

# VALIDAÇÃO DE MODELO NUMÉRICO DE ESCOAMENTO GÁS-SÓLIDO EM DUTOS POR MEIO DE VELOCIMETRIA POR IMAGEM DE PARTÍCULA (PIV)

Mônica Círico Betto, m\_cirico@hotmail.com

Rodrigo Koerich Decker, rodrigokd@yahoo.com.br

Edelberto Luiz Reinehr, edel@furb.br

Waldir Pedro Martignoni, martignoni@petrobras.com.br

Henry França Meier, meier@furb.br

FURB – Universidade Regional de Blumenau, Rua São Paulo, 3250

**Resumo.** Para analisar o comportamento do escoamento gás-sólido em dutos foi utilizada a técnica experimental não intrusiva PIV ("Particle Image Velocimetry"), que possibilita a medição do campo microscópico de velocidade por tratamento de imagem determinando assim o campo vetorial através do deslocamento das partículas em um plano bidimensional. Os experimentos físicos foram realizados em uma unidade experimental de dutos monitorada com sistema de aquisição e controle de dados em seções de duto vertical e horizontal construídas em acrílico. As condições operacionais foram mantidas constantes com controle da frequência do exaustor e do alimentador de sólidos para análise de vazão de ar de aproximadamente  $140 \text{ m}^3/\text{h}$  e razão de carga da ordem de  $40 \text{ g/m}^3$  de gás, típicas de um escoamento diluído. Como fase particulada utilizou-se catalisador de craqueamento catalítico de petróleo (unidades de FCC), com estreita distribuição granulométrica e diâmetro médio de  $56,7 \mu\text{m}$ , para estudo do escoamento bifásico gás-sólido. Perfis radiais de velocidade axial da fase sólida obtidos com PIV foram comparados com os resultados numéricos obtidos com os códigos de CFD FLUENT 12 e CFX 12. A turbulência é modelada com modelo k-epsilon para a fase gasosa, com duas versões para a turbulência na fase sólida: turbulência induzida pelo arraste com solução numérica direta (modelo "inviscido"); e com turbulência modelada pela teoria cinética dos materiais granulares de equilíbrio (KTGF de equilíbrio). Os resultados da comparação mostram que o modelo gás-sólido com modelo "inviscido" é o que apresenta os melhores resultados de validação para escoamentos diluídos em dutos, principalmente nas regiões de escoamento desenvolvido.

## 1. INTRODUÇÃO

Os escoamentos gás-sólido estão presentes em muitas situações industriais como no transporte pneumático de sólidos, equipamentos de leito fluidizado, separadores, reatores, etc. As interações partícula-partícula e partículas-gás, a distribuição granulométrica, as condições operacionais, a fluidização das partículas e a presença de obstáculos podem alterar as características do escoamento (Decker *et al.*, 2009). Ibrahim *et al.* (2006) investigaram os efeitos da presença de curvas em escoamentos gás-sólido e verificaram que além de produzir perda de carga, afetam a distribuição de sólidos na seção transversal em posições a jusante das mesmas.

Com o objetivo de entender a fenomenologia dos escoamentos multifásicos, muitas técnicas de visualização e medição experimental de escoamento foram desenvolvidas e uma delas é a técnica de Velocimetria por Imagem de Partícula (PIV – "Particle Image Velocimetry") desenvolvida em meados dos anos 80 (Miranda, 2004). Essa técnica, que não utiliza nenhuma ação mecânica intrusiva, consiste de um feixe laser que é aplicado diretamente no escoamento o qual ilumina pequenas partículas traçadoras que estão em suspensão no fluido possibilitando a captura de imagens a cada dois instantes de tempo consecutivos (Liu *et al.*, 2007). Dessa forma é possível determinar o campo de velocidade instantânea e média em um plano da região de interesse.

A escolha das partículas traçadoras para a análise do escoamento deve ser feita de forma cuidadosa, e para isso deve-se levar em conta as seguintes propriedades das partículas: alta reflexão da luz incidente na direção desejada e rápida resposta a qualquer mudança do escoamento. Para se determinar essas habilidades emprega-se uma análise do número de Stokes das partículas ( $St$ ) (Decker, 2003). Quando o número de Stokes é pequeno ( $\ll 1$ ), há uma implicação direta nos efeitos inerciais, de forma que o tempo associado com a inércia das partículas é muito menor do que o tempo associado ao escoamento do fluido e, assim, as partículas respondem facilmente às mudanças de direção. O contrário ocorre quando o número de Stokes é grande ( $\gg 1$ ) e está associado normalmente à fase densa, ou seja, o movimento das partículas é independente do escoamento do gás e elas não são capazes de segui-lo com a mesma velocidade (Fokeer *et al.*, 2004).

Para se obter uma análise numérica de escoamentos em dutos pode-se fazer uso de técnicas computacionais de fluidodinâmica computacional (CFD) com a utilização dos códigos comerciais de CFD, que possuem a vantagem de terem sido extensivamente verificados por comparação das soluções numéricas com soluções analíticas e *benchmarks* numéricos. Entretanto, o uso da simulação numérica deve também estar bem fundamentado com uma modelagem matemática baseada na dinâmica dos fluidos, e por comparação dos resultados com informações experimentais, tal que os modelos possam ser validados. E, nesse sentido, a turbulência multifásica ainda é um assunto pouco conhecido e explorado, apresentando grandes lacunas e oportunidades de investigação em verificação e validação de modelos e métodos.

Portanto, o objetivo desse trabalho é investigar tanto do ponto de vista numérico quanto experimental, o escoamento gás-sólido turbulento em dutos com mudança de direção do escoamento, a fim de compreender os fenômenos presentes, e contribuir para os estudos de verificação e validação dos modelos numéricos.

## 2. MATERIAIS E MÉTODOS

### 2.1. Metodologia Experimental

O aparato experimental utilizado é uma Unidade Experimental de Dutos e Ciclonas (UE-DC), esquematizada através da Fig. 1, instalada no Laboratório de Verificação e Validação (LVV) do Departamento de Engenharia Química (DEQ) da Universidade Regional de Blumenau (FURB).

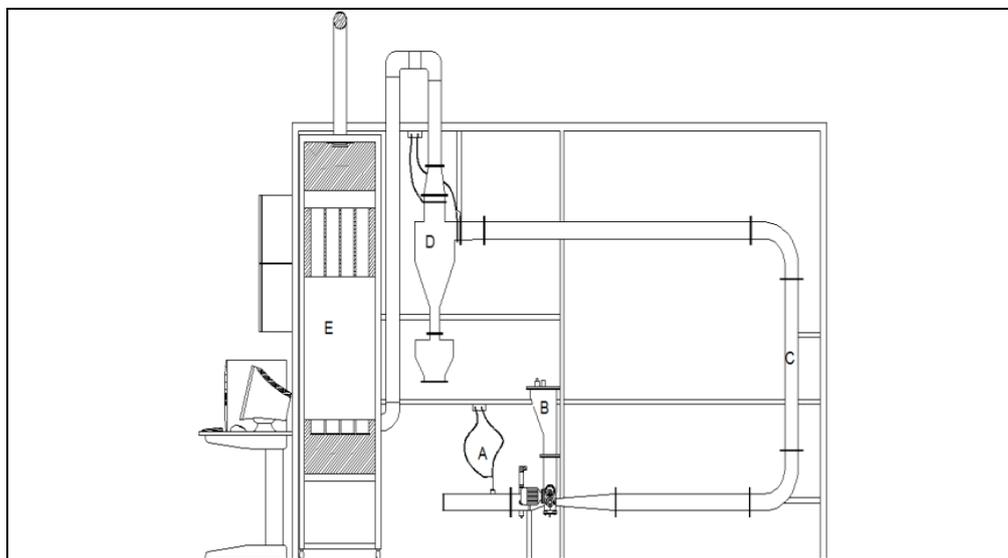


Figura 1. Esquema da UE-DC (Unidade Experimental de Dutos e Ciclonas) do LVV/FURB

Na unidade um medidor Pitot (A) acoplado a um transmissor de pressão diferencial, localizado na entrada do ar, mede a velocidade média que é mantida e controlada por atuação no inversor de frequência de um exaustor radial que mantém todo o sistema em depressão. Após o Pitot, há o alimentador de sólidos (B) do tipo rosca, que também é operado por meio de um inversor de frequência para controlar a razão de carga. Na sequência, encontra-se a região de dutos de acrílico (C), seguida de um ciclone (D) que faz a separação do gás e do sólido. Os sólidos maiores são coletados na base e os menores são arrastados através do duto de saída do gás para um filtro de mangas (E). Existem medidores de pressão em todos os equipamentos da unidade. Todos os dados de medidas obtidos na unidade são supervisionados por um sistema de aquisição de dados instalado em um computador, onde os mesmos são amostrados e armazenados em intervalos de tempo definidos.

### 2.2. Condições Operacionais e Geométricas

Na UE-DC, foram realizados experimentos para a velocidade média de 5 m/s e razão de carga ( $RC$ ) de  $39 \text{ g/m}^3$ , que fornece um número de Reynolds para a fase gasosa de  $3,4 \times 10^4$ . O catalisador de FCC utilizado como fase sólida apresenta uma massa específica ( $\rho_s$ ) de  $1.845 \text{ kg/m}^3$  e diâmetro médio de  $56,7 \mu\text{m}$ . Isto implica em um número de Stokes de 0,91, que acarreta em uma condição onde o arraste não é “infinito” e a velocidade da fase sólida é diferente da fase gasosa. O esquema de funcionamento do PIV e as medidas experimentais foram obtidas em dutos construídos em acrílico como mostra a Fig. 2.

O duto vertical possui 1.180 mm de comprimento e o duto horizontal 2.100 mm, ambos com diâmetro de 100 mm. Os dutos foram divididos em seções e classificadas como região 1, 2, 3, 4, 5 e 6, e em cada seção foram obtidos os campos de velocidade e perfis radiais de velocidade axial, nas posições apresentadas a seguir:

Região 1: 147 a 214 mm;

Região 2: 545 a 614 mm;

Região 3: 995 a 1.059 mm;

Região 4: 140,0 a 270,0 mm;

Região 5: 475,0 a 613,0 mm;

Região 6: 1.218,0 a 1.367,0 mm;

A partir da calibração do sistema PIV, imagens da região desejada do escoamento foram obtidas com 200 frames em um intervalo de tempo de  $80 \mu\text{s}$ .

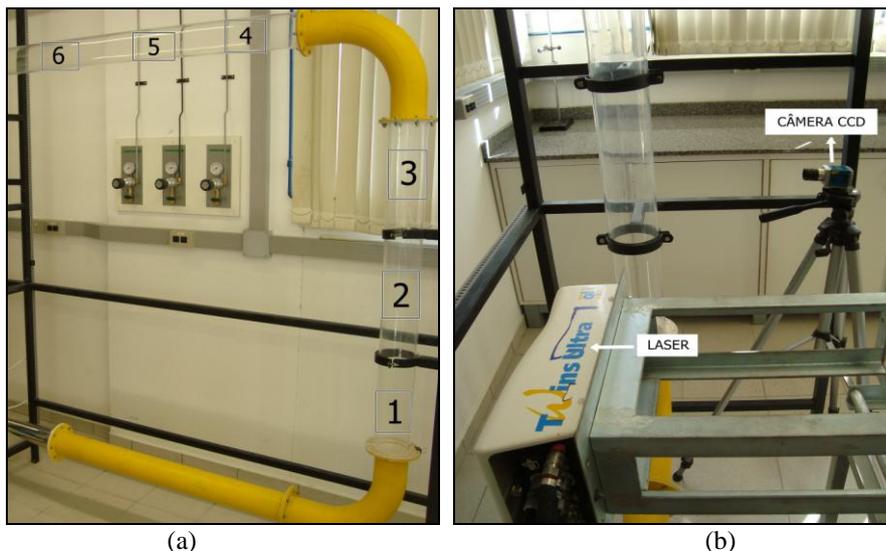


Figura 2. Regiões de obtenção dos dados experimentais na UE-DC (a) e o posicionamento do PIV (b)

### 2.3. Modelagem Matemática

#### 2.3.1. Equações de Conservação

O modelo matemático empregado nos estudos numéricos é baseado em dois princípios da fluidodinâmica: a conservação da massa e a conservação da quantidade de movimento, tanto para a fase gás como para a fase sólida, através de uma abordagem Euleriana-Euleriana (EE).

As seguintes hipóteses são assumidas:

- Interpenetrabilidade entre as fases;
- Partículas esféricas representadas por um diâmetro médio (modelo bifásico);
- Tratamento estatístico da turbulência onde as equações são médias temporais obtidas após decomposição de Reynolds e aplicação da média temporal.

As equações de conservação da massa, tanto para a fase gás como para a fase sólida, são expressas, respectivamente, por:

$$\frac{\partial}{\partial t}(f_g \rho_g) + \nabla \cdot (f_g \rho_g \mathbf{v}_g) = 0 \quad (1)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(f_s \rho_s) + \nabla \cdot (f_s \rho_s \mathbf{v}_s) = 0 \quad (2)$$

As equações de conservação da quantidade de movimento para a fase gás e para a fase sólida são:

$$\frac{\partial}{\partial t}(f_g \rho_g \mathbf{v}_g) + \nabla \cdot (f_g \rho_g \mathbf{v}_g \mathbf{v}_g) = -f_g \nabla \cdot (\mathbf{T}_g^{ef}) + f_g \rho_g \mathbf{g} - f_g \nabla p_g + (\mathbf{F}_{res})_{g-s} \quad (3)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(f_s \rho_s \mathbf{v}_s) + \nabla \cdot (f_s \rho_s \mathbf{v}_s \mathbf{v}_s) = -f_s \nabla \cdot (\mathbf{T}_s^{(t)}) + f_s \rho_s \mathbf{g} - f_s \nabla p_s - (\mathbf{F}_{res})_{g-s} \quad (4)$$

Onde os subscritos  $g$  e  $s$  significam a fase gás e a fase sólida respectivamente,  $\rho$  é a massa específica,  $\mathbf{v}$  é o vetor velocidade,  $f$  é a fração volumétrica,  $\mathbf{T}_g^{ef}$  é a tensão efetiva que atua sobre o fluido real,  $\mathbf{T}_s^{(t)}$  é o tensor turbulento da fase sólida,  $\mathbf{g}$  é o campo gravitacional,  $p$  é a pressão,  $(\mathbf{F}_{res})_{g-s}$  é o termo de interação entre a fase gás e a fase sólida.

#### 2.3.2. Modelagem da Turbulência

O tensor efetivo da fase gasosa é similar ao modelo de fluido newtoniano, por admissão da hipótese de Boussinesq, sendo ele diretamente proporcional a taxa de deformação, expresso por:

$$\mathbf{T}_g^{ef} = -2\mu_g^{ef} \mathbf{D}_g \quad (5)$$

onde  $\mu_g^{ef}$  é viscosidade efetiva e  $\mathbf{D}_g$  é a taxa de deformação.  
O tensor taxa de deformação é expresso pela Eq. (6):

$$\mathbf{D}_g = \frac{1}{2} [\nabla \mathbf{v}_g + (\nabla \mathbf{v}_g)^T] \quad (6)$$

A viscosidade efetiva da fase gás é uma combinação entre a viscosidade molecular,  $\mu_g$ , e a turbulenta,  $\mu_g^{(t)}$ :

$$\mu_g^{ef} = \mu_g + \mu_g^{(t)} \quad (7)$$

A viscosidade turbulenta da fase gasosa é obtida com um modelo isotrópico de turbulência de duas equações diferenciais,  $k$ - $\varepsilon$  padrão, uma para a energia cinética turbulenta ( $k$ ) e outra para sua taxa de dissipação ( $\varepsilon$ ), como segue:

$$\frac{\partial}{\partial t} (f_g \rho_g k_g) + \nabla \cdot (f_g \rho_g \mathbf{v}_g k_g) = f_g \nabla \cdot \left( \frac{\mu_g^{ef}}{\sigma^k} \nabla k_g \right) + f_g (G_g - \rho_g \varepsilon_g) \quad (8)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (f_g \rho_g \varepsilon_g) + \nabla \cdot (f_g \rho_g \mathbf{v}_g \varepsilon_g) = f_g \nabla \cdot \left( \frac{\mu_g^{ef}}{\sigma^\varepsilon} \nabla \varepsilon_g \right) + f_g (C_1 G_g - C_2 \rho_g \varepsilon_g) \frac{\varepsilon_g}{k_g} \quad (9)$$

Onde  $C_1$ ,  $C_2$ ,  $C_\mu$  e  $\sigma^k$  são constantes do modelo  $k$ - $\varepsilon$  e  $G_g$  é a geração de energia cinética turbulenta com,

$$G_g = -\mathbf{T}_g^{(t)} : \nabla \mathbf{v}_g \quad (10)$$

Tal que,

$$\mu_g^{(t)} = C_\mu \rho_g \frac{k_g^2}{\varepsilon_g} \quad (11)$$

Para o desenvolvimento do modelo “invíscido”, a equação de conservação da quantidade de movimento, Eq. (4), é reescrita desconsiderando os termos de tensão e de pressão na fase sólida, da forma:

$$\frac{\partial}{\partial t} (f_s \rho_s \mathbf{v}_s) + \nabla \cdot (f_s \rho_s \mathbf{v}_s \mathbf{v}_s) = f_s \rho_s \mathbf{g} - (\mathbf{F}_{res})_{g-s} \quad (12)$$

Uma abordagem teórica para a tensão e pressão na fase sólida é assumida por aplicação da teoria cinética dos materiais granulares (KTGF), em condição de equilíbrio, onde a produção de turbulência é igual a sua dissipação. Isto resulta em uma equação algébrica para a temperatura granular ( $\Theta$ ), dada por (Gidaspow, 1994):

$$\mathbf{T}_s^{(t)} : \nabla \mathbf{v}_s - \gamma_\Theta = 0 \quad (13)$$

Onde o tensor turbulento na fase sólida no primeiro termo da Eq. (13) que corresponde a produção de turbulência, análogo ao tensor na fase gasosa, é expresso por:

$$\mathbf{T}_s^{(t)} = -2\mu_s^{(t)} \mathbf{D}_s \quad (14)$$

E, por sua vez a dissipação de turbulência na fase sólida ( $\gamma_\Theta$ ) é modelada pela expressão:

$$\gamma_\Theta = \frac{12(1+e^2)g_0}{d_s \sqrt{\pi}} \rho_s f_s^2 \Theta^{3/2} \quad (15)$$

Com a função de distribuição radial ( $g_\theta$ ) expresso por:

$$g_0 = \left[ 1 - \left( \frac{f_s}{f_{s,max}} \right)^{1/3} \right]^{-1} \quad (16)$$

Onde  $f_{s,max}$  é a fração volumétrica para as partículas para máximo de empacotamento e  $d_s$  é o diâmetro da partícula. A viscosidade turbulenta da fase sólida é expressa como a soma das contribuições cinética ( $\mu_{s,cin}$ ) e colisional ( $\mu_{s,col}$ ):

$$\mu_s^{(t)} = \mu_{s,col} + \mu_{s,cin} \quad (17)$$

Com a contribuição colisional modelada pela equação,

$$\mu_{s,col} = \frac{4}{5} f_s \rho_s d_s g_0 \left( 1 + e \left( \frac{\Theta}{\pi} \right)^{1/2} \right) \quad (18)$$

e contribuição cinética por,

$$\mu_{s,cin} = \frac{10 \rho_s d_s \sqrt{\Theta \pi}}{96 f_s (1 + e) g_0} \left( 1 + \frac{4}{5} (1 + e) g_0 f_s \right)^2 \quad (19)$$

Substituindo-se as Eq. (14) a (19) na Eq. (13), o resultado é uma equação algébrica não linear para a temperatura granular que deve ser resolvida simultaneamente com as equações de conservação discretas para cada ponto da malha numérica, a fim de prever a viscosidade turbulenta da fase sólida e, conseqüentemente, o tensor turbulento na fase sólida.

A pressão atuante na fase sólida também é predita a partir da temperatura granular pela seguinte expressão,

$$p_s = f_s \rho_s \Theta + 2 \rho_s (1 + e) f_s^2 g_0 \Theta \quad (20)$$

### 2.3.3. Equações Constitutivas

A força resistiva entre as fases gás e a sólida pode ser modelada pela expressão:

$$(\mathbf{F}_{res})_{g-s} = \beta_{g-s} (\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_s) \quad (21)$$

Onde  $\beta_{g-s}$  é o coeficiente de interface entre a fase gás e a fase sólida.

Para escoamento diluído ( $f_g > 0,8$ ), o coeficiente de interface pode ser modelado conforme Wen e Yu, que o relaciona com o coeficiente de arraste,  $Cd_{g-s}$ , entre a fase gás e a sólida (Gidaspow, 1994):

$$\beta_{g-s} = \frac{3}{4} Cd_{g-s} \frac{f_g \rho_g |\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_s| f_s}{d_s} \quad (22)$$

Para escoamento concentrado ( $f_g < 0,8$ ) a equação de Ergun é empregada e é expressa por:

$$\beta_{g-s} = 150 \mu_g \left( \frac{f_s}{f_g d_s} \right)^2 + 1,75 \frac{\rho_g f_s |\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_s|}{d_s} \quad (23)$$

Existe um vasto número de correlações empíricas para o cálculo do coeficiente de arraste entre a fase gás e a fase sólida para diferentes regimes de escoamento caracterizados pelo número de Reynolds,  $Re_p$ , da fase sólida:

- Regime de Stokes onde  $0 < Re_p \leq 1$ :

$$Cd_{g-s} = \frac{24}{Re_p} \quad (24)$$

- Regime Viscoso onde  $1 < Re_p \leq 1000$ :

$$Cd_{g-s} = \frac{24}{Re_p} \left[ 1 + 0,5 Re_p^{0,687} \right] \quad (25)$$

- Regime Inercial onde  $Re_p > 1000$

$$Cd_{g-s} = 0,44 \quad (26)$$

Onde nas Eq. (24) a (26) o número de Reynolds da partícula é definido por:

$$Re_p = \frac{\rho_g |\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_s| d_s}{\mu_g} \quad (27)$$

### 2.3.4. Condições Iniciais e de Contorno

As condições de contorno para o experimento numérico estão descritas a seguir:

- *Entrada*: velocidade inicial e razão de carga conhecida e todas as outras propriedades do escoamento consideradas como sendo uniformes;
- *Saída*: pressão constante e conhecida;
- *Parede*: condição de deslizamento livre para a fase particulada e condição de não deslizamento para a fase gás, além de funções de parede para as propriedades turbulentas.

### 2.4. Malha e Características Numéricas

A Figura 3 apresenta uma análise de independência da solução com a concentração da malha numérica por inspeção da evolução da perda de carga entre a entrada e a saída do domínio de cálculo, com a solução tridimensional e transiente dos modelos obtida com o uso do código CFX 12. Após esta análise foi adotada uma malha numérica composta por 165.000 elementos de volumes hexaédricos para os estudos de validação, considerando os modelos “invíscido” e o da teoria cinética dos materiais granulares (KTGF) para a fase sólida.

No modelo KTGF de equilíbrio optou-se por variar o coeficiente de restituição ( $e$ ) entre a parede e as partículas, com valores de 0,9, 0,99 e 0,999, para verificar sua influência na distribuição da fase particulada na seção transversal dos dutos. O modelo “invíscido” foi solucionado nos softwares comerciais FLUENT 12 e CFX 12, ambos da ANSYS, e os modelos KTGF de equilíbrio no software FLUENT 12. A Tabela 1 apresenta e categoriza as simulações numéricas realizadas.

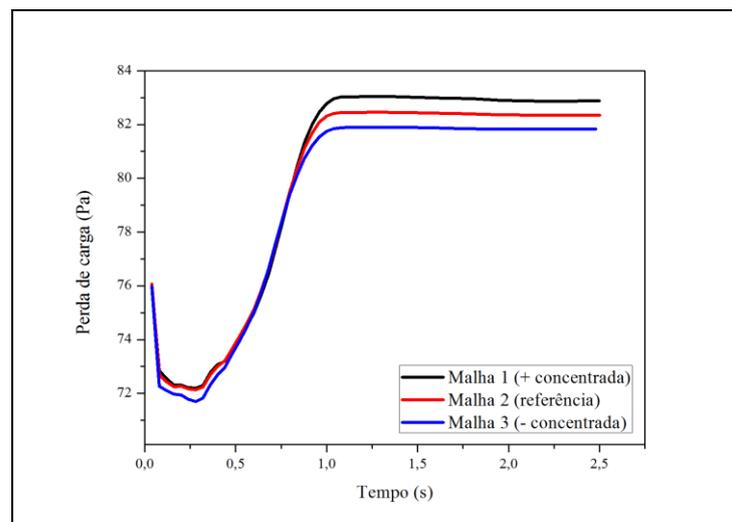


Figura 3. Análise de independência da solução numérica com a concentração da malha (Malha 1 = 282.711 elementos; Malha 2 = 165.000 elementos; Malha 3 = 103.488 elementos)

Tabela 1. Simulações numéricas.

Simulação	Tipo	Código de CFD
A	Modelo “invíscido”	CFX e FLUENT
B1	Modelo KTGF com $e = 0,9$	FLUENT
B2	Modelo KTGF com $e = 0,99$	FLUENT
B3	Modelo KTGF com $e = 0,999$	FLUENT

Como critério de convergência utilizou-se a norma euclidiana dos resíduos da ordem de  $10^{-6}$  para a continuidade e  $10^{-3}$  para as demais variáveis, com passos de tempo de  $10^{-3}$ s e 5,0s de tempo real a partir da condição inicial, com esquemas de interpolação de 2° ordem para as equações de *momentum* e de 1° ordem para as demais variáveis.

### 3. RESULTADOS E DISCUSSÕES

As Figuras 4, 5 e 6 apresentam os perfis radiais da velocidade axial do particulado e do gás para o estudo de caso para os modelos numéricos invíscido (A), KTGF (B1, B2 e B3) e o experimental no duto vertical. Os perfis foram obtidos em diferentes posições:  $L/D = 1,8, 5,8$  e  $10,3$ .

Observa-se, na Figura 4, o efeito causado pela presença da curva a montante da seção vertical, tanto para o perfil experimental quanto para o numérico. Esse efeito corresponde a uma região de maior velocidade média nas proximidades das paredes do duto. Entretanto os perfis numéricos obtidos com os dois modelos para a fase sólida, obtidos com o código FLUENT, mostram que em uma área localizada entre o centro e a parede do duto, há uma região com velocidade da fase sólida praticamente nula. O que não ocorre com o código CFX, e sugere o uso de uma restrição implícita no FLUENT onde para valores de fração volumétrica abaixo de  $10^{-7}$  a velocidade da fase é anulada.

O perfil de velocidade da fase sólida obtido com modelo invíscido implementado no CFX, apresentou concordância significativa com os dados experimentais obtidos com PIV. O perfil radial da velocidade axial da fase gasosa é apresentado também na Fig. 4 e deixa claro a existência do deslizamento entre as fases com número de Stokes da ordem de 1.

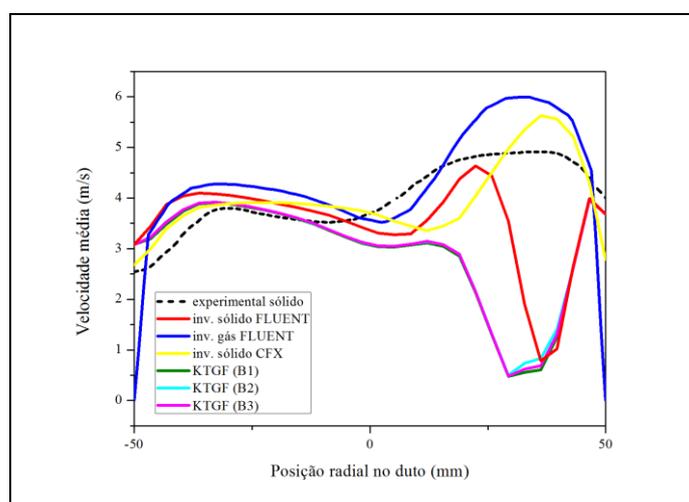


Figura 4. Perfis radiais de velocidade axial da fase sólida: experimental e numérico (seção vertical e  $L/D = 1,8$ )

A Figura 5, a título de verificação do código FLUENT para escoamentos multifásicos, apresenta o perfil radial de fração volumétrica da fase sólida na região do perfil de velocidade axial nula da Fig. 4, mostrando que aproximadamente não há sólidos na posição radial entre 20 e 40 mm. Esse resultado numérico derivado do FLUENT comprova a existência de estratégia numérica para anular a velocidade da fase particulada quando a sua fração volumétrica for da ordem de  $10^{-7}$  ou menor, provavelmente para garantir estabilidade numérica das soluções. Em diversas tentativas para anular este procedimento não foi conseguido sucesso, diferentemente do código CFX onde esta opção pode ser escolhida pelo usuário na construção do arquivo de comandos que compreende a escolha dos modelos e das estratégias numéricas no pré-processamento.

Nas Figuras 6 e 7, são apresentadas as comparações entre os perfis experimentais e numéricos para outras posições axiais da seção vertical, relativas a  $L/D = 5,8$  e  $10,3$ , respectivamente. Nota-se claramente que com o desenvolvimento do escoamento, a fase sólida se distribui na seção transversal do duto não produzindo regiões de baixas frações volumétricas como aquela observada para  $L/D = 1,8$  da Fig. 4. Em ambos os casos, o modelo invíscido (A) para a fase

sólida apresentou melhores resultados quando comparados com os dados experimentais e o modelo viscoso KTGF (B1, B2 e B3) não sofre influência significativa do coeficiente de restituição.

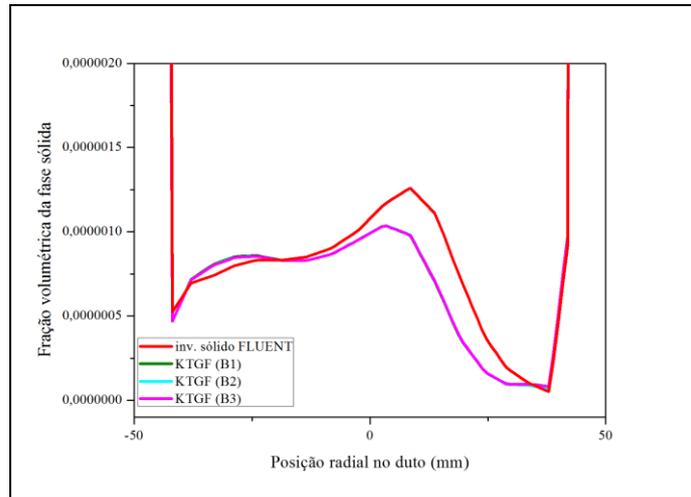


Figura 5. Perfil radial de fração volumétrica numérica da fase sólida na 1ª região da seção vertical para  $L/D = 1,8$

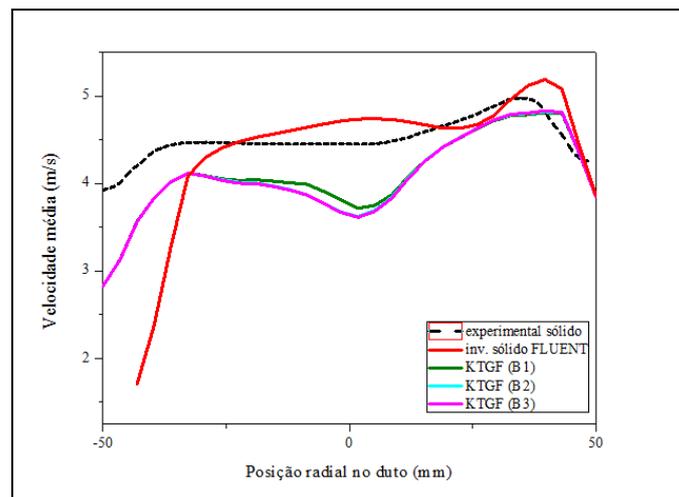


Figura 6. Perfis radiais de velocidade axial da fase sólida: experimental e numérico (seção vertical e  $L/D = 5,8$ )

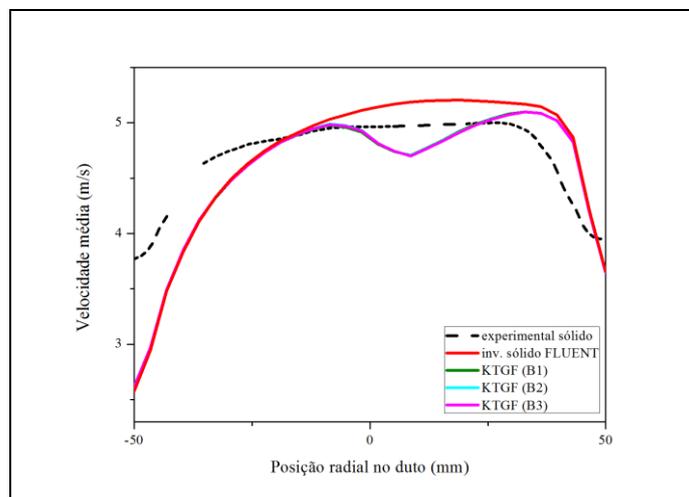


Figura 7. Perfis radiais de velocidade axial da fase sólida: experimental e numérico (seção vertical e  $L/D = 10,3$ )

As Figuras 8, 9 e 10 apresentam os perfis radiais de velocidade axial da fase sólida, experimentais e numéricos, com os modelos numéricos invíscido (A) e viscoso KTGF (B1, B2 e B3), para três posições axiais do duto horizontal após a curva que promove a mudança da região de escoamento vertical para horizontal em  $L/D = 2,0, 5,5$  e  $13,0$ . Nos perfis de velocidade axial da fase sólida destas figuras, pode-se observar o nítido efeito da curva sobre o perfil, com o deslocamento da região de maiores velocidades para as adjacências da parede de topo do duto. Este fenômeno torna-se mais evidente durante o processo de desenvolvimento do escoamento nas posições axiais  $L/D = 2,0$  e  $5,5$ . Esta região de alta velocidade axial no topo do duto tende a diminuir à medida que as posições axiais aumentam como mostra a Fig. 10 para  $L/D = 13,0$  onde o escoamento está bem mais desenvolvido que nas posições axiais a montante.

Tanto os dados experimentais como os numéricos seguem a mesma tendência de comportamento para todas essas três figuras. Quanto à comparação entre os dados numéricos e os experimentais, pode-se verificar que uma validação qualitativa é obtida para todas as posições  $L/D$  analisadas, com pouca sensibilidade entre os modelos e melhor representação à medida que avança para o escoamento desenvolvido. É interessante notar que neste caso, diferentemente do anterior na região vertical dos dutos, a fração volumétrica encontra-se melhor distribuída desde a primeira posição após a curva, sendo isto responsável por um melhor desempenho do código FLUENT.

E ainda, é notória a boa representação do escoamento gás-sólido horizontal independentemente da utilização de uma modelagem para a turbulência na fase sólida, que aparentemente, com o modelo KTGF de equilíbrio, não apresentou nenhum efeito nas condições de escoamento diluído.

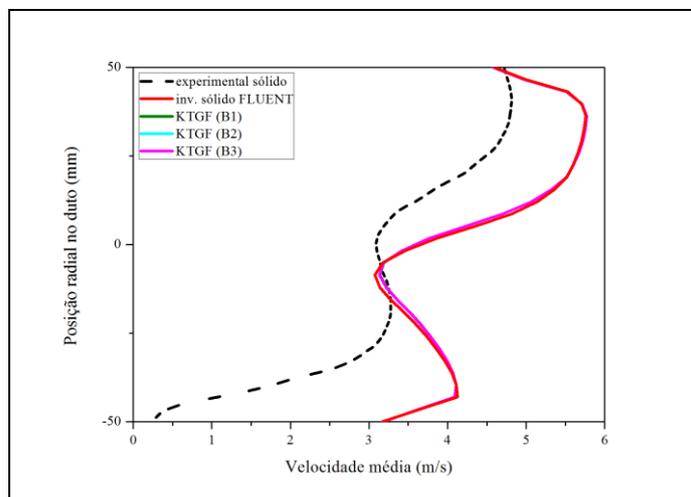


Figura 8. Perfis radiais de velocidade axial da fase sólida: experimental e numérico (seção horizontal e  $L/D = 2,0$ )

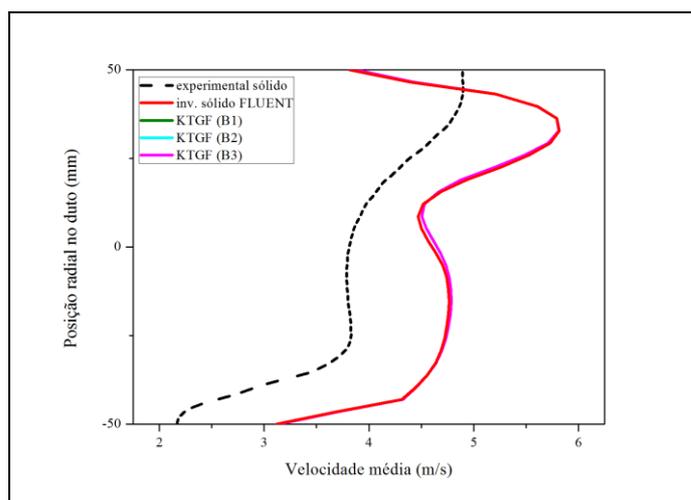


Figura 9. Perfis radiais de velocidade axial da fase sólida: experimental e numérico (seção horizontal e  $L/D = 5,5$ )

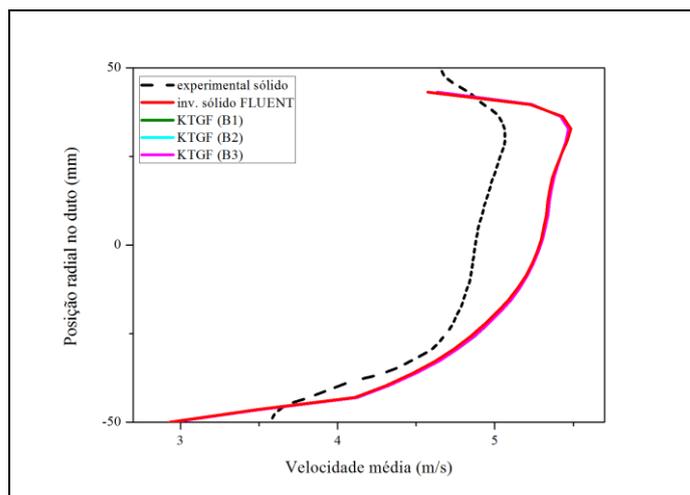


Figura 10. Perfis radiais de velocidade axial da fase sólida: experimental e numérico (seção horizontal e  $L/D = 13,0$ )

#### 4. CONCLUSÕES

Com os resultados obtidos até o momento de verificação de código e de validação de modelos pode-se concluir que, tanto o modelo invíscido quanto o modelo da teoria cinética dos materiais granulares como representação da turbulência sobre a fase sólida no escoamento gás-sólido diluído, apresentaram resultados qualitativamente aceitáveis por comparação com os experimentos físicos. Portanto, esses modelos numéricos considerando-se os efeitos geométricos tridimensionais e transientes, permitem prognósticos realistas dos campos de velocidade axial da fase sólida, para escoamentos gás-sólido diluído a baixa velocidade, tanto em tubulações horizontais quanto verticais.

No caso do modelo “viscoso” para a fase sólida, representado pelo modelo KTGF de equilíbrio, não foi verificada sensibilidade significativa com a variação do coeficiente de restituição na faixa de 0,9 a 0,999 e nenhum ganho adicional por comparação com o modelo invíscido.

#### 5. AGRADECIMENTOS

Os autores agradecem à FAPESC, convênio CON16051/2007-2, ao MCT/FINEP/CT-PETRO – GENE-PETRO, convênio número 01.08.0115.00, ao CNPq, número do processo 382312/2008-2, e a PETROBRAS, termo de cooperação 0050.0045549.08.4, pelo suporte financeiro que tornou possível a realização deste trabalho.

#### 6. REFERÊNCIAS

- Decker, R.K., Noriler, D., Meier, H.F. and MORI, M., 2009, “Numerical Simulation of Gas-Solid Flow in Ducts by CFD Techniques”, Computational Methods in Multiphase Flow V, pp. 45-54.
- Decker, R.K., 2003, “Análise de Estruturas Coerentes de Larga Escala em Jatos de Dispersão Bifásicos”, Dissertação Mestrado, UNICAMP, São Paulo, Brasil.
- Fokeer, S., Kingman, S., Lowndes, I. and Reynolds, A., 2004, “Characterisation of the Cross Sectional Particle Concentration Distribution in Horizontal Dilute Flow Conveying – a Review”, Chemical Engineering and Processing, Vol.43, pp. 677-691.
- Gidaspow, D., 1994, “Multiphase flow and fluidization: continuum and kinetic theory descriptions”, Londres: Academic Press.
- Ibrahim, K.A., El-Kadi, M.A., Hamed, M.H. and El-Behery, S.M., 2006, “Effect of Bend Orientation and Flow Direction on the Behaviour of Gas-Solid Flow”, Proc. 8th Int. Conf. of Fluid Dynamics and Propulsion, Vol.136, pp. 14-17.
- Liu, Z., Zheng, Y., Jia, L. and Zhang, Q., 2007, “An Experimental Method of Examining Three-Dimensional Swirling Flows in Gas Cyclones by 2D-PIV”, Chemical Engineering Journal, Vol.133, pp. 247-256.
- Miranda, M.A.C., 2004, “Utilização de Velocimetria por Imagem de Partícula na Visualização e Caracterização de escoamento bifásico”, Dissertação Mestrado, UFSC, Santa Catarina, Brasil.

#### 7. AVISO DE RESPONSABILIDADE

Os autores são os únicos responsáveis pelo material impresso incluído neste trabalho.