do escopo da invenção em relação ao arranjo preciso dos componentes 10 ilustrados ou ao seu posicionamento, à forma do vaso do reator ou quaisquer uma de suas características subordinadas. Será entendido que o sistema é capaz de operar no contexto de uma multidão de *loops* de processo 15 conhecidos para a síntese de amônia ou metanol ou qualquer outro arranjo adequado. Será ainda entendido pelos indivíduos versados na técnica que os desenhos são diagramáticos e que outros itens do equipamento, tais como tambores de matérias-primas, bombas, bombas de vácuo, 20 compressores, compressores de reciclo de gás, sensores de temperatura, sensores de pressão, válvulas de alívio de pressão, válvulas de controle, controladores de fluxo, controladores de nível, tanques de retenção, tanques de armazenamento e semelhantes, podem ser necessários numa

planta comercial. A provisão de tal equipamento subordinado não forma parte da presente invenção e está de acordo com a prática de engenharia química convencional.

O processo será descrito a título de exemplo com  
5 referência à produção de metanol.

Conforme ilustrado na Figura 2, o gás de *make-up* é comprimido e alimentado no *loop* de síntese na linha 16, onde ele é misturado com gás de reciclo e alimentado na linha 17 para o trocador 18, onde ele é aquecido antes de  
10 ser alimentado na linha 19 para o reator 20. No reator, parte do gás é convertida em metanol sobre um catalisador de síntese de metanol. O gás que sai do reator na linha 21 é resfriado no trocador 18 antes de ser passado na linha 22 para o condensador 23, onde ele é adicionalmente resfriado  
15 e parcialmente condensado contra ar ou água de resfriamento. No condensador 23, o produto metanol e água no gás são condensados. Essa mistura condensada é separada no separador gás/líquido 24 e o produto bruto e qualquer água presente são passados para purificação adicional na  
20 linha 25.

O gás é removido do separador gás/líquido 24 e, opcionalmente, misturado com gás de *make-up* adicionado na linha 26 e passado na linha 38 para a sucção de um circulador 27. Esse gás sai do circulador 27 na linha 28 e

é aquecido no trocador final 29 contra o gás do reator final 37. O gás aquecido é então passado na linha 30 para o reator final 37, onde pelo menos parte do gás não-reagido é convertido em metanol sobre um catalisador de síntese de metanol. O gás que sai do reator final na linha 31 é resfriado no trocador 29 antes de ser passado para o condensador 32 na linha 33 onde ele é ainda resfriado e parcialmente condensado. Essa mistura condensada de água e metanol é separada no separador gás/líquido 34 e o produto bruto e qualquer água presente são passados para purificação adicional na linha 35, onde ele é preferivelmente combinado com a mistura metanol/água na linha 25.

O gás do separador gás/líquido 34 é reciclado na linha 36, onde ele pode ser misturado com gás de *make-up* na linha 16 antes de ser aquecido e retornar para o primeiro reator 20. Uma purga pode ser feita a partir da corrente de reciclo na linha 39 para impedir o acúmulo de inertes no *loop*.

No início da vida do processo, o gás de *make-up* é desviado para o reator final 37 e é introduzido na linha 26 para permitir o controle da reação e a temperatura de pico e de operação nos reatores 20 e 37.

A presente invenção será agora ainda exemplificada com

referência aos dados para o Exemplo 1 e para o Exemplo Comparativo 1, os quais estão demonstrados na Tabela 1 na qual as condições de operação para um processo de produção de metanol de acordo com a presente invenção (Exemplo 1) é comparado com um arranjo da técnica anterior (Exemplo Comparativo 1) em que são usados reatores em paralelo.

Tabela 1

Configuração		Fim de vida		Início de vida	
		Exemplo Comparativo 1	Exemplo 1	Exemplo Comparativo 1	Exemplo 1
No. de reatores		2	2	2	2
Tempo em linha	Meses	36	36	0	0
Fabricação de produto (por reator)	MTPD	2500/2500	3023/ 1977	2500/2500	2687/ 2313
Fluxo do circulador (% relativa ao EOL paralelo)		100	77	109	78
MUG para o reator final	%	-	0	-	50
<b>Reatores</b>					

Pressão	bar	70	65/70	70	65/70
T pico	°C	268	270/270	270	270/270
Volume de catalisador (% relativa ao Paralelo)		100	70	100	70
<b>Compressores/Queda de Pressão</b>					
Energia do circulador	MW	11	15	13	16
Energia do compressor de gás de síntese	MW	54	50	51	49
Energia total do compressor	MW	65	65	64	65
Queda de pressão no loop	bar	6	10	6	10

Assim, pode ser observado que para a mesma produção de metanol, o volume de catalisador conversor necessário na presente invenção e, dessa forma, os reatores, são todos reduzidos em tamanho. De maneira similar, o fluxo de

5 circulação é reduzido e a queda de pressão no loop

aumentou. Isso resultou num aumento na energia do circulador, mas quando combinada com a redução no compressor de gás de síntese, a mesma energia de compressão total é alcançada. A temperatura do pico dos reatores é controlada, apesar da taxa de circulação reduzida. Isso é particularmente notável no início da vida, quando um pouco do gás de *make-up* é desviado do reator final.

## REIVINDICAÇÕES

1. Processo para uso nas reações em fase gasosa exotérmicas em equilíbrio, **caracterizado pelo** fato de compreender as etapas de:
  - 5 (a) fornecer uma corrente de reciclo com a adição de gás de *make-up*, para formar uma corrente de gás de alimentação;
  - (b) aquecer a corrente de gás de alimentação;
  - (c) passar a corrente de gás de alimentação aquecido
  - 10 para um primeiro reator contendo um catalisador para as reações em fase gasosa exotérmicas em condições adequadas para a reação;
  - (d) remover uma corrente de produto compreendendo produto e gases não-reagidos do primeiro reator;
  - 15 (e) resfriar e condensar parcialmente a corrente de produto para formar uma fase gasosa e uma fase líquida;
  - (f) separar a fase líquida contendo o produto desejado a partir da corrente de produto e remover a referida fase líquida;
  - 20 (g) separar a fase gasosa da corrente de produto para formar uma corrente de gás;
  - (h) misturar opcionalmente a corrente de gás da corrente de produto com gás de *make-up* adicional;
  - (i) aquecer a corrente de gás;

- (j) passar a corrente de gás aquecido para um reator final contendo um catalisador para as reações em fase gasosa exotérmicas em condições adequadas para a reação;
- (k) remover uma corrente de produto final compreendendo  
5 o produto e gases não-reagidos do reator final;
- (l) resfriar e condensar parcialmente a corrente de produto final para formar uma fase gasosa final e uma fase líquida final;
- (m) separar a fase líquida final contendo o produto  
10 desejado a partir da corrente de produto final e remover a referida fase líquida final; e
- (n) separar a fase gasosa da corrente de produto final e reciclar o gás para a etapa (a);
- e no qual a corrente de gás da etapa (g) é comprimida  
15 antes do aquecimento na etapa (i).
2. Processo, de acordo com a reivindicação 1, **caracterizado pelo** fato de que o gás de *make-up* é somente adicionado na etapa (a).
3. Processo, de acordo com a reivindicação 1, **caracterizado**  
20 **pelo** fato de que o gás de *make-up* é adicionado tanto na etapa (a) quanto na etapa (h).
4. Processo, de acordo com a reivindicação 3, **caracterizado pelo** fato de que a corrente de gás da etapa (g) é comprimida depois da adição de gás de *make-up* na etapa

(h) e antes do aquecimento na etapa (i).

5. Processo, de acordo com a reivindicação 4, **caracterizado pelo** fato de que a quantidade relativa de gás de *make-up* adicionado na etapa (a) e na etapa (h) é ajustada durante a vida do catalisador para maximizar a conversão em produto.
6. Processo, de acordo com a reivindicação 4, **caracterizado pelo** fato de que mais de 50% de gás de *make-up* é adicionado na etapa (a).
- 10 7. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 6, **caracterizado pelo** fato de que um ou mais reatores adicionais são incluídos entre o primeiro reator e o reator final.
8. Processo, de acordo com a reivindicação 7, **caracterizado**  
15 **pelo** fato de que o gás de *make-up* é adicionado a um ou mais reatores adicionais.
9. Processo, de acordo com a reivindicação 7, **caracterizado pelo** fato de que o reator ou cada reator adicional tem um sistema de separação de produto dedicado.
- 20 10. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 9, **caracterizado pelo** fato de que um ou mais dos reatores compreende dois ou mais reatores em paralelo.
11. Processo, de acordo com qualquer uma das

reivindicações de 1 a 10, **caracterizado pelo** fato de que um pré-conversor adiabático é incluído antes do primeiro reator.

12. Processo, de acordo com qualquer uma das  
5 reivindicações de 1 a 11, **caracterizado pelo** fato de que um pré-conversor adiabático é incluído antes de alguns ou de todos os reatores presentes.

13. Processo, de acordo com qualquer uma das  
reivindicações de 1 a 12, **caracterizado pelo** fato de que  
10 o processo é para a produção de metanol ou amônia.

Fig.1.

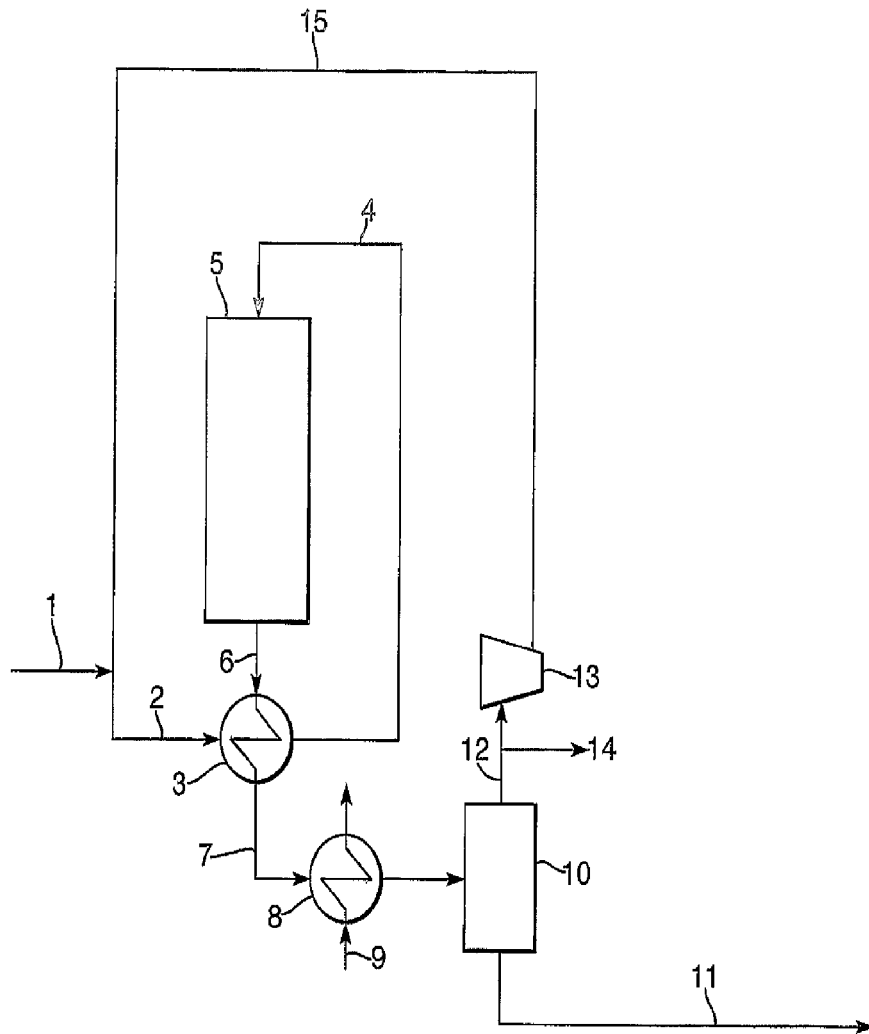
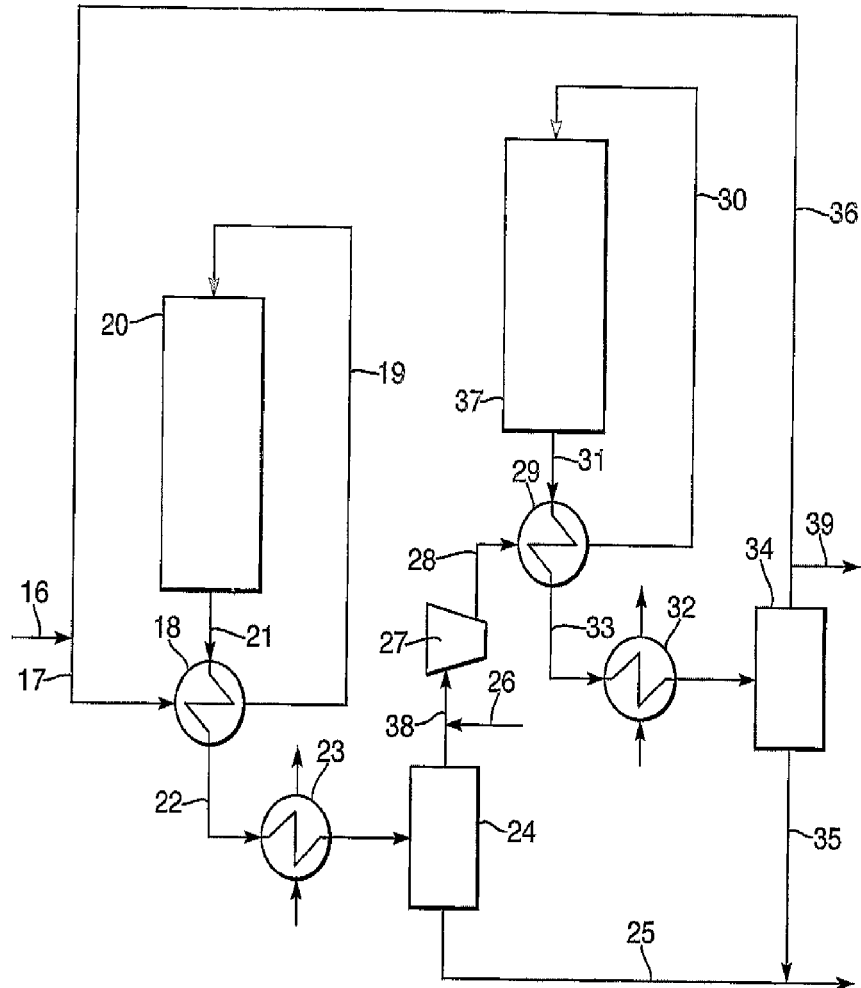


Fig.2.



Resumo da Patente de Invenção para: **"PROCESSO PARA USO EM REAÇÕES EM FASE GASOSA"**.

Processo para uso em reações em fase gasosa exotérmicas em equilíbrio compreendendo as etapas de (a) 5 fornecer uma corrente de reciclo com a adição de gás de *make-up*, para formar uma corrente de gás de alimentação; (b) aquecer a corrente de gás de alimentação; (c) passar a corrente de gás de alimentação aquecido para um primeiro reator contendo um catalisador para as reações em fase 10 gasosa exotérmicas em condições adequadas para a reação; (d) remover uma corrente de produto compreendendo o produto e gases não-reagidos do primeiro reator; (e) resfriar e condensar parcialmente a corrente de produto para formar uma fase gasosa e uma fase líquida; (f) separar a fase 15 líquida contendo o produto desejado a partir da corrente de produto e remover a referida fase líquida; (g) separar a fase gasosa da corrente de produto para formar uma corrente de gás; (h) misturar opcionalmente a corrente de gás da corrente de produto com gás de *make-up* adicional; (i) 20 aquecer a corrente de gás; (j) passar a corrente de gás aquecido para um reator final contendo um catalisador para as reações em fase gasosa exotérmicas em condições adequadas para a reação; (k) remover uma corrente de produto final compreendendo o produto e gases não-reagidos

do reator final; (l) resfriar e condensar parcialmente a corrente de produto final para formar uma fase gasosa final e uma fase líquida final; (m) separar a fase líquida final contendo o produto desejado da corrente de produto final e  
5 remover a referida fase líquida final; e (n) separar a fase gasosa da corrente de produto final e reciclar o gás para a etapa (a); e no qual a corrente de gás da etapa (g) é comprimida antes do aquecimento na etapa (i).