



PI04184777
PI04184777

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

CARTA PATENTE Nº PI 0418477-7

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 0418477-7

(22) Data do Depósito: 22/01/2004

(43) Data da Publicação do Pedido: 04/08/2005

(51) Classificação Internacional: C07C 29/151; C07C 51/12; C07C 53/08; C07C 67/05; C07C 69/15

(54) Título: MÉTODO PARA A FABRICAÇÃO DE METANOL E ÁCIDO ACÉTICO

(73) Titular: ACETEX (CYPRUS) LTD. Endereço: Nicolau Pantadromos Centre Office 908, Block A, Limassol 36 01 Cyprus PO Box 50123, Chipre (CY).

(72) Inventor: DANIEL MARCEL THIEBAUT

Prazo de Validade: 10 (dez) anos contados a partir de 22/04/2015, observadas as condições legais.

Expedida em: 22 de Abril de 2015.

Assinado digitalmente por:

Júlio César Castelo Branco Reis Moreira
Diretor de Patentes



“MÉTODO PARA A FABRICAÇÃO DE METANOL E ÁCIDO ACÉTICO”.

Fundamentos da Invenção

A presente invenção se refere, de uma forma geral, a um método aperfeiçoado para a produção de metanol, ácido acético, e outros produtos químicos, tais como monômero do acetato de vinila (VAM), a partir de gás natural. O método aperfeiçoado integra uma planta de separação de monóxido de carbono com uma unidade de síntese de metanol para formar uma composição otimizada de gás de síntese para a produção de metanol.

O metanol é uma das principais matérias primas da indústria químicas. Dentre os principais usos do metanol estão incluídos a produção do ácido acético, formaldeído e metil-t-butil-éter. Espera-se que a demanda mundial para o metanol cresça nas próximas décadas devido a novas aplicações que se tornam comercializáveis, tais como a conversão do metanol a um gás (Processo Mobil MTG), a conversão do metanol a olefinas leves (Processo Mobil MTG), a conversão do metanol a olefinas leves (Processo MTO da UPO e Norsk Hydro), o uso do metanol para a geração de energia, e o uso do metanol em células combustíveis. O desenvolvimento de tais aplicações está claramente relacionado aos custos dos gastos de produção do metanol. A presente invenção permite a construção de plantas em série-simples altamente eficientes para converter o gás natural ao metanol a um baixo custo e em grandes quantidades.

A fabricação do ácido acético a partir do monóxido de carbono e do metanol usando um catalisador de carbonilação é bem conhecida no estado da técnica. As referências representativas que divulgam este processo e outros processos similares incluem as seguintes patentes americanas: US 1.961.736, de *Carlin e outros* (Tennessee Products); US 3.769, 329, de *Paulik e outros* (Monsanto), US 5.155.261, de *Marston e outros* (Reilly Industries); US 5.672.743, de *Garland e outros* (BP Chemicals); US 5.728.871, de *Joensen e outros* (Haldor Topsoe); US 5.773.642, de *Denis e outros* (Acetex Chimie); US 5.817.869, de *Hinnenkamp e outros* (Quantum Chemical Corporation); US 5.877.347 e US 5.877.348, de *Ditzel e outros* (BP Chemicals); US 5.883.289, de *Denis e outros* (Acetex Chimie); e US 5.883.295, de *Sunley e outros* (BP Chemical), cada uma delas sendo aqui incorporadas como referência.

As matérias-primas primárias para a fabricação de ácido acético são, naturalmente, o monóxido de carbono e o metanol. Numa planta típica para a fabricação do ácido acético, o metanol é importado e o monóxido de carbono, por causa das dificuldades associadas ao seu transporte e ao seu armazenamento, é gerado *in situ*, geralmente por reforma do gás natural ou de um outro hidrocarboneto com vapor d'água e/ou dióxido de carbono. Por esta razão, recentemente, uma especial atenção tem sido focada na construção de plantas integradas, produzindo o metanol e o ácido acético. Uma despesa significativa para a nova capacidade de produção do ácido acético é o custo de capital do equipamento necessário para a geração do monóxido de carbono. Seria bastante desejável que este custo de capital pudesse ser totalmente eliminado ou pelo menos significativamente reduzido.

As matérias-primas primárias para a fabricação do monômero do acetato de vinila são o etileno, o ácido acético e o oxigênio. O dióxido de carbono é produzido como um subproduto indesejável da reação e deve ser removido do etileno reciclado.

Uma despesa significativa da nova capacidade de produção do gás de síntese, metanol, ácido acético e derivados de ácidos acético, tal como o VAM, é o custo de capital do equipamento necessário. Outras despesas significativas incluem os custos operacionais, incluindo o custo das matérias-primas. Seria bastante desejável que este custo de capital e os custos operacionais pudessem ser reduzidos.

Para a produção do metanol, já está bem estabelecido que, para uma planta de produção de gás de síntese de grande capacidade, a reforma autotérmica poderia ser o processo mais econômico que conduz à formação do gás de síntese, vez que custos elevados de capital são economizados por não serem construídos grandes reformadores primários ou reformadores múltiplos de oxidação parcial. Não obstante, o inconveniente é que as plantas não são capazes de usarem totalmente todas as moléculas de carbono, resultando na exaustão de grandes quantidades de CO₂, o que é indesejável. De fato, é necessário condicionar o gás de síntese na saída do reformador autotérmico, porque o número estequiométrico (SN) = $[(H_2 - CO_2)/(CO + CO_2)]$ está abaixo de 2, usualmente entre 1,7 e 1,9. O objetivo é obter uma razão ótima de gás de síntese, que esteja na faixa de 2,0 a 2,1 para alimentar ao circuito da síntese do metanol.

Lee e outros descreveram na patente americana US 5.180.570 um processo integrado para produção do metanol e de amônia para se aproximar às condições estequiométricas no circuito de reação do metanol. McShea, III e outros descreveram, na patente americana US 4.927.857, um catalisador para reforma autotérmica e os meios para se obter um gás de síntese em proporções estequiométricas pelo controle das razões de vapor e carbono e de oxigênio e carbono. Supp e outros descreveram, na patente americana US 5.310.560, a adição de um gás de elevado teor de hidrogênio na alimentação ATR para obter um gás de síntese que deixa o ART apropriado para a síntese do metanol tendo um número estequiométrico entre 1,97 e 2,2. Banquy descreveu, nas patentes americanas US 4.888.130 e US 4.999.133, um processo adequado para a produção de metanol em uma escala muito grande, onde o gás de síntese pudesse ser produzido o mais próximo ao necessário de uma composição estequiométrica requerida para a produção do metanol, usando a combinação de ambos, um reformador primário a vapor e um reator autotérmico.

Em um artigo apresentado na “2000 World Methanol Conference” (Conferência Mundial de Metanol, em 2000), em Copenhagen, Dinamarca, em 08 a 10 de novembro de 2000, Streb mostra que plantas de produção de metanol de capacidade muito elevada requerem um projeto de processo especial. Ele sugere que uma reforma autotérmica pura seja usada, quando a matéria prima for gás natural leve, mas ele enfatiza que, dessa forma, a relação estequiométrica é menos do que 2 e sugere a necessidade de suprimir a conversão de CO₂. No pedido de patente EP 1.348.685 A1, *Grobys e outros* descrevem um processo para a produção de metanol onde o número estequiométrico do gás de síntese é ajustado pela retirada de uma corrente de monóxido de carbono. No pedido de patente WO 03/097523A2, o presente requerente descreve um processo integrado para produção tanto do metanol, quanto do ácido acético, sob condições substancialmente estequiométricas.

Na patente americana US 6.495.609, Searle descreveu o reciclo de CO₂ para um reator de síntese de metanol na produção de etileno e óxido de etileno a partir do metanol. Na patente americana US 6.444.712, Janda descreve o reciclo de CO₂, retornando tanto para o reformador quanto para os circuitos de síntese de metanol, para o

controle do SN entre 1,6 e 2,1. Searle e Janda demonstram a manipulação do SN através do uso de reformadores a vapor e oxidação parcial. Geralmente, os reformadores a vapor geram gás de síntese com um SN maior do que 2,8, enquanto os reformadores de oxidação parcial produzem gás de síntese que têm um SN entre 1,4 e 2,1.

5 A necessidade crescente de hidrogênio nas refinarias é motivada pelas especificações cada vez mais limitadas do combustível nos termos do teor dos compostos aromáticos e do enxofre na gasolina e no diesel. A importação de grandes quantidades de hidrogênio é necessária quando picos de demanda de hidrogênio e balanços nas refinarias põem em risco a produção.

10 Resumo da invenção

Verificou-se agora que um processo de reforma combinado, que usa a combinação de um reformador autotérmico e um reformador a vapor d'água clássico pode ser melhor ajustado para a produção de metanol ao se integrado uma planta de produção de ácido acético que consuma o monóxido de carbono para carbonilação da corrente de metanol para esse fim. O hidrogênio que é agora liberado pode vantajosamente ser usado, seja importando-o para as correntes de CO₂, por exemplo, das plantas de VAM próximas a fim de aumentar a produção do metanol, ou exportando o excesso de hidrogênio para uma refinaria próxima.

A presente invenção integra um processo de síntese de metanol com um processo de ácido acético. A invenção tem a vantagem de ter uma planta de separação de monóxido de carbono a montante do reator de metanol, para ajustar o número estequiométrico (SN) do gás de síntese restante a um valor entre 2,0 e 2,1, e mais preferivelmente próximo a 2,05. O monóxido de carbono é separado de uma parte do efluente do reformador com a recuperação de CO₂ que é reciclado para o reformador e do hidrogênio que retorna para a unidade de síntese do metanol. A quantidade de efluente do reformador a partir do qual o CO é recuperado é equilibrada resultando no valor SN desejado para o gás de síntese da alimentação para o circuito de metanol.

A invenção fornece um método que produz o metanol, o ácido acético e opcionalmente o monômero de acetato de vinila, ou um monômero similar. Ela envolve também a constatação de que custos de capital elevados para a produção em larga escala

podem ser reduzidos através de uma maneira específica de integrar os processos de fabricação destes compostos em um processo integrado.

Em uma modalidade, a invenção fornece um método integrado de fabricação do metanol e do ácido acético. O processo compreende a separação de uma fonte de hidrocarboneto em uma primeira corrente e uma segunda corrente de hidrocarbonetos, a reforma da primeira corrente de hidrocarboneto com vapor para produzir uma corrente reformada, e a reforma autotérmica de uma mistura da corrente reformada e da segunda corrente de hidrocarboneto com oxigênio e dióxido de carbono para produzir uma corrente de gás de síntese. O processo inclui também a separação de uma parte da corrente de gás de síntese em uma corrente rica em dióxido de carbono, uma corrente rica em hidrogênio e uma corrente rica em monóxido de carbono, a reciclagem da corrente rica em dióxido de carbono ao reformador autotérmico e a compressão de uma parte restante da corrente de gás de síntese, uma parte adequada da corrente rica em hidrogênio e uma corrente de dióxido de carbono para fornecer uma corrente de alimentação ao circuito da síntese do metanol para obter o produto metanol. A flexibilidade é, portanto, proporcionada de forma a ajustar vantajosamente o valor do SN do gás de síntese de alimentação a um valor ótimo de 2,05, direcionando qualquer excesso da corrente rica em hidrogênio proveniente de uma caixa de resfriamento para um sistema de gás combustível. Além disso, o SN pode ser ajustado pela importação da corrente de CO₂ para dentro da corrente de alimentação de gás da síntese de metanol para aumentar o teor de CO₂, ou pela reciclagem da corrente de CO₂ a jusante do reformador autotérmico para aumentar o CO produzido. A corrente rica em CO₂ pode ser obtida a partir da separação do gás de síntese ou a partir de um processo associado.

A corrente de gás de purga proveniente do circuito de síntese de metanol é fornecida, preferivelmente, à etapa de separação. A etapa de separação inclui preferivelmente fornecer a parte da corrente de gás de síntese a uma caixa de resfriamento de lavagem do metano. O gás resultante da evaporação instantânea da caixa de resfriamento pode preferivelmente ser reciclado para o circuito de síntese de metanol. Um gás residual proveniente da caixa de resfriamento pode ser reciclado como um gás de processo. Uma parte menor da corrente rica em hidrogênio proveniente da caixa de

resfriamento pode ser reciclada para o circuito de síntese de metanol, e uma parte maior da corrente rica em hidrogênio pode ser exportada para um processo associado, ou para uma refinaria localizada nas proximidades. As emissões de dióxido de carbono (medidas como a massa do dióxido de carbono) para o complexo integrado são preferivelmente
5 menores do que 10 por cento da alimentação total de carbono (em massa), e mais preferivelmente menores do que 5 por cento.

O processo pode também incluir a síntese de ácido acético a partir de pelo menos uma porção do produto metanol e da corrente rica em monóxido de carbono. Qualquer processo associado usa preferivelmente o ácido acético como um reagente, usa
10 o produto metanol como um reagente, compartilha o oxigênio proveniente de uma unidade comum de separação de ar comum, compartilha as utilidades comuns, ou uma combinação destes. O uso de uma única unidade de separação de ar, por exemplo, reduz significativamente os custos de capital associados com a planta integrada. O método pode também incluir o fornecimento de uma corrente importada de dióxido de carbono e/ou
15 uma corrente de dióxido de carbono proveniente de um processo associado ao circuito de síntese de metanol. Pelo menos uma parte do ácido acético produzido pode ser fornecida a um circuito de síntese de monômero de acetato do vinila (VAM) no processo associado para a reação com o etileno e o oxigênio para produzir VAM. A corrente rica em CO₂ do circuito de síntese de VAM pode ser importada para o circuito de síntese de metanol.

20 A corrente de alimentação pode também ser pré-tratada por hidrogenação para permitir que uma razão menor de vapor d'água para carbono seja empregada, evitando, dessa forma, a formação da fuligem no reformador autotérmico, e na instalação do processo correspondente. Neste método, uma corrente rica em hidrogênio é adicionada a uma corrente de alimentação de gás contendo hidrocarbonetos mais pesados (2 ou mais
25 átomos de carbono), a mistura resultante entra em contato com um catalisador de hidrogenação em uma temperatura de hidrogenação, e a mistura hidrogenada é alimentada a um reformador autotérmico com vapor e oxigênio para formar um gás de síntese. A corrente rica em hidrogênio é preferivelmente um gás de purga ou uma fração deste proveniente de um circuito de síntese de metanol que recebe gás de síntese ou uma parte
30 ou uma fração deste. A corrente rica em hidrogênio é adicionado preferivelmente a uma

taxa para fornecer pelo menos uma quantidade estequiométrica de hidrogênio para a hidrogenação dos hidrocarbonetos mais pesados a metano. A temperatura de hidrogenação pode preferivelmente ser de 300°C a 550°C. As instalações do processo para esta modalidade incluem uma fonte de gás de alimentação, que compreende hidrocarbonetos mais pesados; um reator de pré-hidrogenação, que compreende um catalisador de hidrogenação para converter os hidrocarbonetos mais pesados para formar uma corrente pobre em hidrocarbonetos mais pesados (metais de base, tais como, platina, paládio, cobalto, molibdênio, níquel ou tungstênio, suportados em alumina ou em um zeólito, são usados geralmente como catalisador); um reformador autotérmico para reagir a corrente pobre em hidrocarbonetos mais pesados com vapor e o oxigênio para formar uma corrente de gás de síntese; um circuito de síntese de metanol para reagir hidrogênio e monóxido de carbono da corrente de gás de síntese para formar o metanol; uma corrente do gás de purga proveniente do circuito de síntese de metanol; e uma tubulação para fornecer uma parte da corrente de gás de purga para o reator de pré-hidrogenação.

Como a reação é exotérmica, o processo de hidrogenação pode ser feito em um ou diversos reatores, com refrigeradores intermediários, se for necessário. Esta etapa de hidrogenação é particularmente melhor adaptada para o uso com os reformadores autotérmicos tendo uma razão baixa de vapor para carbono na alimentação.

O método pode também incluir fornecer pelo menos uma parte do ácido acético produzido a um circuito de síntese de VAM no processo associado, e combinar a parte do ácido acético com uma fonte de etileno e de oxigênio proveniente da unidade de separação de ar comum para produzir VAM. Preferivelmente, a corrente rica em CO₂ é importada para o circuito de síntese do metanol proveniente do circuito de síntese de VAM.

Breve Descrição dos Desenhos

A Figura 1 é um diagrama em bloco simplificado de fluxo de uma modalidade de acordo com a presente invenção de um processo para produção de metanol, ácido acético e monômero de acetato de vinila, empregando reformadores a vapor e autotérmico para a produção do gás de síntese.

A Figura 2 é um diagrama em bloco simplificado de fluxo de uma modalidade

similar à Figura 1, em que as emissões de CO₂ são diminuídas.

Descrição Detalhada da Invenção

A planta para o processo pode ser uma nova planta, mas poderia ser também uma planta existente para a produção de metanol, ácido acético e/ou VAM reformada.

5 O gás natural **102** é fornecido, como ambos, como combustível **103** para a planta, ou como gás de alimentação para a síntese. O gás natural é fornecido a uma unidade de dessulfurização convencional **104** e é depois separado em uma primeira e uma segunda correntes **111** e **112**, respectivamente, em que cada uma delas compreende de 35 a 65 por cento do gás natural total nas correntes **111**, e **112**. A primeira corrente **111** é
10 alimentada a um pré-reformador a vapor catalítico não-adiabático ou adiabático **106** com vapor **108** antes da entrada do reformador a vapor com queima convencional **109**. O reformador a vapor **109** opera entre 700°C e 900°C e entre 0,7 e 3,5 MPa. O efluente reformado proveniente do reformador a vapor **109** é depois combinado com a segunda corrente de gás natural **112**, oxigênio **114**, obtido de uma unidade de separação de ar
15 (ASU) **116**, e uma corrente rica em CO₂ reciclada **110**. O ar é comprimido no compressor **115** e alimentado a ASU **116**, que é operada de uma maneira convencional para se obter a corrente de oxigênio **114**. A mistura de gás natural, efluente do reformador a vapor e dióxido de carbono é introduzida em um reformador autotérmico **118** com o oxigênio para reforma catalítica usando-se equipamentos de reforma autotérmica convencionais e
20 sistemas catalíticos para produzir uma corrente de gás de síntese **120**. A corrente de gás de síntese **120** é convencionalmente refrigerada e secada.

Uma parte da corrente de gás de síntese **120** é alimentada para unidade de remoção de CO₂ **122** através da linha **119** para produzir a corrente de CO₂ de reciclo **110**, mencionada acima. A quantidade de gás de síntese na corrente **119** depende
25 primeiramente da quantidade de CO necessária para a síntese do ácido acético, mas compreende preferivelmente pelo menos 5 por cento da corrente **120**, e mais preferivelmente pelo menos 20 por cento, e até 50 por cento ou mais no caso onde a exportação do metanol é insignificante e a produção do ácido acético está no máximo. A produção de metanol e ácido acético deve ser combinada para se ter uma vantagem total
30 do H₂, do CO, e do CO₂ produzidos, e preferivelmente de 1.000 a 20.000 toneladas/dia de

metanol e de 300 a 6.000 toneladas/dias de ácido acético. Quanto mais ácido acético for produzido, em relação ao metanol produzido, haverá mais hidrogênio disponível para a reação com o CO₂ importado para manter o SN e o metanol produzido. Se menos ácido acético for produzido, haverá insuficiência de hidrogênio, e, por exemplo, o SN será

5 demasiadamente baixo e a produção de metanol diminuirá. Se a produção total do gás de síntese for demasiadamente aumentada, os limites da ASU podem ser excedidos, requerendo o custo de capital excessivo referente a uma segunda ASU, e/ou os custos do reformador a vapor aumentam excessivamente. Por outro lado, se a produção total for demasiadamente reduzida, há uma perda da economicidade de escala e os custos de

10 capital por unidade de produção aumentarão.

A unidade de remoção de CO₂ **122** pode usar processos convencionais de remoção de CO₂ e equipamentos para remover o CO₂, por exemplo, absorção e remoção com solventes. A corrente de gás de purga do circuito de síntese de metanol **124**, tudo ou uma parte de CO₂ importada do processo de síntese de VAM ou de um outro processo

15 associado, ou uma combinação destes, podem também, se desejado, ser alimentados para a unidade de remoção através da linha **119**.

A unidade de remoção CO₂ produz a corrente rica em CO₂ **110** e uma corrente misturada de CO/H₂ **128** essencialmente livre de CO₂. A corrente rica em CO₂ **110** é introduzida na corrente de gás de síntese **112** a montante do reformador autotérmico

20 **118**.

A unidade de separação **130**, que é preferivelmente uma caixa de resfriamento convencional, separa a corrente **128** em pelo menos uma corrente rica em CO **132** e uma corrente rica em H₂ **131**, mas pode também incluir quantidades menores de uma ou mais correntes residuais ou de descarte de hidrogênio, metano e CO misturados usados como

25 combustível ou exportados através da linha **134**. A unidade de separação **130** pode ser, por exemplo, uma caixa de condensação parcial com duas colunas. A corrente rica em CO **132** pode ser fornecida à unidade **136** de síntese do ácido acético através da linha **135**, como discutido mais detalhadamente abaixo.

O gás de síntese restante proveniente da linha **120**, o CO₂ proveniente da

30 corrente **126**, e o hidrogênio proveniente da corrente **131** são comprimidos à pressão de

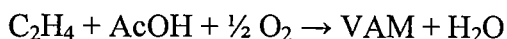
síntese do metanol no compressor **138**, e alimentados como a corrente de alimentação **123** para a unidade de síntese de metanol **140**, empregando um circuito de síntese do metanol e reatores catalíticos de síntese de metanol bem conhecidos no estado da técnica. Preferivelmente, o SN do gás de síntese está entre 2,0 e 2,1; e mais preferivelmente entre 2,04 e 2,06. A corrente de gás de purga **124** proveniente da unidade de síntese **140** é preferivelmente reciclada para a unidade de remoção de CO₂ **122**, como descrito acima. Como é bem conhecido no estado da técnica, a corrente de gás de purga **124** é necessária para impedir o acúmulo de inertes, tais como o argônio, o nitrogênio e o metano no circuito de síntese de metanol. O processamento do gás de purga na unidade de remoção de CO₂ **122** e na caixa de resfriamento **130** tem a vantagem de reciclar CO₂, CO e de hidrogênio provenientes do gás de purga, rejeitando, ao mesmo tempo, os inertes para a corrente residual **134**. O produto metanol pode ser purificado pela unidade de destilação **142**, ou por um outro processo convencional. O metanol purificado é exportado como produto através da linha **144**, ou uma parte pode ser fornecida à unidade de síntese de ácido acético **136** através da linha **145**.

A unidade de síntese do ácido acético **136** emprega equipamentos e metodologias convencionais de produção de ácido acético bem conhecidos para um técnico no assunto e/ou comercialmente disponíveis para formar o ácido acético a partir do CO através da corrente **135** e metanol através da corrente **145**, como, por exemplo, a partir de uma ou mais das patentes de produção de ácido acético mencionadas acima. Por exemplo, um processo convencional da BP/Monsanto pode ser empregado, ou um processo BP/Monsanto melhorado empregando tecnologia BP-Cativa (catalisador de irídio), tecnologia com pouca água da Celanese (catalisador de acetato de ródio-lítio), tecnologia com pouca água mais da Millenium (catalisador de óxido de ródio-fósforo) e/ou duplo processo de carbonilação de metanol e isomerização de formato de metila. A reação compreende geralmente reagir o metanol, formato de metila, ou uma combinação destes, na presença de uma mistura de reação que compreende o monóxido de carbono, água, um solvente e um sistema de catalisador que compreende pelo menos um promotor halogenado e pelo menos um composto de ródio, irídio, ou uma combinação destes. A mistura de reação tem preferivelmente um teor de água de até 20 por cento, em peso.

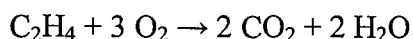
Quando a reação compreende a carbonilação simples, o teor de água na mistura de reação é preferivelmente de cerca de 14 a cerca de 15 por cento, em peso. Quando a reação compreende a carbonilação com menos água, o teor de água na mistura de reação é preferivelmente de cerca de 2 a cerca de 8 por cento, em peso. Quando a reação
 5 compreende a isomerização de formato de metila ou uma combinação de isomerização e da carbonilação de metanol, a mistura de reação contém preferivelmente uma quantidade diferente de zero de água de até 2 por cento, em peso. A reação é tipicamente contínua. Um produto de ácido acético é obtido através da linha **146**.

Se desejável, uma parte do ácido acético da linha **146** pode ser alimentada
 10 através da linha **147** a um processo associado que produza CO₂, como um subproduto, tal como a unidade de síntese de monômero de acetato do vinila (VAM) convencional **148**. O ácido acético é reagido com o etileno através da linha **150** e pelo menos de uma parte do oxigênio **114** proveniente da unidade de separação de ar **116**. Uma corrente de produto líquido **152** é processado na unidade de destilação de VAM convencional **156** para
 15 produzir VAN essencialmente puro (especificação comercial) através da linha **158**. O subproduto dióxido de carbono da síntese de VAM é separado dos gases efluentes do reator através do sistema convencional de remoção de CO₂ **154** e reciclado ao circuito de síntese de metanol através da linha **126**. O oxigênio na linha **114** pode ser obtido, por exemplo, usando uma unidade convencional de separação de ar **116** (preferivelmente,
 20 criogênica), produzindo a quantidade de oxigênio necessária para suprir tanto a unidade de síntese de VAM **148**, quanto o reformador autotérmico **118**.

A produção de VAM é alcançada principalmente pela acetoxilação do etileno de acordo com a reação:



25 O principal subproduto é CO₂ formado pela reação:



A seletividade para este processo fornece cerca de 7 a 8% de CO₂ em massa. Uma planta de produção de VAM que produz aproximadamente 100.000 toneladas métricas por ano (MTY) requer aproximadamente 35.000 toneladas métricas por ano
 30 (MTY) de etileno e produz entre 9.000 e 10.000 toneladas métricas por ano (MTY) de

CO₂.

As instalações de utilidades **160**, que incluem tipicamente os sistemas de vapor, de resfriamento de água, de ar comprimido e outros, são fornecidas dentro do sistema integrado, quando necessárias, com a vantagem concomitante adicional de se ter

5 uma economia de escala incidental para aumentar os sistemas de fornecimento de utilidades para a planta integrada em relação a cada unidade individual dos mesmos. De forma especial, o vapor gerado pela recuperação do calor do rejeito proveniente do reformador a vapor **109** e ATR **118**, assim como da unidade de síntese de metanol **140**, da

10 unidade de síntese de ácido acético **136** e/ou da unidade de síntese de VAM **148** ou de qualquer outra unidade integrada associada, pode ser usado para direcionar ou fornecer o vapor à bomba de água de alimentação da caldeira, bomba d'água de resfriamento de água doce, bomba d'água de resfriamento de água salgada, compressor de gás natural, compressor ASU **115**, pré-reformador **106**, ATR **118**, unidade de remoção de CO₂ **122**, compressor de alimentação **138**, compressor de metanol e gás de síntese para reciclo, e

15 outros, ou qualquer combinação destes. Em contraste à situação típica onde o excesso de vapor é produzido pelo reformador a vapor, não existe preferivelmente nenhum vapor exportado pelo sistema integrado da presente invenção. Uma caldeira auxiliar pode fornecer o vapor adicional quando necessário.

Exemplo 1: Neste exemplo, as vazões, as composições e outras propriedades

20 são aproximadas, com dois números significativos, a menos que indicado de outra maneira; as vazões estão em metros cúbicos normais por hora (Nm³/h) e as composições estão em percentagens molares, a menos que indicadas de outra maneira. Um processo de acordo com a modalidade da invenção para um processo de produção de MeOH/AcOH/VAM, mostrado na Figura 1, é projetado para uma planta produzindo 5016

25 toneladas métricas por dia (MTPD) de metanol e 19.400 Nm³/h de CO para a síntese de ácido acético. O gás natural **102** é fornecido a uma vazão de 194.000 Nm³/h como, ambos, o combustível **103** para a planta (12.000 Nm³/h) e o gás de alimentação do processo (182.000 Nm³/h). O gás natural tem uma composição de aproximadamente 89,5% de metano, 5,0% de etano, 1,0%, de propano, 0,5% de butano e hidrocarbonetos

30 mais pesados e 4,0% de nitrogênio, e é fornecido à unidade de dessulfurização **104**. Uma

primeira parte do gás natural dessulfurizada (127.000 Nm³/h) é fornecida através da linha 111 com o vapor (246.000 Nm³/h) para pré-reforma **106** e para a reforma a vapor **109** para se obter 478.000 Nm³/h de efluente, compreendendo 5,9% de CO₂, 4,5% de CO, 35% de hidrogênio, 35% de vapor, 18% de metano e menos do que 2,0% de nitrogênio e argônio.

O restante do gás natural dessulfurizados (55.000 Nm³/h) na linha **112** é alimentado para o reformador autotérmico **118** com o efluente do reformador a vapor e 10.000 Nm³/h de CO₂ de reciclo através da linha **110**, compreendendo 98% de CO₂ e menos do que 1%, para cada um, de CO, hidrogênio, vapor d'água, e de metano. O ATR **118** consome uma corrente de oxigênio, estando a uma vazão de 115.000 kg/h através da linha **114**, compreendendo 0,5% de argônio e produz 620.000 Nm³/h de efluente seco, compreendendo 8,0% de CO₂, 23% de CO, 66% de hidrogênio, 1,8% de metano, e menos do que 1,2% de vapor d'água, nitrogênio e de argônio.

Uma parte do efluente seco proveniente do ATR **118**, a uma vazão de 127.000 Nm³/h, é fornecida à unidade de remoção de CO₂ **122**. A corrente rica em CO₂ **110** é descrita acima, e a corrente pobre em CO₂ compreende 116.000 Nm³/h de gás, tendo uma composição de 25% de CO, 71,6% de hidrogênio, 2% de metano, 1,3% de nitrogênio e menos do que 1% de argônio, o qual é fornecido para a caixa de resfriamento **130**.

A caixa de resfriamento **130** produz uma corrente de 19.400 Nm³/h **132**, compreendendo de 98% de CO, 1,7% de nitrogênio e menos do que 1%, para cada um, de hidrogênio, argônio e metano, uma corrente de gás residual **134**, a uma vazão de 65.000 Nm³/h, compreendendo de 11% de CO, 84% de hidrogênio, 2,3% de nitrogênio, 2,6% de metano, e menos do que 1% de argônio, e uma corrente **131** a uma vazão de 32.000 Nm³/h, compreendendo de 90% de hidrogênio, 8,5% de CO e menos do que 1%, para cada um, de nitrogênio, argônio e de metano.

O restante da corrente **120**, junto com a corrente **131**, é comprimido formando a corrente **123** para fornecer 527.000 Nm³/h de gás de alimentação, compreendendo 68% de hidrogênio, 22% de CO, 7,5% de CO₂, 1,7% de metano e menos do que 1,3%, para cada um, de vapor d'água, nitrogênio e de argônio (produzindo um gás de síntese com um valor de R de 2,04), à unidade de síntese de metanol **140**. A unidade **140** produz a

corrente de gás de purga **124**, como mencionada acima, 260.000 kg/h de metanol cru, contendo 24% de água, 1,9% de CO₂, e menos de que 1%, para cada um, de CO, hidrogênio, argônio e metano e 209.000 kg/h de metanol comercialmente puro nas correntes **144** e **145**.

- 5 A corrente **145** fornece 26.000 kg/h de metanol para a unidade de síntese de ácido acético **136**, o qual reage com o CO através da corrente **135** para se obter 47.600 kg/h de ácido acético glacial comercial após a destilação, com uma pureza maior do que de 99,85%, em peso.

- 10 Uma parte do ácido acético da linha **146** é alimentada a uma vazão de 22.000 kg/h à unidade de síntese de VAM **148**, onde ele é reagido com 10.000 Nm³/h de etileno de grau de polimerização, compreendendo mais do que 99,9% de etileno e menos do que 0,1% de impurezas, através da linha **150**, e com 6.000 Nm³/h de oxigênio, proveniente da unidade de separação de ar **116** para obter uma vazão de 31.000 kg/h da corrente de produto de VAM comercial **152**, tendo uma pureza maior do que 99,9 por cento, em peso.
- 15 A produção de VAM é alcançada principalmente pela acetoxilação do etileno. A corrente de CO₂, que compreende mais de que 98% de CO₂, é produzida a uma vazão de 1.400 Nm³/h e é recuperada do sistema de remoção de CO₂ **154**.

- 20 Neste exemplo, a corrente de CO₂ produzida na síntese de VAM não é reciclada para o circuito de síntese de metanol através da linha **126**. Se necessário ou desejável, o CO₂ adicional pode alternativamente ou adicionalmente ser importado através da linha **127** para fornecer o CO₂ total necessário na linha **126**.

- 25 O balanço de vapor para este processo exemplificado requer uma caldeira auxiliar de vapor de alta pressão produzindo 155 t/h de vapor a uma pressão de 10,1 MPa (101 bar) e 500°C. A eficiência do carbono exclusiva da síntese de ácido acético **136** e da síntese de VAM **148** (incluindo a destilação de VAM **156** e o sistema de CO₂ **154**) é aproximadamente 82%.

- 30 **Exemplo 2:** Neste exemplo, as vazões, as composições e outras propriedades são aproximadas a dois números significativos, a menos que dito de outra forma; as vazões estão em metros cúbicos normais por hora (Nm³/h) e as composições estão em percentagens molares, a menos que indicadas de outra forma. Um processo de acordo

com a modalidade da invenção para um processo de produção de MeOH/AcOH, conforme mostrado na Figura 2, é projetado para uma planta produzindo 4.400 toneladas métricas por dia de metanol (MTPD), 49.000 Nm³/h de CO para a síntese do ácido acético e 99.000 Nm³/h de hidrogênio para uma refinaria próxima. Quando as características encontradas nas Figuras 1 e 2 forem idênticas, os números usados para identificar a característica são idênticos. O gás natural **102** é fornecido a uma vazão de 182.000 Nm³/h como gás de alimentação do processo. O gás natural tem uma composição de aproximadamente 89,5% de metano, 5,0% de etano, 1,0% de propano, e 0,5% de butano e hidrocarbonetos mais pesados, e 4,0% de nitrogênio, e é fornecido à unidade de dessulfurização. Uma primeira parte do gás natural dessulfurizado (127.000 Nm³/h) é fornecida através da linha **111** com o vapor **108** (246.000 Nm³/h) para o pré-reformador **106** e o reformador a vapor **109** para obter 478.000 Nm³/h de efluente, compreendendo 5,9% CO₂, 4,5% de CO, 35% de hidrogênio, 35% de vapor d'água, 18% de metano e menos do que 2,0%, para cada um, de nitrogênio e de argônio.

O restante do gás natural dessulfurizado (55.000 Nm³/h) proveniente da unidade de dessulfurização **104** sai através da linha **112** e é alimentado para o reformador autotérmico **118**, junto com o efluente do reformador a vapor e aproximadamente 22.000 Nm³/h de CO₂ de reciclo através da linha **110**, compreendendo 98% de CO₂ e menos do que 1%, para cada um, de CO, hidrogênio, vapor d'água e metano. O ATR **118** consome 117.000 Kg/h de uma corrente de oxigênio através da linha **114**, compreendendo 0,5% de argônio, e produz 630.000 Nm³/h de efluente seco, que compreende 9,0% de CO₂, 24% de CO, 64% de hidrogênio, 1,7% de metano e menos do que 1,3% de vapor d'água, nitrogênio e argônio.

Uma parte de 220.000 Nm³/h do efluente proveniente do ATR **118**, junto com a corrente de purga proveniente do circuito de síntese de metanol **124**, é fornecida à unidade de remoção de CO₂ **122** através de **119**. A corrente rica em CO₂ **110** é descrita acima, e a corrente pobre em CO₂ compreende 235.000 Nm³/h de gás com uma composição de 23% de CO, 68% de hidrogênio, 5% de metano, 3% de nitrogênio e de quantidades de traço de argônio, que é fornecida à caixa de resfriamento **130**.

Neste exemplo, a caixa de resfriamento é baseada em um processo de

lavagem do metano com três colunas principais e uma coluna lateral pequena para retirar uma corrente rica em nitrogênio **214**. A corrente **214** compreende nitrogênio e CO aproximadamente nas mesmas proporções. Esta corrente é tratada em um processo de separação VSA **206** (absorvedor de balanço a vácuo), para recuperar uma corrente rica em monóxido de carbono útil **210**, que é adicionada à corrente rica em CO **132** que deixa a caixa de resfriamento **130**, formando a corrente **135**. O absorvedor de balanço a vácuo (VSA) **206** produz também a corrente de nitrogênio **204**. A caixa de resfriamento **130** produz uma corrente **132** numa vazão de 44.000 Nm³/h, compreendendo 98% de CO com 1,3% de nitrogênio e menos do que 1%, de hidrogênio, argônio e metano; uma corrente de gás residual **202** numa vazão de 9.200 Nm³/h, compreendendo mais do que 98% de metano e menos do que 2% de impurezas; uma corrente de gás resultante da evaporação instantânea **208**, numa vazão de 8,300 Nm³/h, compreendendo 59% de hidrogênio, 36% de monóxido de carbono, 3% de metano, e 1% de nitrogênio; e uma corrente **131** a uma vazão de 144.000 Nm³/h, compreendendo 98,5% de hidrogênio, 1% de metano e menos do que 0,5%, para cada um, de nitrogênio e de argônio. A corrente de gás residual **202** pode ser fornecida como alimentação com gás natural **102**. Uma parte da corrente rica em hidrogênio **131** pode ser separada na corrente **212** e ser usada em um processo associado, tal como em uma refinaria.

O restante da corrente **120**, juntamente com a corrente de gás resultante da evaporação instantânea **208**, e uma parte da corrente **131**, são comprimidos resultando a corrente **123**, fornecendo uma vazão de 460.000 Nm³/h de gás de alimentação, compreendendo 68% de hidrogênio, 22% de CO, 7,5% de CO₂, 1,6 de metano e menos do que 1,2%, para cada um, de vapor d'água, nitrogênio e argônio (R = 2,03), à unidade de síntese de metanol **140**. A unidade **140** produz a corrente de gás de purga **124**, como mencionado acima, 228.000 kg/h de metanol cru, contendo 24% de água, 1,9% de CO₂, e menos do que 1%, para cada um, de CO, hidrogênio, argônio e o metano, e 183.000 kg/h de metanol comercialmente puro nas correntes **144** e **145**.

A corrente **145** fornece 65.000 kg/h de metanol para a unidade de síntese de ácido acético **136**, onde ele é reagido com o CO através da corrente **135** para obter 120.000 kg/h de ácido acético glacial, a uma pureza maior do que 99,85 por cento em

peso após a destilação.

Uma parte do produto ácido acético **146** é alimentada através da linha **147** para a unidade de síntese de VAM **148**, onde ele reage com etileno com grau de polimerização, a uma vazão de 10.000 Nm³/h, compreendendo mais do que 99,9% de etileno, e menos do que 0,1% de impurezas, através da linha **150**, e com oxigênio a uma vazão de 6.000 Nm³/h, proveniente da unidade de separação do ar **116**, para obter 31.000 kg/h da corrente de produto de VAM comercial **152**, com uma pureza maior do que 99,9%, em peso. A produção de VAM é alcançada principalmente pela acetoxilação do etileno. A corrente de CO₂ que compreende mais do que 98% de CO₂ é produzida a uma vazão de 1.400 Nm³/h e é recuperada do sistema de remoção CO₂ **154**.

Neste exemplo, o CO₂ da síntese de VAM não é reciclado para o circuito de síntese de metanol através da linha **126**. Se necessário ou desejável, o CO₂ adicional pode ser importado através da linha **127** para fornecer o CO₂ total necessário na linha **126**. Neste exemplo, a planta integrada de metanol e ácido acético produz o metanol e o ácido acético e fornece 99.000 Nm³/h de hidrogênio para uma refinaria nas proximidades.

A parte maior de teor de nitrogênio elevado do gás natural é removida no VSA, juntamente com uma quantidade pequena de CO. As exigências do gás de combustível adicional para o pré-aquecedor por queima e para o reformador, assim como para a caldeira requerida, podem ser vantajosamente alcançadas pelo hidrogênio extra, resultando em um complexo integrado com emissões de CO₂ muito baixas (menos do que 2.500 Nm³/h ou menos do que 10% da alimentação de carbono), se o hidrogênio não puder ser usado em outra parte.

REIVINDICAÇÕES

1. Método para a fabricação de metanol e ácido acético, usando um gás de síntese pré-ajustado e um gás de síntese ajustado, para alimentar uma unidade de produção de metanol (140), o dito método compreendendo as seguintes etapas integradas:

i) dessulfurização (104) de uma fonte de hidrocarboneto (102), tal como gás natural, para produzir uma corrente tratada;

ii) tratamento do ar em um separador de ar (116) para obter uma corrente rica em oxigênio (114);

10 iii) reforma da fonte de hidrocarboneto dessulfurizada;

iv) síntese de metanol a partir da fonte de hidrocarboneto reformada;

v) destilação (142) do metanol;

vi) síntese e destilação (136) do ácido acético obtido a partir da corrente de metanol (145) para obter as correntes de ácido acético (146, 147);

15 caracterizado pelo fato de que a corrente dessulfurizada que deixa a unidade de dessulfurização (104) é separada numa primeira corrente (111) e numa segunda corrente (112);

20 a dita primeira corrente (111) e o vapor de processo (108) são alimentados num pré-reformador (106) e a corrente pré-reformada que deixa o pré-reformador (106) é alimentada no reformador a vapor (109), produzindo, dessa forma, uma corrente reformada;

25 a dita corrente reformada, a dita segunda corrente (112), a corrente de oxigênio (114) e a corrente rica em dióxido de carbono (110) são misturadas e alimentadas ao reformador autotérmico (118) para produção da corrente de gás de síntese (120);

30 a dita corrente de gás de síntese (120) proveniente do reformador autotérmico (118) é depois resfriada e seca;

 uma porção da dita corrente de gás de síntese (120) forma, juntamente e opcionalmente com a corrente de reciclo de gás de purga (124), a corrente (119) que é tratada para formar uma corrente de reciclo rica em dióxido de carbono (110), e uma

corrente mista de hidrogênio e monóxido de carbono (128);

uma outra porção da dita corrente de gás de síntese (120) é comprimida em um compressor (138), juntamente com a corrente rica em dióxido de carbono (126) e a corrente rica em hidrogênio (131), formando a corrente de gás de síntese ajustada (123), que é alimentada como uma corrente de alimentação na unidade de síntese de metanol (140); e

o metanol é separado em uma unidade de destilação (142); e pelo menos uma porção do produto metanol (145) e da corrente rica em monóxido de carbono (132) são alimentadas na unidade de síntese de ácido acético (136), produzindo, dessa forma, o ácido acético (146, 147).

2. Método de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que o número estequiométrico (SN) do dito gás de síntese da corrente de alimentação do circuito de produção de metanol está entre 2,0 e 2,1, sendo que o dito SN é calculado a partir das concentrações dos componentes pela seguinte equação: $[(H_2 - CO_2)]/(CO + CO_2)$.

3. Método de acordo com a reivindicação 1 ou 2, caracterizado pelo fato de que compreende fornecer uma corrente de gás de purga (124) do circuito de síntese do metanol (140) para uma etapa de separação, que compreende a unidade de remoção de dióxido de carbono (122) e a caixa de resfriamento (130).

4. Método de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 3, caracterizado pelo fato de que o reformador autotérmico (118) é um simples reformador em série autotérmico.

5. Método de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 4, caracterizado pelo fato de que a etapa de separação inclui fornecer uma parcela menor do gás de síntese para a unidade de caixa de resfriamento de lavagem de metano (130).

6. Método de acordo com a reivindicação 5, caracterizado pelo fato de que um gás resultante de evaporação instantânea ("flash gas") (208) proveniente da etapa de separação é reciclado para o circuito da síntese do metanol (140).

7. Método de acordo com a reivindicação 5 ou 6, caracterizado pelo fato de que uma corrente de gás residual (202) proveniente da caixa de resfriamento (130) é

reciclada como gás de alimentação.

8. Método de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 7, caracterizado pelo fato de que as emissões de dióxido de carbono são menores do que 10% da entrada total de carbono.

5 9. Método de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 7, caracterizado pelo fato de que as emissões de dióxido de carbono são menores do que de 5% da entrada total de carbono.

10 10. Método de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 9, caracterizado pelo fato de que uma primeira porção da corrente rica em hidrogênio (131) da dita etapa da separação é reciclada ao circuito de síntese de metanol (140) e uma segunda porção (212) é conduzida como alimentação para um processo associado.

15 11. Método de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 10, caracterizado pelo fato de que também compreende fornecer uma corrente de dióxido de carbono através de uma tubulação (127) proveniente de um processo associado para fornecer uma corrente de alimentação.

12. Método de acordo com a reivindicação 10 ou 11, caracterizado pelo fato de que também compreende:

20 fornecer pelo menos uma porção do ácido acético (147) produzido a um circuito de síntese do monômero do acetato de vinila (148, 156) em um processo associado; e

combinar a porção do ácido acético (147) com uma fonte de etileno (150) e oxigênio (114) para produzir o monômero de acetato de vinila (158).

25 13. Método de acordo com a reivindicação 12, caracterizado pelo fato de que uma única unidade de separação do ar (116) fornece oxigênio (114) ao processo associado e ao reformador autotérmico (118).

14. Método de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 13, caracterizado pelo fato de que 10% da corrente de gás de síntese é dirigido pelo menos à dita etapa de separação.

30 15. Método de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 14, caracterizado pelo fato de que também compreende importar uma corrente rica em

dióxido de carbono (CO₂) através da tubulação (127) para o circuito de síntese do metanol (140).

16. Método de acordo com a reivindicação 12, caracterizado pelo fato de que também compreende importar uma corrente rica em dióxido de carbono (CO₂) do circuito da síntese do monômero acetato de vinila (148, 156) para o circuito de síntese de metanol (140).

17. Método de acordo com a reivindicação 15 ou 16, caracterizado pelo fato de que a fonte de hidrocarboneto (102) compreende um gás natural e a razão da corrente de dióxido de carbono (CO₂) importado para a fonte de hidrocarboneto (102) é de pelo menos 0,05 kg de CO₂ por Nm³ de gás natural.

18. Método de acordo com a reivindicação 17, caracterizado pelo fato de que a razão entre a corrente de dióxido de carbono (CO₂) importado e o gás natural é de pelo menos 0,2 kg de CO₂ por Nm³ de gás natural.

19. Método de acordo com a reivindicação 16, caracterizado pelo fato de que a razão entre dióxido de carbono (CO₂) importado e o gás natural é de pelo menos 0,23 kg de CO₂ por Nm³ de gás natural.

20. Método de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 19, caracterizado pelo fato de que compreende:

desviar entre 35 e 65% da corrente de gás de alimentação à primeira corrente; e

desviar entre 35 e 65% da corrente de gás de alimentação à segunda corrente.

21. Método de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 20, caracterizado pelo fato de que compreende:

desviar 45 a 55% da corrente de gás de alimentação à primeira corrente; e desviar 45 a 55% da corrente de gás de alimentação à segunda corrente.

22. Método de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 21, caracterizado pelo fato de que a dita etapa de separação produz uma corrente de gás residual enriquecida em inertes.



FIG. 1

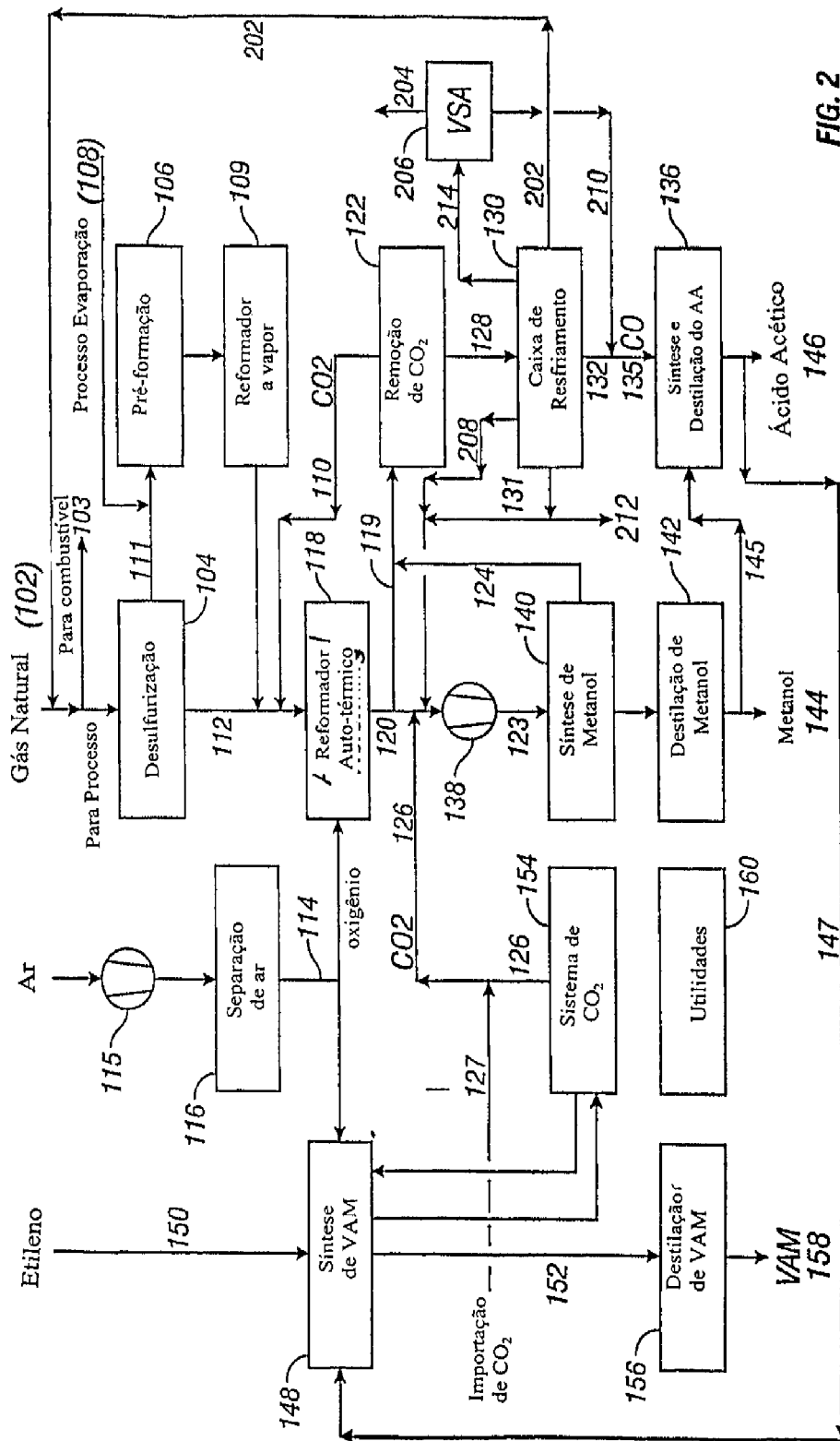


FIG. 2

RESUMO

“MÉTODO PARA A FABRICAÇÃO DE METANOL E ÁCIDO ACÉTICO”.

A presente invenção se refere a um método integrado para fabricação de metanol e ácido acético, usando um gás de síntese pré-ajustado e um gás de síntese ajustado, para alimentar uma unidade de produção de metanol (140), compreendendo as etapas integradas: i) dessulfurização (104) de uma fonte de hidrocarboneto (102), tal como gás natural, para produzir uma corrente tratada; ii) tratamento do ar em um separador de ar (116) para obter uma corrente rica em oxigênio (114); iii) reforma da fonte de hidrocarboneto dessulfurizada; iv) síntese de metanol a partir da fonte de hidrocarboneto reformada; v) destilação (142) do metanol; vi) síntese e destilação (136) do ácido acético obtido a partir da corrente de metanol (145) para obter as correntes de ácido acético (146, 147); sendo que a corrente dessulfurizada que deixa a unidade de dessulfurização (104) é separada numa primeira corrente (111) e numa segunda corrente (112); a dita primeira corrente (111) e o vapor de processo (108) são alimentados num pré-reformador (106) e a corrente pré-reformada que deixa o pré-reformador (106) é alimentada no reformador a vapor (109), produzindo, dessa forma, uma corrente reformada; a dita corrente reformada, a dita segunda corrente (112), a corrente de oxigênio (114) e a corrente rica em dióxido de carbono (110) são misturadas e alimentadas ao reformador autotérmico (118) para produção da corrente de gás de síntese (120); a dita corrente de gás de síntese (120) proveniente do reformador autotérmico (118) é depois resfriada e seca; uma porção da dita corrente de gás de síntese (120) forma, juntamente e opcionalmente com a corrente de reciclo de gás de purga (124), a corrente (119) que é tratada para formar uma corrente de reciclo rica em dióxido de carbono (110), e uma corrente mista de hidrogênio e monóxido de carbono (128); uma outra porção da dita corrente de gás de síntese (120) é comprimida em um compressor (138), juntamente com a corrente rica em dióxido de carbono (126) e a corrente rica em hidrogênio (131), formando a corrente de gás de síntese ajustada (123), que é alimentada como uma corrente de alimentação na unidade de síntese de metanol (140); e o metanol é separado em uma unidade de destilação (142); e pelo menos uma porção do produto metanol (145) e da corrente rica em monóxido de carbono (132) são alimentadas na unidade de síntese de ácido acético (136), produzindo, dessa forma, o ácido acético (146, 147).