



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

(21) PI 0714894-1 A2



* B R P I 0 7 1 4 8 9 4 A 2 *

(22) Data de Depósito: 05/09/2007
(43) Data da Publicação: 28/05/2013
(RPI 2212)

(51) Int.Cl.:
B01J 8/00
C01B 31/00

(54) Título: REATOR DE MICROCANAIS E TROCADOR DE CALOR INTEGRADOS, MÉTODO PARA CONDUZIR UMA REAÇÃO FISCHER-TROPSCH E MÉTODO PARA CONDUZIR UMA REAÇÃO E A CONCOMINANTE TROCA TÉRMICA DE UMA UNIDADE DE MICROCANAIS

(30) Prioridade Unionista: 05/09/2006 US 11/516,027

(73) Titular(es): VELOCYS INC

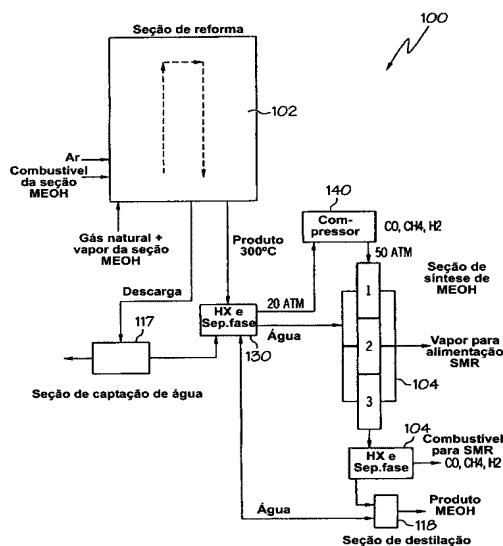
(72) Inventor(es): ANNA LEE Y. TONKOVICH, ROBERT D. LITT

(74) Procurador(es): Antonio Mauricio Pedras Arnaud

(86) Pedido Internacional: PCT US2007019352 de 05/09/2007

(87) Publicação Internacional: WO 2008/030467de 13/03/2008

(57) Resumo: REATOR DE MICROCANAIS E TROCADOR DE CALOR INTEGRADOS, MÉTODO PARA CONDUZIR UMA REAÇÃO FISCHER-TROPSCH E MÉTODO PARA CONDUZIR UMA REAÇÃO E A CONCOMINANTE TROCA TÉRMICA EM UMA UNIDADE DE MICROCANAIS. Processo para executar pelo menos duas operações unitárias em série, o processo compreendendo a etapa de: (a) direcionar uma corrente de alimentação para um conjunto integrado que compreende uma primeira operação unitária de microcanais em pelo menos uma substância química da corrente de alimentação para gerar uma corrente de saída distribuída que egressa da primeira operação unitária de microcanais num primeiro conjunto de microcanais discretos que isolam o fluxo pelos microcanais discretos; e (b) direcionar a corrente de saída distribuída da primeira operação unitária de microcanais para uma segunda operação unitária de microcanais na forma de uma corrente de entrada distribuída, para continuar isolando o fluxo entre o primeiro conjunto de microcanais discretos, e conduzir pelo menos uma operação em pelo menos uma substância química da corrente de entrada para gerar uma corrente de produto que egressa da segunda operação unitária de microcanais, sendo que a primeira operação unitária de microcanais e a segunda operação unitária compartilham um alojamento.



"REATOR DE MICROCANAIS E TROCADOR DE CALOR INTEGRADOS, MÉTODO PARA CONDUZIR UMA REAÇÃO FISCHER-TROPSCH E MÉTODO PARA CONDUZIR UMA REAÇÃO E A CONCOMITANTE TROCA TÉRMICA EM UMA UNIDADE DE MICROCANAIS"

5 Histórico da Invenção

Campo da Invenção

A presente invenção refere-se a equipamentos e processos utilizando tais equipamentos para executar operações unitárias de microcanal e, mais especificamente, a
10 operações unitárias múltiplas de microcanal integradas com um dispositivo ou conjunto simples.

Introdução à Invenção

A presente invenção refere-se a equipamentos e a processos que utilizam tais equipamentos para executar
15 operações unitárias de microcanais e, mais especificamente, a operações unitárias de multicanal múltiplo integradas num dispositivo ou conjunto simples. A presente invenção inclui reatores para síntese química integrados com trocadores de calor e opcionalmente
20 separadores de fase ou outros meios de separação química. Outrossim, a integração de tecnologia de microcanal em operações unitárias múltiplas permite maior otimização e consolidação do fluxograma da planta para reduzir a tubulação de interconexão, perdas de pressão, custos e
25 redução dimensional associados. Além disso, os equipamentos de microcanal representativos podem ser utilizados em aplicações em terra ("on-shore") ou na plataforma("off-shore"), inclusive, porém não restrito a locais onde o espaço é limitado e a conversão de
30 materiais gasosos em líquidos é preferida para considerações de armazenamento, manuseio e transporte. A presente invenção também inclui equipamentos baseados em microcanais e a processos associados para executar reações químicas e processos de separação, inclusive, sem
35 restrição, a reforma de metano a vapor em microcanal (SMR).A utilização de equipamentos baseados em microcanais resulta em diversas vantagens, dependendo do

processo ou processos executados. Por exemplo, num processo SMR, a utilização de equipamentos baseados em microcanais pode ser operada com uma relação mais baixa de vapor para carbono, o que resulta em requisitos com 5 quantidades substancialmente menores de água, do que as unidades SMR tradicionais. Isso pode ser particularmente vantajoso em ambientes onde o fornecimento imediato de água limpa requer tratamento de alto custo, tal como dessalinação. Além disso, o uso de um reformador a vapor 10 para produzir gás de síntese elimina a necessidade de oxigênio, conforme se requer para oxidação parcial ou reforma autotérmica. Além disso, a tecnologia de processo em microcanal apresenta muitas vantagens sobre as tecnologias de reforma convencional, síntese de metanol e 15 de destilação. Essas vantagens permitirão o uso de equipamentos de menor porte e mais baratos para produzir quantidades comercialmente significativas de metanol em ambientes "on-shore" e "off-shore".

O primeiro aspecto da presente invenção consiste em 20 prover um processo para a formação de metanol, o processo compreendendo as etapas de: (a) inserir uma corrente de alimentação compreendendo moléculas contendo carbono e moléculas contendo hidrogênio num reator de microcanais; (b) reagir uma porção das moléculas contendo carbono com 25 as moléculas contendo hidrogênio no reator de microcanais para formar moléculas de metanol que fluem numa corrente de processo; (c) remover pelo menos parte das moléculas de metanol formadas da corrente de processo; (d) reagir 30 uma outra porção das moléculas contendo carbono com as moléculas contendo hidrogênio para formar moléculas de metanol que fluem numa corrente de processo, onde mais de noventa por cento das moléculas contendo carbono foram reagidas para formar metanol.

Numa concretização mais detalhada do primeiro aspecto, o 35 método compreende ainda: (a2) alterar pelo menos uma de temperatura e pressão da corrente de alimentação antes da etapa (b). em outra concretização mais detalhada, o

método compreende ainda: (b2) alterar pelo menos uma de temperatura e pressão da corrente de processo antes da etapa (c). Em outra concretização mais detalhada, o método compreende ainda (b2) recuperar pelo menos parte da energia gerada no reator de microcanais através de comunicação térmica com uma corrente de fluido de energia menor dentro do reator de microcanais. Numa outra concretização mais detalhada, o método compreende ainda: (c2) alterar pelo menos uma de temperatura e pressão da corrente de processo antes da etapa (d). Numa concretização mais detalhada, o método compreende ainda: (b2) alterar pelo menos uma de temperatura e pressão da corrente de processo antes da etapa (c); e (c2) alterar pelo menos uma de temperatura e pressão da corrente de processo após a etapa (c) e antes da etapa (d), onde a etapa (b2) é conduzida num primeiro trocador de calor integrado com o reator de microcanais, e onde a etapa (c2) é conduzida num segundo trocador de calor integrado com o reator de microcanais. Numa concretização mais detalhada, o método compreende ainda: (e) liberar um meio de fluido de transferência térmica em comunicação térmica com a corrente de processo que flui por pelo menos um do primeiro trocador de calor e do segundo trocador de calor. Em outra concretização mais detalhada, o método compreende ainda: (b2) alterar pelo menos uma de temperatura e pressão da corrente de processo antes da etapa (c); e (c2) alterar pelo menos uma de temperatura e pressão da corrente de processo após a etapa (c) e antes da etapa (d); sendo que a etapa (b2) e a etapa (c2) são conduzidas num trocador de calor integrado com o reator de microcanais. Em outra concretização mais detalhada ainda, o método também compreende: (b2) direcionar a corrente de processo para uma operação unitária de separação de microcanais; onde a etapa (b) inclui distribuir a corrente de alimentação entre uma pluralidade de microcanais para compreender uma pluralidade de correntes de sub-processo, e a etapa (b2)

inclui a etapa de manter a separabilidade das correntes de sub-processo quando do ingresso na operação unitária de separação de microcanais. Em outra concretização mais detalhada, o método compreende também: (a2) distribuir a corrente de alimentação entre uma pluralidade de microcanais do reator de microcanais que são operativos para formar uma pluralidade de correntes de sub-processo que diretamente transferem a corrente de alimentação para pelo menos uma operação unitária.

10 Em outra concretização mais detalhada ainda do primeiro aspecto, a operação unitária inclui pelo menos um de um reator químico, um separador químico, um trocador de calor, um compressor, um expensor, um vaporizador, um condensador, um separador de fases e um misturador. Em

15 outra concretização ainda mais detalhada, o reator de microcanais da etapa (a) inclui dois reatores de microcanais separados, a corrente de alimentação da etapa (a) é distribuída entre os dois reatores de microcanais separados, a corrente de processo da etapa (b) compreende

20 cada corrente de processo de saída dos dois reatores de microcanais separados, uma primeira corrente de processo de saída de um dos dois reatores de microcanais separados é alimentada para um trocador de calor a jusante; uma segunda corrente de processo de saída do outro dos dois

25 reatores é alimentada para o trocador de calor a jusante, na etapa (c) a primeira corrente de processo de saída é resfriada até atingir uma temperatura mais baixa no interior do trocador de calor para liquefazer pelo menos uma das moléculas de metanol e formar uma corrente de

30 processo em fase gasosa pobre em moléculas de metanol; e a segunda corrente de processo de saída está em comunicação térmica com a corrente de processo em fase gasosa e é operativa para elevar a temperatura da corrente de processo em fase gasosa. Numa outra

35 concretização detalhada, o método compreende ainda: (b2) conduzir uma operação de troca térmica entre a corrente de processo e uma corrente de líquido refrigerante

fluindo pelo reator de microcanais, onde a corrente de processo não está em comunicação de fluido com a corrente de líquido refrigerante; sendo que a etapa (b2) inclui distribuir a corrente de processo entre uma pluralidade de microcanais para compreender uma pluralidade de correntes de sub-processo, e a etapa (b2) inclui distribuir a corrente de líquido refrigerante entre uma pluralidade de microcanais de resfriamento do reator de microcanais para compreender uma pluralidade de corrente de líquido sub-refrigerante. Em outra concretização mais detalhada, o método compreende ainda: (b2) direcionar a corrente de processo para uma operação unitária de separação de microcanais; e (b3) conduzir uma operação de troca térmica entre a corrente de processo e uma corrente de líquido refrigerante que flui pela operação unitária de separação de microcanais, sendo que a corrente de processo não está em comunicação de fluido com a corrente de líquido refrigerante; a etapa (b2) inclui distribuir a corrente de processo entre uma pluralidade de microcanais para compreender uma pluralidade de correntes de sub-processo, a etapa (b2) inclui distribuir a corrente de líquido refrigerante em comunicação térmica com a corrente de processo; e a etapa (b2) inclui a etapa de manter a separabilidade das correntes de sub-processo mediante ingresso na operação unitária de separação de microcanais.

Numa concretização mais detalhada do primeiro aspecto, onde a etapa (b2) inclui distribuir a corrente de líquido refrigerante entre uma pluralidade de microcanais de resfriamento da operação unitária de separação de microcanais que estão em comunicação térmica com a corrente de processo. Em outra concretização mais detalhada, a alimentação ao reator de microcanais não inclui uma corrente de reciclagem. Numa outra concretização mais detalhada, o reator de microcanais inclui estágios discretos. Em outra concretização mais detalhada, pelo menos um dos estágios discretos não

inclui uma corrente de reciclagem. Numa concretização mais detalhada, um primeiro estágio dos estágios discretos do reator de microcanais inclui um catalisador e a etapa (c) inclui introduzir a corrente de alimentação

5 ao catalisador no primeiro estágio por tempos de contato de cerca de 1000 milisegundos a cerca de 10 milisegundos, onde tempo de contato é definido pelo volume aberto da câmara de reator que aloja o catalisador dividido pela taxa de escoamento de alimentação em estado padrão. Numa

10 concretização mais detalhada, a etapa (d) é conduzida no reator de microcanais. Em uma concretização mais detalhada, uma porcentagem de moléculas de metanol removidas na etapa (c) das formadas num primeiro estágio dos estágios discretos situa-se entre cerca de cinquenta

15 por cento a cerca de noventa e cinco por cento. Em outra concretização mais detalhada, o método compreende ainda: (f) repetir a etapa (c) e a etapa (d) para obter mais de noventa e cinco por cento de conversão das moléculas contendo carbono para formar metanol, onde o reator de

20 microcanais inclui estágios discretos, a etapa (d) é primeiramente conduzida num segundo estágio do reator de microcanais, a etapa (d) repetida é conduzida num terceiro estágio do reator de microcanais, a jusante do segundo estágio do reator de microcanais, e uma

25 temperatura operacional do segundo estágio é maior do que a temperatura operacional do terceiro estágio. Em outra concretização mais detalhada, as etapas de (a) a (d) são conduzidas num conjunto de microcanais simples.

Em outra concretização mais detalhada do primeiro

30 aspecto, o processo produz mais de 30 quilogramas de moléculas de metanol por dia. Em outra concretização mais detalhada, o reator de microcanais possui um volume deslocado inferior a 200 metros cúbicos por mil toneladas métricas de metanol por dia. Numa outra concretização

35 mais detalhada, o reator de microcanais possui um volume deslocado inferior a 80 metros cúbicos por mil toneladas métricas de metanol por dia. Numa outra concretização

mais detalhada, a etapa (a) e a etapa (b) são conduzidas num recipiente de contenção. Numa concretização mais detalhada, a corrente de alimentação inclui produtos de um processo de geração de gás de síntese conduzido em

5 pelo menos um de um reformador a vapor, um reator de oxidação parcial, e um gaseificador e um separador se interpõe entre o processo de geração de gás de síntese e o reator de microcanais, o separador sendo operativo para remover água da corrente que egressa do processo de

10 geração de gás de síntese. Numa concretização mais detalhada, o processo de geração de gás de síntese é um reformador a vapor de gás natural e inclui microcanais, e o processo de reforma a vapor de gás natural é conduzido nos microcanais do reformador a vapor. Numa outra

15 concretização mais detalhada, a água removida pelo separador é utilizada para resfriar o reator de microcanais. Em outra concretização mais detalhada, o separador é um separador de microcanais, pelo menos uma corrente de saída do separador de microcanais compreende

20 a corrente de alimentação ao reator de microcanais, e um compressor encontra-se a jusante do separador de microcanais para comprimir a corrente de alimentação antes da liberação ao reator de microcanais.

Em outra concretização ainda mais detalhada do primeiro

25 aspecto, a corrente de alimentação inclui produtos de um processo de reforma a vapor de gás natural no interior de um reformador a vapor, e um trocador de calor se interpõe entre o reformador a vapor e o reator de microcanais para remover energia dos produtos que egressam do reator de

30 microcanais. Em outra concretização mais detalhada, o trocador de calor é um trocador de calor de microcanais, pelo menos uma corrente de saída do trocador de calor de microcanais compreende a corrente de alimentação, e um compressor está a jusante do trocador de calor de

35 microcanais para comprimir a corrente de alimentação antes da liberação ao reator de microcanais. Numa concretização mais detalhada, a etapa (c) inclui utilizar

pelo menos uma de uma unidade de destilação de microcanais, uma unidade de separação capilar e uma unidade de separação por membrana de microcanais para remover pelo menos parte do metanol formado da corrente de processo. Numa concretização mais detalhada, as moléculas contendo carbono e as moléculas contendo hidrogênio da corrente de alimentação compreendem gás de síntese de pelo menos um de um processo de reforma a vapor de gás natural, um processo de gaseificação para líquido, e um processo de gaseificação para sólido.

O segundo aspecto da presente invenção consiste em prover um processo para conduzir pelo menos duas operações unitárias em série, o processo compreendendo a etapa de (a) direcionar uma corrente de alimentação para um conjunto integrado que compreende uma primeira operação unitária de microcanais em pelo menos uma substância química da corrente de alimentação para gerar uma corrente de saída distribuída que egressa da primeira operação unitária de microcanais num primeiro conjunto de microcanais discretos que isolam o fluxo pelos microcanais discretos; e (b) direcionar a corrente de saída distribuída da primeira operação unitária de microcanais para uma segunda operação unitária de microcanais na forma de uma corrente de entrada distribuída, para continuar isolando o fluxo entre o primeiro conjunto de microcanais discretos, e conduzir pelo menos uma operação em pelo menos uma substância química da corrente de entrada para gerar uma corrente de produto que egressa da segunda operação unitária de microcanais; sendo que a primeira operação unitária e a segunda operação unitária de microcanais compartilham um alojamento.

Em outra concretização mais detalhada do segundo aspecto, a operação conduzida em pelo menos uma substância química da corrente de entrada inclui pelo menos um de um reator químico, um separador químico, um trocador de calor, um

compressor, um expensor, um vaporizador, um condensador, um separador de fases, e um misturador. Em outra concretização mais detalhada, a primeira operação unitária de microcanais inclui duas operações unitárias paralelas, compreendendo uma primeira operação unitária paralela e uma segunda operação unitária paralela, a corrente de alimentação é distribuída entre as duas operações unitárias paralelas, a corrente de saída distribuída inclui subcorrentes de saída separadas distribuídas de cada uma das duas operações unitárias paralelas, a segunda operação de microcanais compreende um trocador de calor, uma primeira subcorrente de saída distribuída da primeira operação unitária paralela é alimentada ao trocador de calor, uma segunda subcorrente de saída distribuída da segunda operação unitária paralela é alimentada ao trocador de calor, a primeira subcorrente de saída distribuída é resfriada a uma temperatura mais baixa no trocador de calor para liquefazer uma substância química da primeira subcorrente de saída distribuída e formar um processo em fase gasosa pobre em substâncias químicas; e a segunda subcorrente de saída distribuída está em comunicação térmica com a corrente de processo em fase gasosa e é operativa para elevar a temperatura da corrente de processo em fase gasosa. Numa outra concretização preferida, a corrente de alimentação que flui através da primeira operação unitária de microcanais é dividida entre uma pluralidade de microcanais tendo uma pluralidade de saídas de microcanais da primeira operação unitária de microcanais, a corrente de entrada que flui através da segunda operação unitária de microcanais é dividida entre uma pluralidade de microcanais tendo uma pluralidade de entradas de microcanal que recebem a corrente de entrada; e uma interface entre a primeira operação unitária de microcanais e a segunda operação unitária de microcanais conecta a pluralidade de saídas de microcanal da primeira operação unitária de microcanais à pluralidade de

entradas de microcanal da segunda operação unitária de microcanais, enquanto mantém a separabilidade das correntes que fluem pelos microcanais na interface. Em outra concretização detalhada, pelo menos uma da primeira operação unitária de microcanais e a segunda operação unitária de microcanais é fabricada utilizando uma estrutura laminada. Numa outra concretização detalhada, a primeira operação unitária de microcanais conduz uma reação química, a segunda operação unitária de microcanais conduz uma operação de separação de fases, e a reação química conduzida na primeira operação unitária de microcanais é limitada por equilíbrio. Numa concretização mais detalhada, a reação química é pelo menos uma de síntese de metanol, síntese de amônia, Fischer-Tropsch, acetilação, condensação de aldol, alquilação, aminação, desidratação, esterificação, eterificação, hidrólise, isomerização, oligomerização e transesterificação.

O terceiro aspecto da presente invenção consiste em prover um processo para a formação de metanol, o processo compreendendo as etapas de: (a) inserir uma primeira corrente de alimentação compreendendo moléculas contendo carbono e moléculas contendo hidrogênio num primeiro reator de microcanais; (b) inserir uma segunda corrente de alimentação compreendendo reagentes a um segundo reator de microcanais, onde o segundo reator de microcanais é paralelo em relação ao primeiro reator de microcanais; (c) reagir pelo menos parte dos reagentes na presença de um catalisador alojado dentro do primeiro reator de microcanais para formar produto que flui numa primeira corrente de processo; (d) reagir pelo menos parte dos reagentes na presença de um catalisador alojado no interior do segundo reator de microcanais para formar produto que flui numa segunda corrente de processo; (e) direcionar a primeira corrente de processo para um trocador de calor a jusante; (f) direcionar a segunda corrente de processo para um trocador de calor a jusante;

(g) resfriar a primeira corrente de processo no interior do trocador de calor a jusante para condensar pelo menos uma substância química compreendendo a primeira corrente de processo; (h) extrair a substância química da primeira corrente de processo para formar uma corrente de processo gasosa resfriada; (i) direcionar a segunda corrente de processo em comunicação térmica com a corrente de processo gasosa resfriada para aumentar a temperatura e formar uma corrente de processo gasosa de temperatura elevada que inclui os reagentes restantes; (j) inserir a corrente de processo gasosa de temperatura elevada num reator de microcanais a jusante; e (k) reagir pelo menos parte dos reagentes restantes na presença de um catalisador alojado no interior de um reator de microcanais a jusante para formar produto que flui numa corrente de processo a jusante.

Em outra concretização mais detalhada do quarto aspecto, a corrente de alimentação ao reator de microcanais não inclui uma corrente de reciclagem. Em outra concretização mais detalhada, pelo menos um do primeiro reator de microcanais e o segundo reator de microcanais inclui estágios discretos. Numa outra concretização detalhada, a corrente de alimentação que flui através do primeiro reator de microcanais contata o catalisador na etapa (c) um tempo de contato de entre 1000 milisegundos a cerca de 10 milisegundos, e a corrente de alimentação que flui através do segundo reator de microcanais contata o catalisador na etapa (d) entre cerca de 1000 milisegundos a cerca de 10 milisegundos. Em outra concretização detalhada, o método compreende ainda: (l) remover pelo menos uma porção do produto da primeira corrente de processo subsequente ao egresso do produto do primeiro reator de microcanais; e (m) remover pelo menos uma porção do produto da segunda corrente de processo subsequente ao egresso do produto do segundo reator de microcanais. Numa concretização mais detalhada, a etapa (1) é pelo menos parcialmente conduzida numa operação

unitária de destilação, pelo menos uma corrente de saída da operação unitária de destilação é uma corrente rica em produto, e pelo menos uma segunda corrente de saída da operação unitária de destilação é um produto pobre em produto. Numa concretização mais preferida, pelo menos a etapa (c) e a etapa (d) são conduzidas num recipiente de contenção.

Em outra concretização mais detalhada do quarto aspecto, o método compreende ainda: (l) remover pelo menos uma porção do produto da primeira corrente de processo subsequente ao egresso do produto do primeiro reator de microcanais; e (m) liberar uma corrente de combustível para uma operação unitária de reformador a vapor para gerar a energia necessária para conduzir uma reação de reforma a vapor endotérmica numa corrente rica em hidrocarboneto que ingressa no reformador a vapor, onde a etapa (l) é pelo menos parcialmente conduzida num separador que se interpõe entre o reformador a vapor e o primeiro reator de microcanais, o separador sendo operativo para remover pelo menos um componente de uma corrente rica em combustível que egressa da operação unitária de reformador a vapor, resultando na corrente de combustível liberada para a operação unitária de reformador a vapor. Em outra concretização mais detalhada ainda, o pelo menos um componente inclui água, e a água removida pelo separador é utilizada como líquido refrigerante que flui através do trocador de corrente a jusante do primeiro reator de microcanais. Numa outra concretização mais detalhada, a primeira corrente de alimentação é suprida por um processo de reforma a vapor de gás natural conduzido no interior de um reformador a vapor, e um trocador de calor se interpõe entre o reformador a vapor e o primeiro reator de microcanais para remover energia da primeira corrente de alimentação antes do ingresso no primeiro reator de microcanais. Numa outra concretização detalhada, a substância química da etapa (h) inclui metanol, e a etapa (h) inclui a

utilização de pelo menos uma de uma unidade de destilação de microcanais, uma unidade de separação por capilar e uma unidade de separação por membrana de microcanais para remover pelo menos parte do metanol formado da corrente de processo. Numa concretização mais detalhada, os reagentes da primeira corrente de alimentação compreendem gás de síntese de um processo de reforma de corrente a gás natural.

O quinto aspecto da presente invenção consiste em prover um processo para a formação de metanol, o processo compreendendo: (a) inserir uma corrente de alimentação de hidrocarboneto num reator de reforma a vapor que aloja um primeiro catalisador; (b) trazer vapor em comunicação com a corrente de alimentação de hidrocarboneto; (c) reagir os hidrocarbonetos da corrente de alimentação de hidrocarboneto com vapor na presença de um catalisador para formar uma corrente de gás de síntese compreendendo dióxido de carbono, monóxido de carbono e hidrogênio; (d) inserir a corrente de gás de síntese num reator de microcanais para síntese de metanol em estágios que aloja um segundo catalisador; e (e) reagir o gás de síntese na presença do segundo catalisador no interior do reator de microcanais para síntese para formar moléculas de metanol que fluem numa corrente de reagente e produto, onde mais de noventa por cento das moléculas do gás de síntese contendo carbono, numa base de carbono, são convertidas em moléculas de metanol sintetizadas no interior do reator de microcanais para síntese de metanol em estágios, onde o reator de microcanais em estágios inclui pelo menos três estágios, e as moléculas de metanol são removidas da corrente de reagente e de produto entre pelo menos dois dos três estágios.

Em outra concretização mais detalhada do quinto aspecto, pelo menos dois dos três estágios são interpostos pela operação unitária compreendendo pelo menos um de um trocador de calor de microcanais e um separador de fase com microcanais, e a operação unitária recebe uma

corrente de saída de um estágio imediatamente a montante, onde os microcanais de corrente de saída fluem diretamente para o interior dos microcanais da operação unitária. Em outra concretização mais detalhada, mais de 5 cinquenta por cento das moléculas contendo carbono do gás de síntese, numa base de carbono, são convertidas em moléculas de metanol sintetizadas no final do primeiro estágio. Numa outra concretização detalhada, mais de 10 setenta e cinco por cento das moléculas contendo carbono do gás de síntese, numa base de carbono, são convertidas em moléculas de metanol sintetizadas no final do segundo estágio. Numa outra concretização mais detalhada, o reator de reforma a vapor inclui um reator de reforma a vapor de microcanais.

15 Num sexto aspecto da presente invenção, é provido um reator de microcanais e separador integrados compreendendo: (a) uma primeira rede de microcanais alojando um primeiro catalisador para facilitar pelo menos uma de uma reação de craqueamento molecular ou uma 20 reação de síntese molecular; (b) uma segunda rede de microcanais a jusante da primeira rede de microcanais, a segunda rede de microcanais inclui microporos operativos para extrair por separação pelo menos um de um líquido e de um gás que flui pela segunda rede de microcanais, onde 25 uma interface entre a primeira rede de microcanais e a segunda rede de microcanais envolve uma alteração em queda de pressão inferior a cinquenta por cento; (c) uma terceira rede de microcanais alojando um segundo catalisador para facilitar pelo menos uma de uma reação 30 de craqueamento molecular ou uma reação de síntese molecular, a primeira rede de microcanais estando a jusante da segunda rede de microcanais, onde uma interface entre a segunda rede de microcanais e a terceira rede de microcanais envolve uma alteração em 35 queda de pressão inferior a cinquenta por cento; e (d) uma quarta rede de microcanais a jusante da terceira rede de microcanais, a quarta rede de microcanais inclui

microporos operativos para extrair por separação pelo menos um de um líquido e gás fluindo através da quarta rede de microcanais, onde uma interface entre a terceira rede de microcanais e a quarta rede de microcanais envolve uma alteração em queda de pressão inferior a

5 cinquenta por cento.

Em outra concretização mais detalhada do sexto aspecto, uma interface entre a segunda rede de microcanais e a terceira rede de microcanais envolve uma alteração em

10 queda de pressão inferior a cinquenta por cento; Em outra concretização mais detalhada, uma interface entre a terceira rede de microcanais e a quarta rede de microcanais envolve uma alteração em queda de pressão inferior a cinquenta por cento. Numa outra concretização

15 mais detalhada, o primeiro catalisador é carregado ou reveste pelo menos uma porção da primeira rede de microcanais; e

o segundo catalisador é carregado ou reveste pelo menos uma porção da terceira rede de microcanais.

20 Em outra concretização detalhada, a alteração na queda de pressão inferior a cinquenta por cento é pelo menos parcialmente resultado de se evitar consolidação dos microcanais compreendendo a primeira rede de microcanais próxima à interface entre a primeira e a segunda rede de

25 microcanais e menos de setenta e cinco por cento dos microcanais da primeira rede de microcanais são consolidados próximo à interface entre a primeira e a segunda rede de microcanais. Numa concretização mais detalhada, a alteração em queda de pressão inferior a

30 cinquenta por cento entre a segunda e terceira rede de microcanais é pelo menos parcialmente resultado de se evitar a consolidação dos microcanais compreendendo a segunda rede de microcanais próxima à interface entre a segunda e terceira rede de microcanais e de menos de

35 setenta e cinco por cento dos microcanais da segunda rede de microcanais serem consolidados próximo à interface entre a segunda e terceira rede de microcanais. Numa

concretização mais detalhada, a alteração em queda de pressão inferior a cinquenta por cento entre a terceira e quarta redes de microcanais é pelo menos parcialmente resultado de se evitar a consolidação dos microcanais compreendendo a terceira rede de microcanais próxima à interface entre a terceira e quarta rede de microcanais, e menos de setenta e cinco por cento dos microcanais da terceira rede de microcanais serem consolidados nas proximidades da interface entre a terceira e quarta rede de microcanais.

Breve Descrição dos Desenhos

A Figura 1 é um diagrama esquemático representativo de um layout da planta de acordo com a presente invenção;

A Figura 2 é uma vista transversal isolada representativa de um trocador de calor e separador de fases representativo de acordo com a presente invenção;

A Figura 3 é uma vista explodida de um trocador de calor e separador de fases representativo de acordo com a presente invenção;

As Figuras 4A, 4B e 4C, representam vistas, em perspectiva, de uma operação unitária feita de laminados e útil para trocadores de calor, reatores químicos, separações de fase, outras separações, coleta ou distribuição de fluido, mistura entre outros;

As Figuras 5A e 5B representam vistas, em perspectiva, de uma operação unitária montada feita de uma forma de ondas e laminados e utilizada num reator de síntese de metanol representativo com trocadores de calor integrados de acordo com a presente invenção;

A Figura 6 é uma vista em perspectiva explodida de uma operação unitária representativa feita de uma combinação de um canal de forma de onda e de laminados e úteis para um reator de síntese de metanol, um reator Fischer Tropsch, uma unidade de adsorção, um absorvedor, um trocador de calor ou qualquer outra operação unitária;

A Figura 7 é um coletor ("manifold") de microcanais do estado da técnica onde os fluidos se combinam de canais

paralelos múltiplos numa saída comum ou um número reduzido de saídas comuns;

As Figuras 8A e 8B representam vistas transversais de uma primeira interface representativa entre operações unitárias de microcanais ou seções de uma operação unitária de microcanais;

As Figuras 9A e 9B representam vistas transversais de uma segunda interface representativa entre operações unitárias de microcanal ou seções de uma operação unitária de microcanal;

As Figuras 10A e 10B representam vistas transversais de uma terceira interface representativa entre as operações unitárias de microcanal ou seções de uma operação unitária de microcanal;

As Figuras 11A e 11B representam vistas transversais de uma quarta interface representativa entre operações unitárias de microcanal ou seções de uma operação unitária de microcanal;

A Figura 12 é um diagrama esquemático de uma operação unitária integrada representativa compreendendo trocadores de calor de microcanal, reatores paralelos, e condensadores comuns;

A Figura 13 é uma vista transversal isolada representativa de um segundo trocador de calor e separador de fases representativos de acordo com a presente invenção;

A Figura 14 é uma vista parcial explodida de um primeiro condensador comum representativo de uma operação unitária de microcanal integrado de acordo com a presente invenção;

A Figura 15 é uma vista parcial explodida de um segundo condensador comum representativo de uma operação unitária de microcanal integrado de acordo com a presente invenção;

A Figura 16 é um diagrama esquemático representativo do fluxo através de um condensador representativo para uso na presente invenção;

A Figura 17 é um layout de convés para 1.000 toneladas métricas por dia numa planta de síntese de metanol "offshore";

5 A Figura 18 é uma vista elevada em perspectiva de uma unidade de microcanal integrado alojando operações unitárias múltiplas;

A Figura 19 é um corte parcial representativo do reator das Figs. 4-6;

10 A Figura 20 é um coletor para uso com a presente invenção que reúne o fluxo de mais de um dos microcanais paralelos;

A Figura 21 é uma cunha ou placa representativa para fabricar um reator de microcanais de acordo com uma concretização representativa para a presente invenção;

15 A Figura 22 é uma cunha ou placa para fabricar um reator de microcanais de acordo com uma concretização representativa da presente invenção;

20 A Figura 23 é uma cunha ou placa para fabricar um reator de microcanais de acordo com uma concretização representativa alternativa da presente invenção;

A Figura 24 é uma cunha ou placa para fabricar um reator de microcanais de acordo com uma concretização representativa alternativa da presente invenção;

25 A Figura 25 é um conjunto representativo de seis reações utilizadas para modelar o sistema de reação FT;

A Figura 26 é um gráfico representativo mostrando o perfil de temperatura num leito catalítico;

30 A Figura 27 é um gráfico representativo mostrando a distribuição de temperatura numa seção transversal localizada a 0,3 polegadas do início do leito catalítico;

A Figura 28 é um gráfico representativo mostrando o perfil de temperatura ao longo da inserção corrugada localizada a 0,3 polegadas do início do leito catalítico;

35 A Figura 29 é um gráfico representativo mostrando os perfis de fluxo térmico ao longo da extensão do reator, com a curva superior correspondendo ao centro da seção voltada para a inserção corrugada, enquanto a curva

inferior corresponde ao centro da seção voltada para o catalisador;

A Figura 30 é um gráfico representativo mostrando os perfis de fluxo térmico na parede superior do reator no sentido lateral, onde a curva superior corresponde a 0,3 polegadas do início do leito catalítico, ao passo que a curva inferior corresponde a 3 polegadas do início do leito catalítico;

A Figura 13 é um gráfico representativo mostrando a conversão de dióxido de carbono ao longo da extensão do reator;

A Figura 32 é um gráfico representativo mostrando a seletividade de metano ao longo da extensão do reator;

A Figura 33 é um gráfico representativo mostrando as camadas de resistência térmica entre a inserção corrugada de cobre e as paredes de placa. Quatro locais nas paredes de placa são marcados para plotagem de temperatura e fluxo térmico, com a área #1 correspondendo ao centro da seção voltada para a inserção corrugada na parede superior, ao passo que a área #2 corresponde ao centro da seção voltada para o catalisador na parede superior, ao passo que a área #3 corresponde ao centro da seção voltada para o catalisador na parede inferior e finalmente a área #4 corresponde ao centro da inserção corrugada voltada para a parede inferior;

A Figura 34 é um gráfico representativo de perfil de temperatura no leito catalítico para o caso A;

A Figura 35 é um gráfico representativo mostrando a distribuição de temperatura no plano que corta o centro do leito catalítico para o caso A;

A Figura 36 é um gráfico representativo de perfis de fluxo térmico nas paredes de transferência térmica para o caso A;

A Figura 37 é um gráfico representativo dos fluxos térmicos nas paredes de canal de processo como função da extensão do reator para o caso A;

A Figura 38 é um gráfico representativo de perfis de

fluxo térmico nas paredes de transferência térmica sobre a primeira extensão de reator de 2 polegadas para o caso B;

5 A Figura 39 é um gráfico representativo de perfis de fluxo térmico em paredes de transferência térmica para o caso C, com as duas curvas superiores correspondendo aos pontos 1 e 2, enquanto as curvas inferiores correspondem aos pontos 3 e 4, respectivamente;

10 A Figura 40 é um gráfico representativo de perfil de temperatura no leito catalítico na linha central para o caso D; e

A Figura 41 é um gráfico representativo de perfis de fluxo térmico nas paredes de transferência térmica para o caso D.

15 Descrição Detalhada da Invenção

As concretizações representativas da presente invenção são descritas e ilustradas abaixo para abranger equipamentos e processos que utilizam tais equipamentos, para realizar operações unitárias de microcanal. Conforme 20 aqui utilizado, o termo microcanal refere-se a qualquer conduto tendo pelo menos uma dimensão (altura, comprimento ou largura) (de parede-a-parede, não contando o catalisador) de 1 cm ou menos, incluindo 2mm ou menos (em algumas concretizações cerca de 1,0 mm ou menos) e 25 mais de 100 nm (preferivelmente mais de 1 μm) e em algumas concretizações de 50 a 500 μm . Os microcanais são também definidos pela presença de pelo menos uma entrada que é diferente de pelo menos uma saída. Os microcanais não são meramente canais através de zeólitas ou materiais 30 mesoporosos. O comprimento/extensão de um microcanal corresponde ao sentido de fluxo pelo microcanal. A altura e largura do microcanal são substancialmente perpendiculares ao sentido de fluxo pelo canal. No caso de um dispositivo laminado onde um microcanal possui duas 35 superfícies principais (por exemplo, superfícies formadas por placas empilhadas e ligadas), a altura é a distância de superfície principal à superfície principal e a

largura é perpendicular à altura. Obviamente, será evidente aos habilitados na técnica que as concretizações representativas discutidas abaixo são de natureza ilustrativa e podem ser reconfiguradas sem fugir do escopo e espírito da presente invenção. Porém, para fins de clareza e precisão, as concretizações representativas discutidas abaixo podem incluir etapas, métodos e características opcionais que um habilitado na técnica reconheceria como não sendo um requisito que se enquadrasse no escopo da presente invenção.

Para fins do presente relatório, um "conjunto" é um recipiente de contenção que contém uma ou mais operações unitárias de microcanal que operam em paralelo (se mais de 1 unidade). O fluxo de fluido é direcionado para as unidades e descarregado por meio das correntes de efluente de cada unidade.

Para fins do presente relatório, uma "operação unitária" inclui equipamentos operativos para conduzir uma ou mais das seguintes: reações químicas; separações químicas (inclusive absorção, destilação, adsorção, extração); troca térmica; compressão; expansão; vaporização; condensação; separação de fases; e misturação.

Para fins do presente relatório, uma "forma de onda" é uma peça contígua de material termicamente condutor que é transformada de um objeto planar em um objeto tridimensional que pelo menos parcialmente define um ou mais microcanais. A forma de onda pode ter um espaço ("gap") entre as ondas na dimensão do microcanal ou pode ser maior. Na forma representativa, esse espaço pode estar na dimensão do microcanal, e então o calor é transferido facilmente para a direção extensa da onda que separa os canais de transferência térmica antes de conduzir para baixo a forma de onda mais condutora para os canais de transferência térmica. A forma de onda pode ser feita de cobre, alumínio, metais, óxidos ou outros materiais com uma condutividade térmica maior que 1W/m-K . Com referência à Figura 1, uma primeira concretização

representativa compreende uma planta compacta de microcanais 100, adequada para instalação numa aplicação "on-shore" ou "off-shore", que inclui um reformador a vapor de microcanais 102 e um reator de síntese de metanol a jusante 104. A planta de microcanais representativa 100 pode incluir as seguintes características importantes que a tornam especialmente vantajosa para aplicações em plataforma ("off-shore"):

- 1). seu hardware compacto com um número reduzido de componentes discretos para minimizar o espaço do convés;
- 2). torres de destilação pequenas para acomodar o balanço/oscilação do recipiente;
- 3). requisitos mínimos de água fresca;
- e 4). eficiência de carbono e economia geral competitivas. Fica entendido, porém, que as concretizações que apresentem um número menor de todas essas características podem, entretanto, ser incluídas no escopo da presente invenção.

Uma aplicação representativa em que a planta de microcanal 100 é especialmente adequada é a conversão "off-shore" de gás natural em metanol líquido. Nesta aplicação, o gás natural é convertido em gás de síntese (adiante designado "gás de síntese" que predominantemente compreende dióxido de carbono, monóxido de carbono e gases de hidrogênio, bem como água) no interior do reformador a vapor de microcanais 102 utilizando um processo comumente conhecido como reforma a vapor. Porém, também faz parte do escopo da invenção o uso de processos para formar gás de síntese que inclui, sem limitação, gaseificar sólidos tais como carvão, biomassa, resíduos industriais, resíduos sólidos municipais, lodo de esgoto, areia betuminosa ou betume, ou gaseificar líquidos tais como nafta, óleo(s) residuais, GNL, GLP. Entretanto, em resumo, as concretizações representativas para a produção de gás de síntese foram descritas como incluindo um processo de reforma a vapor. A reforma a vapor é uma reação endotérmica onde o gás natural (metano, etano, propano, etc.) é misturado com vapor e reagido a altas

temperaturas (700-1000°C) na presença de um catalisador que facilite as reações químicas entre as moléculas de gás natural e as moléculas de água para produzir gás de síntese. Os desenhos dos reatores de microcanais para reforma a vapor e suas variações foram descritos
5 previamente em publicações US2004/0031592 de Mathias et al., US2004/0033455 de Tonkovich et al., US2005/0087767 de Fitzgerald et al., e US2005/0175519 de Rogers et al., cujas descrições foram aqui incorporadas por referência.

10 As saídas (produtos) do reformador de microcanais a vapor 102 incluem uma corrente de gás de síntese e uma corrente de descarga dos microcanais de transferência térmica em comunicação térmica com os microcanais que transportam a corrente de gás de síntese e a corrente de reagente
15 precursor. A corrente de descarga compreende os produtos procedentes da reação exotérmica conduzida dentro dos microcanais de transferência térmica, tal como combustão, a energia de transferência para os microcanais que transportam o gás de síntese e quaisquer reagentes
20 precursores para suprir energia de ativação suficiente para executar a reação de reforma a vapor. Fica entendido, porém, que em lugar de uma reação exotérmica ocorrendo no interior dos microcanais de transferência térmica, faz parte do escopo da presente invenção
25 transportar fluidos superaquecidos através dos mesmos que operem como fonte de calor ou energia para conduzir a reação de reforma a vapor.

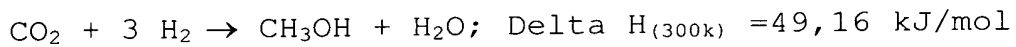
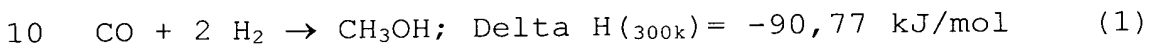
Quando a retenção total de água fresca for uma consideração importante para a operação da planta 100,
30 tal como em aplicações "off-shore", uma operação unitária de coleta 117 recebe a corrente de gás de descarga e opera para remover pelo menos parte da água da corrente de descarga e reciclar a água para uma ou mais operações unitárias (tal como 102) por toda a planta 100. Fica
35 entendido que a coleta de água do efluente de descarga é opcional, porém, e reduz a quantidade total de água fresca que precisa ser obtida em base recorrente, tal

como uma unidade de dessalinização, para operação da planta 100. Conforme será discutido em maiores detalhes posteriormente, o combustível é suprido ao reformador a vapor 102 de uma corrente de saída de uma unidade de destilação 118 a jusante do reator de síntese de metanol 104.

Com referência às Figuras 1 e 2, um trocador de calor de microcanais e separador de fase 130 está a jusante do reformador a vapor 102 e inclui três conjuntos de microcanais 132, 134, 136. O primeiro conjunto de microcanais 132 transporta um líquido refrigerante, como por exemplo água líquida de uma unidade de destilação 118, em comunicação térmica com o segundo conjunto de microcanais 135 que transporta o produto de gás de síntese úmido (bifásico). O gradiente de entalpia entre o líquido refrigerante e o produto de gás de síntese úmido é tal que a energia é transferida do produto de gás de síntese úmido para o líquido refrigerante, resultando na condensação do componente aquoso no produto de gás de síntese úmido que escoa pelo segundo conjunto de microcanais 134. O sentido de fluxo do fluido refrigerante pode ser em cocorrente, contracorrente ou fluxo cruzado em relação ao sentido de fluxo do produto de gás de síntese úmido bifásico. A água condensada procedente do segundo conjunto de microcanais 134 é transferida para longe utilizando o terceiro conjunto de microcanais 136. A água que escoa pelo terceiro conjunto de microcanais 136 é alimentada para o reator de síntese de metanol 104 e opera dentro do reator 104 como um fluido de transferência térmica. Uma porção a jusante do segundo conjunto de microcanais 134 libera o produto de gás de síntese relativamente seco a aproximadamente 20 bar do trocador de calor de microcanais e separador de fase 130 para o reator de síntese de metanol 104 ou para um compressor opcional 140. Nesta concretização representativa, o compressor 140 pressuriza o produto de gás de síntese seco de aproximadamente 20 bar para

aproximadamente 50 bar ou mais para ingresso no reator de síntese de metanol 104. Fica entendido, porém, que o compressor 140 não é um equipamento necessário e pode ser omitido sob certas condições operacionais.

5 A síntese de metanol é fortemente limitada por equilíbrio e ocorre reagindo-se o produto de gás de síntese seco, na presença de um catalisador, para formar metanol. Essa reação é exotérmica e representada abaixo como Equação (1)



(Referência : Uhlmann's, "Encyclopedia of Industrial Chemistry")

Com referência às Figuras 3 a 4C, o reator de síntese de metanol 104 inclui uma primeira rede de microcanais 142
15 no interior de uma seção de pré-aquecimento 148 que recebem o produto de gás de síntese seco diretamente do separador 130 ou do compressor 140, quando opcionalmente utilizado. A distribuição do produto de gás de síntese
20 pressurizado através da rede de microcanais 142 coloca o produto de gás de síntese em comunicação térmica com um meio de transferência térmica, tal como vapor, que flui através de uma segunda rede de microcanais 150 da seção de pré-aquecimento 148 do reator 104. O produto de gás de
25 síntese escoia através da rede de microcanais 142 da seção de pré-aquecimento (vide Figuras 4A a 4C) e para o interior dos microcanais de reação 154 sem utilização de coletores (manifolds) do estado da técnica. Conforme será discutido mais detalhadamente a seguir, o meio de
30 transferência térmica pode ser suprido para a segunda rede de microcanais 150 através de uma corrente de reciclagem no interior do reator de síntese de metanol 104 que forma ou conduz vapor em comunicação térmica com pelo menos uma porção dos microcanais de síntese onde a
35 síntese de metanol está ocorrendo para arrastar uma porção da energia térmica gerada como resultado de síntese de metanol.

Com referência às Figuras 4A a Figura 6, um primeiro estágio do reator 152 segue imediatamente a seção de pré-aquecimento 148 e inclui os microcanais de reação 154 que introduzem os reagentes de gás de síntese para o catalisador de síntese. Nesta concretização representativa, o catalisador de síntese pode ser carregado no interior dos microcanais, revestido ao longo das paredes dos microcanais, ou de outra forma configurado ou crescido no interior dos microcanais do primeiro estágio do reator 152. Um catalisador crescido inclui um que contenha um precursor em solução ou suspensão líquida que reage, plaqueia, reticula ou forma conexões porosas entre as paredes do canal. A porosidade pode ser macroporosa, mesoporosa ou microporosa, ou qualquer combinação destas três. Um segundo conjunto de microcanais 158 do primeiro estágio do reator estão em comunicação térmica com os microcanais de reação 154 e transportam um meio fluido de transferência térmica. Na forma representativa, esse meio é água que é parcialmente fervida através da energia térmica gerada na síntese exotérmica para prover vapor a diversas partes da planta 100. A taxa de escoamento da água através dos microcanais 158 é precisamente controlada para prover uma seção de reação que é essencialmente isotérmica. Através do controle preciso da pressão, temperatura, reações e taxas de escoamento pelos microcanais 154, as reações de síntese podem ser mantidas num limite de tolerância estreito, geralmente na faixa de $\pm 40^{\circ}\text{C}$, ou mais, preferivelmente $\pm 15^{\circ}\text{C}$, ou ainda mais preferivelmente $\pm 5^{\circ}\text{C}$.

O catalisador para a síntese de metanol ou para a reação FT ou outros pode ser preferivelmente carregado no conjunto de microcanais 154 e especialmente carregado entre a forma de onda que direciona calor do catalisador carregado para a parede de transferência térmica e então para os canais de resfriamento 158. Em concretizações preferidas, a forma de onda é um material de alta

condutividade térmica ($> 20 \text{ E/m-K}$, 50 W/m-K e mais preferivelmente $> 80 \text{ W/m-K}$ e em uma concretização preferida é cobre com uma condutividade térmica maior que 200 W/m-K) de forma tal que a altura da forma de onda

5 pode ser maior do que a largura dos microcanais (definida pela distância entre cada perna da forma de onda). Essa configuração nova permite uma fração de catalisador maior no volume do reator e assim, por sua vez, melhora a produtividade do reator por volume unitário total. A

10 fração do volume catalítico no volume de reator é preferivelmente maior do que 30%, mais preferivelmente maior do que 40%, e mais preferivelmente ainda maior do que 50%. Em uma concretização, o volume catalítico dentro do reator ultrapassa 80%.

15 Com referência às Figuras 3 a Figura 4C, um primeiro estágio de resfriamento 162 segue imediatamente o primeiro estágio de reator 152 e inclui dois conjuntos de microcanais distribuídos 164, 166. O primeiro conjunto de microcanais 164 transporta o metanol e os reagentes

20 restantes de gás de síntese do primeiro estágio do reator 152, ao passo que o segundo conjunto de microcanais 166 transportam um líquido refrigerante em comunicação térmica com o metanol e os reagentes restantes de gás de síntese. O sentido de fluxo do líquido refrigerante pode

25 ser em cocorrente, contracorrente ou fluxo cruzado em relação ao sentido de fluxo da mistura bifásica.

A diferença de entalpia entre a corrente de síntese (reagentes de gás de síntese e metanol) fluindo através do primeiro conjunto de microcanais 164 e o líquido

30 refrigerante que escoam pelo segundo conjunto de microcanais 166 é tal que a energia é transferida da corrente de síntese para o líquido refrigerante, baixando assim a temperatura da corrente de síntese. Nesta concretização representativa, o líquido refrigerante é

35 água que pelo menos parcialmente vaporiza para produzir uma corrente bifásica como resultado da transferência térmica da corrente de síntese de metanol de temperatura

conjunto de microcanais 164 pode ser utilizado como entrada de vapor no reformador a vapor de microcanais 102. Com referência à Figura 7, as operações unitárias convencionais de microcanais sofrem de queda de pressão adicional como resultado dos coletores 400 em série com os microcanais 402 neles distribuídos. Esses coletores 400 foram utilizados para estabelecer comunicação de fluido entre uma operação unitária de microcanais e outra operação unitária de microcanais ou uma operação unitária convencional. Os coletores 400 operam tradicionalmente para consolidar numerosos microcanais para egresso de uma operação unitária de microcanais ou para distribuir um fluxo consolidado entre um grupo de microcanais 402. Essa consolidação e distribuição resulta em perdas substanciais de pressão à medida que os fluxos de fluido são impedidos e aumentadas as perdas por corrente de Foucauld. Para superar essa perda de pressão indesejável, a presente invenção faz uso de conservação de microcanais, que reduz o número de correntes consolidadas e resultantes de distribuição. Com referência às Figuras 8A a 11B, a presente invenção não requer o uso de coletores entre as operações unitárias de microcanais. Na forma representativa, as correntes de saída múltipla de uma primeira operação unitária ou seção de uma operação unitária 502 são alimentadas para um número igual ou similar de canais de entrada numa operação unitária a jusante ou seção de uma operação unitária a jusante 504. Essa interface entre operações ou seções unitárias da mesma operação unitária é designada como conservação de microcanais. Com o uso de conservação de microcanais, o fluxo não gira nem se move substancialmente no sentido ortogonal para a trajetória de fluxo na primeira operação ou seção unitária à medida que ingressa numa operação ou seção unitária a jusante. A perda de pressão resultante na conexão entre a primeira operação à jusante ou seção unitária pode ser inferior a 10% da perda de pressão experimentada utilizando-se projetos de coletor do estado

da técnica. Estruturas representativas que incorporam a conservação de microcanais entre operações unitárias de microcanais ou seções de operação unitária são mostradas nas Figuras 8A a 11B. Com referência à Figura 12, a

5 produção de metanol é dependente da concentração de metanol no sistema, da pressão do sistema, da temperatura do sistema, e do tempo de residência em que os reagentes de gás de síntese estão em contato com o catalisador do sistema. Um reator de microcanais isopotencial 104, ou

10 reatores de microcanal isopotencial paralelos 104, formas representativas para se obter uma alta conversão em passagem única ("single-pass") para uma reação limitada por equilíbrio, tal como síntese de metanol. Se a temperatura cair ao longo da extensão do reator, o

15 potencial de equilíbrio para conversão é aumentado. Na forma representativa, um reator em série de três estágios 104 é construído num módulo de reator simples, com o volume e as temperaturas sendo otimizados com base na cinética de um catalisador de síntese de metanol

20 comercial para minimizar o volume total do reator e o tempo de contato para a taxa de escoamento de entrada necessária. O tempo de contato é definido pelo volume de reator total, inclusive de um catalisador em forma particulada, dividido pela taxa de escoamento volumétrica

25 total de reagentes sob condições padrão. No reator de síntese anteriormente citado 104, um tempo de contato de 750 milisegundos dá uma conversão total de CO de 70,5% no reator de três estágios. O reator de microcanais de síntese de metanol representativo 104 incorpora o fluxo

30 cruzado de fluidos de processo e dos fluidos de troca térmica. Três zonas de reação distintas são projetadas com base na extensão do reator 200, 202, 204. A primeira zona de reação tem 20% da extensão de canal de reação total, ou 0,2m de um canal com 1m de extensão. A segunda

35 zona de reação 202 estende-se 0,3m de um canal com 1m de extensão até o ponto central da extensão do canal. A terceira e última zona de reação 204 estende-se do ponto

central (0,5m) até a extremidade do canal. A geometria de unidade de repetição do reator de microcanais de síntese de metanol 104 é mostrada na Fig. 3. O design aumenta a relação do volume total de catalisador por reator para o

5 volume total de reator em mais de 30% e, em algumas outras concretizações representativas em mais de 70%. Essa alta relação de volume de catalisador compensa os tempos de reação mais longos para síntese de metanol em comparação com a reforma a vapor de metano e gera um

10 número modesto de conjuntos de reator. Com base nessas dimensões de projeto, um total de 9 conjuntos são necessários para 500 toneladas métricas de metanol por dia. Cada conjunto para síntese de metanol tem 1m(largura) x 1,2m (altura) por 3,9m de comprimento, que

15 é idêntico ao tamanho do conjunto reformador de metano a vapor. A altura total de empilhamento de três conjuntos é menor que 7m. Com referência às Figuras 4A - 4C, 12 e 13, concentrações mais elevadas de metanol nos microcanais de reação 154 que alojam o catalisador (não mostrados)

20 diminuem a frequência de reações que convertem o gás de síntese em metanol já que a reação é limitada por equilíbrio, reduzindo assim a conversão global de produtos de gás de síntese em metanol em base de conversão de carbono. Desta forma, é vantajoso reduzir a

25 concentração de metanol na corrente de gás de síntese. Um trocador de calor e condensador de microcanais integrado 170 segue imediatamente o primeiro estágio de resfriamento 162 e inclui três conjuntos de microcanais 174, 176, 178. O primeiro conjunto de microcanais 174

30 está a jusante dos microcanais de resfriamento 164 e transporta uma corrente de síntese sob temperatura reduzida em comunicação térmica com um fluido refrigerante que escoar pelo segundo conjunto de microcanais 176 para reduzir a temperatura do produto

35 metanol abaixo de sua temperatura de ebulição. Nesse condensador representativo 170, o líquido refrigerante é água líquida. Isso resulta em corrente de

síntese bifásica compreendendo metanol e gás de síntese não reagido, bem como subproduto aquoso. O primeiro conjunto de microcanais 174 transporta a corrente bifásica em comunicação com uma seção de exclusão capilar 138.

Com referência à Figura 13, a captação de líquido (seja água ou metanol) na planta de microcanais 100 baseia-se no princípio de exclusão capilar. Uma seção de exclusão capilar representativa 138 inclui um material com poros pequenos 210 que conecta outros microcanais adjacentes 174, 178. A pressão em P1 de um lado dos poros pequenos 210 é maior do que P2 do lado oposto dos poros. Assim, quando o líquido entra em contato com os poros 210, a pressão capilar é maior do que a pressão de ruptura dos gases, forçando assim o líquido pelos poros 210 e para o interior dos microcanais de saída 178. Para poros circulares, essa relação é mostrada pela Equação 2 abaixo:

$$P_1 \leq P_2 + \frac{2\sigma}{r} \quad (2)$$

onde:

20 σ = tensão superficial entre as fases gasosa e líquida

r = raio de um poro simples

Poros de qualquer formato podem ser usados e podem requerer modificação da Equação (2) para uma expressão equivalente utilizando raio hidráulico. Entretanto, o metanol condensado no terceiro conjunto de microcanais 178 é arrastado da seção de exclusão de capilar 138 e transportado para a unidade de destilação de metanol 118. Com referência às Figs. 14 e 15, reatores paralelos 104A, 104B podem ser configurados para alimentar uma corrente de vapor compreendendo metanol, gás de síntese não reagido, e subprodutos de reação de síntese ("corrente de produto") para um trocador de calor e condensador de microcanais comum 170. Uma primeira placa terminal 300 do condensador 170 provê aberturas 302A, 302B ao longo do mesmo para receber as correntes de produto dos

respectivos primeiros estágios de resfriamento 162A, 162B dos reatores paralelos 104A, 104B. A Seta A e a Seta B representam o fluxo de fluido das correntes de produto pelo condensador 170. Uma segunda placa 304 adjacente à primeira placa 300 inclui microcanais 306A, 306B para receber a corrente de produto que escoam pelas aberturas 302A, 302B da primeira placa nas extremidades remotas. A corrente de produto escoam ao longo desses microcanais 306A, 306B e é resfriada por um líquido refrigerante (não mostrado) fluindo pelo microcanal adjacente formado numa placa adjacente (não mostrada) para condensar pelo menos parte do metanol fora da fase de vapor de corrente de produto. Uma terceira placa 308 inclui aberturas 310A, 310B, ao longo da mesma que se alinham com as aberturas 312A, 312B através da segunda placa para liberar a mistura de produto bifásica para outro conjunto de microcanais 314A, 314B formado numa quarta placa 316 que inclui seções de exclusão capilar 318A, 318B, onde a fase líquida é removida através dos microcanais alinhados 320A, 320B de uma quinta placa 322. As aberturas 324A, 324B numa sexta placa 326 são alinhadas com os microcanais 320A, 320B de uma quinta placa 322 e transportam os produtos líquidos para a unidade de destilação (não mostrada). O produto gasoso relativamente seco que escoam pelos microcanais 314A e 314B são recuperavelmente aquecidos antes do ingresso dos componentes gasosos no segundo estágio de reação 202 utilizando as aberturas 328A, 328B, 330A, 330B. A diferença primária entre a Fig. 14 e a Fig. 15 mostra uma concretização quiral, que é especialmente vantajosa ao se utilizar troca térmica recuperativa no trocador de calor e condensador de microcanais 170.

Com referência à Fig.16, um diagrama de fluxo representativo é mostrado para reatores paralelos 104A, 104B quando se utiliza troca térmica recuperativa. A troca térmica recuperativa envolve aquecer a corrente gasosa de saída do trocador de calor e condensador de

microcanais 170 utilizando a corrente aquecida de entrada do primeiro estágio de resfriamento 162. Desta forma, a energia da corrente aquecida do primeiro estágio de resfriamento é trocada com a corrente gasosa de saída para aumentar a entalpia desta corrente. Essa entalpia aumentada é vantajosa para produzir cinética de reação favorável para conversão aumentada de gás de síntese em metanol.

Com referência novamente à Fig. 12, um segundo estágio de reação 202 está imediatamente a jusante do trocador de calor e condensador de microcanais 170. Os microcanais do segundo estágio de reação 202 recebem diretamente os reagentes gasosos (gás de síntese) do trocador de calor e condensador 170 e introduzem essas reações num catalisador de síntese que pode ser carregado dentro dos microcanais, alinhado ao longo das paredes dos microcanais, ou de outra forma configurado ou crescido nos microcanais do segundo estágio 202. Um catalisador crescido inclui um que inclui um precursor em solução ou suspensão líquida que reage, plaqueia, reticula, ou de outra maneira forma conexões porosas entre as paredes do canal. A porosidade pode ser macroporosa, mesoporosa, ou microporosa, ou qualquer combinação das três. Conforme anteriormente discutido, a síntese de metanol é dependente de equilíbrio e a remoção do metanol no condensador 170 reduz a concentração do metanol nos microcanais 202, sendo operativa para aumentar a frequência de reações entre os reagentes de gás de síntese restante, aumentando assim a conversão total de produtos de gás de síntese em metanol numa base de conversão de carbono.

Um segundo trocador de calor e condensador 190 inclui três conjuntos de microcanais (não mostrados) similares aos do primeiro trocador de calor e condensador 170 da Fig. 13. O primeiro conjunto de microcanais transporta uma água líquida em comunicação térmica com o segundo conjunto de microcanais que transporta os produtos do

segundo estágio de reação 202. A diferença de entalpia entre os produtos e a água é tal que a energia é transferida dos produtos para a água líquida, resultando em condensação do componente de metanol nos produtos que fluem através do segundo conjunto de microcanais. O metanol condensado e o subproduto de condensado do processo/água do segundo conjunto de microcanais é arrastado utilizando o terceiro conjunto de microcanais e transferido para a unidade de destilação de metanol 118. A água quente produzida pelos microcanais de transferência térmica pode ser usada para aquecer outras correntes de processo na planta 100, ao passo que os componentes gasosos restantes do segundo conjunto de microcanais são alimentados para um terceiro estágio de reação 204.

Um terceiro estágio de reação 204 imediatamente a jusante do segundo trocador de calor e condensador 190 inclui microcanais distribuídos que recebem os reagentes gasosos (gás de síntese) do segundo trocador de calor e condensador 190 e introduzem esses produtos num catalisador de síntese que pode ser carregado nos microcanais, alinhado ao longo das paredes dos microcanais, ou de outra forma configurado dentro dos microcanais. Conforme previamente discutido, a síntese de metanol é dependente de equilíbrio e a remoção de metanol no condensador 190 reduz a concentração de metanol nos microcanais, sendo operativa para aumentar a frequência de reações entre os reagentes de gás de síntese restante, aumentando assim a conversão total de reagentes de gás de síntese em metanol numa base de conversão de carbono que se aproxima de 90%. Deve ficar entendido que este terceiro estágio de reação 204 é opcional e pode não ser necessariamente utilizado em todas as aplicações.

Um terceiro trocador de calor e condensador 194 inclui três conjuntos de microcanais (não mostrados) similares aos do primeiro trocador de calor e condensador 170 da Fig. 13. O primeiro conjunto de microcanais carrega água

líquida em comunicação térmica com o segundo conjunto de microcanais que transportam os produtos do terceiro estágio de reação 204. A diferença de entalpia entre os produtos e a água é tal que a energia é transferida dos produtos para a água líquida, resultando em condensação do componente metanol nos produtos fluindo pelo segundo conjunto de microcanais. O metanol condensado do segundo conjunto de microcanais é arrastado utilizando o terceiro conjunto de microcanais e transferido para a unidade de destilação de metanol 118. A água quente produzida no primeiro conjunto de microcanais é utilizada na planta 100 como um fluido de pré-aquecimento ou precursor de vapor, ao passo que os componentes gasosos restantes (reagentes de gás de síntese e subprodutos restantes) no reformador a vapor 102. Ao usar trocadores de calor de microcanais com canais embutidos de separação de fase, a seção de síntese de metanol para uma capacidade de planta de 1000 toneladas métricas de metanol por dia é dimensionada para ajustar-se no interior de um conjunto 104 de aproximadamente 1m (largura) x 1,2m (altura) x 3,9m (comprimento). Dimensões representativas para aparelhos de microcanais variam para um reator de síntese de metanol 104 de menos de 200 m³ por mil toneladas métricas de metanol por dia, ou mais preferivelmente de menos de 80m³ por mil toneladas métricas de metanol por dia, ou ainda mais preferivelmente de menos de 10 m³ por mil toneladas métricas de metanol por dia.

Com referência à Fig. 1, a unidade de destilação de metanol 118 é operada sob pressão para melhorar a integração térmica para toda a planta 100. A faixa de temperatura para a unidade de destilação de 48 bar é de 200°C a 242°C. Isso se compara a uma faixa de temperatura de destilação de 80 a 120°C à pressão ambiente. A corrente de gás não condensável é separada do líquido antes do ingresso na unidade de destilação de microcanais de 20 estágios 118 contra um contrafluxo de

líquido e gás. O metanol é recuperado da corrente lateral superior da unidade de destilação com uma pureza maior que 95% e a água é recuperada do fundo da unidade com uma pureza maior que 99%. A água é reciclada para o líquido refrigerante do reator de síntese de metanol 104 antes de se movimentar para a corrente de alimentação do reformador a vapor 102. A unidade de destilação de metanol 118 utiliza 6 conjuntos de microcanais, onde cada conjunto tem 1,2m(altura) por 1m(largura) por 3,9 m(comprimento).

De acordo com as concretizações representativas discutidas acima, as faixas para pureza de produto de metanol ficam entre 80-90%, e preferivelmente entre 95% a mais de 99%. As faixas de pureza de água ficam entre 80-90% e preferivelmente entre 95% a mais de 99%. Além disso, as faixas para produtividade de volume da unidade de destilação de metanol ficam entre 10 a 25m³ por mil toneladas métricas de metanol por dia, e preferivelmente entre 25 ou mais de 100 m³ por mil toneladas métricas de metanol por dia. Além disso, as faixas para reciclagem de água são de 25-50% e preferivelmente entre 50% a mais de 65%.

Embora a unidade de destilação representativa 118 tenha sido descrita para destilação de metanol, outras composições poderiam igualmente ser produzidas pela planta 100 e destiladas para se obter a pureza desejada de produtos gerados por outros processos de reação química. Por exemplo, a unidade de destilação pode ser adaptada para operar como um fracionador que separa hidrocarbonetos, inclusive misturas que compreendem pelo menos um dos seguintes tipos de compostos: alcanos, alquenos, alquinos, naftalenos e outros compostos ligados por anel, aromáticos e oxigenados, inclusive aldeídos, álcoóis, cetonas, ácidos carboxílicos e nitrilas. A unidade de destilação pode também separar misturas compreendendo compostos inorgânicos ou substâncias naturalmente derivadas. O fracionador pode

separar compostos quase em ponto de ebulição, tal como um fracionador etano-etileno ou um separador hexano-ciclohexano. Na forma representativo, uma corrente de entrada de líquido contém 84% de hexano e 16% de ciclohexano e uma corrente de entrada de vapor compreende 5 9% hexano e 91% ciclohexano. A corrente de produto líquido de saída foi removida num ponto ligeiramente abaixo da corrente de vapor de entrada e continha 7% hexano e 93% ciclohexano. O canal gerou 15 estágios de 10 equilíbrio numa extensão de canal de 5". A faixa de temperatura na unidade variou de 60°C a 83°C. As volatilidades reativas de etano-etileno e de ciclohexano-hexano (biblioteca de referência ChemCAD® 5.5.0) são significativamente mais desafiantes do que água e 15 metanol.

A avaliação de altura equivalente para uma placa teórica (HETP) conforme mostra a Equação 2 baseia-se no balanço do tempo de convecção e tempo de difusão num microcanal. O tempo característico para convecção num estágio único é 20 definido pela extensão do estágio dividido pela velocidade média de fluido. O tempo característico para difusão num estágio único é definido pelo quadrado da distância de difusão dividido pela difusividade do fluido. O ajuste dos tempos característicos para igual 25 valor permite resolver por uma simples avaliação do HETP requerido, o equilíbrio de fases. Metodologias similares mostraram-se bem sucedidas para difusão em paredes catalíticas em reações químicas, e por analogia, foram avaliadas quanto à destilação.

$$\frac{vel_{vap} \cdot t_{vap}^2}{\Phi_{AB_{vap}}} \propto HETP_{vap} = HETP_{liq} \propto \frac{vel_{liq} \cdot t_{film}^2}{\Phi_{AB_{liq}}}$$

30

(2)

A destilação em microcanais é descrita em US 2006/0016216 por Tonkovich et al. sendo aqui incorporada por referência. Em experimentos de destilação em microcanais para separação de ciclohexano-hexano utilizando o

aparelho descrito em US 2006/0016216, uma película líquida de 0,178m foi criada escoando líquido sobre uma malha tecida de aço inoxidável adjacente a um canal de gás de 1,35 milímetros (mm). A velocidade do líquido foi de 1mm/segundo (s) e a difusividade de líquido foi de $5 \times 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}$. O HETP previsto resultante para o lado líquido era da ordem de 0,63 cm, utilizando a Equação 2. A difusividade de fase gasosa era de $0,0342 \text{ cm}^2/\text{s}$, a velocidade média de gás era de 0,015 m/s, e o "gap" de canal gasoso foi de 1,35 mm. O HETP de fase gasosa previsto resultante foi de 0,8cm. Foi um tanto surpreendente descobrir que o HETP previsto na fase gasosa era mais alto do que o da fase líquida, o que demonstra a importância de balancear o projeto do canal para os dois fluidos. Com base na mudança na composição, o HETP experimental foi calculado em 0,83 cm. Outros experimentos conduzidos a velocidades mais altas confirmaram que o HETP era aproximadamente inversamente proporcional à velocidade. Trata-se de um acordo notável para uma previsão aproximada de HETP, sendo considerado um bom indicador qualitativo de HETP em outras unidades de destilação de microcanais.

Um HETP de 1 cm é utilizado na base do projeto de uma unidade de destilação de metanol baseado nos princípios de separação, onde HETP para uma película fina de líquido em contato com uma película gasosa fina é aproximado pela Equação 2. Porém, outro HETP poderia ser utilizado tal como, sem limitações, menos de 5cm, menos de 2cm, menos de 1 cm, e menos de 0,1cm. Para uma espessura de película de 25 microns e uma velocidade de 0,015 m/s, o HETP aproxima-se de 1cm. O canal gasoso tem um HETP previsto inferior a 0,1cm mantendo-se um "gap" de canal gás-líquido inferior a 10. Procedendo dessa forma, o quadrado da distância de difusão no canal gasoso é mais do que compensado pelas três ordens de redução de grandeza na difusividade de fase gasosa em relação àquela da fase líquida. o HETP pode ser utilizado para descrever a

eficiência das operações da unidade de contato gás-líquido, tais como destilação e absorção. As faixas preferidas de HETP para a presente invenção são inferiores a 10 cm, ou inferiores a 5cm, ou inferiores a 5 1cm, ou inferiores a 0,5cm.

A água co-produzida com metanol no interior do reator de síntese 104 é posteriormente removida do metanol através de uma unidade de destilação de microcanais pressurizada 118. O metanol é purificado em mais de 95% e descarregado da unidade de destilação 118 através de um conduto de produto purificado 198. A água da unidade de destilação 118 é encaminhada para o trocador de calor de microcanais e separador de fase 130.

A água é reciclada na planta 100 para o reator de síntese 15 104 de três fontes: da corrente de gás de síntese úmido, da unidade de destilação de metanol 118, e opcionalmente, da corrente de descarga de combustão. Espera-se que as pequenas quantidades de subprodutos de reação, tais como álcoóis, hidrocarbonetos, éteres, etc. presentes na 20 corrente aquosa sejam prontamente reformadas no reformador a vapor de microcanais 102 o que aliviaria o acúmulo na reciclagem de água.

Uma simulação em computador foi utilizada para ampliar a planta 100 para produzir 1.000 toneladas métricas por dia 25 de metanol. Para este caso, cada seção de reação é mantida às condições de temperatura e pressão previstas na Tabela II. Este caso não inclui remoção de condensado de metal integrada com a unidade de reator de metanol e a redução correspondente de temperatura para separação de 30 fases e troca térmica recuperativa. A Tabela 1 detalha as taxas de fluxo/escoamento e as funções térmicas das operações unitárias principais. Por exemplo, a água total alimentada ao reformador a vapor de microcanais 102 é de 39,9 tons métricas/hora. Destas, apenas 23,3 tons 35 métricas/hora procedem de uma fonte de água independente devido à captação e reutilização da água no sistema. Se a água da descarga do reformador a vapor 102 também for

captada, a quantidade total de água doce necessária seria de 16,4 toneladas métricas/hora. Isso representa uma redução líquida na água total necessária de 65%.

TABELA 1

Seção	Operação Unitária	Corrente	Temp. °C	Pressão] (bar)	Fluxo massa (kg/h)	Função aquec. (MW)
Seção Reforma	Refor- mador	Entrada ar	129	2,1	161202	
		Entrada combust.	28	2,1	15657	
		Descarga	250	1	176859	
		Entrada Alim. (2:1 S:C)	201	23,5	119574	
		Saída produto	300	21,9	119574	
	Cond. de reação		900	22		113
Seção Síntese Metanol	Reator	Entrada alim.	222	50	83497	
		Saída produto	190	48,8	83497	
		Água-Seção 1			114497	29
		Água-Seção 2			19216	5
		Água-Seção 3			17415	4
Seção destilação	Unidade Destilação	Subtotal água	103	35	151127	38
		Entrada aliment.	30	48,5	37222	
Separação de fase com HX		Saída metanol	200	48	43860	
		Saída água	242	49	1330	
		Entrada	30	48,5	83497	
		Gás	30	48,5	36275	
Seção captação de água		Líquida	30	48,5	47222	
		Entrada produto	300	21,9	119573	
	Produto HX&Tro- cador calor	Entrada água (de destilação)	96	25	36564	
		Saída água (p/ o reator)	188	24,7	36564	
		Produto fora do compressor	198	21	119573	
Seção reforma de seção	Reformador operação unitária	Corrente	Temp. °C	Pressão] (bar)	Fluxo massa (kg/h)	Função aquec. (MW)
		Entrada ar	129	2,1	161202	
		Entrada combustível	28	2,1	15657	
		Descarga	250	1	176859	

A Tabela II detalha a temperatura, pressão, volume, e função térmica associados com cada seção do reator de síntese de três seções representativos 104.

TABELA II

Zona	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Volume relativo (%)	Função térmica
1	250	49,7	20	5,7
2	220	49,3	30	9,6
3	200	49,2	50	8,7

5 Uma segunda simulação em computador foi utilizada para ampliar a planta 100 para produzir 1.000 toneladas métricas por dia de metanol. Neste caso, cada seção do reator foi mantida a uma temperatura de 250°C e uma pressão que diminuía de 50 bar na entrada do primeiro

10 estágio para 48,8 bar na saída do terceiro estágio. A remoção de condensado de metanol e a troca térmica recuperativa foram incorporadas entre estágios de reação. A Tabela III detalha as taxas de fluxo/escoamento e as funções térmicas das principais operações unitárias. Por

15 exemplo, a água total alimentada ao reformador a vapor de microcanais 102 é de 56,6 tons métricas/hora. Destas, apenas 33 toneladas métricas/hora procedem de uma fonte independente de água devido à captação e reutilização da água no sistema. Se a água da descarga do reformador a

20 vapor 102 fosse também captada, a quantidade total de água doce necessária seria de 23,2 toneladas métricas/hora. Isso representa uma redução líquida na água total necessária de 65%.

TABELA III

Seção	Operação Unitária	Corrente	Temp. °C	Pressão] (bar)	Fluxo massa (kg/h)	Função aquec. (MW)
Seção Reforma	Reformador	Entrada ar #230	129	2,1	151000	
		Entrada combust. #240	40	2,1	14225	
		Descarga #252	252	1	165225	
		Entrada Alim. (2:1 S:C)	201	23,5	113315	
		Saída produto	300	21,9	113315	
		<i>Todas as cond. reação</i>	900	22		113
Seção Síntese Metanol	Reator	Entrada alim.	222	50	80704	
		Saída produto	190	48,8	80704	
	Vapor gerado-Seção 1 240		240	33	55250	23,5
	Vapor gerado-Seção 2 240		240	33	19800	7,9
	Vapor gerado-Seção 3 240		240	33	9480	3,8
	Subtotal - Vapor gerado				84550	
	Gás de purga #33				30413	

Uma terceira simulação em computador foi utilizada para ampliar a planta 100 para produzir 1.000 toneladas métricas por dia de metanol. Neste caso, cada seção do reator foi mantida a uma temperatura de 240°C e uma pressão de 33 bar. A remoção de condensado de metanol e a troca térmica recuperativa foram incorporadas entre estágios de reação. A Tabela IV detalha as taxas de fluxo/escoamento e as funções térmicas das principais operações unitárias. Por exemplo, a água total alimentada ao reformador a vapor de microcanais 102 é de 56,6 tons métricas/hora. Destas, apenas 33 toneladas métricas/hora procedem de uma fonte independente de água devido à captação e reutilização da água no sistema. Se a água da

descarga do reformador a vapor 102 fosse também captada, a quantidade total de água doce necessária seria de 23,2 toneladas métricas/hora. Isso representa uma redução líquida na água total necessária de 65%. A Tabela V
5 compara os resultados das Tabelas III IV.

A eficiência de carbono total convertendo-se uma corrente de gás natural em metanol é ligeiramente maior que 60% quando um reator isotérmico de 3 zonas para metanol é utilizado com resfriamento de produto entre estágios e
10 quando a recuperação líquida é incluída entre cada estágio. Ao remover os produtos após cada estágio, a conversão total do reator de três estágios pode se aproximar de 90% a 250°C. Essa eficiência de carbono é competitiva com outros esquemas de recuperação de gás
15 encajado "off-shore" para metanol, porém menor do que uma planta de metanol "on-shore" convencional. A eficiência inferior é um dilema para um espaço de ocupação ("footprint")reduzido e complexidade minimizada de planta para produção "off-shore". Eficiências de
20 carbono maiores que 30% para uma planta que combina unidades de reação e destilação em microcanais para produção de metanol de gás natural certamente enquadra-se no escopo da presente invenção.

TABELA IV

Seção	Operação Unitária	Corrente	Temp. °C	Pressão (bar)	Fluxo massa (kg/h)	Função aquec. (MW)
Seção Reforma	Reformador	Entrada ar #230	129	2,1	151000	
		Entrada combust. #240	40	2,1	14225	
		Descarga #252	252	1	165225	
		Entrada Alim. (2:1 S:C)	201	23,5	113315	
		Saída produto	300	21,9	113315	
		<i>Todas as cond. reação</i>	900	22		113
Seção Síntese Metanol	Reator	Entrada alim.	222	50	80704	
		Saída produto	190	48,8	80704	
	Vapor gerado-Seção 1 240		240	33	55250	23,5
	Vapor gerado-Seção 2 240		240	33	19800	7,9
	Vapor gerado-Seção 3 240		240	33	9480	3,8
	Subtotal - Vapor gerado				84550	
	Gás de purga #33				30413	

TABELA V

	Temp. reator isopotencial, °C	Isopotencial sem HX & SEP integral	Isopotencial com HX & Sep integral	Isotérmico (250°C)
Estágio 1	250	71,20%	71,20%	71,20%
Estágio 2	220	67,70%	83,90%	56,60%
Estágio 3	200	73,00%	81,40%	43,80%
Total		97%	99%	93%

Conforme anteriormente discutido, a recuperação de água produzida como subproduto de reações químicas em toda a planta 100 pode ser especialmente importante em certas aplicações. Uma fonte de água procede da combustão de gás natural com uma corrente de fonte de oxigênio dentro do

reformador a vapor de microcanais 102. Numa condição de
operação representativa, o gás de descarga do reformador
a vapor 102 é resfriado até 30°C, quando a água
condensada é removida por exclusão capilar através de uma
5 seção de exclusão capilar tal como a mostrada na Fig. 3.
Para captação de água da corrente de descarga, P_1 é de
aproximadamente 103 quiloPascais (kPa). A tensão
superficial de água é de 0,0728 N/m. Por exemplo, um poro
de raio 210 de aproximadamente 25 microns permitiria uma
10 pressão diferencial de aproximadamente 5.000 Pa para
movimentar o líquido para um reservatório de coleta de
líquido e estação de bombeamento.

Com referência à Fig. 1, outra fonte de água que pode ser
recuperada provém da água que permanece após a reforma de
15 metano a vapor. A água na corrente de produto de gás de
síntese úmida é removida sob pressão e enviada para um
tubo coletor para que a corrente refrigerante aquosa
escoe para o reator de síntese de metanol 104. A água é
também captada do gás efluente do reator de síntese de
20 metanol 104 pelo condensador 170. Novamente, a separação
é executada sob pressão, quando a corrente condensada é
enviada à tubulação coletora de água para alimentar o
líquido refrigerante do reator de síntese de metanol 104,
e a corrente não condensada pode ser enviada à unidade de
25 destilação de microcanais 118 como fonte de calor.

Com referência à Fig.17, uma aplicação representativa
para a planta 100 da presente invenção é a bordo de um
navio atracado a uma plataforma de gás natural "off-
shore". Uma planta de plotagem 600 para uma unidade de
30 produção de metanol integrada de 1.000 toneladas métricas
por dia foi projetada para adaptar-se a um convés de 18m
x 15 m. Cada um dos três conjuntos de reforma de metano a
vapor 602 inclui uma seção de reator de síntese de
metanol correspondente 604. O tamanho do convés para cada
35 conjunto de um reformador de metano a vapor e dois
conjuntos de reator de metanol empilhados um sobre o
outro é de 3,9m x 1m x 6,3 m de altura. As nove pilhas do

conjunto adaptam-se ao espaço do convés do navio onde se deixa um espaço de aproximadamente 1m entre as pilhas de conjunto para acesso de manutenção. Uma série de conjuntos de destilação 606 requer um espaço de ocupação de aproximadamente 3,9m por 12m, com aproximadamente 1m de altura. Novamente, 1m de espaço no convés é reservado entre os conjuntos de destilação para acesso de manutenção. A combinação resultante de unidades de microcanal e equipamentos convencionais adapta-se facilmente num espaço de ocupação de 18m x 15 m. O plano de plotagem da planta também inclui um compressor, bombas, sistema de controle, trocadores de calor adicionais. Está em contraste total em relação ao espaço do convés que poderia de outra forma ser necessário para a tecnologia sem microcanais.

O tamanho de uma planta de metanol de 1.000 toneladas métricas por dia com 30 blocos de reator em escala natural alojados no interior de seis conjuntos seria de 3,9 metros (m) x 5,8 x 3,9m. O sistema completo para esta planta, nos valores de desempenho de fluxo térmico de 18 watts (W)/centímetro quadrado (cm²) na seção de reação de reforma e de aproximadamente 14 m² de área para transferência térmica de reação por reator, exigiria nove conjuntos SMR de cinco reatores por conjunto. Cada conjunto integrado para um sistema de reação de síntese de metanol "offshore" teria aproximadamente 3,9 m (comprimento) por 3,9 m (altura) por 1 m (largura).

Com referência à Fig. 18, embora o exemplo principal discutido acima tenha sido para a síntese de metanol, a presente invenção é igualmente útil para combinar operações unitárias múltiplas num bloco único 500 ou subconjuntos múltiplos contidos num bloco de reator integrado 500. Pode ser preferível montar um sistema de reação e separação integrado com operações unitárias múltiplas que podem utilizar duas ou mais caixas exclusivas que são empilhadas e montadas para formar um componente único após montagem.

Neste exemplo, uma corrente de alimentação única 582 entra pelo topo da seção de distribuição e mistura 548, ao passo que uma segunda corrente de alimentação 506 entra pela lateral e é misturada com uniformidade suficiente na primeira corrente de alimentação 582 antes do ingresso na seção do reator 552. Uma corrente de fluido de troca térmica 514 ingressa na seção do reator 552 e está em comunicação térmica com os microcanais da seção de reação 552 na qual as reações são conduzidas. O produto resultante da seção de reação 552 é alimentado para uma seção de separação e troca térmica 510 que é conjugada com a extremidade da seção de reator 552, onde a seção de troca térmica 510 inclui duas correntes de produto 516, 518 egressando da mesma.

Com referência as Figuras 5A e 5B, as seções 548, 552, 510 são fabricadas com cunhas ou laminados sendo preferencialmente parcialmente despolidos (gravados com água forte) para permitir que a trajetória de fluxo do canal se estenda por toda a extensão até a extremidade do subconjunto de forma similar à do reator de síntese 104. As características e, assim, as passagens de fluxo possuem pelo menos uma dimensão que se encaixa à dimensão do microcanal. A saída de pelo menos um dos fluidos se estende até a extremidade do dispositivo (conforme mostra o primeiro e quarto laminados da esquerda para a direita na figura acima). Estendendo-se até a extremidade do dispositivo, as passagens de fluxo podem ser alinhadas com a passagem de fluxo no segundo tipo de subconjunto, de forma tal que um fluido possa deslocar-se sem coleta e redistribuição substancial de fluxo. Através da coleta e redistribuição substancial de fluxo é possível que até 20% do fluxo em qualquer canal, e menos de 10% sendo mais preferido, e menos de 2% ainda mais preferido, do fluido em qualquer canal se mova até uma passagem que não o canal de fluxo correspondente no segundo conjunto. Em uma concretização, os canais podem em sua maioria se associar um a um a partir do primeiro e

segundo conjuntos, onde o fluxo que egressa de cada canal no primeiro subconjunto associa-se a um canal no segundo subconjunto. Em concretizações alternativas, o fluido de dois ou mais canais no primeiro subconjunto associa-se a um canal no segundo subconjunto. Numa concretização alternativa, o fluido de um canal no primeiro conjunto pode associa-se a dois ou mais canais no segundo subconjunto. O fluido não escapa nem se desloca substancialmente no sentido ortogonal na câmara de pressão que separa o primeiro e segundo subconjuntos de outros canais. O fluido não é substancialmente coletado de uma multiplicidade de pequenos canais para um canal grande que então altera o sentido do fluxo para redistribuição para uma segunda série de canais no segundo subconjunto. A primeira e terceira seções 548, 510 conjugam-se à segunda seção 552 de forma que a trajetória de fluxo por todas as três seções 548, 552, 510 se estende completamente sem consolidação substancial de fluxo.

Existem muitos métodos para conjugar ou unir os dois conjuntos (548 a 552 ou 552 a 510) conforme mostra as Figs. 8A-11. Numa primeira concretização 600 mostrada na Fig. 8B, os canais na primeira seção 548 ou 552 (representados nas Figs. 8A e 8B como 502) sofrem uma redução na seção transversal do canal próximo à saída do canal na primeira seção 548 ou 552 e encosta a entrada na segunda seção 552 ou 510 (representada nas Figs. 8A e 8B como 504). Através deste método, a tolerância dos dois canais é facilitada de forma tal que a colocação precisa do primeiro canal próximo ao segundo canal na primeira e segunda seções respectivamente podem ter um grau maior de erro e ainda criar uma conexão desobstruída entre canais de fluido na primeira e segunda seções. Com referência as Figs. 9A e 9B, numa segunda concretização representativa 602, os canais de fluxo na primeira seção não apresentam uma redução na seção transversal num ponto local, mas, em vez disso, possuem uma seção transversal menor por toda a

extensão de fluxo no primeiro conjunto de forma que, no ponto de conexão a dimensão de canal de um dos canais no primeiro e segundo subconjunto é menor do que a outra para facilitar o desafio de alinhamento.

5 Com referência as Figs.10A e 10B, numa terceira concretização representativa 604, os canais de fluxo para a primeira seção são projetados para criar uma ranhura que se estende no metal entre os canais, de forma que a ranhura se ajusta à forma de onda para alinhamento
10 positivo. A ranhura poderia ser superdimensionada a partir da lingueta para que o alinhamento fosse reto.

Com referência as Figs.11A e 11B, numa quarta concretização representativa 606, um câmara de pressão aberta separa os canais de fluido entre a primeira e
15 segunda seções. Para este exemplo, o fluido desloca-se substancialmente em linha reta da primeira para a segunda seções. O fluido não se redistribui substancialmente na câmara que separa o primeiro e segundo subconjuntos. O fluido associa-se de forma regular de canal a canal entre
20 subconjuntos ou de um canal para dois ou mais ou de dois ou mais canais para um respectivamente entre a primeira e segunda seções.

Uma vantagem adicional para unir as duas seções, mesmo duas seções feitas no mesmo estilo, porém unidas após
25 união de cada seção individual pode advir da facilidade de integração de catalisador ou sorbente. A capacidade de quebrar um dispositivo num determinado ponto que não uma extremidade pode permitir o uso de adição ou remoção e recarga de um catalisador ou sorbente. Esse método pode
30 também possibilitar a substituição de um núcleo de reator ou sorbente sem perda de peças da seção. Se o catalisador na segunda seção se fundisse e não pudesse ser removido da segunda seção, então uma nova seção ou segunda seção poderia ser adicionada ou integrada com a primeira seção
35 antiga para colocar o dispositivo novamente em operação. Esse método pode também ser útil para aplicações unifásicas ou multifásicas. As operações unitárias que

podem tirar vantagens deste método incluem reações químicas, troca térmica, mistura, distribuição de fluido, separações, destilação, absorção, adsorção, classificação e outros.

5 Também faz parte do escopo da presente invenção, que um ou mais blocos de operação unitária de microcanais integrada fiquem alojados dentro de um recipiente de contenção pressurizado. Recipientes representativos incluem os descritos no Pedido de Patente Americana
10 No.Série 10/774298 (US 2005/0175519 publicado em 11 de agosto de 2005) cuja descrição foi aqui incorporada por referência.

Com referência novamente às Figs.4A-6, uma reação representativa alternativa, comumente designada como
15 reação de Fischer-Tropsch (FT), pode ser conduzida em microcanais com alta relação de aspecto utilizando as estruturas mostradas. Para fins da presente invenção, alta relação de aspecto compreende uma relação de altura para largura maior que cerca de 2. Nesta reação
20 representativa, o primeiro estágio de reação 152 conduz uma reação química na qual monóxido de carbono e hidrogênio são convertidos em hidrocarbonetos líquidos de várias formas. Esse reator FT 148 incorpora uma inserção corrugada 700 fabricada com material de alta
25 condutividade térmica (ou seja, um material que possui uma condutividade térmica maior que 20 W/m-K). O primeiro conjunto de microcanais 154 é formado cooperativamente utilizando a inserção corrugada de ângulo reto 700 intercalada entre placas planas opostas 702 para se ter
30 um comprimento de canal longitudinal de aproximadamente uma a sessenta polegadas. Porém, faz também parte do escopo da presente invenção utilizar comprimentos de microcanal maiores que sessenta polegadas. Desta forma, cada microcanal é definido em três lados pela inserção
35 corrugada e no quarto lado por uma das placas planas. Assim, o calor produzido dentro dos microcanais 154 durante a reação FT pode também fluir pela inserção

corrugada 700 longitudinalmente no sentido de fluxo de fluido para suprimir ainda pontos aquecidos e reduzir a possibilidade de secagem total nos canais de resfriamento 158. Na forma representativa, os microcanais de resfriamento 158 alojам água que é parcialmente fervida para remover o calor da seção FT. Conforme será evidente ao habilitado na técnica, o dimensionamento dos canais de resfriamento 158 pode depender da função de transferência térmica total requerida bem como do fluxo térmico requerido da inserção 700 e placas 702. Além disso, o reator completo 148 pode ser fabricado com material de alta condutividade térmica tal como cobre. Dimensões representativas para o reator da presente invenção 148 incluem alturas de microcanal de reação de aproximadamente 0,125", larguras de aproximadamente 0,04 polegadas, e comprimentos de aproximadamente 1 a 60 polegadas. Além disso, a espessura representativa da placa 702 é de aproximadamente 0,02 polegadas, ao passo que a espessura da inserção corrugada representativa (da própria placa) é de aproximadamente 0,006 polegadas. Com referência à Figura 19, uma seção transversal parcial representativa do reator das Figs. 4A-6 inclui um catalisador FT706, numa forma particulada, carregado no interior dos microcanais 154 para substancialmente abranger o espaço ("gap") entre as paredes de transferência térmica opostas. Conforme anteriormente discutido, as laterais de cada microcanal 154 compreendem a inserção corrugada 700, ao passo que o topo e o fundo de cada microcanal compreendem a inserção e a placa plana 702. A unidade de repetição deste reator de microcanais 154 é marcada pela linha pontilhada. Em concretizações representativas alternativas, a inserção corrugada 700 pode ser usada em conjunto com uma placa plana única 702 e microcanais correspondentes 158, de forma que a maior parte do calor da reação FT flua para os microcanais de transferência térmica 158. As partículas de catalisador FT706 são preferivelmente mantidas numa dimensão tal que

um mínimo de dois diâmetros médios de partícula catalisadora pode estender-se entre paredes laterais opostas da inserção 700. Por exemplo, uma dimensão primária (ou seja diâmetro médio) da partícula catalisadora 706 pode ser pelo menos três vezes menor do que a distância entre paredes laterais opostas da inserção 700. Porém, partículas catalisadoras menores 706 podem ser utilizadas para prover uma relação inferior a 1:1 de largura de parede oposta da inserção 700 para diâmetro de partícula. Em outras palavras, para a distância de parede oposta de aproximadamente 1 mm, um diâmetro de partícula de 500 microns ou menor seria igual ou menor que 300 microns (inclusive 100 microns ou menos). Desta forma, o reator representativo 148 permite que uma massa maior de catalisador seja adicionada a um volume fixo de reator, permitindo assim uma taxa mais alta de produção volumétrica do reator tendo um padrão de fluxo diferente do de Taylor.

Numa outra concretização alternativa, o reator FT 148 pode ser parcialmente carregado tanto com um catalisador 706 como com um material inerte (não mostrado) dentro dos microcanais 154. O material inerte pode ser carregado pelo topo, fundo ou ambos do canal de reação numa região que não seja diretamente adjacente aos microcanais de resfriamento 158. Em algumas concretizações representativas, o material inerte é removido e substituído por catalisador pois o calor de reação gerado nessas zonas que não estejam intimamente adjacentes (no mesmo plano axial) com os microcanais de resfriamento 158 pode deslocar-se longitudinalmente (ou axialmente) para baixo da inserção de alta condutividade térmica 700 para os microcanais de resfriamento disponíveis 158 seja a jusante (para o caso do catalisador carregado na borda de guia do reator) ou a montante (para o caso do catalisador carregado na face de saída do reator). O catalisador carregado pode ser retido mediante uso de uma espuma ou material de proteção (anteparo) que confina com o topo

e/ou fundo da face do reator que se abre para a inserção 700. O material confinante possui aberturas médias que são menores do que o tamanho médio de partícula do catalisador particulado 706.

5 Com referência à Figura 20, a face de saída do reator FT 148 é unida a um rodapé que reúne o fluxo de mais de um microcanal paralelo e permite a transferência para uma tubulação coletora. O rodapé do produto é preferivelmente projetado com um ângulo ou estreitamento para facilitar o
10 livre fluxo de líquidos e ceras que sejam co-produtos na reação. O ângulo de inclinação medido desde um plano paralelo até a face de saída do reator é preferivelmente maior do que 1 grau, mais preferivelmente maior que 5 graus, e mais preferivelmente ainda maior que 10 graus.
15 Em algumas concretizações preferidas, um rodapé pode ter mais de um ângulo de inclinação e pode drenar para um centro, lateral ou outra abertura que se conecte à face de saída do reator FT 148.

Com referência às Figs. 21 e 22, um reator FT
20 alternativo 800 pode ser fabricado utilizando-se uma pluralidade de laminados 802,804. Cada figura mostra um padrão de cunha separada fabricada com cunhas de cobre que, quando empilhadas num padrão A,B,A,B,A,B criam um reator 800 que poderia ser dimensionado para ter
25 microcanais de reação FT com 1mm de largura (similar aos mostrados na Fig.19) e microcanais de resfriamento de 0,5mm de largura (similar aos mostrados na Fig. 19). A altura dos microcanais na cunha superior (Fig. 21) pode variar de 1 a 20 mm. A altura dos microcanais de
30 resfriamento na cunha inferior (Fig. 22) pode variar de 0,05 mm a 5 mm. Após ligado, soldado ou de outra forma unido de forma íntima, o reator 800 poderia preferivelmente ter as laterais esquerda e direita recortadas para abrir os canais altos para receber o
35 catalisador FT. Duas placas terminais (não mostradas) são adicionadas a qualquer lateral do reator 800. Cada placa terminal inclui conexões de entrada e saída para

distribuir água ou outro meio de resfriamento. O mecanismo de resfriamento pode utilizar ebulição ou transferência térmica convectiva. Esse reator 800 acomoda o co-fluxo de líquido refrigerante (ou contrafluxo) para
5 corresponder à taxa mais alta de remoção de calor com o ponto de geração mais elevado de remoção de calor no topo do leito do reator.

Com referência às Figs. 23 e 24, é mostrado um reator FT alternativo 820 fabricado com cunhas 822, 824 para
10 fabricar um reator FT integral num padrão semi-orto, onde o fluxo do fluido de transferência térmica cruza ortogonalmente em relação ao sentido de espessura da cunha.

Com referência às Figs. 25-30, cálculos modelo foram realizados nas unidades de repetição (mostradas na forma exemplificada na Fig. 19 utilizando um traçado pontilhado). Os perímetros desta unidade de repetição são cruzados no centro das nervuras de cobre. O domínio modelo estende-se por toda a extensão dos canais de
15 processo. Diversas condições de perímetro são permitidas para fins de cálculo, tal como, sem limitação, o perímetro de parede periódico nos dois lados, a temperatura constante nas paredes voltadas para os canais de resfriamento (ajustada em 220°C), um fluxo de massa
20 especificado para dar um tempo de contato de 300 microsegundos, a relação de H₂ para CO na alimentação sendo 2 e 10% N₂ como balanço, a temperatura de alimentação ajustada no mesmo valor da temperatura de parede, e finalmente, a pressão na saída do reator
25 ajustada em 350 psi. Além disso, pressupõe-se que as características do leito catalítico exibem uma fração nula de aproximadamente 0,35 e possuem uma condutividade térmica efetiva de aproximadamente 0,3 W/m-K.

O sistema complexo de reação FT é modelado utilizando-se
35 seis reações que são mostradas na Fig. 25. As reações que produzem C₁ a C₄ são modeladas separadamente para justificar o fato de a distribuição de produto ASF ideal

não ser aplicável abaixo de C_4 . O produto FT é modelado como C_{14} . O número carbono 14 é o resultado do cálculo da média de todos os produtos C_{5+} assumindo a distribuição de produto ASF, com probabilidade de crescimento de

5 cadeia, como 0,9.

Este conjunto de cinéticas propiciou um entendimento razoável com os dados de teste. As taxas baseiam-se em massa catalítica unitária. As reações nos meios porosos são modeladas como reações volumétricas. Para converter

10 as taxas em taxas baseadas em volume unitário, o valor de carga do catalisador na unidade de kg-cat/m³ é multiplicado pelos fatores pré-exponenciais. O nível de carga do catalisador é selecionado para ter como meta 70% conversão de CO. O valor é 1980 kg-cat/m³. A intenção de

15 alterar o nível de carga de catalisador é uma forma de substituir a avaliação do impacto de catalisadores intrinsecamente mais ativos e da capacidade de controle térmico prevista no design do reator.

O desempenho total do reator para um microcanal de reação

20 de 6 polegadas de extensão é o seguinte:

. Conversão de CO : 69,2%

. Seletividade CH₄ : 15,6%

. Elevação máxima de temperatura no leito catalítico: 4,3oC

25 . Local de temperatura máxima : no leito catalítico a 0,3" do início do leito catalítico

. Fluxo térmico máximo na parede de transferência térmica : 1,32 W/cm²

30 . Localização do fluxo térmico máximo: 0,3" do início do leito catalítico

Com referência à Figura 26, um perfil de temperatura calculado no leito catalítico é mostrado plotando-se a temperatura no leito como uma função de extensão do reator pelo centro do leito. Com base nesse gráfico, a

35 temperatura máxima e sua localização podem ser facilmente determinadas.

Com referência à Fig. 27, uma distribuição de temperatura

calculada numa seção transversal dos microcanais de reação é mostrada plotando-se a temperatura no leito como uma função de posição. Com base nesse gráfico, é mostrado que a distância de transferência térmica dominante neste reator equivale à metade do espaçamento entre as nervuras de cobre. As nervuras atuam como um super-trajetória de transferência térmica para remover rapidamente o calor da zona de reação.

Com referência à Fig. 28, um perfil de distribuição de temperatura calculado no reator é mostrado plotando-se a temperatura como uma função de posição dos componentes dentro do reator. Embora o calor de reação seja transferido para fora da zona de reação de forma dominante pela inserção corrugada de cobre, a variação de temperatura ao longo das paredes laterais da inserção é pequena devido à alta condutividade térmica do cobre. A distribuição de temperatura pelo cobre no sentido da altura do canal mostra a pequena variação de temperatura inferior a $0,2^{\circ}\text{C}$ do centro (T maior) para a borda (T menor) da parede. Em comparação, a diferença T pelo centro do leito catalítico é de $\sim 4^{\circ}\text{C}$.

A distribuição de fluxo térmico foi também calculada para a estrutura de reator representativa mostrada na Fig. 19. Os resultados da solução periódica criada por uma inserção corrugada para o catalisador sob as condições operacionais descritas são os seguintes:

Na placa superior adjacente à inserção corrugada:

- . Calor total removido : 2,23 W
- . Fluxo térmico médio : 0,57 W/cm²

Nas paredes de inserção corrugada voltadas para a placa:

- . Calor total removido: 1,33 W
- . Fluxo térmico médio: 0,68 W/cm²

Na placa superior adjacente ao catalisador:

- . Calor total removido : 0,9 W
- . Fluxo térmico médio : 0,46 W/cm²

Com base nos resultados, demonstrou-se que: (1) o fluxo térmico total na camada de placa é irregular; e (2) um

fluxo térmico é mais alto na placa adjacente à inserção corrugada do que na placa adjacente ao catalisador.

Com referência à Fig. 29, os perfis de fluxo térmico ao longo do comprimento do reator são plotados para dois locais. A curva azul está no centro da seção voltada para a nervura de cobre e a curva verde está no centro da seção voltada para o catalisador. Em qualquer comprimento de catalisador, o primeiro local fornece o valor de fluxo térmico máximo e o último local o valor de fluxo médio mínimo. Destas curvas, o valor de fluxo térmico máximo na parede superior e suas localizações podem ser lidos.

Com referência à Fig. 30, um gráfico mostra a distribuição de fluxo térmico ao longo do sentido lateral na parede superior. O fluxo térmico é plotado em dois locais. A curva preta - 0,3" do início do leito catalítico, a curva vermelha - 3" do início do leito catalítico. Na seção voltada para a nervura, o perfil é mais plano.

O desempenho global do reator para um microcanal de reação com vinte e duas polegadas de comprimento é o seguinte:

- . Conversão de CO : 70,0%
- . Seletividade de CH₄: 15,5%
- . Elevação máxima de temperatura : 4,7C
- . Localização de temperatura máxima: no leito catalítico 0,5" do início do leito catalítico.

As distribuições de temperatura e fluxo térmico são similares às do reator de 6" representativo. Da mesma forma, as conclusões para o reator de 6" também se aplicam ao reator de 22". Neste aspecto, a Fig. 31 mostra a conversão de CO ao longo do comprimento do reator. A curva é plana na direção da extremidade do reator. A Fig. 32 mostra a seletividade de CH₄ ao longo do comprimento do reator, aumentando de 13,3% no início para 15,5% na extremidade.

Nas concretizações representativas acima, conforme discutido em relação às Figs. 19-32, presumiu-se que a

interface entre a inserção corrugada 700 e as placas planas opostas 702 era livre de resistência, bem como entre a inserção corrugada 700 e o catalisador 706. Em outras palavras, presumiu-se que nenhum espaço existia

5 entre a inserção corrugada 700 e as placas planas 702 de forma que a transferência térmica condutora era o único meio de transferência térmica. Entretanto, descobriu-se que: (1) se o contato físico diminuísse entre a inserção corrugada e as placas adjacentes no mesmo local axial em

10 mais de meia polegada, o impacto sobre o desempenho total previsto de FT seria insignificante; (2) se a redução de contato físico ocorresse apenas em um lado completo da inserção corrugada e sua placa adjacente, o impacto sobre o desempenho total previsto de FT seria insignificante;

15 (3) se o contato físico reduzido entre o catalisador e a inserção corrugada ocorresse apenas num dos lados do microcanal, sobre sua extensão, seja por todo o comprimento do reator ou numa pequena extensão do reator, o impacto sobre o desempenho total previsto de FT seria

20 insignificante; e (4) se o contato físico reduzido entre as estruturas adjacentes ocorresse em locais distantes da região de alta temperatura potencial, próximo à entrada do reator para esse sistema de reação, o impacto era insignificante sobre o desempenho total previsto de FT.

25 A resistência térmica de diversos graus entre a inserção corrugada de cobre 700 e as placas adjacentes 702 (ou seja, cunhas) pode ser modelada utilizando camadas de resistência térmica ajustável (vide Fig. 33). Supõe-se que apenas a condução térmica ocorre nas camadas de

30 resistência térmica. Algumas características dessas camadas térmicas são: (a) a espessura de um espaço ("gap") de canal gasoso (ou camada isolante entre a forma de onda de cobre e a parede de transferência térmica) de 0,001" é presumida; (b) presume-se que a condutividade

35 térmica da camada isolante seja de 0,05 W/m-K; (c) presume-se que a capacidade térmica da camada seja de 1000 j/kg-K; e (d) presume-se que a densidade seja de 8

kg/m³. Além disso, o método de modelagem foi desenvolvido com base nos seguintes fatores: (1) o local do contato térmico precário, próximo à região de temperatura potencialmente alta ou muito longe dela; (2) a extensão do contato térmico precário (em toda a extensão do canal de processo ou numa pequena seção do comprimento); (3) contato térmico precário nos dois lados do canal de processo ou de um lado só; e (4) nível de resistência térmica devido ao contato térmico precário.

10 Com esses fatores em mente, quatro (4) casos de resistência térmica diferente são definidos para reatores cujas soluções analíticas foram calculadas partindo das seguintes premissas:

(A) Resistência térmica dos dois lados do canal na seção de 0,44 a 0,88" (essa extensão específica é escolhida por incluir a temperatura máxima de leito catalítico no caso de contato térmico perfeito entre a placa de cobre e os cunhas de canal de processo);

20 (B) Resistência térmica num dos lados (parede inferior) do canal na seção de 0,44 a 0,88";

(C) Resistência térmica num dos lados (parede inferior) do canal ao longo de toda a extensão do reator; e

(D) Resistência térmica num dos lados (parede inferior) do canal na extensão de 10,03 a 10,47".

25 Além disso, foram adotadas as seguintes condições perimetrais: (I) perímetro periódico de parede dos dois lados; (II) temperatura constante nas paredes voltadas para os canais de resfriamento ajustada em 220°C; (III) na entrada, o fluxo de massa é especificado para dar um tempo de contato de 300 ms; (IV) a relação de H₂ para CO na alimentação é 2 e 10% N₂ como balanço; (V) a temperatura de alimentação é ajustada no mesmo valor da temperatura de parede; e (VI) a pressão na saída é ajustada em 350 psi. Além disso, as seguintes características de leito catalítico foram utilizados:

30 (i) um fração nula é ajustada em aproximadamente 0,35; e

35 (ii) uma condutividade térmica efetiva é ajustada como

0,3 W/m-K. As cinéticas de reação conforme mostra a Fig. 25 são também utilizadas.

Para o primeiro caso, o caso A, onde a resistência térmica dos dois lados do canal na seção de 0,44 a 0,88", foram determinados os dados seguintes:

- . Conversão de CO : 70,1%
- . Seletividade de CH₄ : 15,5%
- . Aumento máximo de temperatura: 7,1°C
- . Local de temperatura máxima: no leito catalítico ~ 0,7" do início do leito catalítico
- . Fluxo térmico máximo na parede de transferência térmica : 3,13 W/cm²
- . Local de fluxo térmico máximo: ~0,9" do início do leito catalítico.

Para o segundo caso, caso B, onde a resistência térmica em um dos lados (parede inferior) do canal na seção de 0,44 a 0,88", foram determinados os dados seguintes:

- . Conversão de CO : 70,1%
- . Seletividade de CH₄ : 15,5%
- . Aumento máximo de temperatura: 5,2°C
- . Local de temperatura máxima: no leito catalítico ~ 0,7" do início do leito catalítico
- . Fluxo térmico máximo na parede de transferência térmica : 2,31 W/cm²
- . Local de fluxo térmico máximo: ~0,7" do início do leito catalítico.

Para o terceiro caso, caso C, onde a resistência térmica em um dos lados (parede inferior) do canal sobre toda a extensão do reator, foram determinados os dados seguintes:

- . Conversão de CO : 70,5%
- . Seletividade de CH₄ : 15,7%
- . Aumento máximo de temperatura: 5,5°C
- . Local de temperatura máxima: no leito catalítico ~ 0,5" do início do leito catalítico
- . Fluxo térmico máximo na parede de transferência térmica : 2,64 W/cm²

. Local de fluxo térmico máximo: ~0,5" do início do leito catalítico.

Para o quarto caso, caso D, onde a resistência térmica em um dos lados (parede inferior) do canal na extensão de
5 10,03 a 10,47", foram determinados os dados seguintes:

. Conversão de CO : 70,1%

. Seletividade de CH₄ : 15,5%

. Aumento máximo de temperatura: 4,7°C

10 . Local de temperatura máxima: no leito catalítico ~ 0,5" do início do leito catalítico

. Fluxo térmico máximo na parede de transferência térmica : 1,47 W/cm²

. Local de fluxo térmico máximo: ~0,5" do início do leito catalítico.

15 Como caso referência, os resultados para um caso sem resistência térmica entre a aleta de cobre e as paredes do canal de processo estão relacionados abaixo:

. Conversão de CO : 70,0%

. Seletividade de CH₄ : 15,5%

20 . Aumento máximo de temperatura: 4,7°C

. Local de temperatura máxima: no leito catalítico ~ 0,5" do início do leito catalítico

. Fluxo térmico máximo na parede de transferência térmica : 1,5 W/cm²

25 . Local de fluxo térmico máximo: ~0,5" do início do leito catalítico.

Em termos de aumento máximo de temperatura, o caso A é o pior de todos, embora surpreendentemente o impacto sobre o desempenho seja muito baixo. O motivo é o contato
30 precário em ambos os lados do microcanal de processo, embora isso ocorra apenas numa seção curta. Comparando-se o caso A e B, fica claro que o contato térmico precário em apenas um dos lados do microcanal é uma preocupação muito menor. Além disso, comparando-se o caso B e C,
35 conclui-se que se o contato térmico precário ocorresse somente num dos lados do microcanal, a extensão desse contato precário não faria muita diferença. O caso D

mostra que se o contato térmico precário ocorrer no local longínquo da região de alta temperatura potencial, isso não causaria problemas de total significância.

Com referência às Figs. 34-37, a temperatura no leito catalítico na linha central para o caso A é plotada ao longo do comprimento do reator sobre as primeiras 2". Os picos de temperatura próximos à marca de 0,7" situam-se na faixa de contato precário (de 0,44 a 0,88") em ambos os lados do microcanal de processo. Além disso, a distribuição detalhada de temperatura na altura do microcanal ficam no plano de um lado a outro do centro do do leito catalítico. As faces cinzentas mostram a seção onde se supõe ocorrer o contato precário entre a inserção corrugada e as placas planas. Conforme esperado, a temperatura máxima é observada no interior da seção de alta resistência térmica. Outrossim, os fluxos térmicos nas paredes de microcanal de processo são plotados ao longo da extensão do reator para o caso A. Para este caso, quando se supõe contato precário em ambos os lados dos microcanais de processo na seção de 0,44 a 0,88", as distribuições de fluxo térmico nas paredes superior e inferior são iguais. Sendo assim, somente o fluxo térmico na parede inferior é plotado nos locais 1 e 2. O sinal negativo significa fluxos térmicos fora do microcanal de processo. São observados grandes aumentos de fluxo térmico logo antes e após a região de contato precário. Os mesmos perfis de fluxo são plotados sobre as primeiras 2" da extensão do reator na Fig. 37.

Com referência à Figura 38, os fluxos térmicos nas paredes de canal de processo são plotados para o caso B. No caso B, presume-se que o contato térmico precário entre a aleta de cobre e as paredes do canal ocorra no lado inferior e sobre a seção de 0,44 a 0,88". É interessante observar que o fluxo térmico máximo é efetivamente observado no lado oposto (parede superior) ao local de contato térmico precário.

Com referência à Fig. 39, para o caso C, quando o contato

precário é assumido na parede inferior sobre toda a extensão do reator, são plotados os fluxos térmicos em ambos os lados das paredes de microcanal. Conforme esperado, o fluxo térmico mais elevado em qualquer local axial ocorre na parede superior, oposta ao lado de contato térmico precário.

Com referência às Figs. 40 e 41, para o caso D, é plotada a temperatura do leito catalítico na linha central ao longo da extensão do reator. O contato térmico precário próximo ao centro do reator leva a um aumento de temperatura pouco significativo. O fluxo térmico nas paredes de microcanal logo antes e após a seção de contato térmico precário mostra aumentos bastante grandes (Fig. 41), embora não excedam a magnitude do máximo global próximo à entrada do reator.

Como resultado não previsto, o uso de uma inserção corrugada de alta condutividade térmica ou de uma estrutura alternativa para trazer calor exotérmico para os canais de resfriamento permite uma operação robusta para contato térmico menos que perfeito.

Seguem algumas descrições numéricas representativas para a inserção corrugada de acordo com as concretizações representativas da presente invenção. Primeiramente, a inserção corrugada pode ter uma relação de aspecto (ou seja, altura de canal aberto ($h[m]$) para largura de canal aberto ($w[m]$), maior que um. A relação de aspecto vai de 1 para um canal quadrado a próximo de zero para placas paralelas. Quanto maior a relação de aspecto para a forma de onda mais catalisador pode ser utilizado por forma de onda. Formas de onda preferidas possuem uma relação de aspecto maior que 1,5, mais preferivelmente maior que 2, mais preferivelmente ainda maior que 5. Em segundo lugar, a relação de condutividade térmica da inserção corrugada ($K_w[W/m/k]$) para a parede circundante intercalada entre as placas de processo (ou cunhas) e a camada de transferência térmica ($K_s[W/m/k]$) é igual a R , onde valores maiores de R são preferidos. As relações de

condutividade térmica preferidas são maiores que 1,5, mais preferivelmente maiores que 2, mais preferivelmente ainda maiores que 5, o mais preferivelmente maiores que 10.

$$R = \frac{k_w}{k_s}$$

- 5 Em terceiro lugar, a eficiência térmica de parede corrugada ($\square[-]$), supondo uma seção transversal retangular de largura W , comprimento da parede ($L[m]$) do centro até uma parede adjacente, o coeficiente de transferência térmica do centro do leito até a parede
- 10 ($h_b [W/m^2/k]$), fica estabelecida a seguinte equação:
O coeficiente de transferência térmica do centro do leito catalítico é a condutividade térmica eficaz do leito dividida pela escala de comprimento/extensão, metade da largura do leito, conforme definido pela distância entre
- 15 as paredes paralelas da inserção corrugada que se estendem substancialmente entre as paredes de transferência térmica,

$$\kappa = \frac{1}{L \sqrt{\frac{4k_{eff}}{w^2 k_w}}} \tanh \left(L \sqrt{\frac{4k_{eff}}{w^2 k_w}} \right)$$

$$h_b = \frac{k_{eff}}{\frac{w}{2}}$$

A eficiência da parede torna-se

$$\kappa = \frac{1}{L \sqrt{\frac{2h_b}{wk_w}}} \tanh \left(L \sqrt{\frac{2h_b}{wk_w}} \right).$$

- 20 Quanto mais alta a eficiência, maior a área de superfície de parede que se pode utilizar para controlar o calor e aumentar a relação de aspecto. Um exemplo de fatores de eficiência de parede corrugada é mostrado na tabela abaixo.

Para cobre, uma altura total de parede de 0,5" (metade da

altura da parede de 0,25") poderia prover uma eficiência maior que 95%. Para material com valores mais baixos de condutividade térmica, tal como liga de alumínio 2024, uma altura total de parede de 0,32" (metade da altura da parede de 0,16") poderia prover uma eficiência maior que 95%. Esses casos baseiam-se numa largura de canal de 1mm, onde a largura é definida pela distância entre as aletas de formas de onda que trafegam substancialmente entre as camadas de transferência térmica.

Material	Metade da altura da parede da inserção corrugada (polegadas)	Fator de eficiência
Cu (350 W/m-K)	0,5	0,853
	0,25	0,958
	0,125	0,989
	0,1	0,993
	0,08	0,995
	0,05	0,998
Liga de alumínio 2024 (122 W/m-K)	0,5	0,682
	0,25	0,889
	0,125	0,969
	0,1	0,98
	0,08	0,987
	0,05	0,995

10 Para uma forma de onda de cobre selecionada para a seção FT, uma faixa preferida de alturas máximas de inserção corrugada varia de 0,05 a 1". Acima desta faixa, o fator de eficiência varia de 85% a mais de 99%.

15 Com base na descrição e sumários da invenção acima citados, fica evidente ao habilitado na técnica que, embora os métodos e aparelhos aqui descritos constituam concretizações representativas da presente invenção, a invenção aqui descrita não se restringe a esta concretização precisa e que alterações poderão ser

20 efetuadas em tais concretizações sem fugir do escopo da invenção conforme definida pelas reivindicações. Adicionalmente, fica entendido que a invenção é definida pelas reivindicações e não se pretende que quaisquer limitações ou elementos que descrevam as concretizações

representativas aqui descritas devam ser incorporadas na interpretação de qualquer elemento reivindicatório, salvo se tal limitação ou elemento for explicitamente citado. Da mesma forma, fica entendido não ser necessário

5 satisfazer quaisquer ou todas as vantagens ou objetos identificados da invenção aqui descritos para se enquadrar no escopo de quaisquer reivindicações, já que a invenção é definida pelas reivindicações e vantagens inerentes e/ou não previstas da presente invenção podem

10 existir mesmo que possam não ter sido aqui explicitamente discutidas.

REIVINDICAÇÕES

1. Reator de microcanais e trocador de calor integrados, caracterizados pelo fato de compreender:
- uma inserção corrugada intercalada entre placas opostas tipo chapa e montada nas placas tipo chapa para formar uma série de microcanais, onde cada microcanal inclui um par de paredes laterais substancialmente retas e uma parede de topo formada por pelo menos uma das placas opostas tipo chapa; e
 - um primeiro conjunto de microcanais em comunicação térmica com a inserção corrugada.
2. Reator de microcanais e trocador de calor integrados, de acordo com a reivindicação 1, caracterizados pelo fato de a inserção corrugada ser fabricada em pelo menos um de alumínio e cobre.
3. Reator de microcanais e trocador de calor integrados, de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 ou 2, caracterizados pelo fato de a inserção corrugada ser fabricada para incluir ângulos retos de forma tal que a série de microcanais tenha seções transversais retangulares.
4. Reator de microcanais e trocador de calor integrados, de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 3, caracterizados pelo fato de a inserção corrugada pelo menos parcialmente alojar um catalisador.
5. Reator de microcanais e trocador de calor integrados, de acordo com a reivindicação 4, caracterizados pelo fato de:
- o catalisador incluir uma pluralidade de partículas com tamanho inferior a 500 microns; e
 - a pluralidade de partículas nos microcanais consecutivos compreender uma série de leitos carregados paralelos.
6. Reator de microcanais e trocador de calor integrados, de acordo com a reivindicação 5, caracterizados pelo fato de o catalisador incluir uma pluralidade de partículas com tamanho inferior a 300 microns.

7. Reator de microcanais e trocador de calor integrados, de acordo com a reivindicação 5, caracterizados pelo fato de o catalisador incluir uma pluralidade de partículas com tamanho inferior a 100 microns.
- 5 8. Reator de microcanais e trocador de calor integrados, de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 7, caracterizados pelo fato de pelo menos uma pluralidade dos microcanais consecutivos incluir uma relação de aspecto maior que um e meio.
- 10 9. Reator de microcanais e trocador de calor integrados, de acordo com a reivindicação 8, caracterizados pelo fato de pelo menos uma pluralidade dos microcanais consecutivos incluir uma relação de aspecto maior que três.
- 15 10. Reator de microcanais e trocador de calor integrados, de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 9, caracterizados pelo fato de a inserção corrugada ter uma altura variando entre 0,05 a 1 polegada.
- 20 11. Reator de microcanais e trocador de calor integrados, de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 10, caracterizados pelo fato de o primeiro conjunto de microcanais compreender um trocador de calor adaptado para transportar um líquido refrigerante para extrair energia térmica da série de microcanais.
- 25 12. Reator de microcanais e trocador de calor integrados, de acordo com qualquer uma das reivindicações de 4 a 7, caracterizados pelo fato de mais de trinta por cento do volume disponível da série de microcanais e do primeiro conjunto de microcanais ser ocupado pelo catalisador.
- 30 13. Reator de microcanais e trocador de calor integrados, de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 12, caracterizados pelo fato de mais de sessenta por cento de um perímetro transversal da série de microcanais ser provido pela inserção corrugada.
- 35 14. Reator de microcanais e trocador de calor integrados, de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 13,

caracterizados pelo fato de um coletor comum estar em comunicação de fluido com a série de microcanais.

15. Método para conduzir uma reação Fischer-Tropsch, caracterizado pelo fato de compreender:

5 (a) inserir uma corrente de alimentação compreendendo moléculas contendo carbono e moléculas contendo hidrogênio num reator de microcanais, sendo que o reator de microcanais inclui uma inserção corrugada pelo menos parcialmente definindo uma série de
10 microcanais com uma relação de aspecto maior que 1,5 e alojando um catalisador nos mesmos;

(b) reagir uma porção das moléculas contendo carbono com as moléculas contendo hidrogênio no interior do reator de microcanais para formar moléculas de
15 hidrocarboneto fluindo numa corrente de processo;

(c) remover energia térmica do reator de microcanais utilizando um primeiro conjunto de microcanais de resfriamento em comunicação térmica com o reator de microcanais; e

20 (d) remover pelo menos uma porção das moléculas de hidrocarboneto do reator de microcanais.

16. Método, de acordo com a reivindicação 15, caracterizado pelo fato de o reator de microcanais alojar um catalisador.

25 17. Método, de acordo com qualquer uma das reivindicações 15 ou 16, caracterizado pelo fato de:

- o catalisador incluir uma pluralidade de partículas com tamanho inferior a 500 microns; e

30 - a pluralidade das partículas nos microcanais consecutivos compreender uma série de leitos carregados paralelos.

18. Método, de acordo com qualquer uma das reivindicações de 15 a 17, caracterizado pelo fato de a inserção corrugada ser fabricada em pelo menos um de alumínio e
35 cobre.

19. Método, de acordo com qualquer uma das reivindicações de 15 a 18, caracterizado pelo fato de a inserção

corrugada ser fabricada para incluir uma série de ângulos retos de forma que pelo menos uma pluralidade dos microcanais inclua seções transversais retangulares.

20. Método, de acordo com qualquer uma das reivindicações de 15 a 19, caracterizado pelo fato de uma relação de moléculas contendo hidrogênio para moléculas contendo carbono inseridas no reator de microcanais ser maior que 1.

21. Método, de acordo com qualquer uma das reivindicações de 15 a 20, caracterizado pelo fato de:

- as moléculas contendo carbono incluírem monóxido de carbono; e

- ser obtida uma conversão de mais de trinta por cento de monóxido de carbono em moléculas de hidrocarboneto.

22. Método, de acordo com a reivindicação 21, caracterizado pelo fato de ser obtida uma conversão de mais de sessenta por cento do monóxido de carbono em moléculas de hidrocarboneto.

23. Método, de acordo com qualquer uma das reivindicações 21 ou 22, caracterizado pelo fato de o ato de reagir uma porção das moléculas contendo carbono com as moléculas contendo hidrogênio no reator de microcanais para formar moléculas de hidrocarboneto que fluem numa corrente de processo incluir uma seletividade de metano inferior a vinte por cento.

24. Método, de acordo com a reivindicação 17, caracterizado pelo fato de um diferencial de temperatura mediana entre duas das séries de leitos carregados paralelos estar na faixa de 20°C.

25. Método, de acordo com a reivindicação 17, caracterizado pelo fato de um diferencial de temperatura em um das séries de leitos carregados paralelos estar na faixa de 10°C.

26. Método, de acordo com qualquer uma das reivindicações de 15 a 25, caracterizado pelo fato de:

- o reator de microcanais incluir um par de placas opostas que intercalam a inserção corrugada; e

- um fluxo térmico mediano sobre as placas opostas ser maior que $0,5 \text{ W/cm}^2$.

27. Método para conduzir uma reação e a concomitante troca térmica em uma unidade de microcanais, caracterizado pelo fato de compreender:

5 (a) inserir uma corrente de alimentação de reagentes num reator de microcanais, o reator de microcanais incluindo uma inserção corrugada pelo menos parcialmente definindo uma série de microcanais tendo uma relação de aspecto maior que 1,5 e pelo menos parcialmente alojando
10 um catalisador particulado nos mesmos;

(b) reagir pelo menos uma porção de reagentes no reator de microcanais para formar moléculas de produto, onde a reação é pelo menos uma de síntese de metanol, Fischer-Tropsch, hidrogenação, hidrocraqueamento,
15 oligomerização, polimerização, alquilação, sulfonação, nitração, síntese de amônia, oxidação, e síntese de peróxido de hidrogênio através de combinação direta;

(c) remover a energia térmica do reator de
20 microcanais utilizando um primeiro conjunto de microcanais de resfriamento em comunicação térmica com o reator de microcanais; e

(d) remover pelo menos uma porção de moléculas do produto do reator de microcanais.

25 28. Reator de microcanais e trocador de calor integrados, de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 14, caracterizados pelo fato de compreender pelo menos duas inserções corrugadas intercaladas entre placas cunhadas opostas e montadas sobre as placas cunhadas para formar
30 uma série de microcanais, onde cada uma das pelo menos duas inserções corrugadas inclui um par de paredes laterais retas e uma parede superior formada por pelo menos uma das placas cunhadas opostas.

29. Reator de microcanais e trocador de calor integrados,
35 de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 14, caracterizados pelo fato de compreender um coletor em comunicação de fluido com uma série de microcanais, onde

cada uma das pelos menos duas inserções corrugadas inclui um par de paredes laterais retas, e uma parede superior formada por pelo menos uma das placas cunhadas opostas.

- 5 30. Reator de microcanais e trocador de calor integrados, de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 14, caracterizados pelo fato de compreender um filtro em série com a série de microcanais, o filtro sendo operativo para inibir a passagem de particulados pelo mesmo.
- 10 31. Reator de microcanais e trocador de calor integrados, de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 14, caracterizados pelo fato de compreender uma pluralidade de partículas de catalisador Fischer-Tropsch alojadas dentro de uma série de microcanais.
- 15 32. Reator de microcanais e trocador de calor integrados, de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 14, caracterizados pelo fato de mais de sessenta por cento de um perímetro transversal da série de microcanais serem providos pela inserção corrugada.
- 20 33. Reator de microcanais e trocador de calor integrados, de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 14, caracterizados pelo fato de a série de microcanais incluir mais de cem microcanais.
- 25 34. Reator de microcanais e trocador de calor integrados, de acordo com qualquer uma das reivindicações de 4 a 14, caracterizados pelo fato de mais de trinta por cento do volume disponível da série de microcanais serem ocupados pelo catalisador particulado.
- 30 35. Reator de microcanais e trocador de calor integrados, de acordo com qualquer uma das reivindicações de 4 a 14, caracterizados pelo fato de mais de sessenta por cento do volume disponível da série de microcanais serem ocupados pelo catalisador particulado.
- 35 36. Método, de acordo com qualquer uma das reivindicações de 15 a 26, caracterizado pelo fato de a etapa de inserir uma corrente de alimentação ao reator de microcanais

incluir escoar a corrente de alimentação num padrão de fluxo não de Taylor.

37. Método, de acordo com qualquer uma das reivindicações de 15 a 26, caracterizado pelo fato de a etapa de filtrar o catalisador num filtro para retardar o egresso do catalisador para além do reator de microcanais.

38. Método, de acordo com qualquer uma das reivindicações de 15 a 26, caracterizado pelo fato de a variação de temperatura entre os microcanais do reator e o primeiro conjunto de microcanais de resfriamento estar entre .05 e 5 graus Celsius.

39. Método, de acordo com qualquer uma das reivindicações de 15 a 26, caracterizado pelo fato de mais trinta por cento do volume disponível da série de microcanais serem ocupados pelo catalisador particulado.

40. Método, de acordo com a reivindicação 27, caracterizado pelo fato de:

- o catalisador incluir uma pluralidade de partículas com tamanho menor que 500 microns; e

- a pluralidade de partículas na série de microcanais compreender uma série de leitos carregados paralelos.

41. Método, de acordo com qualquer uma das reivindicações 15 e 40, caracterizado pelo fato de a inserção corrugada ser fabricada de pelo menos uma de alumínio e cobre.

42. Método, de acordo com qualquer uma das reivindicações 15, 40 e 41, caracterizado pelo fato de a inserção corrugada ser fabricada para incluir uma série de ângulos retos de forma tal que pelo menos uma pluralidade dos microcanais inclua seções transversais retangulares.

43. Método, de acordo com qualquer uma das reivindicações 15, 40 a 42, caracterizado pelo fato de:

- uma reação Fischer-Tropsch ocorrer; e

- uma relação de entrada de moléculas contendo hidrogênio para moléculas contendo carbono no reator de microcanais ser maior que 1.

44. Método, de acordo com a reivindicação 43, caracterizado pelo fato de:

- as moléculas contendo carbono incluïrem monóxido de carbono; e

- mais de trinta por cento de conversão do monóxido de carbono em moléculas de hidrocarboneto ser obtida.

5 45. Método, de acordo com a reivindicação 44, caracterizado pelo fato de mais de sessenta por cento de conversão do monóxido de carbono em moléculas de hidrocarboneto ser obtida.

46. Método, de acordo com qualquer uma das reivindicações 10 44 ou 45, caracterizado pelo fato de o ato de reagir uma porção das moléculas contendo carbono com moléculas contendo hidrogênio no reator de microcanais para formar moléculas de hidrocarboneto escoando numa corrente de processo incluir uma seletividade de metano inferior a 15 vinte por cento.

47. Método, de acordo com a reivindicação 40, caracterizado pelo fato de um diferencial mediano de temperatura entre duas das séries de leitos carregados paralelos estar na faixa de 20 graus Celsius.

20 48. Método, de acordo com a reivindicação 40, caracterizado pelo fato de um diferencial de temperatura mediana entre duas das séries de leitos carregados paralelos estar na faixa de 10 graus Celsius.

49. Método, de acordo com qualquer uma das reivindicações 25 27 e 40 a 48, caracterizado pelo fato de:

- o reator de microcanais incluir um par de placas opostas que intercalam a inserção corrugada; e

- um fluxo térmico mediano sobre as placas opostas ser maior que $0,5 \text{ W/cm}^2$.

30 50. Método, de acordo com qualquer uma das reivindicações 15 e 40 a 49, caracterizado pelo fato de a etapa de inserir a corrente de alimentação no reator de microcanais incluir escoar a corrente de alimentação num padrão de fluxo diferente do de Taylor.

35 51. Método, de acordo com qualquer uma das reivindicações 15 e 40 a 50, caracterizado pelo fato de compreender ainda a etapa de filtrar o catalisador num filtro para

retardar o egresso do catalisador para além do reator de microcanais.

52. Método, de acordo com qualquer uma das reivindicações 15 e 40 a 51, caracterizado pelo fato de a variação de temperatura entre os microcanais do reator e o primeiro conjunto de microcanais de resfriamento situar-se entre .05 e 5 graus Celsius.

53. Método, de acordo com a reivindicação 15 e 40 a 52, caracterizado pelo fato de a variação de fluxo térmico entre os microcanais do reator e o primeiro conjunto de microcanais de resfriamento situar-se entre .05 e 5 graus Celsius.

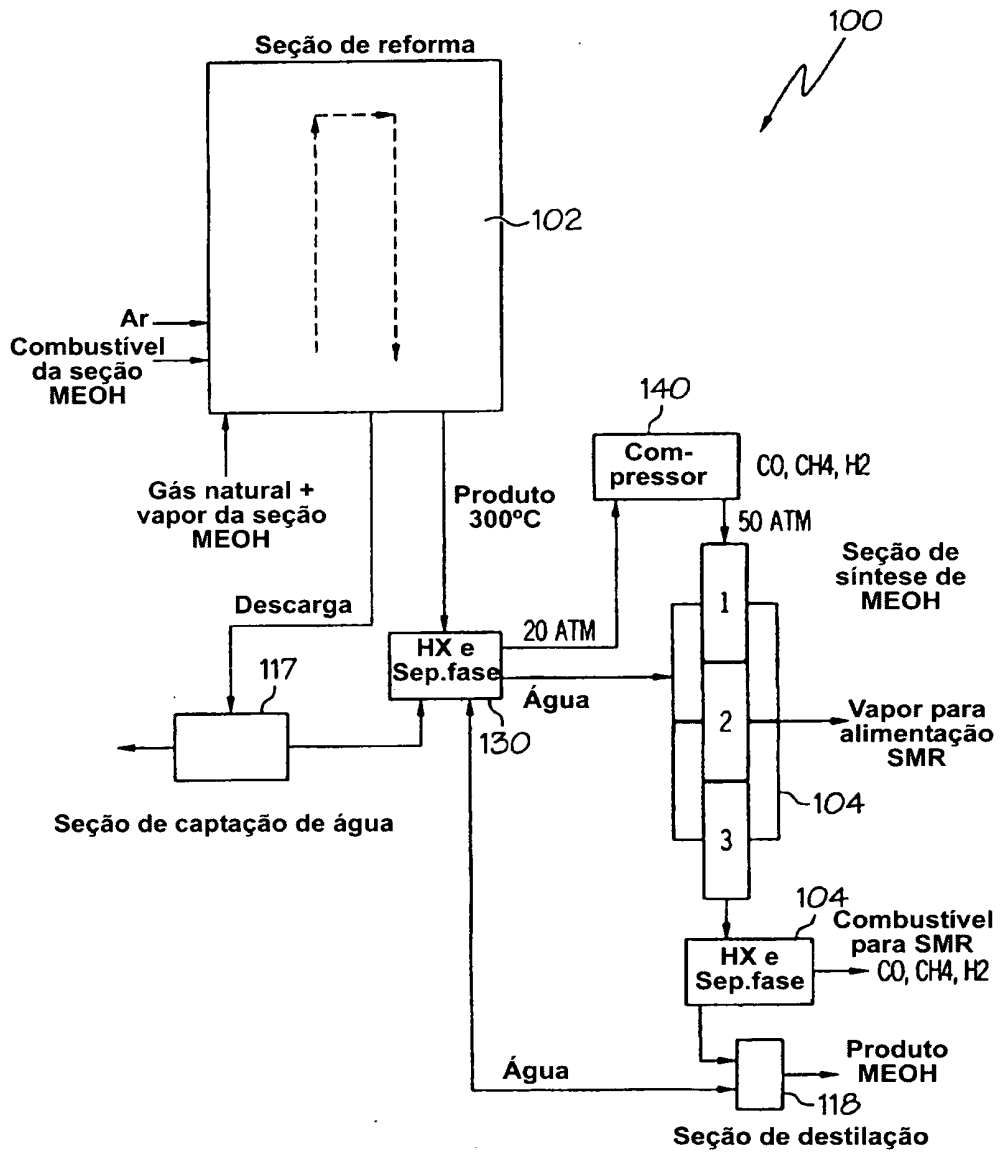


FIG.1

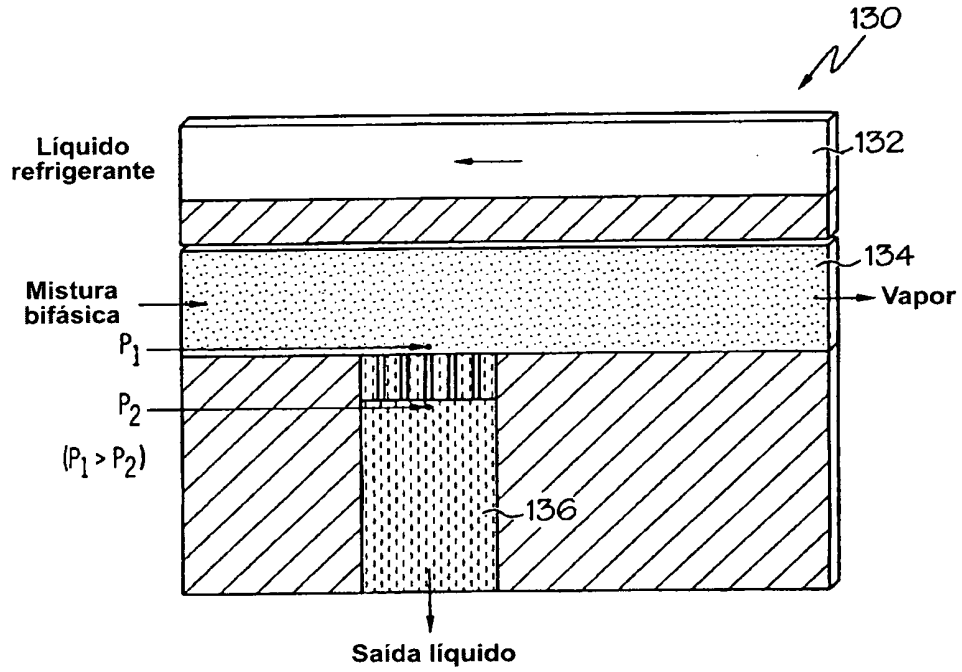


FIG.2

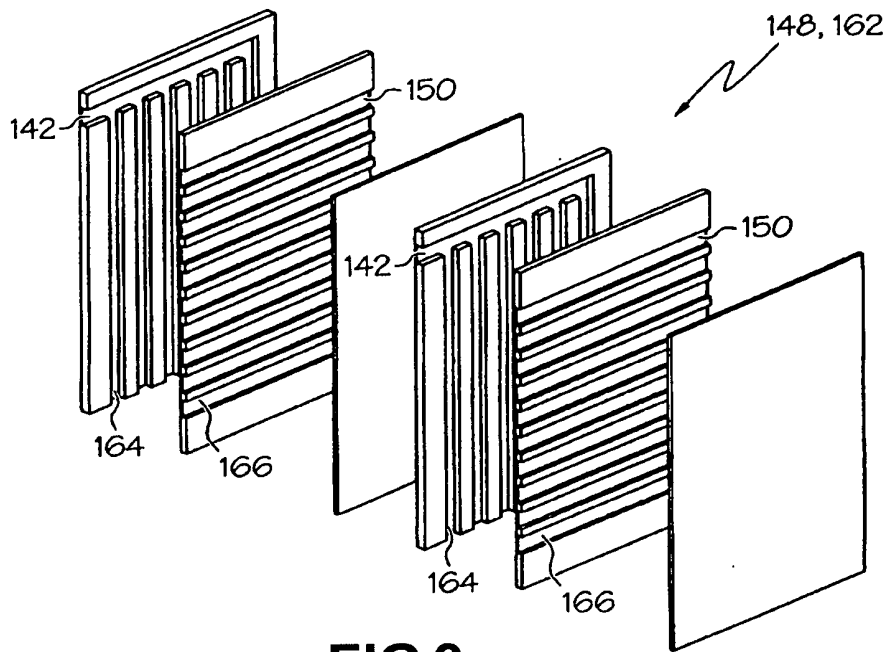


FIG.3

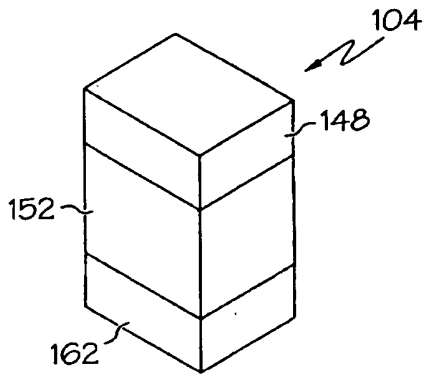


FIG. 4A

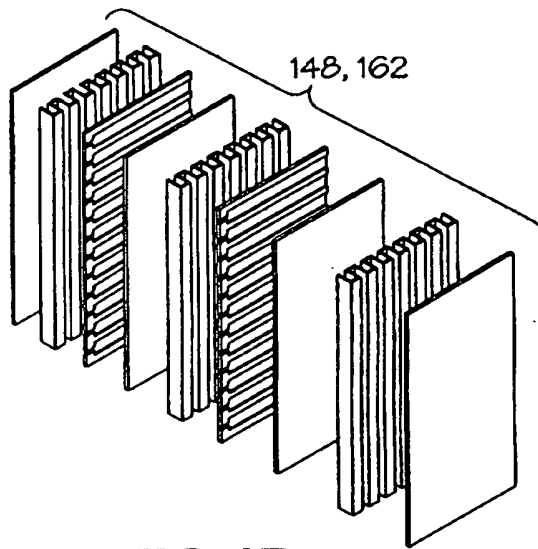


FIG. 4B

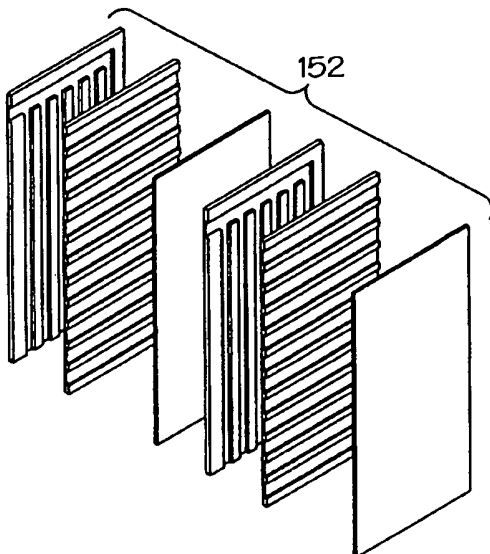


FIG. 4C

4/28

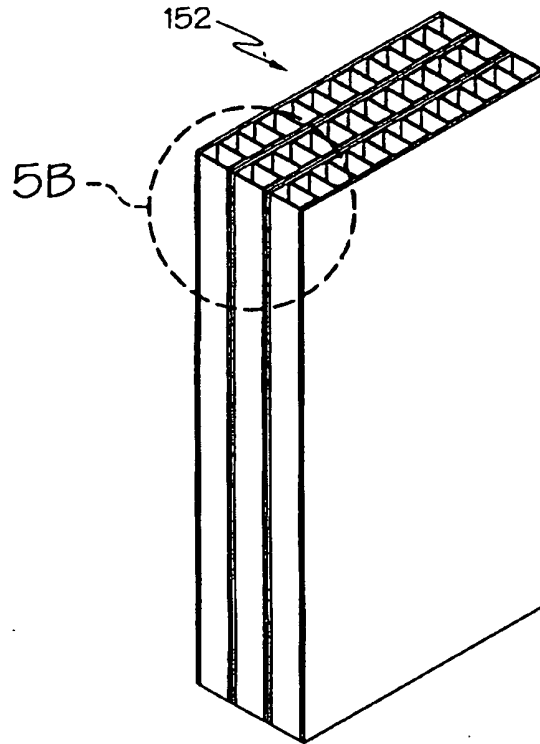


FIG. 5A

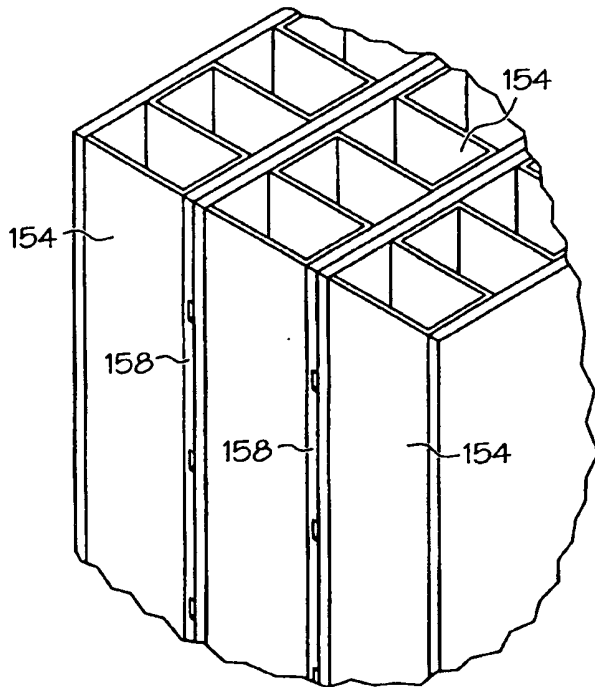


FIG. 5B

5/28

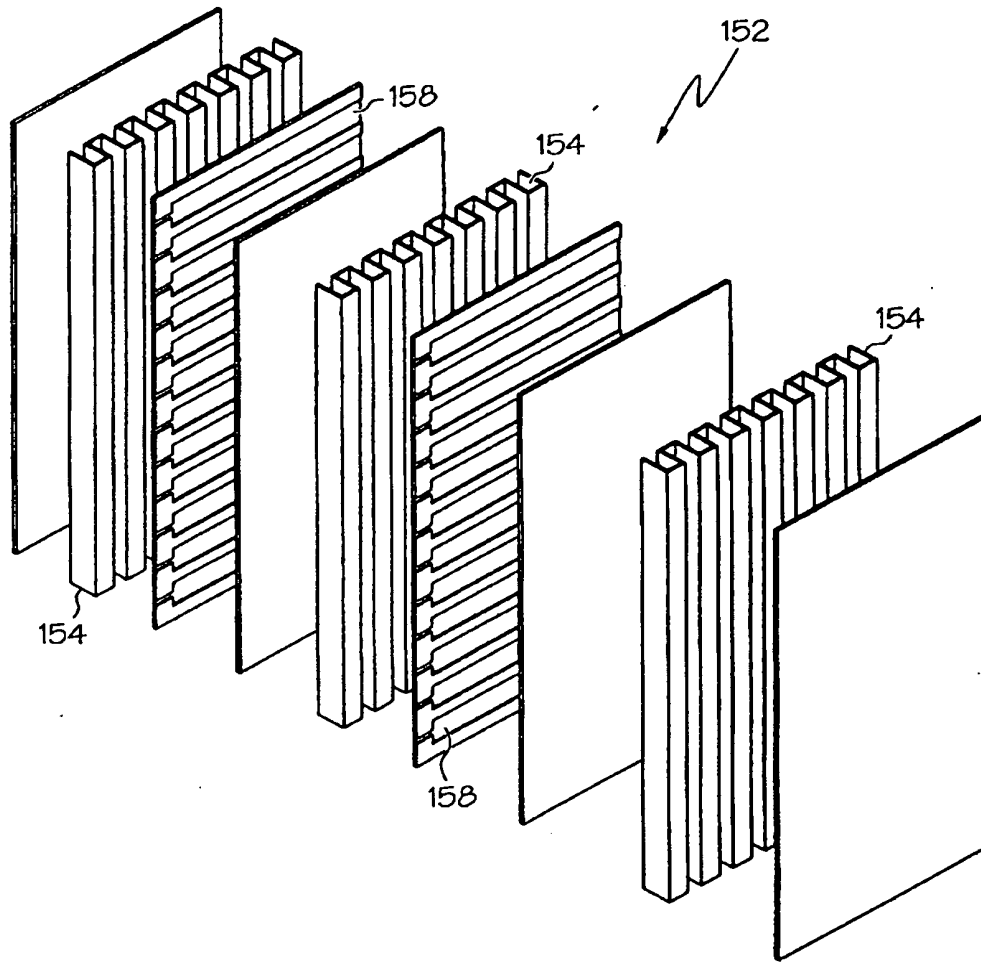


FIG.6

6/28

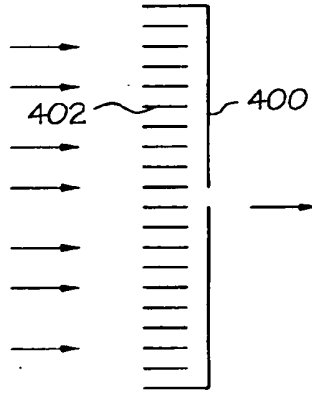


FIG. 7

TÉCNICA ANTERIOR

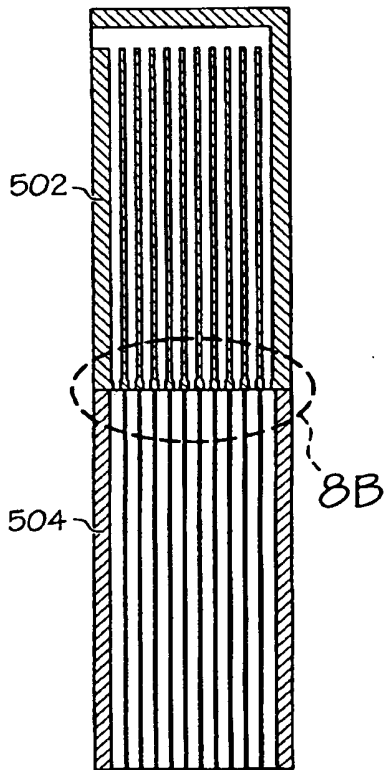


FIG. 8A

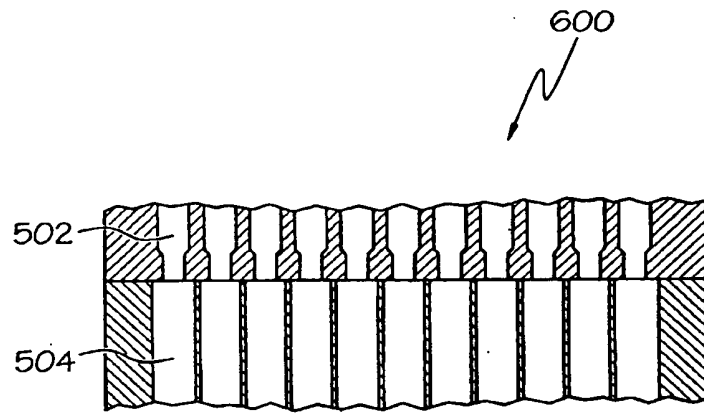


FIG. 8B

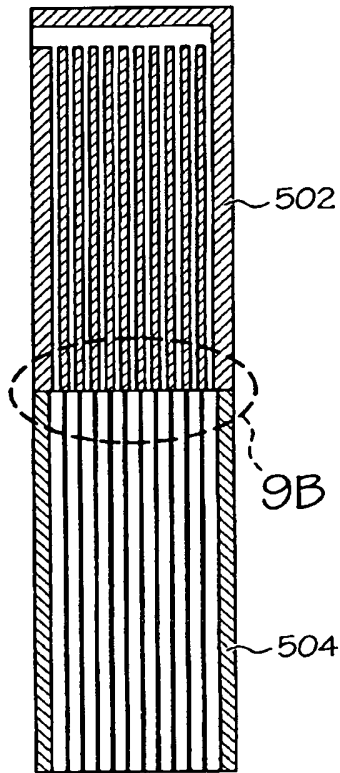


FIG. 9A

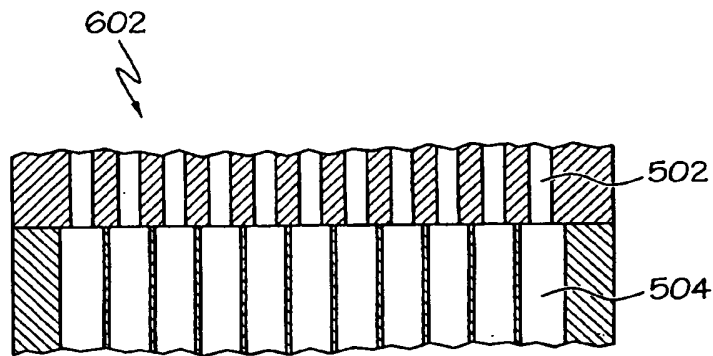


FIG. 9B

8/28

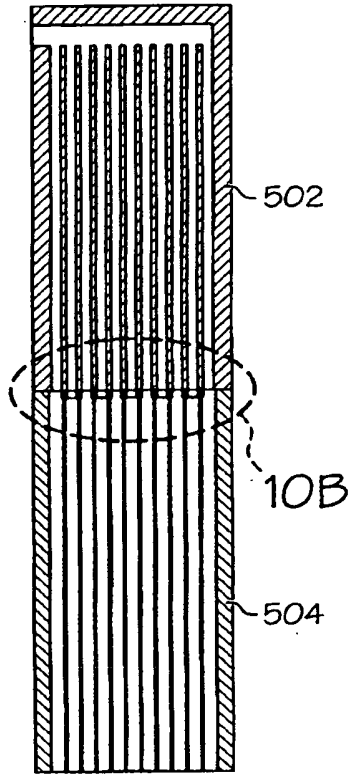


FIG. 10A

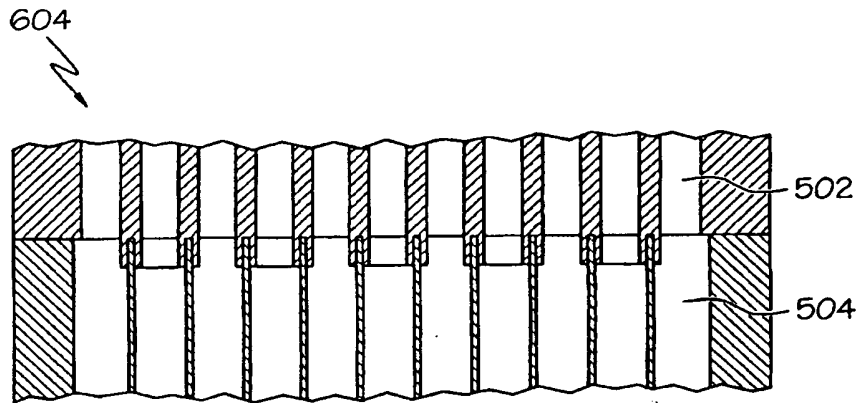


FIG. 10B

9/28

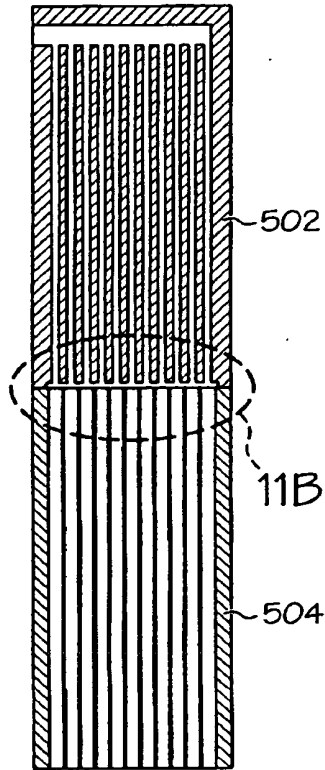


FIG. 11A

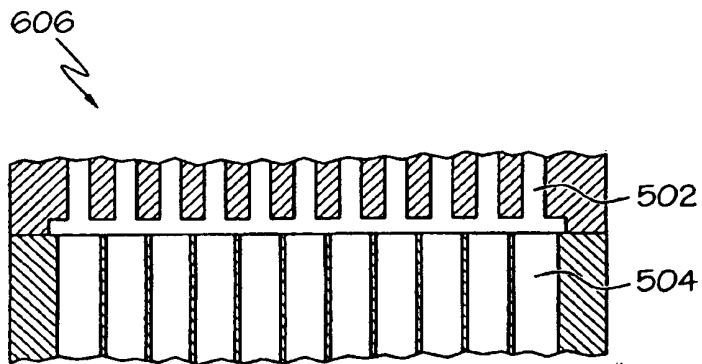


FIG. 11B

10/28

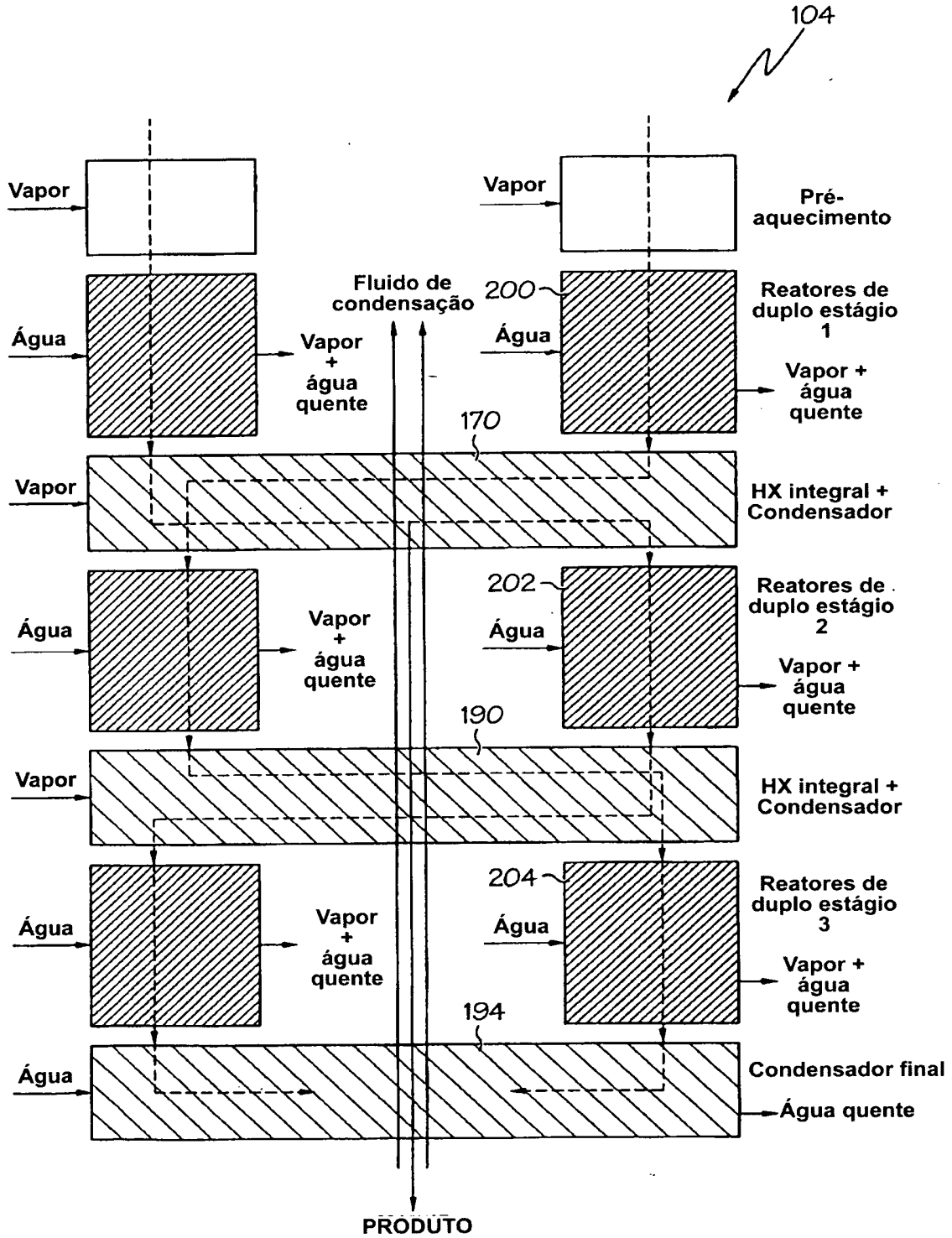


FIG.12

11/28

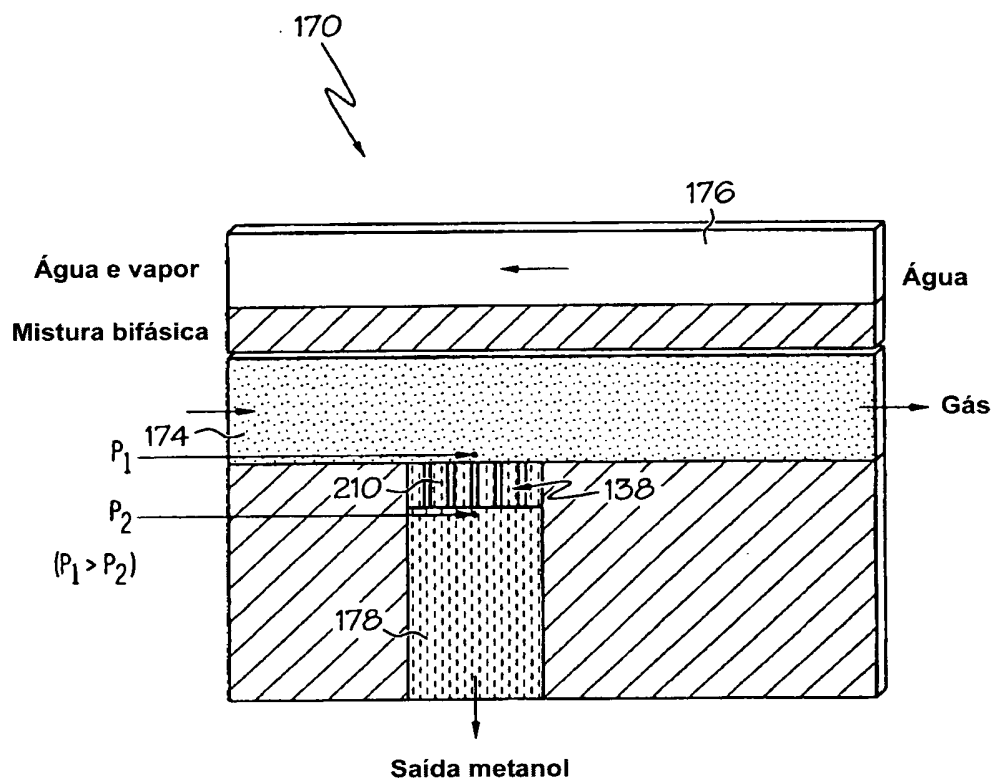


FIG.13

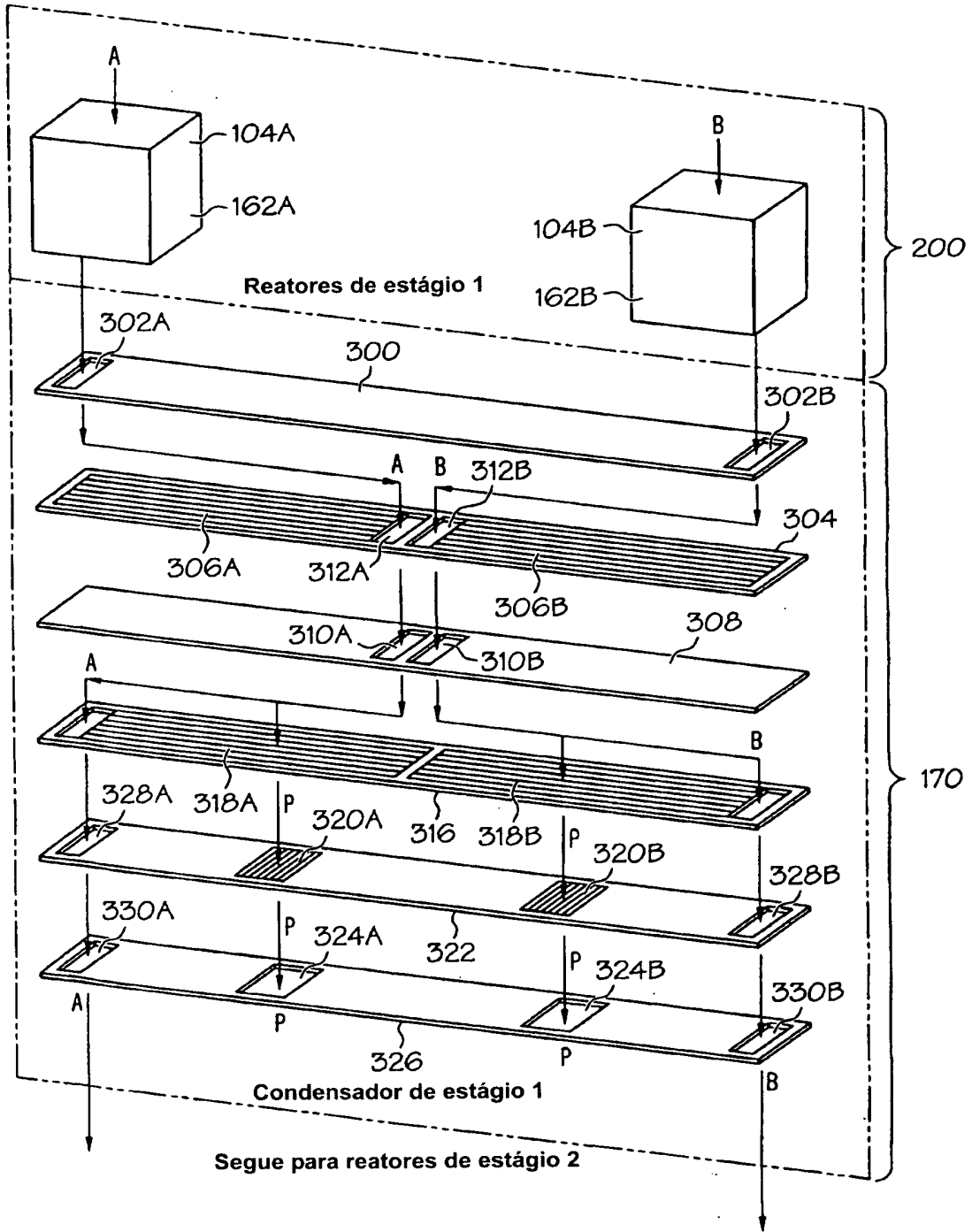
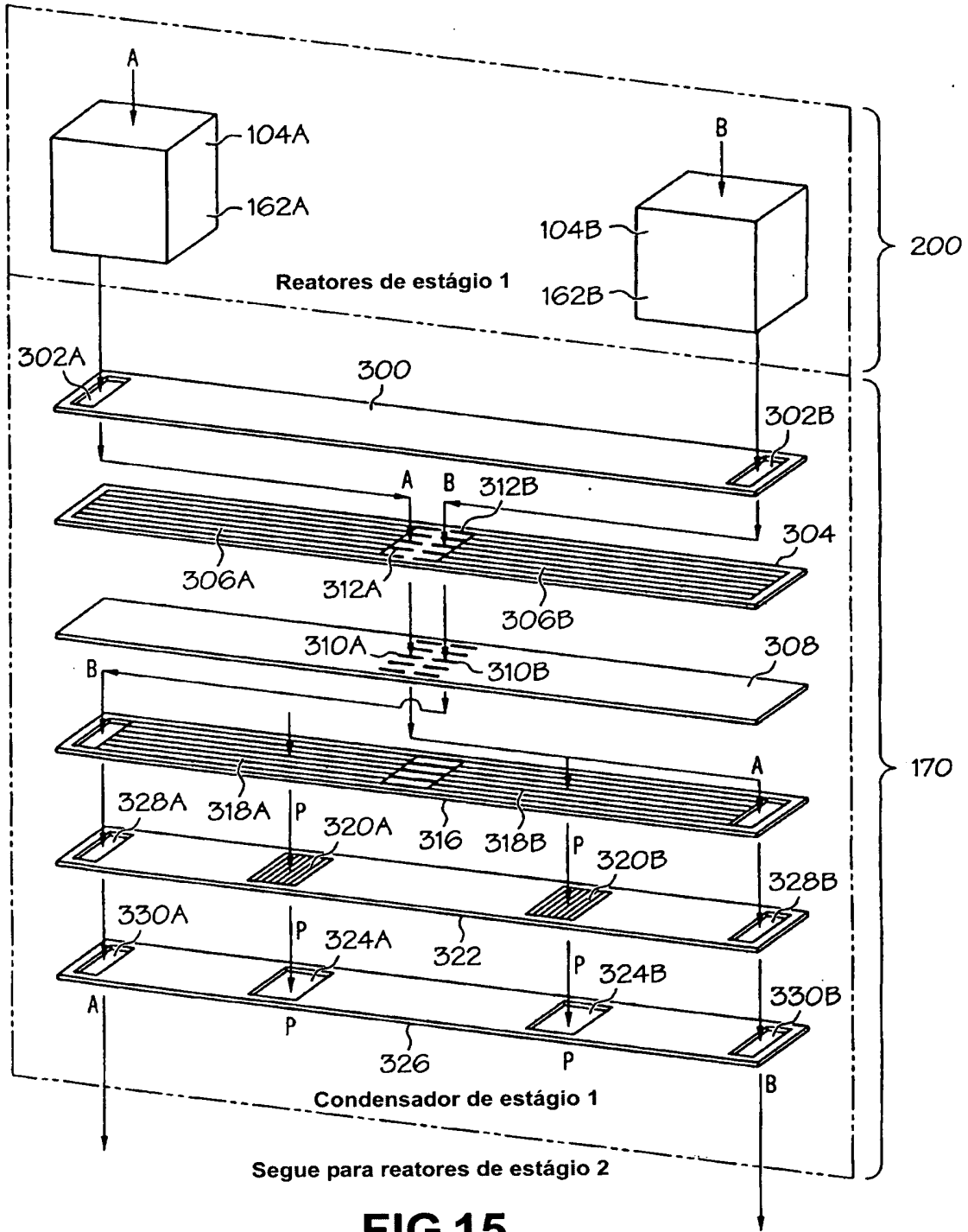


FIG. 14



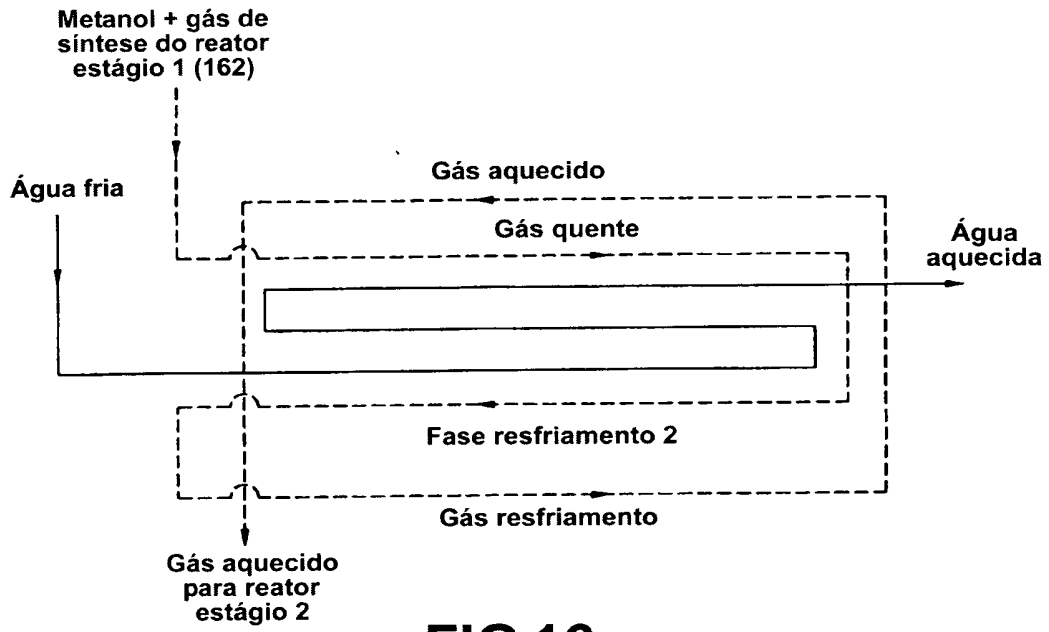


FIG.16

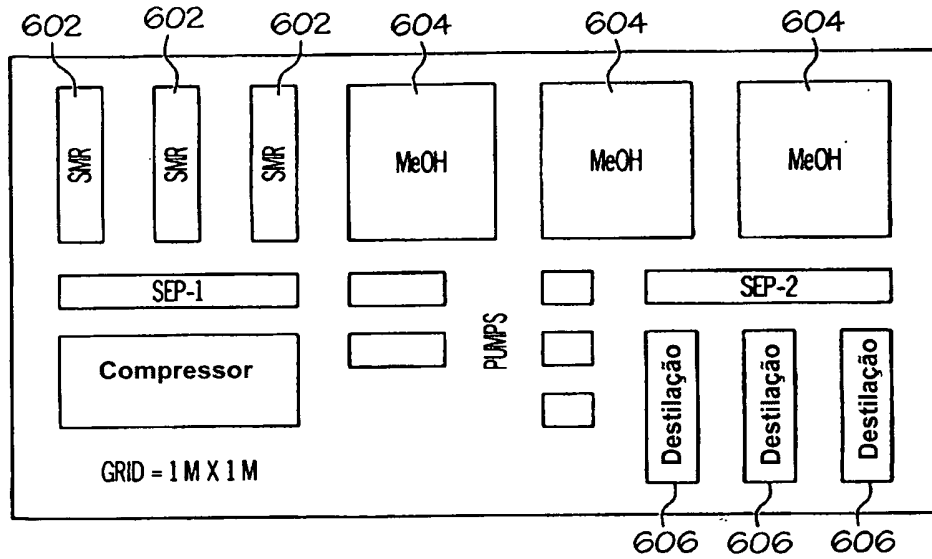


FIG.17

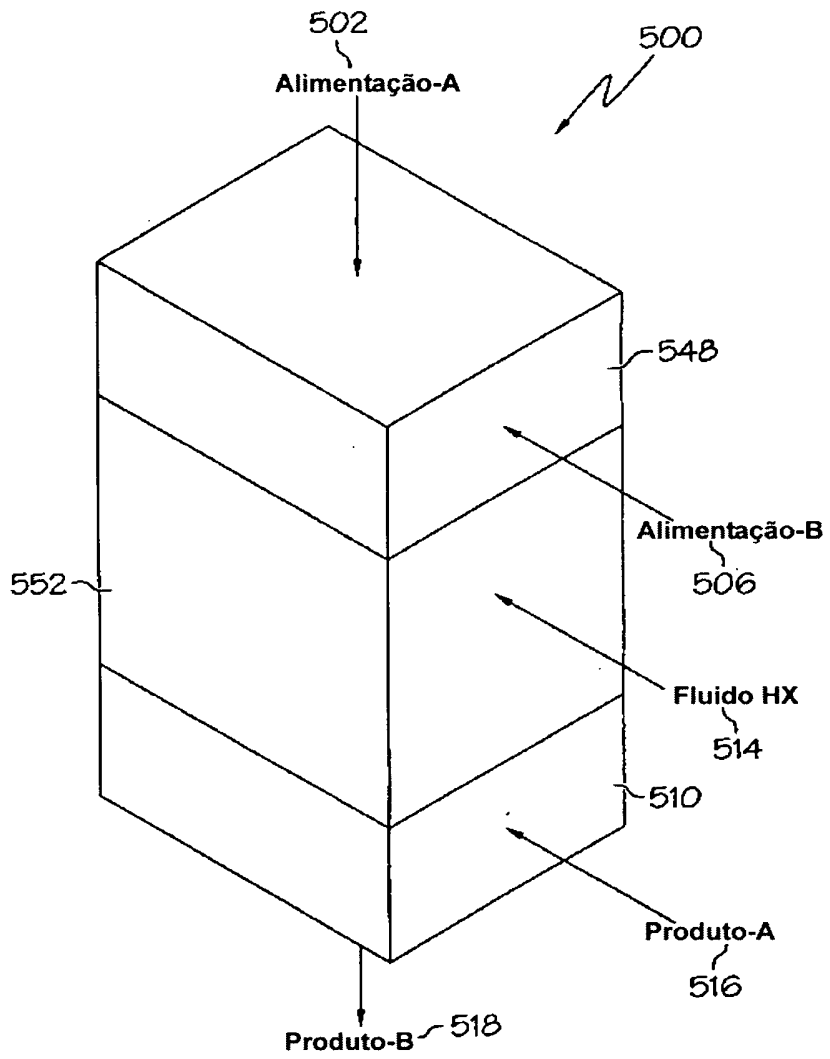


FIG.18

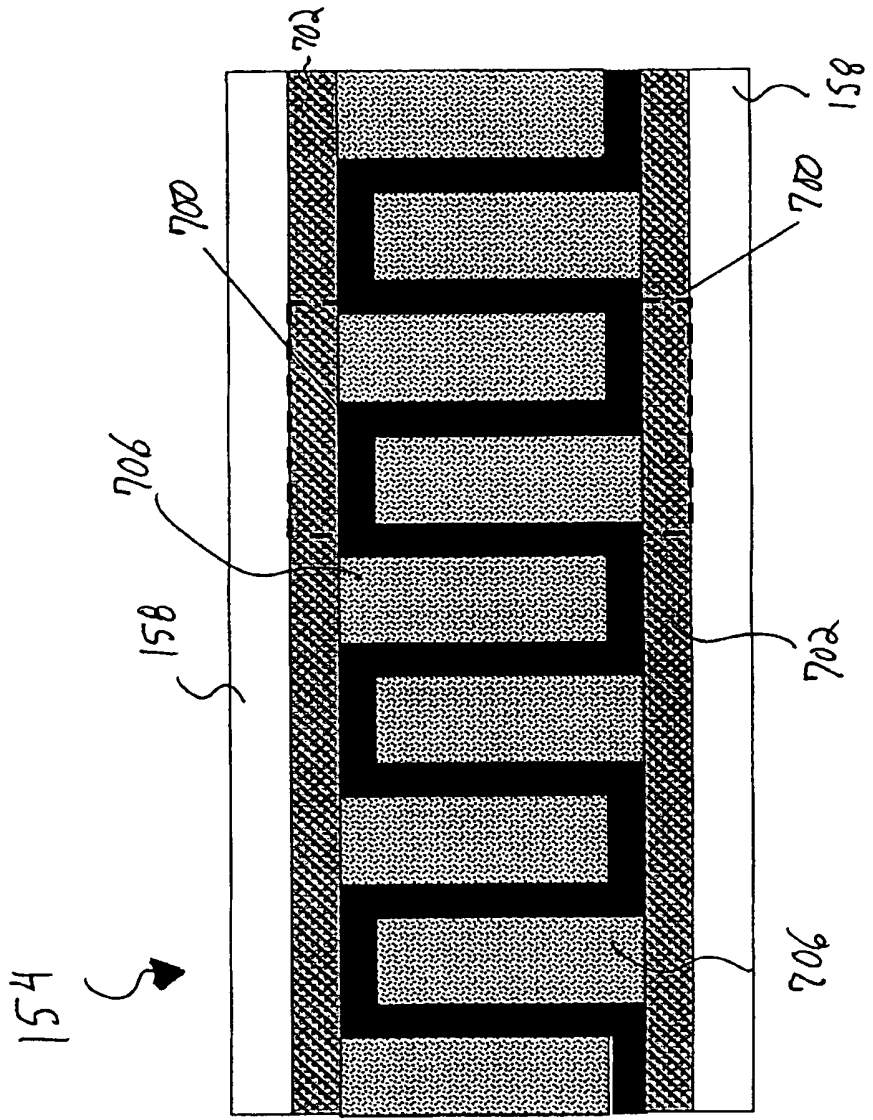


FIG.19

17/28

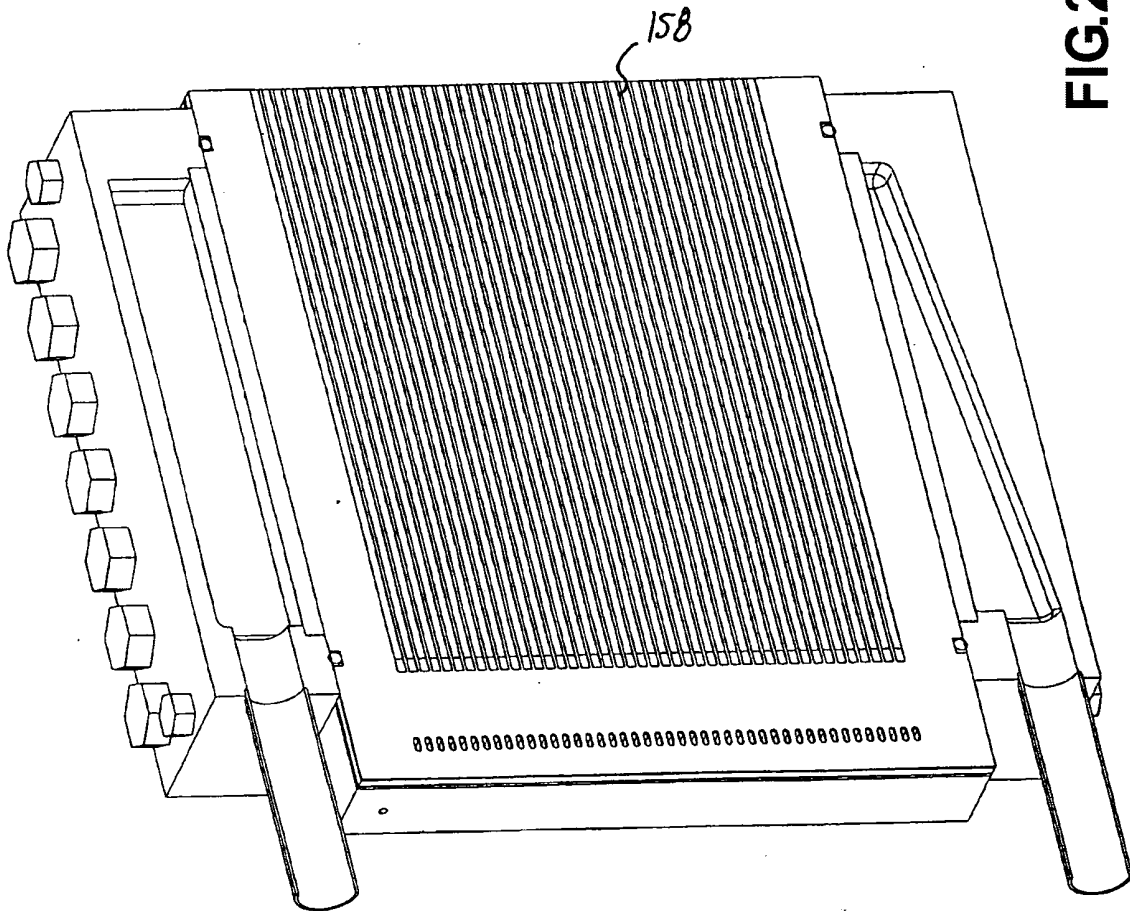


FIG.20

800

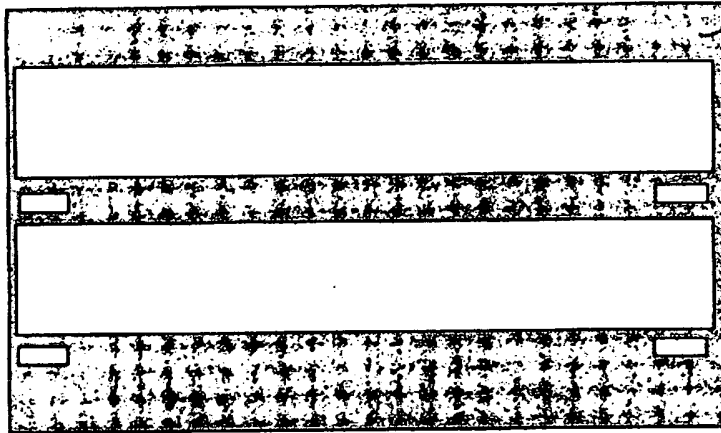


FIG. 21

800

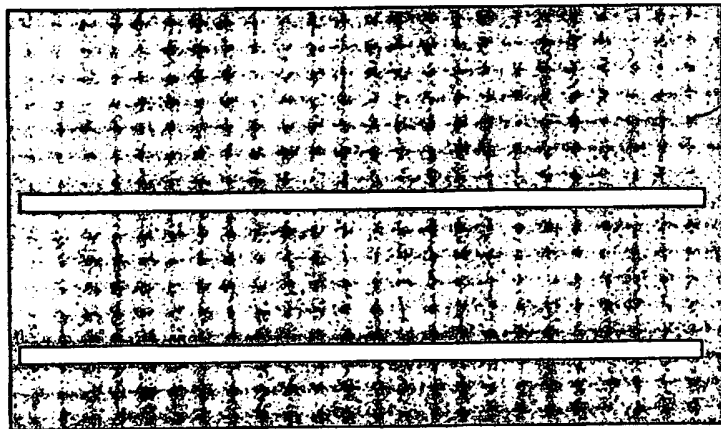


FIG. 22

19/22

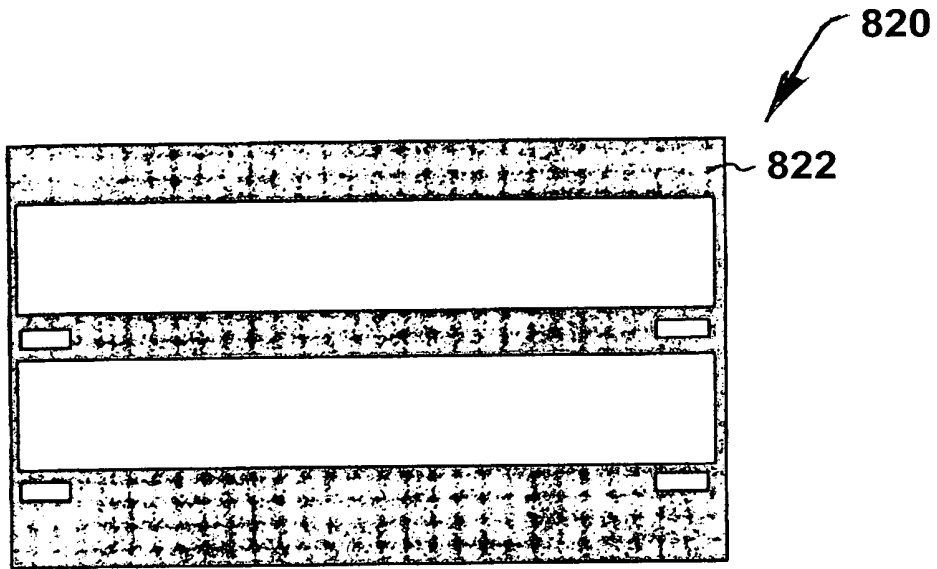


FIG. 23

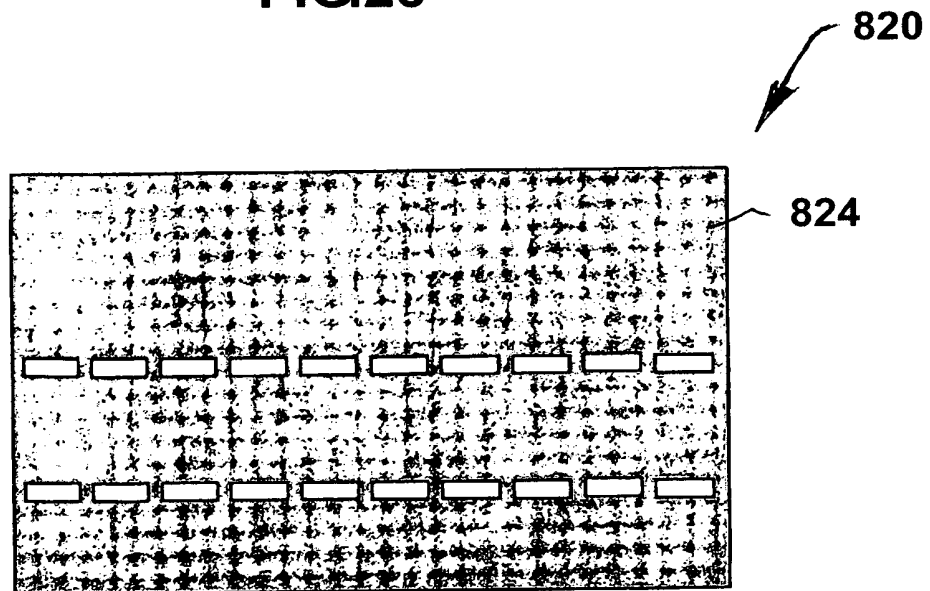


FIG. 24

Rxn #			A	E, KJ/mol
1	3H ₂ +CO → H ₂ O+CH ₄	$R_{CH_4} = k_1 \exp(E_1 / RT) C_{H_2}^1$	2.289E12	160
2	5H ₂ +2CO → 2H ₂ O+C ₂ H ₆	$R_{C_2H_6} = k_2 \exp(E_2 / RT) C_{H_2}^1$	2.289E10	160
3	7H ₂ +3CO → 3H ₂ O+C ₃ H ₈	$R_{C_3H_8} = k_3 \exp(E_3 / RT) C_{H_2}^1$	4.579E10	160
4	9H ₂ +4CO → 4H ₂ O+C ₄ H ₁₀	$R_{C_4H_{10}} = k_4 \exp(E_4 / RT) C_{H_2}^1$	2.289E10	160
5	H ₂ O+CO → H ₂ +CO ₂	$R_{CO_2} = k_5 e^{-E_5/RT} C_{H_2} C_{CO}$	7.649E01	100
6	29H ₂ +14CO → 14H ₂ O+ C ₁₄ H ₃₀	$R_{FT} = \frac{k_6 e^{-E_6/RT} C_{H_2} C_{CO}}{1 + k_6 e^{-E_6/RT} C_{CO}}$	3.302E06	100

FIG.25

21/28

- z-l-centro-1
- z-l-centro-2

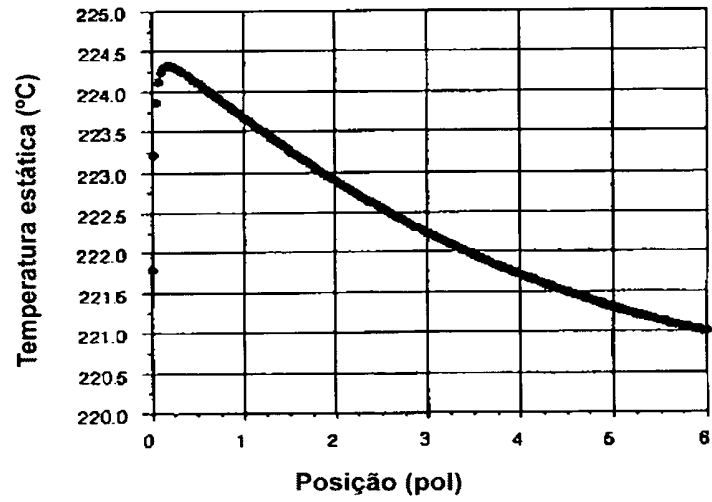


FIG.26

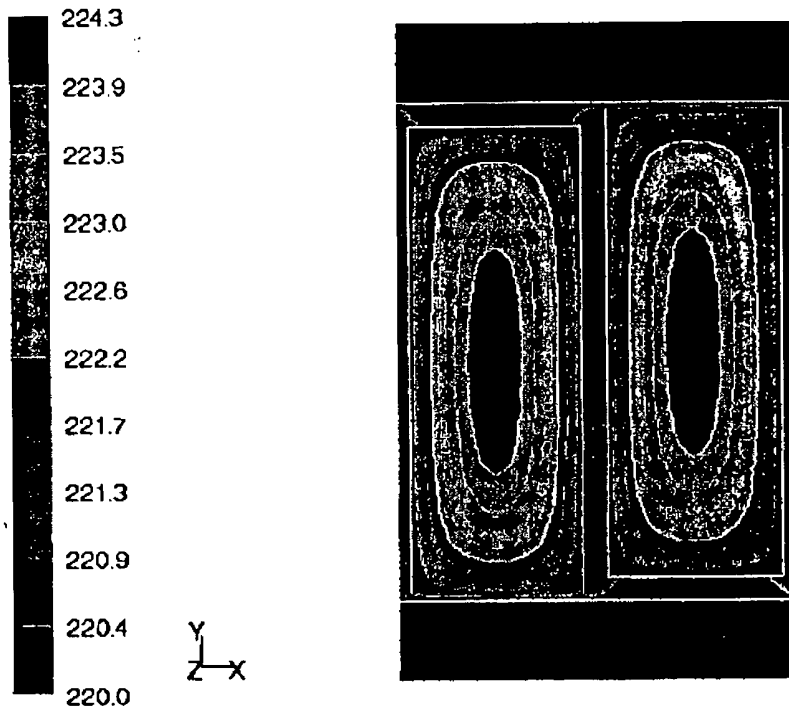


FIG.27

22/28

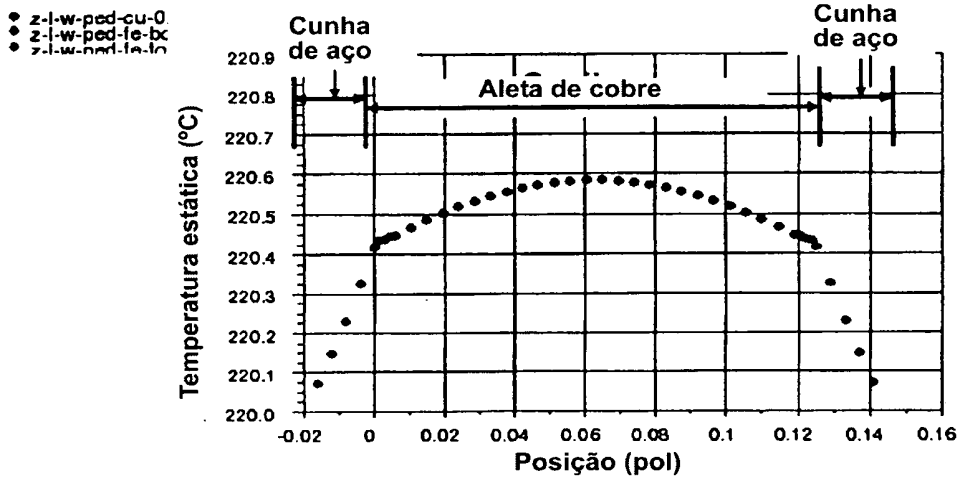


FIG.28

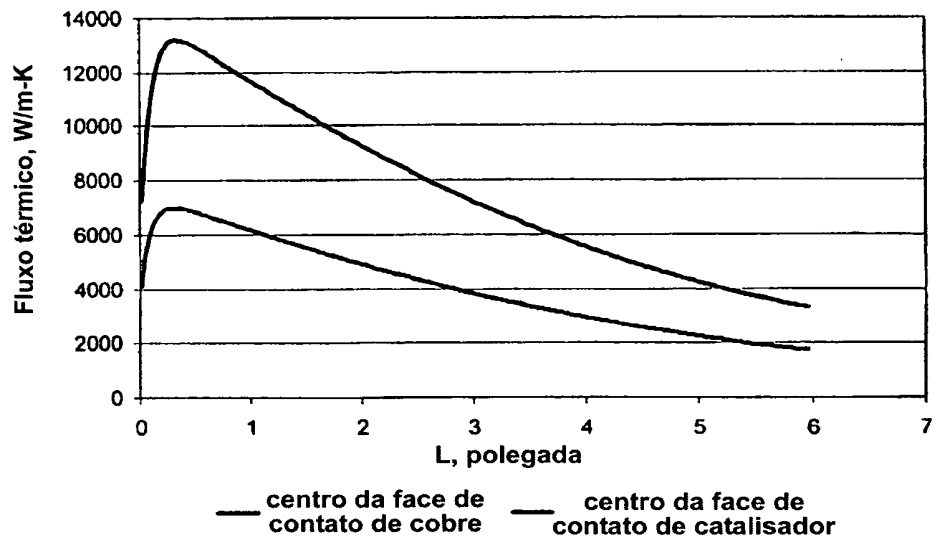


FIG.29

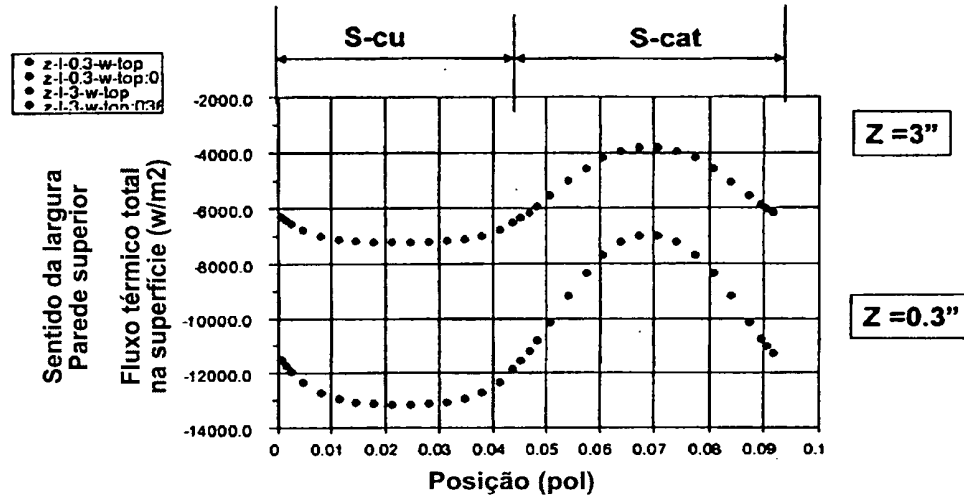


FIG.30

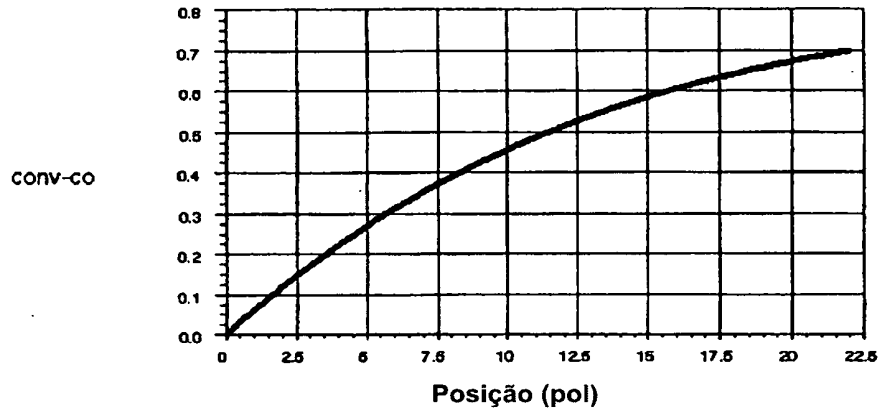


FIG.31

24/28

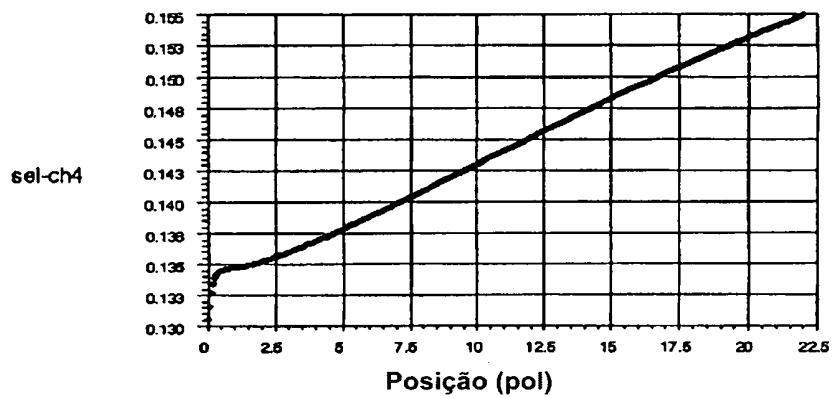


FIG.32

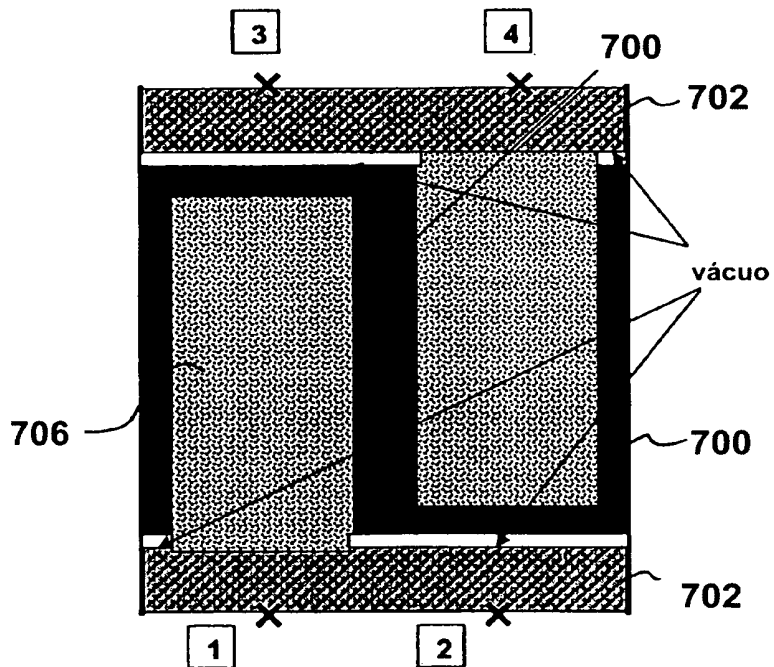


FIG.33

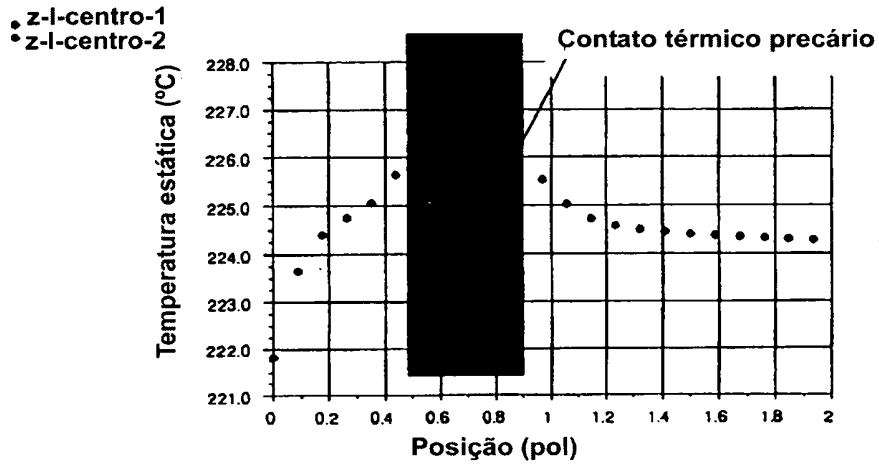


FIG.34

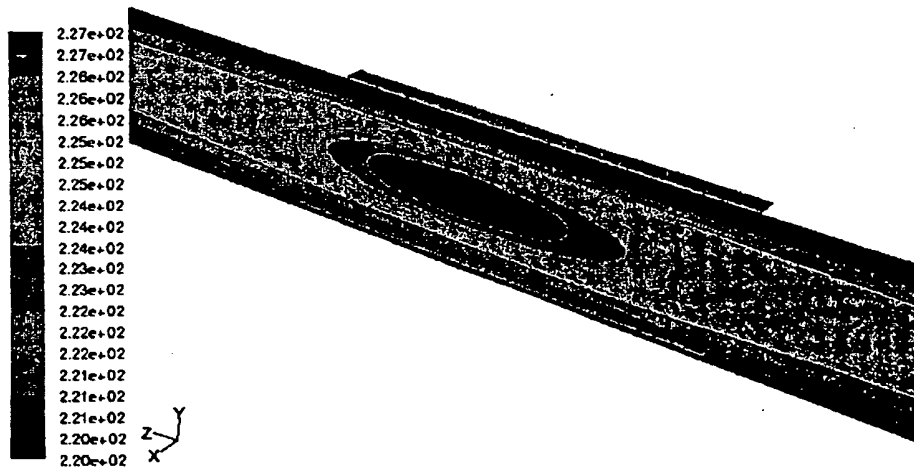


FIG.35

26/28

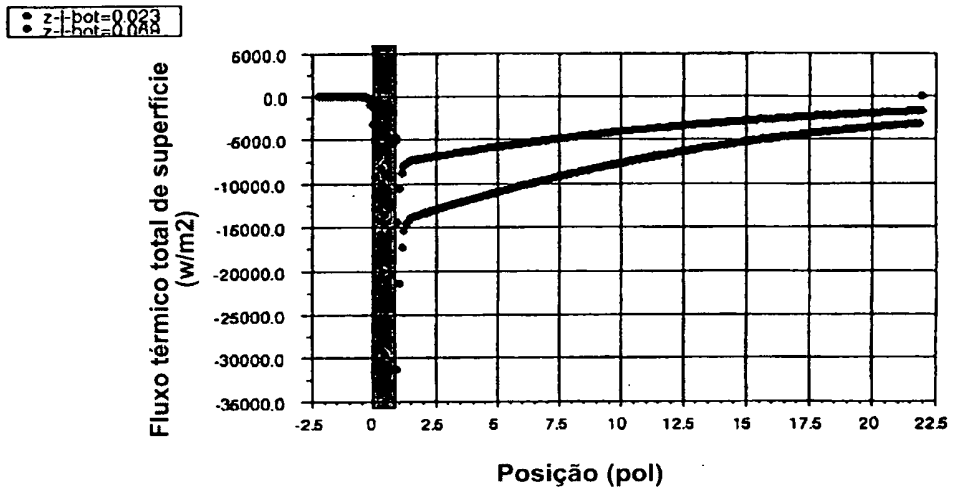


FIG.36

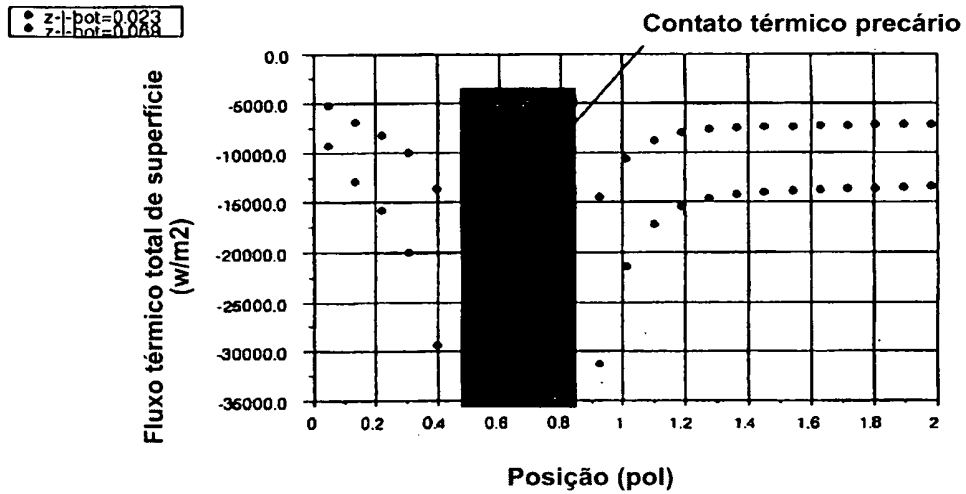


FIG.37

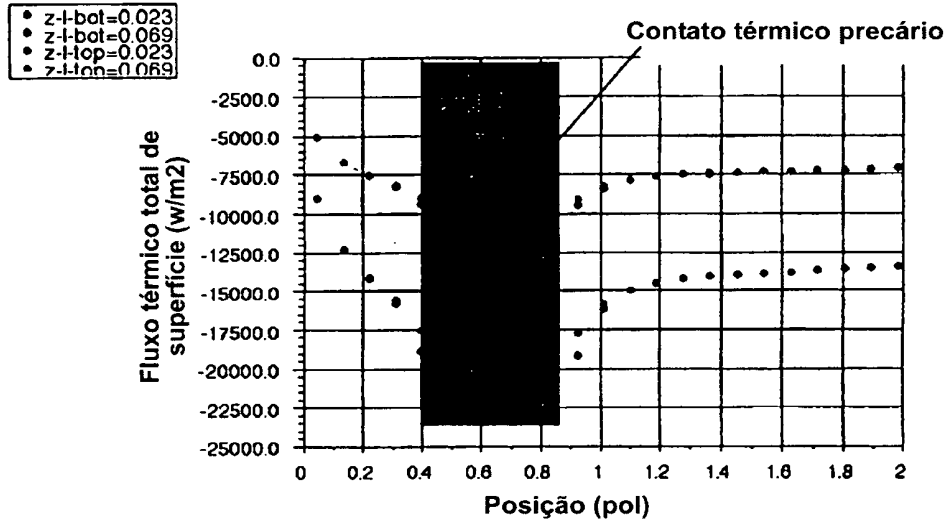


FIG.38

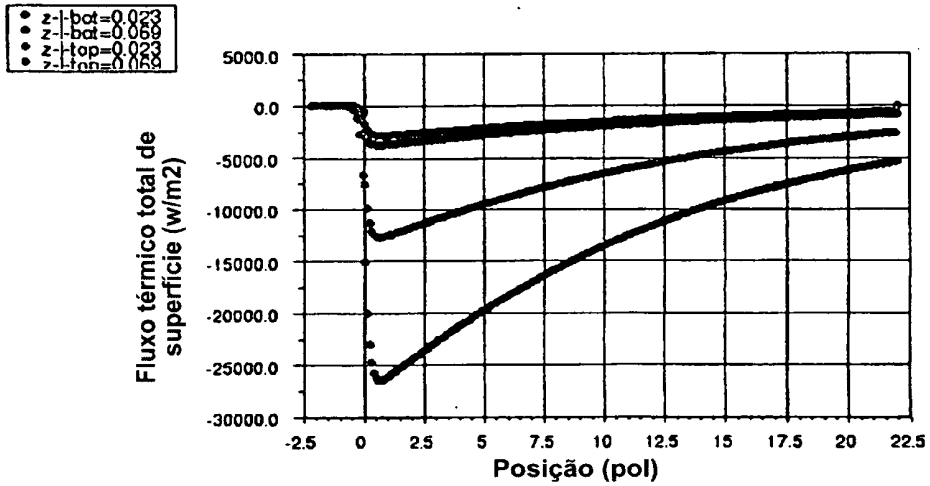


FIG.39

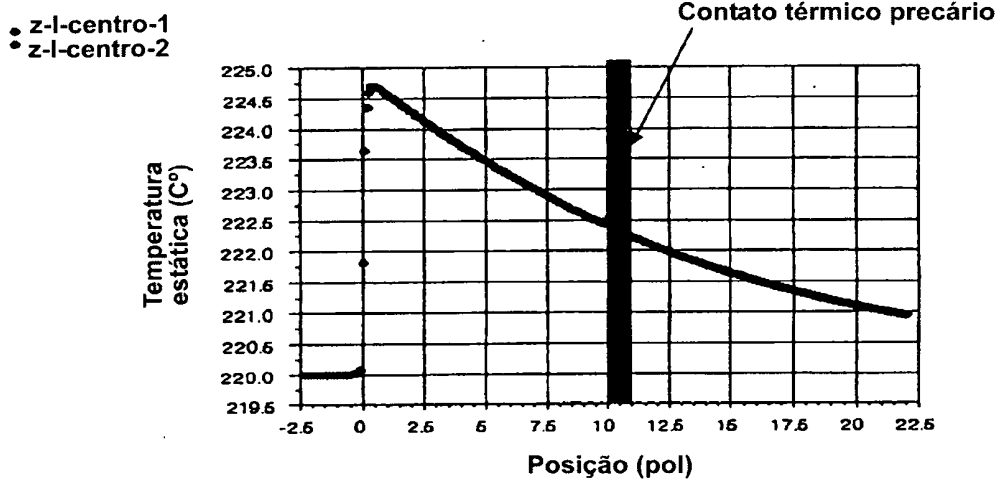


FIG.40

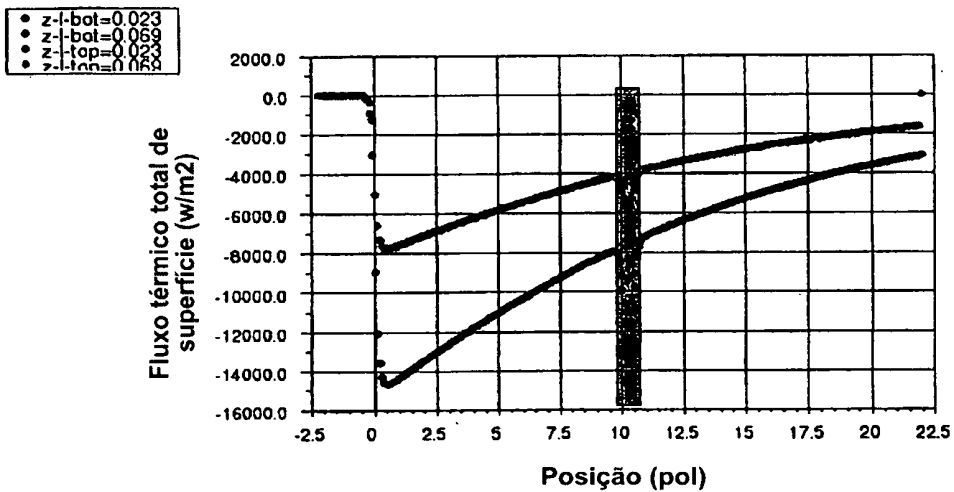


FIG.41

RESUMO

“REATOR DE MICROCANAIS E TROCADOR DE CALOR INTEGRADOS,
MÉTODO PARA CONDUZIR UMA REAÇÃO FISCHER-TROPSCH E MÉTODO
PARA CONDUZIR UMA REAÇÃO E A CONCOMITANTE TROCA TÉRMICA
5 EM UMA UNIDADE DE MICROCANAIS”

Processo para executar pelo menos duas operações
unitárias em série, o processo compreendendo a etapa de:
(a) direcionar uma corrente de alimentação para um
conjunto integrado que compreende uma primeira operação
10 unitária de microcanais em pelo menos uma substância
química da corrente de alimentação para gerar uma
corrente de saída distribuída que egressa da primeira
operação unitária de microcanais num primeiro conjunto de
microcanais discretos que isolam o fluxo pelos
15 microcanais discretos; e (b) direcionar a corrente de
saída distribuída da primeira operação unitária de
microcanais para uma segunda operação unitária de
microcanais na forma de uma corrente de entrada
distribuída, para continuar isolando o fluxo entre o
20 primeiro conjunto de microcanais discretos, e conduzir
pelo menos uma operação em pelo menos uma substância
química da corrente de entrada para gerar uma corrente de
produto que egressa da segunda operação unitária de
microcanais, sendo que a primeira operação unitária de
25 microcanais e a segunda operação unitária compartilham um
alojamento.