



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

**(11) PI 0806379-6 B1**

**(22) Data do Depósito:** 05/02/2008

**(45) Data de Concessão:** 14/02/2018



---

**(54) Título:** DISPOSITIVOS MISTURADORES RADIAIS PARA REATORES INCLINIDOS GIRATÓRIOS

**(51) Int.Cl.:** B01J 19/28; C08G 63/78; C08G 63/80; C08J 11/04

**(30) Prioridade Unionista:** 06/02/2007 IT TO2007 A 000084

**(73) Titular(es):** M&G USA CORPORATION

**(72) Inventor(es):** GIULIANO CAVAGLIA; GIUSEPPINA BOVERI

**Dispositivos misturadores radiais para reatores inclinados giratórios.**

O uso de Forno Rotativo ou reatores do tipo de um forno para cimento para tratar termicamente grãos de plástico, ou fragmentos, em particular grânulos, grãos ou fragmentos de poliésteres cristalizáveis contendo ao menos 75 % de suas unidades ácidas derivadas do ácido tereftálico, ácido orto-ftálico, 2,6 naftalato de ácido dicarboxílico ou seus respectivos diésteres foi descrito anteriormente na solicitação de patente W O 2004/018 541. Um aspecto essencial da WO 2004/018541 é o uso de fluxo de pega de comportamento assemelhado para conseguir uniformidade das propriedades dos grânulos na saída. Enquanto a WO 2004/018541 contempla o uso de chicanas ou internos, ela não indica nada para descrever o projeto de tais chicanas necessárias para aumentar a mistura na direção de giro radial e ainda manter o fluxo de pega de comportamento assemelhado.

A Patente US 3767601 descreve um reator do tipo de um forno rotativo para floco de poliéster com internos para boa mistura. O que a Patente US 3767601 expõe são fornos com internos tanto para processos por banho como para processos contínuos. Um processo por banho, por definição, não pode ter um fluxo de pega, e nada na Patente US 3767601 indica que os internos são configurados especialmente para mistura enquanto mantém um comportamento de fluxo de pega assemelhado.

Apresente especificação expõe um reator rotativo horizontal tendo um eixo de rotação onde o eixo de rotação não é paralelo à linha horizontal perpendicular à força da gravidade e onde o reator horizontal tem ao menos um dispositivo misturador onde o dispositivo misturador tem uma altura, uma largura, e um comprimento equivalente definido como a distância entre o plano perpendicular ao eixo de rotação que contém o ponto onde o dispositivo misturador inicia sua protuberância desde a parede do reator e o plano perpendicular ao eixo de rotação que contém o ponto onde o dispositivo misturador finaliza sua protuberância desde a parede, e o comprimento equivalente do dispositivo misturador sendo selecionado no grupo consistido de comprimentos equivalentes menores do que 1/10 do comprimento do reator. Além disso, os comprimentos equivalentes mais preferidos do dispositivo misturador são menores do que 1/12 do comprimento do reator, menores do que 1/14 do comprimento do reator, menores do que 1/15 do comprimento do reator, menores do que 1/16 do comprimento do reator, 1/18 do comprimento do reator, e menores do que 1/20 do comprimento do reator. É ainda exposto que há mais do que um dispositivo misturador.

É também exposto que ao menos um dos dispositivos misturadores tem furos para a introdução de um gás de purga dentro do reator. É exposto que há dois ou mais dispositivos misturadores com furos. É ainda exposto que quando há dois ou mais dispositivos misturadores com furos, os dispositivos misturadores são

conectados de uma maneira tal que o gás de purga pode passar do primeiro dispositivo misturador ao segundo dispositivo misturador através de uma conexão.

A presente descrição refere-se às figuras anexas onde:

- a Figura 1 é uma vista lateral do reator rotativo em relação ao eixo horizontal e inclui dispositivos opcionais para o modo mais comercial de operação;
- a Figura 2 é à vista de um plano perpendicular ao eixo de rotação e inclui um dispositivo misturador também conhecido como uma chicana ou um levantador;
- a Figura 3 é uma vista lateral de um reator rotativo e mostra o comprimento teórico do dispositivo misturador como medido em relação ao eixo de rotação. Também é mostrado o comprimento do reator rotativo;
- a Figura 4 é uma vista lateral do reator tendo um dispositivo misturador espiral com o comprimento real do dispositivo misturador sendo a distância medida ao longo do dispositivo misturador como suas espirais ao redor do vasilhame;
- a Figura 5 visualiza uma configuração com varias chicanas em um plano perpendicular ao eixo de rotação; ela também mostra a altura da cama de amostra;
- a Figura 6 visualiza a configuração onde o vasilhame não é redondo, mas que sua parede externa gira;
- as Figuras 7 a e 7 b visualizam respectivos modos diferentes de fixar o dispositivo misturador na parede do reator;
- as Figuras 8 a e 8 b mostram o dispositivo misturador com furos para possibilitar que o gás de purga seja introduzido dentro da cama de grânulos, ou grãos ("pellets");
- a Figura 9 mostra os vários elementos de um reator rotativo, com a cama de material mostrada na área escurecida;
- a Figura 10 mostra os diferentes tipos de padrão de fluxo que a fase sólida que está dentro do reator pode experimentar conforme a velocidade de rotação do reator aumenta; e,
- as Figuras 11 a e 11 b mostram respectivamente o Tipo 1 e o Tipo 2 dos internos usados nos experimentos.

O critério convencional é o de que os reatores rotativos com dispositivos misturadores (os ditos, internos) tem menor comportamento de fluxo de pega ou "grau de fluxo de pega" do que o mesmo reator rotativo sem dispositivos misturadores (tais, internos). Isto ocorre porque se acreditava que os internos poderiam criar tanto componentes de mistura axiais como radiais. O operador sabe que a componente de mistura axial – que provoca o material cair para frente ou para trás ao longo do eixo de rotação – cria largas distribuições de propriedades e é o efeito primário de qualquer interno. Isto significa que o grau de fluxo de pega de um reator com internos deveria ser sempre menor do que aquele do mesmo reator sem os internos.

Descrito e reivindicado aqui está que há a descoberta de

que quando o comprimento equivalente do dispositivo misturador interno é maior do que cerca de  $1/10$  do comprimento do reator horizontal, a componente de mistura axial é maior do que a do reator sem um dispositivo misturador, mas quando o comprimento equivalente do dispositivo misturador é menor do que cerca de  $1/10$ , em particular menor do que  $1/20$  do comprimento do reator horizontal, o grau de fluxo de pega, como aqui definido, aumenta, ao invés de diminuir, como evidenciado pelo aumento da componente de fluxo radial, sem um correspondente aumento na componente de fluxo axial.

Por isso, descrito nesta especificação, está o projeto dos internos de um reator rotativo o qual possibilita boa mistura radial, ainda mantendo o fluxo de pega tal como a característica do reator rotativo. O interno é referido como um dispositivo misturador, ou dispositivos misturadores caso mais do que um esteja presente. O dispositivo misturador é também conhecido como uma chicana, ou um levantador. Este interno é particularmente útil em reatores rotativos usados para aumentar a viscosidade intrínseca das resinas de poliéster.

Para compreender esta descrição é necessário compreender as diferenças entre reatores com fluxo de pega e reatores CSTR, tanto a partir de uma base teórica como nas aplicações no mundo real, onde verdadeiros reatores com fluxo de pega e reatores CSTR não existem.

Primeiro, todos os reatores químicos são caracterizados por um certo grau de mistura. Um dos dois casos extremos, ou pontos finais, é o Reator de Tanque com Agitação Contínua (CSTR), o qual é o sistema perfeitamente misturado. Um reator CSTR é um reator onde 100 % do material que constitui a amostragem do reator tem a mesma composição da torrente de saída. Isto se deve ao fato de que o equipamento realiza teoricamente tal como um reator ideal completamente misturado.

Na outra extremidade do espectro dos reatores está o reator de Fluxo de Pega, o qual é o reator perfeitamente segregado, especialmente um reator cuja amostragem pode ser dividida em um numero infinito de fatias de amostras com uma das composições da composição específica e cada uma com a forma diferente da seguinte. O material dentro do reator procede como uma "pega" ou como um "pistão".

O praticante sabe que na realidade não existe nem um reator CSTR perfeito nem um reator de fluxo de pega perfeito e que o termo "grau de fluxo de pega" é usado para caracterizar os equipamentos e os reatores com relação a fluido-dinâmica do gás, do líquido e das fases sólidas envolvidos.

O grau de fluxo de pega é expresso em n-CSTR, em modelos de série, onde n é o numero de CSTR's os quais constituem a cascata ou série de n-CSTR tendo a mesma distribuição dos tempos de residência tal como os do reator.

Caso  $n = 1$  então o reator é o CST perfeito ideal. Caso  $n = \infty$  então o reator é o reator de Fluxo de Pega perfeito ideal.

Reatores de polimerização em estado sólido (SSP) com cama móvel na vertical (como aqueles usados correntemente em tecnologias atuais comerciais de polimerização em estado sólido), falando-se genericamente, tem um grau de fluxo de pega equivalente a uma faixa de 4 a 8 CSTR's em série, e em qualquer caso menor do que 10 CSTR's em série.

Da literatura é sabido que quanto mais alto o grau de fluxo de pega é conseguido na fase sólida dentro de um reator do tipo de um forno ele está associado com regimes de fluxo "POR ROLAGEM" e "POR COLAPSO". A fig. 10 mostra o tipo de fluxo dos regimes da fase sólida e o movimento do material descrito na literatura com o "escorregamento" sendo associado com a velocidade de giro de reator mais lenta e o de "centrifugação" sendo associado com as velocidades mais altas.

Os seguintes graus de fluxo de pega foram estabelecidos usando fragmentos de poliéster nos reatores rotativos C1, C2 e C3 com as seguintes dimensões:

- C1 = 2 metros de comprimento, 175 mm de diâmetro (D)-sem dispositivos misturadores:  $n = 100$  a  $150$ ;
- C2 = 22 m de comprimento e 2,1 m de diâmetro (D)-sem dispositivos misturadores:  $n = 300$  a  $400$ ;
- C3 = ( $L > 50$  m;  $L/D = 10$  a  $12$ )-sem dispositivos misturadores:  $n < 500$ .

Como fica evidente dos dados experimentais, um reator rotativo horizontal (SS) sem dispositivos misturadores é muito mais próximo do fluxo de pega ideal do que os reatores correntemente disponíveis comercialmente do tipo de cama móvel (SSP) cilíndrico vertical convencional.

Nem todas as aplicações de reatores para reações químicas ou de polimerização requerem um comportamento de fluxo de pega para as fases envolvidas. Entretanto, é necessário, qualquer que seja a reação cinética, que seja maior do que a primeira ordem, uma vez que o alto grau de segregação do fluxo de pega do reator, impedindo a planificação das concentrações dos reagentes nos valores do mesmo na saída do reator, melhora o avanço da reação; além disso, o comportamento de fluxo de pega é necessário quando uma estreita distribuição das propriedades do produto acabado é requerida.

O reator contemplado para estes dispositivos misturadores internos é um reator o qual é parte de um processo mais longo usado para polimerizar em fase sólida de modo contínuo poliésteres como descrito na WO 2004/018541, os ensinamentos da qual são incorporados aqui em sua totalidade. Este processo é mostrado em várias Figuras que acompanham esta descrição escrita.

Os grânulos de pré-polímero de poliéster armazenados no funil (1-8), ou um outro tal dispositivo de armazenagem, são alimentados ao aquecedor-

cristalizador (1-6), onde eles são aquecidos até uma temperatura adequada para provocar a cristalização dos grânulos, grãos, ou fragmentos com um mínimo de aderência. Preferentemente, não deveria haver nenhuma aderência. Este cristalizador poderia ser um de muitos da arte, entretanto, a rápida cristalização em altas temperaturas é preferida à cristalização lenta e baixas temperaturas.

Preferentemente, a etapa de cristalização é conduzida em um cristalizador (1-6), de cama fluidizada, pela utilização de uma razão de fluxo de gás suficiente para provocar os grânulos de poliéster serem fluidizados com ou sem vibração mecânica. Para este propósito, gás inerte ou ar podem ser usados. A cristalização pode geralmente ser conseguida com tempos de residência na faixa de cerca de 2 até cerca de 20 minutos e, preferentemente, de cerca de 10 até cerca de 15 minutos. No caso de resina de polietileno-tereftalato o aquecimento é conseguido pelo uso de um meio de fluidificação (tanto ar como gás inerte) em temperaturas na faixa de cerca de 140 ° C até cerca de 235 ° C e preferentemente na faixa de cerca de 200 ° C até cerca de 225 ° C . O tempo de residência para cristalizar os grânulos de poliéster no nível desejado depende da temperatura de cristalização e da razão de cristalização do polímero; temperatura baixa de cristalização requer tempo de cristalização mais longo.

Em geral, pré-polímero de tereftalato de polietileno é cristalizado em um grau de cristalização correspondendo a uma densidade de ao menos de cerca de 1,37 g/cm<sup>3</sup> . Os grânulos de poliéster podem também ser cristalizados por tratamento por vapor (veja, por exemplo, a Patente US 4644049) ou por campo de energia de alta frequência variando desde cerca de 20 até cerca de 300 MHz (veja, por exemplo, a Patente US 4254253). Após serem cristalizados, os grânulos podem opcionalmente serem fornecidos para dentro de um pré-aquecedor usando uma purga de gás inerte. Os grânulos de poliéster cristalizados podem opcionalmente serem secos após saírem do cristalizador. Entretanto, secagem não é estritamente necessária e é menos custoso polimerizar poliéster “molhado”, como é conhecido a partir da Patente US 3718621.

Após a cristalização os grânulos de poliéster estão polimerizados em fase sólida. As etapas de cristalização e de polimerização na fase sólida não tem que ser conduzidas em seqüência estrita no tempo, principalmente elas não tem que ser necessariamente conduzidas uma diretamente após a outra. Alguém pode cristalizar em um local e enviar os materiais cristalizados a um outro local para que sejam polimerizados em fase sólida.

A etapa de polimerização na fase sólida é conduzida em ao menos um reator horizontal inclinado (preferentemente, cilíndrico) mostrado tal como em (1-5), na fig. 1. O reator gira ao redor de um eixo central (1-3), conhecido como o eixo de rotação. Este é similar a um “forno rotativo”. O reator de polimerização em fase sólida

será aqui a seguir abreviado, por simplicidade, como "HCIRR" e é referida na fig. 1 como (1-5).

Um aspecto adicional do reator HCIRR é o ângulo de inclinação ( $\alpha$ , na fig. 1) o qual é o ângulo formado da intersecção da horizontal (1-2) e o eixo de rotação (1-3). Como mostrado na fig. 1, ele é também o ângulo formado por uma linha (1-4), paralela ao eixo de rotação com a horizontal (1-2). Os valores preferidos para o ângulo de inclinação estão entre  $0,1^\circ$  e  $12^\circ$  mais preferível entre  $1^\circ$  e  $6^\circ$  com uma cama de grânulo de poliéster preferida com um máximo de 4-5 m de altura. Vantajosamente, a combinação da inclinação e da rotação, preferentemente com um velocidade entre 0,1 e 10 r p m do reator HCIRR (fig. 1-5) e fluxo apropriado desde uma extremidade à outra do reator HCIRR (fig. 1-5), é provida, e a constante renovação das áreas de contato inter-granulares ocorre de modo que os grânulos de poliéster não tem chance de grudarem um com um outro. Como o próprio peso da massa de grânulos dentro do reator não pode ser ignorado co relação às outras forças que atuam como, por exemplo, a força de inércia, preferentemente os parâmetros de projeto e operação do reator HCIRR 1-5 serão escolhidos de modo que o regime de fluxo de grânulos dentro do reator é caracterizado por um Numero Froude  $Fr = (\omega^2 \times R/g)$  compreendido na faixa de  $1 \times 10^{-4}$  até 0,5 ; onde  $\omega$  é a velocidade angular do reator; R é o raio interno do reator; e g é a aceleração da gravidade =  $9,806 \text{ m/s}^2$ .

Este regime de fluxo, chamado de "rolagem", é tal que, quando os grânulos são submersos na cama de sólido, eles se comportam como um corpo rígido e giram na mesma velocidade de rotação do reator HCIRR, e, quando eles vem à superfície da cama sólida, eles deslizam sobre a própria superfície. Este regime de fluxo sólido facilita que haja um verdadeiro comportamento "assemelhado a fluxo de pega" de grânulos ou grãos. Porque o absoluto fluxo de pega é somente uma construção teórica, a frase fluxo de pega de comportamento assemelhado é usada, com o reator exibindo menos ou mais fluxo de pega de comportamento assemelhado o qual significa que o reator tem menos ou mais graus de fluxo de pega de comportamento como descrito anteriormente.

Os grânulos de poliéster cristalizados são passados dentro do topo do reator HCIRR (fig. 1-5)-ou no primeiro reator HCIRR de uma série de reatores HCIRR, quando a fábrica tem mais do que um reator em série-e passa através do reator HCIRR - ou reatores - devido à força da gravidade orientada pela inclinação do reator assim como pela rotação do reator.

A razão de fluxo dos grânulos através do reator HCIRR (1-5) é controlada pela regulação da descarga do próprio reator HCIRR. Tal descarga é então fornecida para dentro de um dispositivo refrigerador (1-7).

A polimerização é conduzida em uma torrente de gás inerte

de purga. O fluxo de purga bem abaixo da razão de turbulência é geralmente o preferido de modo a evitar fluidificação e embarque de grânulos de poliéster. Além disso, quando mais reatores HCIRR estão presentes em série a razão do fluxo de gás inerte será normalmente aproximadamente igual. Neste último caso, é preferível que a razão em  
5 cada reator HCIRR não exceda 1,25 vezes a razão em qualquer outro reator de uma série de reatores. Prefere-se, além disso, tanto no caso de um único reator HCIRR como em uma série de reatores HCIRR, que o gás de purga passe em contra-corrente através do reator HCIRR (1-5) para fluir na direção dos grânulos de poliéster. Entretanto, também um fluxo de gás de purga fluindo na mesma corrente com a direção do fluxo dos grânulos  
10 pode ser o usado, mas esta última configuração prova ser menos eficiente, e geralmente requer uma razão maior de fluxo de gás.

Gases de purga adequados para o uso no processo desta invenção incluem preferentemente nitrogênio, mas também dióxido de carbono, hélio, argônio, neônio, criptônio, xenônio, ar e certos gases residuais de indústrias, e suas  
15 combinações ou misturas podem ser as escolhidas.

Mais ainda, opcionalmente, o gás inerte de purga pode ser reciclado no reator, após ter sido purificado de impurezas orgânicas, preferentemente até atingir um nível de impurezas orgânicas menor do que, ou igual, a 100 ppm em peso-equivalente em  $\text{CH}_4$ .

Em geral a temperatura de polimerização será a incluída na faixa de imediatamente acima da temperatura limite de polimerização até uma temperatura dentro de alguns poucos (3) graus centígrados da temperatura de aderência do polímero (a qual pode estar bem abaixo do ponto de fusão do polímero). Usualmente, este limite de temperatura é de 40 °C acima da temperatura do princípio de  
20 cristalização do polímero.  
25

Por exemplo, quando da polimerização de homopolímeros PET e copolímeros com até 5 % de modificação em uma base molar, uma temperatura no reator HCIRR dentro da faixa de cerca de 170 °C até cerca de 235 °C e preferentemente na faixa de cerca de 190 °C até cerca de 225 °C é a adequada. Temperaturas na faixa de cerca de 205 °C até cerca de 220 °C são as preferidas. Estas  
30 são também as temperaturas adequadas para o primeiro reator HCIRR de uma série caso haja mais do que um reator HCIRR.

Copolímeros PET contendo desde cerca de 1 até cerca de 3 moles-por cento de ácido isoftálico, uma porcentagem baseada nos ácidos totais, são  
35 polimerizados em temperaturas menores de cerca de 5 até 8 °C porque seus pontos de fusão são menores do que os homopolímeros PET. Tais co-poliésteres são menos cristalinos e tem uma grande tendência a aderir em temperaturas de polimerização.

Um aspecto central do reator HCIRR é o de que ele gira ao



redor de um eixo de rotação (fig. 1-3), onde o eixo não é paralelo com a horizontal, a qual é uma linha perpendicular ao empuxo gravitacional. O eixo de rotação não é paralelo com a horizontal perpendicular ao empuxo da gravidade quando um material tal como água ou grãos são dispostos na extremidade mais alta do reator rotativo e quando não auxiliados por forças outras que não a da gravidade e o reator rotativo se move à outra extremidade mais baixa. O eixo de rotação é paralelo à linha horizontal perpendicular ao empuxo da gravidade quando água, grãos, ou uma outra substância posta em uma extremidade do reator e submetida a nenhuma força além da gravidade - incluindo forças de atrito - não se moverá à outra extremidade. Obviamente, esta experiência é para ser tentada em ambas as extremidades do reator, porque caso o eixo do reator não seja paralelo ao plano horizontal, o material se moverá sobre uma extremidade mas não se move para baixo ao longo do reator na outra extremidade. O ângulo formado pela interseção do eixo de rotação e a linha horizontal perpendicular ao empuxo da gravidade é chamado de ângulo de inclinação ( $\alpha$ ).

Enquanto é conhecido na arte a fixação de dispositivos misturadores, tais como chicanas ou levantadores, na parede do reator rotativo, entretanto, o projeto para comportamento assemelhado a fluxo de pega não foi previamente descoberto. São expostos nesta especificação dispositivos misturadores que misturam o material pela remoção do material na parede e o substituindo com material em direção ao centro da cama de fluxo, mas fazendo assim em uma maneira que mantém ou melhora o comportamento assemelhado a fluxo de pega do reator.

Foi diretamente observado, durante os experimentos de dispositivos rotativos sem dispositivos misturadores e reatores rotativos com dispositivos misturadores de vários comprimentos, que os grânulos/fragmentos, movidos como um corpo rígido quando eles são submergidos e deslizam para baixo (ou "rolam para baixo") desde o lado superior até o lado inferior da corda que representa a vizinhança superior da fase sólida quando os fragmentos/grânulos, foram processados em uma reator rotativo inclinado sem um dispositivo misturador. A corda é a corda do círculo descrito pela secção transversal da parede do reator onde a corda é o topo da cama de grânulos enquanto os grânulos são puxados para cima da parede do vasilhame rotativo. Esta corda é desenhada na fig. 9. Enquanto rolam para baixo pela corda, cada fragmento é perturbado pela rugosidade da superfície da cama (feita pelos outros fragmentos). O efeito deste distúrbio é o de que alguns fragmentos são enviados para trás ao longo do eixo de rotação (para cima no reator), e, alguns para frente na direção do eixo do reator (para baixo no reator) assim gerando um grau mensurável e observável de dispersão axial. Quando o comprimento equivalente dos dispositivos misturadores eram maiores do que 1/10 do comprimento do reator, houve mais mistura axial do que sem os dispositivos misturadores. Mesmo no caso destes reatores com dispositivos misturadores executarem

em um grau muito alto de fluxo de pega eles não proveram um grau tão alto de fluxo de pega como o reator sem os dispositivos misturadores internos.

Em uma configuração do dispositivo misturador, ao menos um dispositivo misturador é fixado na parede do reator. A fig. 2 é uma vista cortada do reator em um plano perpendicular ao eixo de rotação e contendo um dispositivo misturador (2-7). A espessura do dispositivo misturador é desenhada como (2-6). A parede do reator é desenhada como (2-5) e o seu diâmetro interno como (2-4). O dispositivo misturador é protuberante desde a parede no ponto (2-1), o qual é a interseção da linha (2-9) a qual é a linha tangente ao círculo circunscrito pela rotação da parede do reator em um ponto o mais afastado em distância do eixo de rotação (2-3). A altura do dispositivo misturador no plano de vista é à distância (2-8) a qual é medida desde o ponto da protuberância (2-1) até o topo do dispositivo misturador no plano (2-2).

A espessura (2-6) do dispositivo misturador no plano perpendicular ao eixo de rotação não é essencial para manter o fluxo de pega. Entretanto, o operador reconhecerá que ela deve ser forte o suficiente para não se deformar ou quebrar sob o esforço devido à resistência da fase sólida quando girando através do material que ela está tentando misturar. Por isso, a espessura do dispositivo misturador é determinada pelo esforço requerido o qual é determinado em parte pelo material de construção e pela temperatura de operação.

A altura do dispositivo misturador no plano perpendicular ao eixo de rotação é à distância da parede do reator ao topo do dispositivo misturador. Apesar de não ser essencial para a manutenção do comportamento assemelhado a fluxo de pega, foi descoberto que os melhores resultados foram obtidos quando a altura era menor do que metade do diâmetro do círculo definido pela rotação do ponto onde o dispositivo misturador se junta à parede do reator sobre o eixo de rotação (fig. 2-3). Para um reator circular, a altura do dispositivo misturador deveria ser menor do que uma metade do diâmetro interno, ou raio, do reator. Não é necessário ou requerido que a altura do dispositivo misturador seja constante ao longo do comprimento do dispositivo misturador. Entretanto, quando a altura do dispositivo misturador, também conhecida como sua penetração radial (protuberância), é menor do que  $1/20$  do diâmetro do reator o efeito benéfico tanto sobre a razão de renovação de fragmentos de gás como sobre o comportamento assemelhado de fluxo de pega se torna negligível, mesmo no caso do comprimento do dispositivo misturador ser menor do que  $1/20$  do comprimento total do reator. Nesta altura, tal tipo de internos servem apenas como um dispositivo anti – escorregamento, para evitar o escorregamento de fragmentos na parede do reator.

Há dois comprimentos do dispositivo misturador. O comprimento físico do dispositivo misturador é o comprimento do dispositivo medido no topo do dispositivo no ponto onde o dispositivo misturador fica primeiro protuberante

desde a parede ao topo do dispositivo onde o dispositivo misturador termina, ou pára de ser protuberante desde a parede. O ponto onde fica protuberante no início ou no fim do dispositivo misturador é quando a altura do dispositivo misturador é menor do que  $1/20$  do diâmetro da circunferência de um reator circular. O dispositivo misturador termina sua protuberância da parede quando a altura é menor do que cerca de  $1/20$  do diâmetro da circunferência descrita pela rotação do ponto de protuberância. O comprimento equivalente do dispositivo misturador é a distância entre o plano perpendicular ao eixo de rotação que contém o ponto onde o dispositivo misturador primeiro fica protuberante da parede e o plano perpendicular ao eixo de rotação que contém o ponto onde o dispositivo misturador termina sua protuberância da parede.

Isto está desenhado na fig. 3.

A fig. 3 mostra o comprimento do reator com o comprimento de (3-10) e o comprimento equivalente de dois dispositivos misturadores, o (3-11) e o (3-13). O dispositivo misturador (3-13) é uma espiral que traça a curva de rotação do reator. O comprimento equivalente do dispositivo misturador (3-13) é desenhado como (3-12), o qual é à distância ao longo do eixo de rotação do ponto de primeira protuberância (3-1), o qual corresponde a (3-4) e a última protuberância, a qual corresponde a (3-6). O comprimento físico deste dispositivo misturador é maior do que o comprimento equivalente porque o dispositivo traça a curva ou espiral do reator. Esta é a linha (3-2). O segundo dispositivo misturador (3-11) corre paralelo ao eixo de rotação. Por isso, seus comprimento físico e comprimento equivalente são o mesmo. O comprimento do reator não está em escala, mas é o (3-10), o qual é a distância entre os pontos (3-8) e (3-9). Outros pontos de referência na fig. 3 são (3-5), a parede do reator, (3-3), o eixo de rotação, e (3-7), o diâmetro do reator.

Esta distinção entre comprimento físico e comprimento equivalente é usada para descrever um dispositivo misturador o qual é protuberante desde a parede enquanto espirala ao longo da parede do reator. O comprimento físico poderia ser três ou quatro circunferências enquanto permanece somente tendo um comprimento equivalente de 0,5 circunferências. Isto está desenhado na fig. 4, onde o dispositivo misturador (4-1) circunda a parede do reator (4-5) por 2 vezes. Este reator tem um diâmetro de (4-2) e um comprimento de (4-4). O comprimento equivalente (4-11) é desde o ponto (4-6) até o (4-10), como medido ao longo do eixo de rotação (4-3), enquanto o comprimento físico é a medida ao longo da parede traçado no dispositivo de (4-6) até o (4-7) até o (4-8) até o (4-9) até o (4-10). Para um reator circular e uma espiral perfeita, o comprimento físico pode ser determinado pelo teorema de Pitágoras tratando a circunferência do reator como a base do triângulo, o comprimento equivalente como a altura e o comprimento físico como a hipotenusa do triângulo reto.

Enquanto a configuração espiral é possível, não se acredita

que um dispositivo misturador o qual circula completamente o reator ao menos uma vez forneça a mistura desejada. Entretanto, tal dispositivo misturador é considerado. Acredita-se que uma melhor mistura é conseguida quando o dispositivo misturador não forma um círculo completo.

5 Formando um círculo completo, isso pode ser descrito como quando o comprimento físico do dispositivo misturador é maior do que a formula seguinte:

$$\left[ (a^2 + b^2) \right]^{1/2} \quad (\text{Formula 1})$$

10 onde **a** é o comprimento equivalente do dispositivo misturador e **b** é a circunferência de rotação a qual é a distância percorrida em uma rotação pelo ponto de protuberância da parede. É também a circunferência interna de um reator anular redondo. Acredita-se por isso que é preferido que o comprimento físico seja mantido menor do que o valor definido pela Formula 1.

É este comprimento equivalente que determina se o comportamento assemelhado de fluxo de pega é afetado. O que foi descoberto é que 15 quando o comprimento equivalente é menor do que cerca de 1/20 do comprimento do reator, o fluxo de pega é ampliado. Enquanto comprimentos equivalentes de menos do que 1/20 do comprimento do reator são benéficos, também se acredita que outros comprimentos trabalharão bem, por isso pode ser dito que o comprimento equivalente seja selecionado do grupo consistido de comprimentos equivalentes menores que 1/10 20 do comprimento do reator, menores que 1/12 do comprimento do reator, menores do que 1/14 do comprimento do reator, menores que 1/15 do comprimento do reator, menores que 1/16 do comprimento do reator, menores que 1/18 do comprimento do reator e menores que 1/20 do comprimento do reator.

O operador reconhecerá que poderia ter dispositivos 25 misturadores múltiplos em qualquer dada seção horizontal do reator. Por exemplo, poderia ter um primeiro dispositivo misturador protuberante da parede em um primeiro ponto na circunferência de rotação e um segundo dispositivo misturador protuberante da parede em um segundo ponto a 180 ° do primeiro ponto na circunferência de rotação. Outros dispositivos misturadores poderiam estar protuberantes, da parede, nos pontos a 30 90 ° e a 270 ° do primeiro ponto. Enquanto os exemplos acima tentam balancear os dispositivos misturadores, o numero de dispositivos misturadores e sua localização relativa ao primeiro dispositivo misturador não é essencial. Esta configuração é desenhada na fig. 5.

35 A fig. 5 mostra a parede (5-5) do reator, o eixo (5-3) de rotação, e quatro dispositivos misturadores (5-1), (5-2), (5-4), (5-6), cada um separado a 90 ° um do outro. Também é mostrada a cama (5-8) de material quando o reator não está girando. A altura da cama é desenhada como (5-10) e é a distância do topo da cama (5-12) até a parede do reator no ponto mais espesso da cama. A referência (5-9) é a linha

tangente intersectando o ponto de protuberância e a referência (5-7) é o diâmetro interno do reator.

Caso se use dispositivos misturadores múltiplos, também não é essencial que os dispositivos misturadores iniciem a protuberância e terminem a protuberância no mesmo plano perpendicular ao eixo de rotação. Eles poderiam ser escalonados ao longo do comprimento do reator.

Também é contemplado o fato de que o dispositivo misturador seja curvo desde o topo do dispositivo misturador até o ponto de protuberância da parede. Esta curva é também relativa ao plano que intercepta o eixo de rotação e o ponto em que fica protuberante da parede. A curva poderia ser um arco na direção de rotação ou fora da direção de rotação.

A fig. 6 mostra uma configuração que poderia incluir os ensinamentos deste tipo. Nesta configuração, o vasilhame (6-5) do reator real não é redondo, mas, neste exemplo, é quadrado. Mesmo que o reator (6-5) seja quadrado, sua rotação sobre o eixo de rotação (6-3) descreverá um círculo (6-6) em seus cantos externos e mais um círculo (6-8) em seus pontos de protuberância para cada chicana (6-1), (6-2), (6-4) e (6-7). Este último círculo é que poderia ser usado para calcular as várias dimensões para cada dispositivo misturador.

O dispositivo misturador pode ser fixado à parede de qualquer forma. As fig. 7 a e 7 b mostram um dispositivo misturador parafusado e um soldado. Na fig. 7 a o dispositivo misturador (7-2) está preso usando parafuso (7-1). Na fig. 7 b o dispositivo misturador (7-2) está soldado à parede e (7-4) mostra uma gota de uma solda.

O dispositivo misturador poderia também ser livre dos furos transversos ao eixo de rotação os quais são maiores do que o tamanho dos grânulos, grãos, flocos ou fragmentos a serem processados. Em uma configuração os furos são especificamente considerados. Uma vez que o reator se comporta melhor quando um gás é, parcialmente ou totalmente, injetado na cama de fragmentos, o dispositivo misturador pode ser oco com furos que possibilitam o gás de purga ser introduzido dentro do material primeiro o passando no dispositivo misturador e deixando o passar através dos furos para dentro da cama do material que está sendo processado. Os dispositivos misturadores múltiplos podem ser conectados por um tubo ou por uma estrutura funcionalmente equivalente.

As fig. 8 a e 8 b mostram uma configuração deste dispositivo misturador. Em detalhe, o reator (8-5), com eixo de rotação (8-3), tem uma série de dispositivos misturadores (8-1). Estes dispositivos misturadores são ocos com um grande furo (8-4). Os furos (8-4) são para a introdução do gás de purga dentro dos dispositivos misturadores, enquanto os furos (8-2), que são menores do que os grãos ou fragmentos

que estão sendo processados, são usados para distribuir o gás de purga (8-6) atravessando a cama (8-8). Os dispositivos misturadores (8-1) são ligados em série por conectores denotados como (8-7). Apesar de acreditar-se que não seja essencial, acredita-se que melhor eficiência é conseguida quando os conectores são do tipo “não em contacto” com a parede do reator. Na prática, “não em contacto” significa ao menos 10 mm afastados da parede do reator.

Configurações diferentes são possíveis. Por exemplo, uma pessoa pode dividir um reator de 80 metros em 3 zonas: 30 metros, 20 metros, 30 metros, e dispor dois dispositivos misturadores em cada seção de 2 metros de cada zona. Os dispositivos misturadores são preferentemente separados radialmente em  $180^\circ$  um do outro. A diferença entre as zonas é a de que a altura do dispositivo misturador é variada, também como uma função da diferente altura da cabeça da fase sólida ao longo da coordenada axial do reator HCIRR.

Em uma outra configuração, poderia haver um dispositivo misturador por seção. Em uma outra configuração, o reator é dividido em seções de 80 metros, com a primeira seção tendo um dispositivo misturador, a próxima seção tendo o segundo dispositivo misturador com o início do segundo dispositivo misturador disposto a  $90^\circ$  da extremidade do primeiro dispositivo misturador, o início do terceiro dispositivo misturador na terceira seção disposto a  $90^\circ$  da extremidade do segundo dispositivo misturador e  $180^\circ$  da extremidade do primeiro dispositivo misturador. Tal configuração poderia continuar através das zonas. Todas estas configurações foram seguidas com melhor comportamento assemelhado de fluxo de pega do que não tendo os internos e, certamente, bem melhor do que quando o dispositivo misturador interno era maior do que 1/10 do comprimento do reator.

(Resultados de experimentos)

O primeiro jogo de experiências foi conduzido em um reator circular rotativo de tubo de vidro tendo um diâmetro interno de 175 mm, um comprimento de 1800 mm, um volume total de 43 decímetros cúbicos e em um ângulo de inclinação de  $1^\circ$ .

Os tipos de dispositivos misturadores internos usados são desenhados nas fig. 11 a e 11 b com o tipo 1 (fig. 11 a) sendo uma peça de metal formada em “L” e o tipo 2 (fig. 11 b) sendo uma peça com uma dobra de  $60^\circ$  no topo. Os dispositivos misturadores foram montados de tal maneira que o comprimento equivalente e o comprimento real eram iguais, ou seja, paralelos ao eixo de rotação. Os dispositivos misturadores tinham cada um 100 mm de comprimento e 30 mm de altura para o tipo 1 e 35,43 mm de altura para o tipo 2. Nas quatro seções axiais de 100 mm de comprimento na extremidade do reator (ou seja, as seções de extremidade na saída dos fragmentos), quatro dispositivos misturadores foram montados no reator, um para cada seção de 100

mm, separados a  $90^\circ$ . Em mais detalhe, um dispositivo misturador foi montado na primeira das seções de 100 mm; mais um dispositivo misturador foi montado na segunda e sucessiva seção de 100 mm, separado a  $90^\circ$  da extremidade do dispositivo misturador montado na primeira seção; mais um outro dispositivo misturador foi montado na terceira e sucessiva seção, separado a  $90^\circ$  da extremidade do dispositivo misturador montado na segunda seção e separado a  $180^\circ$  da extremidade do dispositivo misturador montado na primeira seção; mais um outro dispositivo misturador foi montado na quarta e sucessiva seção, separado a  $90^\circ$  da extremidade do dispositivo misturador montado na terceira seção, separado a  $180^\circ$  da extremidade do dispositivo misturador montado na segunda seção e separado a  $270^\circ$  da extremidade do dispositivo misturador montado na primeira seção. As experiências foram conduzidas usando fragmentos de PET com grau de garrafa comercial, assim como fragmentos cobertos de pó magnético (ou seja, pó de ferrita) para ser injetada como traçador, para determinar a curva de distribuição dos tempos de residência no estado de permanência. Amostras foram tomadas na saída do reator, iniciando quando o traçador foi injetado e até o fim da saída dos fragmentos com traçador, e a concentração dos fragmentos com traçador ou cobertos com ferro magnético foi determinada sobre as amostras tomadas. O número  $n$  da cascata (ou série) dos  $n$ -CSTR's o qual poderia ser assimilado à distribuição de tempo de residência obtida experimentalmente foi determinado na base da curva de concentração dos fragmentos com traçador versus tempo, e o grau de fluxo de pega foi determinada correspondentemente. Os resultados para os exemplos estão na Tabela 1, abaixo.

**TABELA 1**

<b>Velocidade de Rotação (r.p.m)</b>	<b>Tipo Interno</b>	<b>Altura da cama de grãos (mm)</b>	<b>Grau de fluxo de pega (n)</b>
0,9	Nenhum	60	60
0,9	Nenhum	60	67
0,9	1	60	116
0,9	2	60	90
0,9	1	40	60
0,6	Nenhum	60	103
0,6	1	60	125
0,6	2	60	75

Quando dispositivos misturadores cujos comprimentos equivalentes eram maiores do que cerca de  $1/10$  do comprimento total do reator foram montados no reator, alguns dos fragmentos (ou grânulos) levantados, rapidamente percorridos, escorregando para frente permanecendo diretamente no plano do próprio dispositivo misturador, para cima na direção axial (com relação ao eixo de rotação do

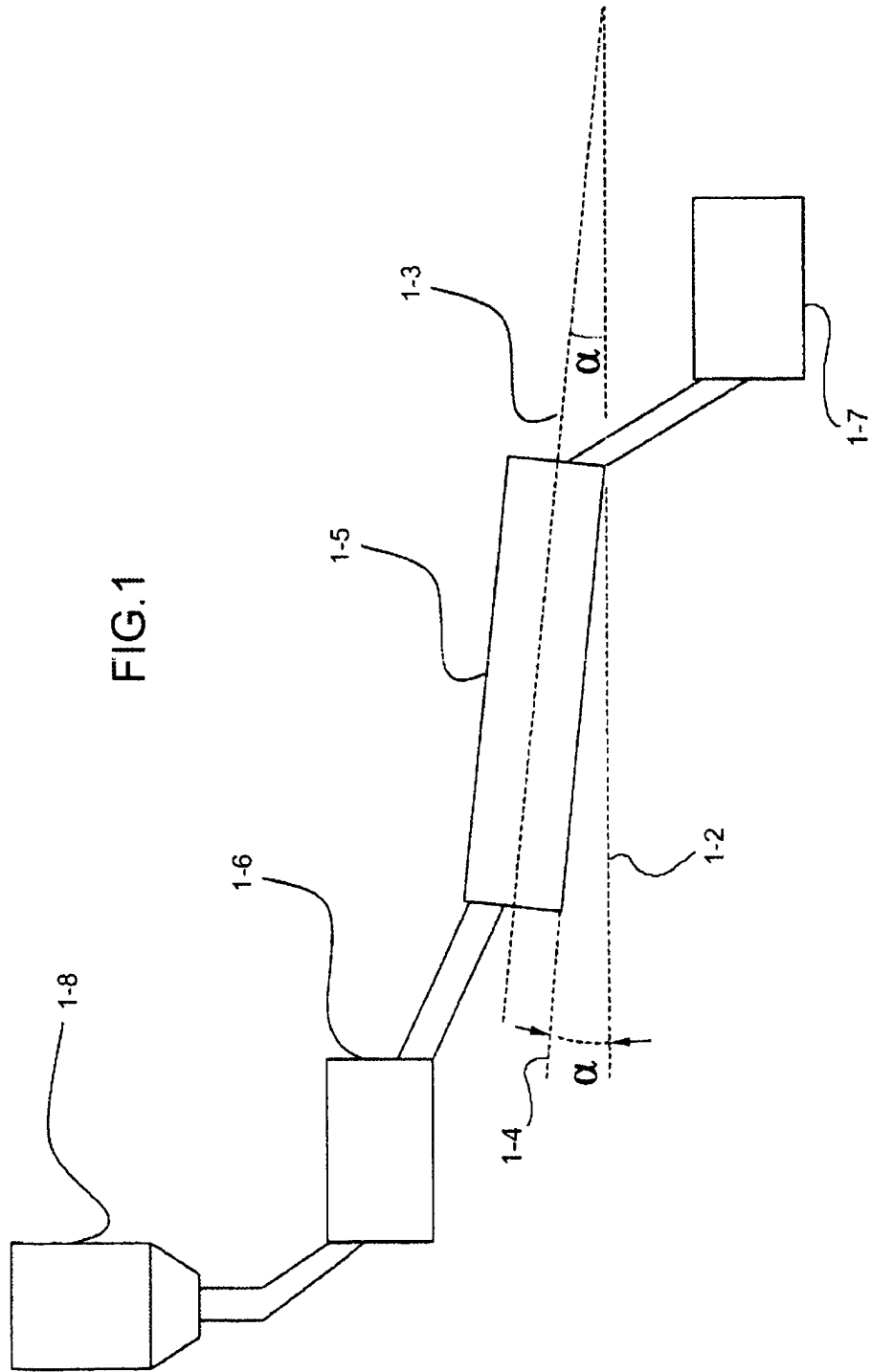
reator HCIRR), assim dando um efeito de detrimento no grau do fluxo de pega.

- 5 Ao contrário, quando os dispositivos misturadores cujos comprimentos eram menores do que cerca de  $1/20$  do comprimento total do reator foram montados dentro do reator, os fragmentos (ou grânulos) foram levantados pelo dispositivo misturador e caíram um tanto no meio da corda de deslizamento (ou de rolagem), por isso tendo 50 % do passo de deslizamento de superfície e também 50 % da perturbação de movimento da superfície rugosa que provoca dispersão axial.



### Reivindicações

1. Reator giratório cilíndrico inclinado, tendo um eixo de rotação (1-3), **caracterizado** pelo fato de que o eixo de rotação (1-3) é central e não é paralelo à linha horizontal (1-2) perpendicular à força da gravidade, e pelo fato de que o reator (1-5) ter ao menos um dispositivo misturador (2-7) sendo que o dispositivo misturador tem uma altura, uma largura e um comprimento equivalente definido como a distância entre o plano perpendicular ao eixo de rotação que contém o ponto onde o dispositivo misturador inicia sua protuberância desde a parede (2-5) do reator e o plano perpendicular ao eixo de rotação que contém o ponto onde o dispositivo misturador finaliza sua protuberância desde a parede, e o comprimento equivalente do dispositivo misturador sendo selecionado no grupo consistido de comprimentos equivalentes menores do que 1/10 do comprimento do reator, de forma que os grânulos do material tratado dentro do reator (1-5) passam através deste devida a força da gravidade bem como pela rotação do reator, com um comportamento semelhante a um fluxo de pega.
2. Reator, de acordo com a reivindicação 1, **caracterizado** pelo fato de haver ao menos um dispositivo misturador (2-7) cujo comprimento equivalente é menor do que 1/20 do comprimento do reator.
3. Reator, de acordo com a reivindicação 1 ou 2, **caracterizado** pelo fato de ao menos um dos dispositivos misturadores (8-1) ter furos (8-4) para introduzir um gás de purga dentro do reator.
4. Reator, de acordo com a reivindicação 3, **caracterizado** pelo fato de apresentar ao menos dois dispositivos misturadores (8-1) e os ao menos dois dispositivos misturadores apresentarem furos (8-4) para introduzir um gás de purga dentro do reator.
5. Reator, de acordo com a reivindicação 4, **caracterizado** pelo fato dos ao menos dois dispositivos misturadores (8-4) serem conectados de um modo que o gás de purga pode passar do primeiro dispositivo misturador ao segundo dispositivo misturador através de um conector (8-7).
6. Reator, de acordo com a reivindicação 5, **caracterizado** pelo fato do conector (8-7) estar ao menos a 10 mm da parede do reator.
7. Reator, de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 6, **caracterizado** pelo fato de apresentar ao menos um dispositivo misturador (2-7) cujo comprimento equivalente coincide com o comprimento físico e é menor do que 1/20 do comprimento do reator.
8. Reator, de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 7, **caracterizado** pelo fato do eixo de rotação (1-3) ser inclinado com relação à linha horizontal (1-2) perpendicular à força da gravidade em um ângulo compreendido entre 0,1° e 12°.
9. Uso do reator (1-5), para a polimerização em estado sólido de um poliéster, dito reator sendo **caracterizado** pelo fato de ser de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 8.



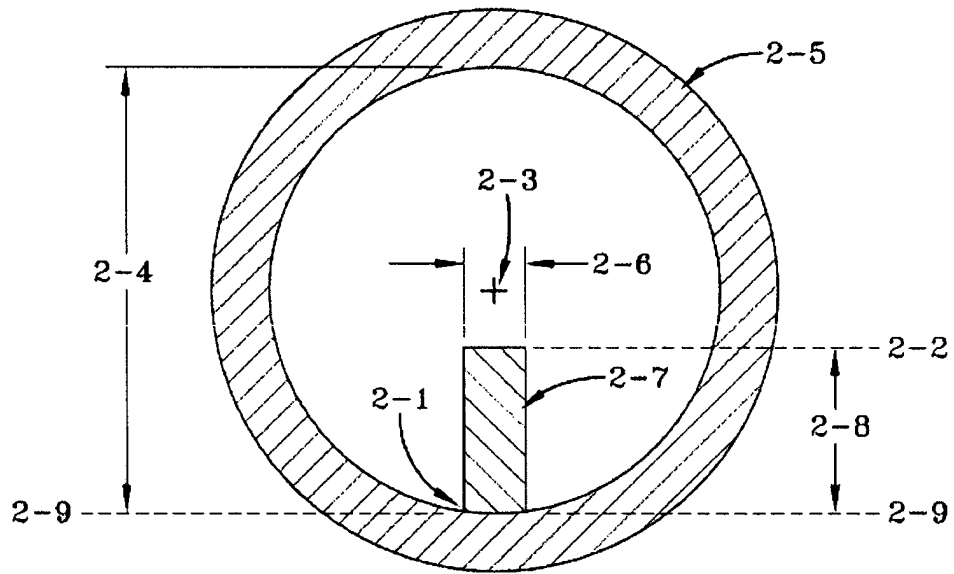


FIG-2

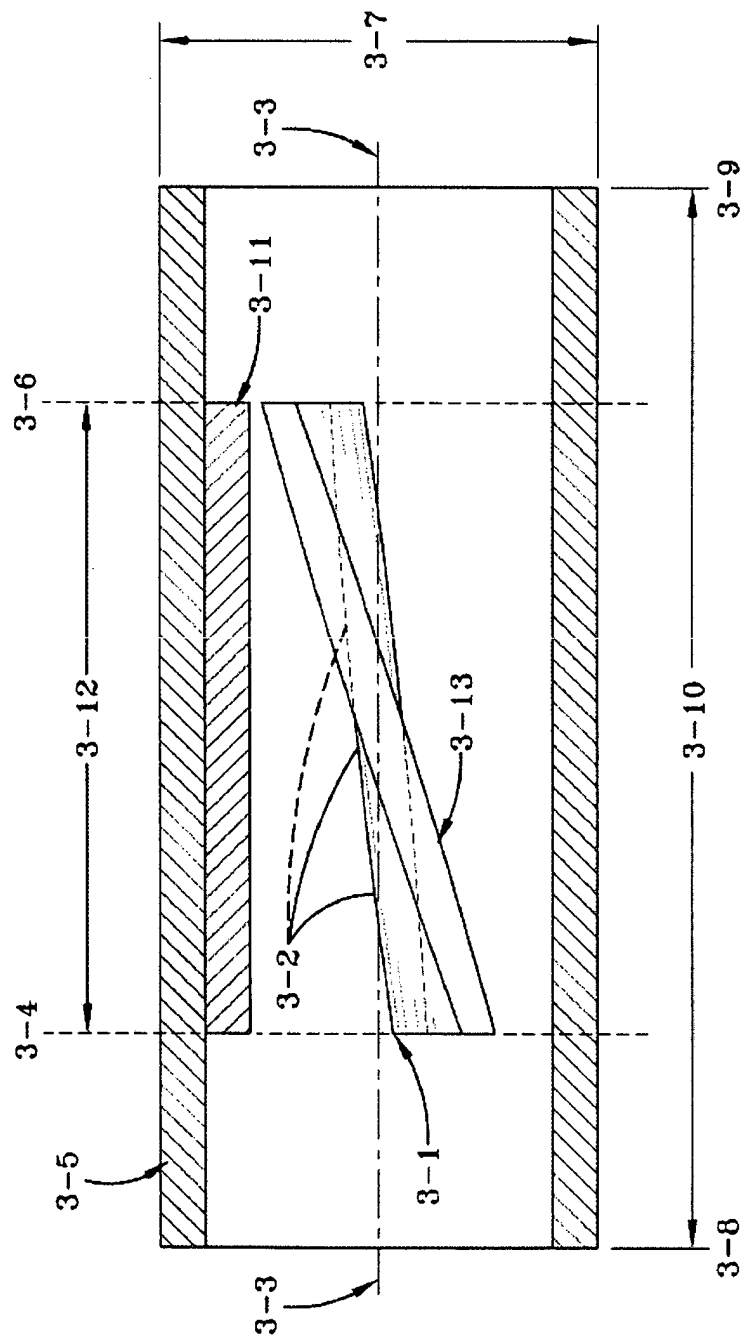


FIG. 3

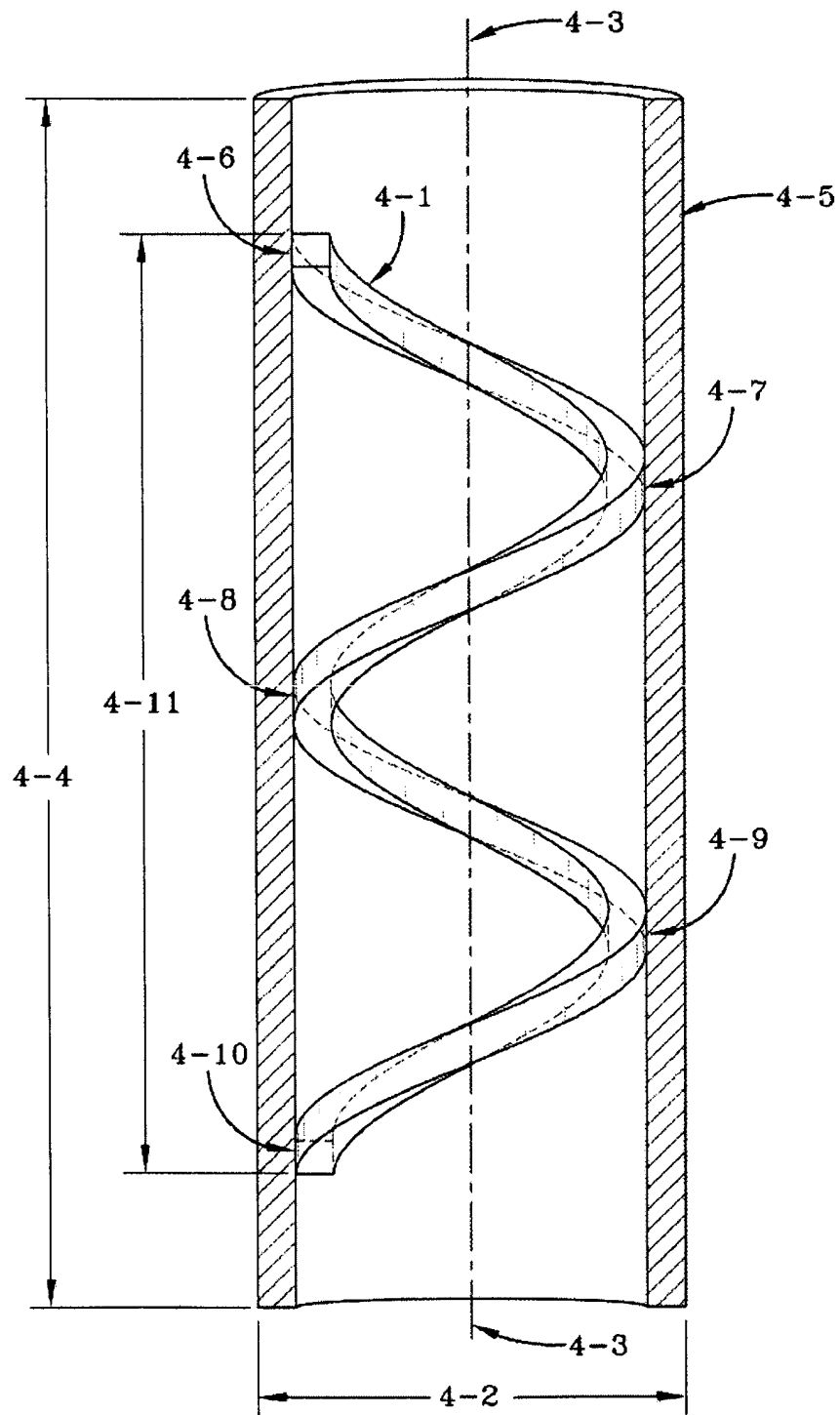


FIG.4

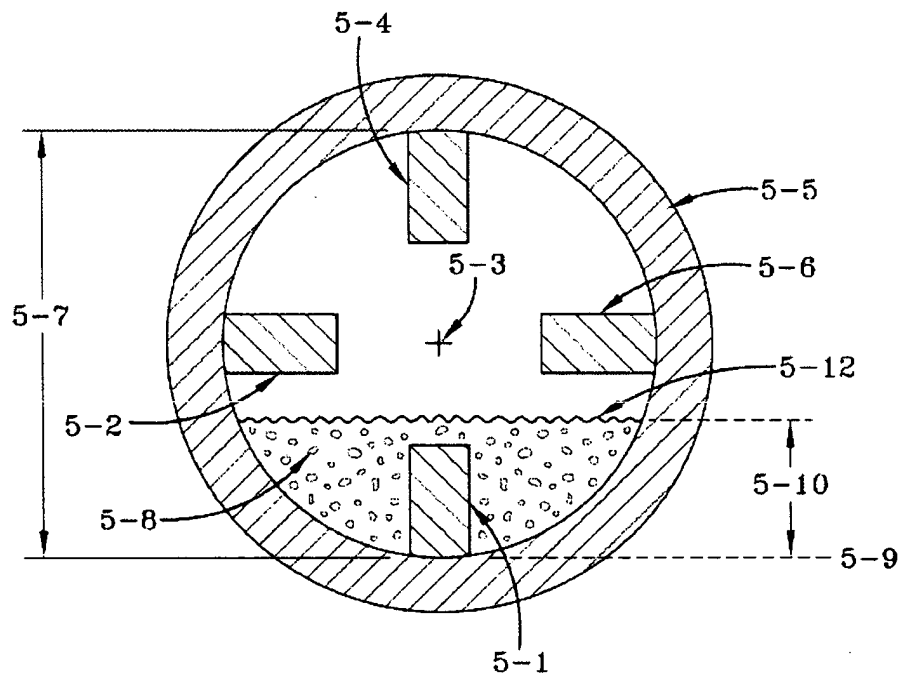


FIG.5

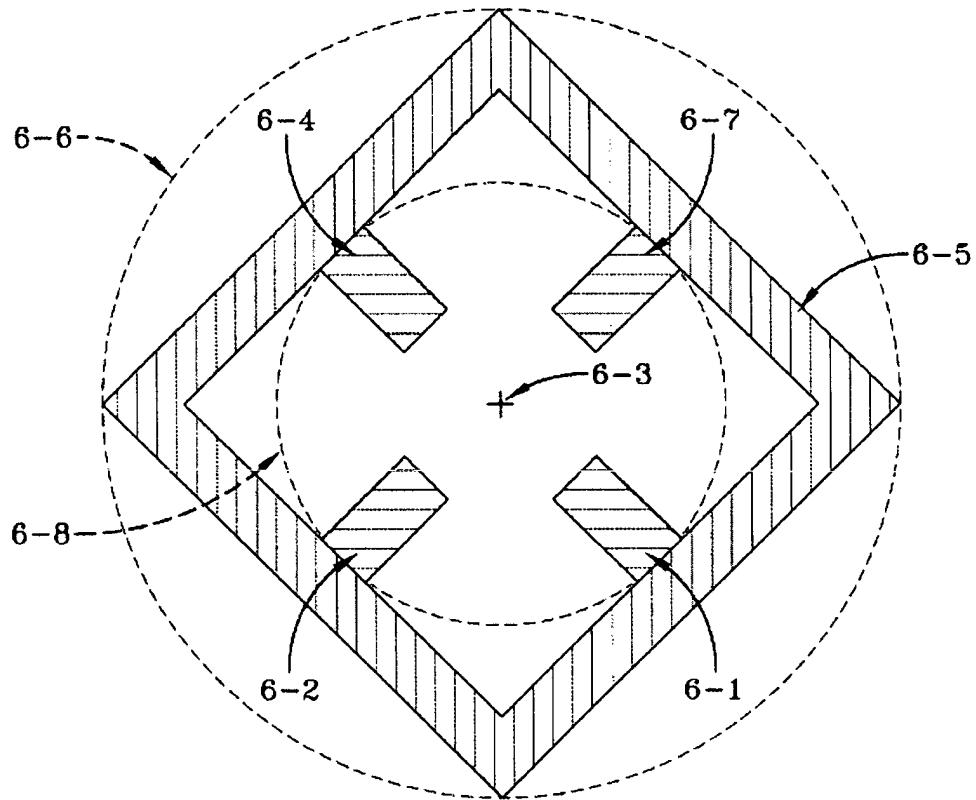


FIG. 6

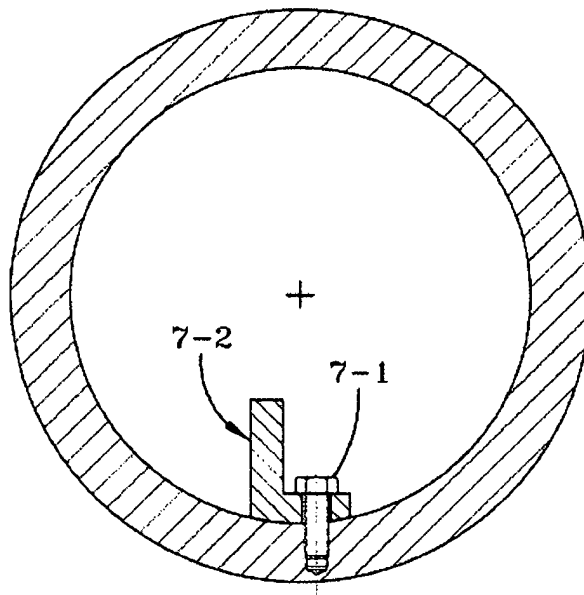


FIG. 7a

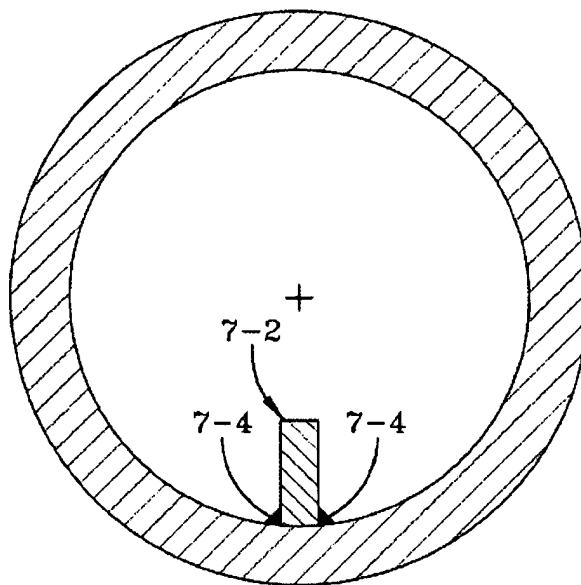


FIG. 7b



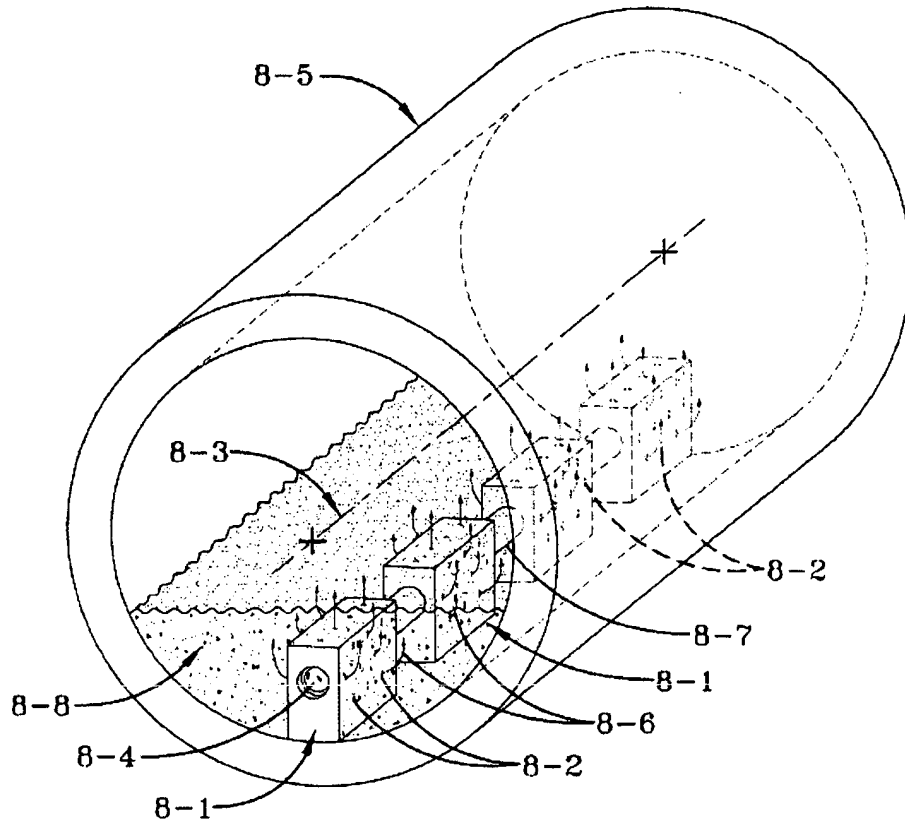


FIG. 8A

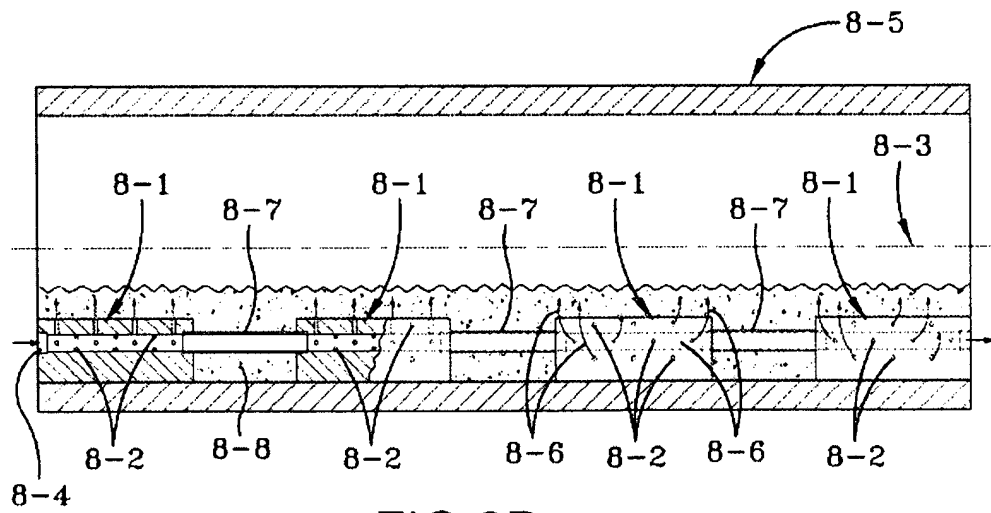


FIG. 8B