

UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPIRITO SANTO
CENTRO UNIVERSITÁRIO NORTE DO ESPÍRITO SANTO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENERGIA

SUELLEN FREIRE RIGATTO DA CRUZ

**MODELAGEM MATEMÁTICA E SIMULAÇÃO NUMÉRICA DA
DEPOSIÇÃO DE PARTÍCULAS EM DUTO HORIZONTAL**

SÃO MATEUS – ES

2018

SUELLEN FREIRE RIGATTO DA CRUZ

**MODELAGEM MATEMÁTICA E SIMULAÇÃO NUMÉRICA DA DEPOSIÇÃO DE
PARTÍCULAS EM DUTO HORIZONTAL**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Energia da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial para a obtenção do título de Mestre em Energia.

Orientador: Prof. Dr. Oldrich Joel Romero

Coorientador: Prof. Dr. Fabio de Assis Ressel Pereira

SÃO MATEUS – ES

2018

Dados Internacionais de Catalogação-na-publicação (CIP)
(Divisão de Biblioteca Setorial do CEUNES - BC, ES, Brasil)
Bibliotecário: Filipe Briguiet Pereira – CRB-6 ES-000863/O

C957m Cruz, Suellen Freire Rigatto, 1993-
Modelagem matemática e simulação numérica da deposição
de partículas em duto horizontal / Suellen Freire Rigatto da Cruz.
– 2018.
68 f. : il.

Orientador: Oldrich Joel Romero.
Coorientador: Fábio de Assis Ressel Pereira.
Dissertação (Mestrado em Energia) – Universidade Federal
do Espírito Santo, Centro Universitário Norte do Espírito Santo.

1. Oleodutos de petróleo. I. Romero, Oldrich Joel. II. Pereira,
Fábio de Assis Ressel. III. Universidade Federal do Espírito
Santo. Centro Universitário Norte do Espírito Santo. IV. Título.

CDU: 620.9

SUELLEN FREIRE RIGATTO DA CRUZ

**MODELAGEM MATEMÁTICA E SIMULAÇÃO NUMÉRICA DA
DEPOSIÇÃO DE PARTÍCULAS EM DUTO HORIZONTAL**

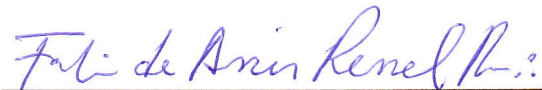
Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Energia da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial para obtenção do título de Mestre em Energia.

Aprovada em 08 de março de 2018.

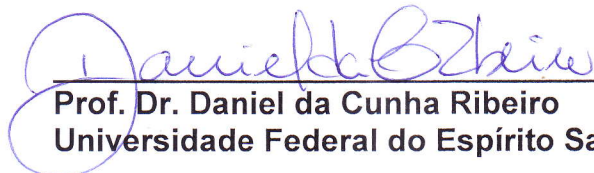
COMISSÃO EXAMINADORA



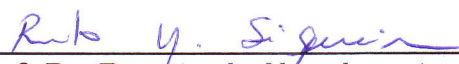
Prof. Dr. Oldrich Joel Romero
Universidade Federal do Espírito Santo
Orientador



Prof. Dr. Fabio de Assis Ressel Pereira
Universidade Federal do Espírito Santo
Coorientador



Prof. Dr. Daniel da Cunha Ribeiro
Universidade Federal do Espírito Santo



Prof. Dr. Renato do Nascimento Siqueira
Instituto Federal do Espírito Santo

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente e principalmente a Deus pela minha vida e por sua imensa ajuda em todos os momentos.

Agradeço a meus pais, Dejair João Rigatto e Maria da Penha Freire Rigatto, que me inspiram com seu exemplo de vida. Obrigada pelo apoio incondicional.

As minhas irmãs, Jacqueline e Katielly, pela grande união e pelos momentos de alegria que passamos juntas.

Ao meu esposo, Daniel Brioschi, pelo amor, companheirismo e paciência nos momentos difíceis.

Aos meus amigos, em especial a Williana, a Ciara e aos amigos do Laboratório de Simulação e do PPGEN, pela amizade e apoio nas horas difíceis.

Ao meu orientador, Oldrich Joel Romero, pela confiança, disponibilidade, amizade e orientação neste trabalho, além do contínuo incentivo à pesquisa e do exemplo de dedicação ao ensino.

Ao meu coorientador, Fábio de Assis Ressel Pereira pelo suporte, confiança e amizade.

Ao professor Daniel da Cunha Ribeiro pelo suporte técnico-acadêmico, em especial com sua grande experiência na técnica de dinâmica de fluidos computacional.

Ao professor Renato do Nascimento Siqueira, por ter aceitado o convite de participar como membro externo da banca examinadora.

A empresa Petrobras pelo suporte financeiro.

Ao capítulo estudantil SPE Ufes <spe.ufes.br>, por viabilizar o uso gratuito da plataforma OnePetro <onepetro.org> da SPE – *Society of Petroleum Engineers* nas instalações da Ufes campus São Mateus.

A todos, meus profundos e sinceros agradecimentos.

RESUMO

O petróleo continuará sendo a maior fonte de combustível nos próximos anos. No entanto, a extração de petróleo resulta em problemas como a formação de incrustação nas diversas etapas do processo de produção. O problema da incrustação, que ocorre a partir do processo de deposição, consiste quando as partículas depositadas reduzem, total ou parcialmente, o espaço aberto ao fluxo, resultando em um aumento de perda de carga e em uma redução na produção petrolífera. As deposições de partículas representam um problema significativo na indústria de petróleo e gás, sendo de grande relevância pesquisas nessa área. No presente trabalho, a deposição de partículas, em um escoamento turbulento e bifásico, no interior de uma tubulação horizontal foi modelada, com o *software* Ansys Fluent®, a partir da abordagem Euler-Lagrange com o Modelo de Fase Discreta Densa (DDPM) e da abordagem Euler-Granular. Devido ao elevado custo computacional decorrente do grande número de partículas injetadas, os resultados apontam que a abordagem Euler-Lagrange com o modelo DDPM não é adequada para resolver problemas envolvendo escoamentos com elevadas frações volumétricas de partículas, sendo mais adequada a abordagem Euler-Granular. O estudo também mostra a influência de determinados parâmetros no processo de deposição de partículas. Os aumentos nas taxas de deposição de partículas são diretamente proporcionais aos aumentos de rugosidade da parede da tubulação e de diâmetro das partículas. Os resultados também mostram valores de tempo computacional, velocidade e fração volumétrica de partículas que permitem uma melhor visualização do fenômeno de deposição para um tempo computacional requerido viável para o sistema computacional utilizado.

Palavras-chave: deposição. Euler-Lagrange. Euler-Granular. DDPM.

ABSTRACT

Oil will remain the largest source of fuel in the coming years. However, during the oil extraction appear some problems such as the scale formation in the various stages of the production process. The scale problem, which occurs from the deposition process, reduces all or part of the flow conduits, increasing the pressure drop and reducing the oil production. The particles deposition represents a significant problem in the oil and gas industry, therefore research in this area is of great relevance. In this paper, the particles deposition, in a turbulent and biphasic flow, inside of a horizontal pipe was modeled, with the software Ansys Fluent®, using the approach Euler-Lagrange with the Dense Discrete Phase Model (DDPM) and the approach Euler-Granular. Due to the high computational cost due to the large number of injected particles, the results show that the approach Euler-Lagrange with the model DDPM is not appropriate to calculate problems involving dense flows, being more appropriate the approach Euler-Lagrange. The study also shows the influence of some parameters at the particles deposition process. The increases in particle deposition rates are directly proportional to increases at the pipe wall roughness and particle diameter. The results also show values of computational time, velocity and volumetric fraction of particles that allow a better visualization of the deposition phenomenon for a required computational time feasible for the computational system used.

Keywords: deposition. Euler-Lagrange. Euler-Granular. DDPM.

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1 - Principais fenômenos presentes no processo de incrustação de partículas de CaCO_3 em um duto.	12
Figura 2 - Exemplos de incrustação de (a) carbonato de cálcio com elevado grau de pureza e de (b) carbonato de cálcio (CaCO_3) e sulfato de cálcio (CaSO_4).	13
Figura 3 - Desenho esquemático da tubulação horizontal em que ocorre o processo de deposição de partículas.....	23
Figura 4 - Posição dos 42 pontos na seção transversal localizada na metade da tubulação utilizados para apresentar os resultados.	25
Figura 5 - Tubulação horizontal de comprimento $L = 0,1257$ m e diâmetro $D = 0,04$ m e localização do plano para determinar a fração volumétrica das partículas mostrada na Figura 5.	40
Figura 6 - Fração volumétrica das partículas ao longo do diâmetro da tubulação em 30 segundos para as três malhas testadas.	40
Figura 7 - Malha utilizada: (a) vista frontal, e (b) vista isométrica.....	41
Figura 8 - Velocidade das partículas ao longo da parede da tubulação em 30 segundos de escoamento para pouca (caso 1) e elevada (caso 2) quantidade de partículas.....	44
Figura 9 - Fração volumétrica das partículas ao longo da parede circunferencial da tubulação em 30 segundos de escoamento para os casos 1 e 2, que avaliam a influência da quantidade de partículas na abordagem Euler-Lagrange/DDPM.....	45
Figura 10 - Distribuição da fração volumétrica das partículas em um plano transversal à tubulação localizado a meia distância entre a entrada e a saída da tubulação em 30 segundos de escoamento para os casos 1 e 2.....	46
Figura 11 - Velocidade das partículas ao longo da parede circunferencial da tubulação para três tempos de escoamento, casos 3, 4 e 5.	48

Figura 12 - Fração volumétrica das partículas ao longo da parede circunferencial da tubulação para três tempos de escoamento, casos 3, 4 e 5.	48
Figura 13 - Velocidade das partículas ao longo da parede circunferencial da tubulação em 30 segundos de escoamento para os casos 6, 7 e 8, que avaliam a variação de velocidade de entrada.....	51
Figura 14 - Fração volumétrica das partículas ao longo da parede circunferencial da tubulação em 30 segundos de escoamento para os casos 6, 7 e 8, que avaliam a variação de velocidade de entrada.....	52
Figura 15 - Distribuição da fração volumétrica das partículas ao longo de toda a tubulação em 30 segundos de escoamento para os casos 6, 7 e 8 a partir de vistas longitudinais e transversais à tubulação.....	53
Figura 16 - Velocidade das partículas ao longo da parede circunferencial da tubulação em 30 segundos de escoamento para os casos 7, 9 e 10, que avaliam a influência da variação do diâmetro das partículas.....	55
Figura 17 - Fração volumétrica das partículas ao longo da parede circunferencial da tubulação para os casos 10, 9 e 7, que avaliam a influência da variação do diâmetro das partículas.....	56
Figura 18 - Velocidade das partículas ao longo da parede circunferencial da tubulação em 30 segundos de escoamento para os casos 11 e 7, que avaliam a rugosidade da parede da tubulação.	58
Figura 19 - Fração volumétrica das partículas ao longo da parede circunferencial da tubulação para rugosidades da parede diferentes, casos 11 e 7, que avaliam a rugosidade da parede da tubulação.	59
Figura 20 - Velocidade das partículas ao longo da parede circunferencial da tubulação em 30 segundos de escoamento para frações volumétricas de 10, 30 e 50 %, respectivamente.....	61
Figura 21 - Fração volumétrica das partículas ao longo da parede da tubulação para os casos 12, 7 e 13, que avaliam a variação de fração volumétrica de entrada.	61

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1 - Detalhes dos 13 casos analisados.	26
Tabela 2 - Detalhe das malhas testadas.	39
Tabela 3 - Esforço computacional para cada malha.	41
Tabela 4 - Parâmetros utilizados no escoamento multifásico	41
Tabela 5 - Coeficientes de restituição utilizados nos casos 1 e 2 da Tabela 1.	42
Tabela 6 - Tempo computacional requerido para resolver os casos 1 e 2 da Tabela 1.	47
Tabela 7 - Tempo computacional requerido para resolver os casos 3, 4 e 5 da Tabela 1.	49
Tabela 9 - Tempo computacional requerido para resolver os casos 6, 7 e 8 da Tabela 1.	54
Tabela 9 - Tempo computacional requerido para resolver os casos 10, 9 e 7 da Tabela 1.	57
Tabela 11 - Tempo computacional requerido para resolver os casos 11 e 7 da Tabela 1.	59
Tabela 12 - Tempo computacional requerido para resolver os casos 12, 7 e 13 da Tabela 1.	62

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	12
1.1	ABORDAGENS PARA SISTEMAS PARTICULADOS	14
1.2	DIFERENÇAS ENTRE AS ABORDAGENS EULER-LAGRANGE/DDPM E EULER-GRANULAR	16
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	18
3	ESPECIFICAÇÃO DO PROBLEMA E METODOLOGIA DE SOLUÇÃO	23
4	MODELAGEM MATEMÁTICA DO ESCOAMENTO MULTIFÁSICO LÍQUIDO-SÓLIDO	27
4.1	FRAÇÃO VOLUMÉTRICA	27
4.2	PARÂMETROS ADIMENSIONAIS.....	27
4.2.1	Número de Reynolds do fluido.....	27
4.2.2	Número de Reynolds da partícula.....	28
4.2.3	Número de Stokes	28
4.3	ABORDAGEM MATEMÁTICA DO ESCOAMENTO LÍQUIDO-SÓLIDO	29
4.3.1	Abordagem Euler-Lagrange/DDPM	29
4.3.1.1	Modelos de arrasto para a abordagem DDPM.....	31
4.3.2	Abordagem Euler-Granular	32
4.3.2.1	Temperatura granular.....	33
4.3.2.2	Pressão de sólidos	33
4.3.2.3	Função de distribuição radial.....	34
4.3.2.4	Viscosidade granular	34
4.3.2.5	Viscosidade granular <i>bulk</i>	35
4.3.2.6	Tensões friccionais.....	35
4.3.3	Visão geral das abordagens utilizadas	36
4.4	MODELO DE TURBULÊNCIA	36
4.4.1	Tratamento de parede	37
4.5	CONDIÇÕES DE CONTORNO.....	38
5	ABORDAGEM NUMÉRICA	39
5.1	NÍVEL DE REFINAMENTO DA MALHA.....	39

5.2	PARÂMETROS NUMÉRICOS	41
5.3	ALGORITMOS DE DISCRETIZAÇÃO	42
6	RESULTADOS	43
6.1	RESULTADOS DA ABORDAGEM EULER-LAGRANGE/DDPM	43
	6.1.1 Influência do número de partículas	43
6.2	RESULTADOS DA ABORDAGEM EULER-GRANULAR.....	47
	6.2.1 Influência do tempo de escoamento	47
	6.2.2 Influência da velocidade de entrada	50
	6.2.3 Influência do diâmetro da partícula	54
	6.2.4 Influência da rugosidade da parede da tubulação	57
	6.2.5 Influência da fração volumétrica de partículas	60
7	CONCLUSÕES.....	63
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	65

1 INTRODUÇÃO

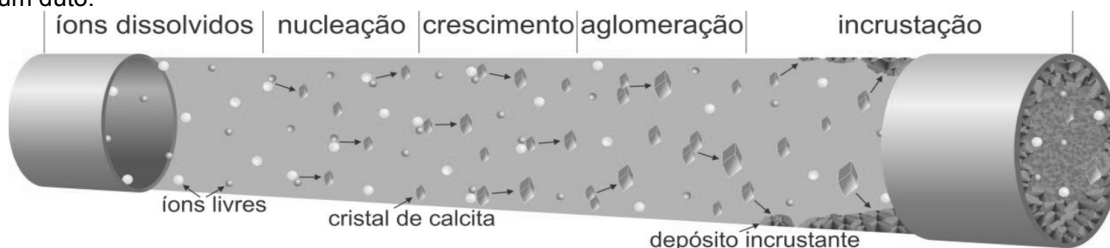
O petróleo continuará, até 2035, sendo a maior fonte de combustível, com uma demanda aproximada de 28%, no mercado mundial (VAN DER HOEVEN, 2012). A partir dessa previsão, a extração de petróleo continuará presente na matriz energética mundial nos próximos anos. No entanto, a extração de petróleo apresenta problemas como a formação de incrustação nas diversas etapas do processo de produção. O entendimento e mitigação desses problemas são necessidades que resultam na redução de custos e no melhor aproveitamento da *commodity* petróleo (COSMO, 2013). A incrustação consiste principalmente da formação de depósitos de partículas nas paredes da rocha porosa, tubulações, acessórios, etc. A consequência imediata é a redução da área aberta ao fluxo.

Inicialmente, quando as condições são apropriadas, partículas são formadas, processo denominado nucleação. Estas partículas, que são continuamente formadas, se agrupam ordenadamente originando um mineral a partir de um processo conhecido como crescimento e aglomeração de partículas sólidas (COSMO, 2013).

O fenômeno de aglomeração de partículas representa um importante mecanismo, especialmente para partículas com diâmetro variando de 1 a 20 μm , uma vez que influencia a dinâmica do escoamento (ALMOHAMMED; BREUER, 2016).

Após o processo de aglomeração, as partículas tendem a ser depositadas, podendo ocorrer o processo de incrustação, também conhecido como adesão. Estas etapas ocorrendo no interior de uma tubulação são mostradas na Figura 1. A incrustação reduz, total ou parcialmente, os condutos de fluxo (Figuras 1 e 2) resultando em um aumento de perda de carga e em uma redução na produção petrolífera.

Figura 1 - Principais fenômenos presentes no processo de incrustação de partículas de CaCO_3 em um duto.



Fonte: Cosmo (2013).

Vazirian e outros (2016) classificaram o processo de formação de incrustações em duas etapas: deposição, que se refere ao processo de nucleação heterogênea e crescimento nas asperezas da superfície, e adesão, que se refere à aderência de cristais pré-existentes, que se nuclearam na solução total, e que se acumularam como uma camada na superfície.

A Figura 2, que apresenta exemplos de reduções dos condutos de fluxo causadas por incrustações de partículas em tubulações.

Figura 2 - Exemplos de incrustação de (a) carbonato de cálcio com elevado grau de pureza e de (b) carbonato de cálcio (CaCO_3) e sulfato de cálcio (CaSO_4).



Fonte: Cowan e Weintritt, 1976.

Os problemas envolvendo incrustações de carbonato de cálcio são os mais comuns e amplamente difundidos entre todos os tipos de incrustações, possuindo grande importância industrial (COWAN; WEINTRITT, 1976). Este tipo de incrustação representa um problema significativo na produção de petróleo e gás (COWAN; WEINTRITT, 1976; AL NASSER et al., 2008) e é um dos mais estudados (OJANIEMI et al., 2012). Os reservatórios petrolíferos profundos e ultraprofundos presentes nas fronteiras exploratórias do Brasil são majoritariamente carbonáticos. Devido a esse fato, espera-se que os mesmos apresentem condições favoráveis à deposição de sais carbonáticos, principalmente a calcita, que é considerado como o mineral potencialmente mais nocivo (COSMO, 2013).

Apesar da deposição, e posterior incrustação, de partículas serem um problema recorrente e bastante estudado, os dados referentes ao processo de deposição em condições reais ainda são bastante escassos na literatura (ALMOHAMMED; BREUER, 2016).

Diante desse cenário, o presente trabalho possui como principal objetivo realizar a simulação numérica do processo de deposição de partículas no interior de um duto horizontal.

Como objetivos específicos, o trabalho compara, através do *software* Ansys Fluent®, o desempenho de dois modelos que podem representar o fenômeno multifásico: o Euler-Lagrange e o Euler-Granular. Além disso, são estudadas, no processo de deposição de partículas, as influências:

- a) do tempo de escoamento;
- b) da velocidade de entrada;
- c) do diâmetro das partículas injetadas;
- d) da rugosidade da parede e
- e) da fração volumétrica das partículas.

1.1 ABORDAGENS PARA SISTEMAS PARTICULADOS

Os sistemas particulados, que envolvem uma fase composta por um fluido e uma fase composta por partículas, podem ser representados pelas abordagens lagrangeana ou euleriana (DE LAI, 2013).

Na abordagem lagrangeana, a trajetória das partículas e as forças de interação entre elas são calculadas individualmente para cada partícula ou para um grupo de partículas. Nesta abordagem, o comportamento da fase fluida é governado pelas equações de Navier-Stokes, acopladas através de termos para as forças de interação da fase particulada. A vantagem do modelo lagrangeano está no nível de detalhamento das informações e das análises obtidas da dinâmica do escoamento particulado. No entanto, o elevado custo computacional demandado nas simulações pode inviabilizar a solução de determinadas configurações que exigem passos de tempo significativamente pequenos para a correta integração numérica. Outra dificuldade do método lagrangeano está relacionada com a modelagem das forças de colisões entre as partículas e obstáculos sólidos, que precisam representar efeitos característicos dos regimes de escoamento particulados. Esta abordagem envolvendo fluido – partícula é conhecida como abordagem Euler-Lagrange.

O Modelo de Fase Discreta Densa (*Dense Discrete Phase Model* - DDPM), que pode ser utilizado na abordagem lagrangeana, permite solucionar o escoamento líquido-sólido com alta concentração de partículas, contabilizando o efeito da fração volumétrica da fase particulada, as interações partículas-partículas, o acoplamento fluido-partícula e a distribuição de tamanho de partícula (ANSYS, 2014).

Na abordagem euleriana as trajetórias das partículas não são calculadas. Ao invés disso, é considerado um campo de probabilidade da existência das frações volumétricas de cada fase, em determinada região do escoamento. A vantagem desta abordagem está relacionada ao baixo custo computacional quando comparado ao método lagrangeano. Isso é decorrente do fato de considerar várias partículas, de forma estatística em um único elemento da malha computacional, sem a necessidade de calcular a posição de cada partícula. No entanto, a dificuldade do método é observada quando os efeitos de interação entre as partículas são complexos, trazendo incertezas na modelagem do problema (ANSYS, 2014).

Um dos modelos existentes para descrever a fase particulada na abordagem euleriana é o da Teoria Cinética do Fluxo Granular (*Kinetic Theory of Granular Flow* - KTGF) (ARAUJO et al., 2015). Com a utilização da teoria KTGF, a abordagem euleriana passa a ser denominada abordagem granular ou Euler-Granular. A teoria cinética do fluxo granular pode ser considerada análoga à teoria cinética dos gases (ANSYS, 2014). A KTGF baseia-se no pressuposto de que a distribuição da velocidade de partículas individuais, entre um grande número de partículas dentro de um conjunto de volume, pode ser representada pela distribuição dos seus pontos de velocidade (GOLDSCHMIDT et al., 2002).

Ainda segundo Goldschmidt e outros (2002), a KTGF também se baseia no pressuposto que todas as partículas são distribuídas homoganeamente dentro de um conjunto, que a distribuição das velocidades das partículas é isotrópica e que as velocidades de duas partículas envolvidas em uma colisão não estão correlacionadas. Por fim, a teoria assume que as colisões são binárias e instantâneas, o que torna o modelo uma ferramenta apropriada para verificar as expressões da teoria cinética, mas não uma representação realista de sistemas de partículas altamente inelásticos.

Na KTGF, as interações partículas-partículas são fundamentalmente não conservativas, ao contrário das interações moleculares, sendo que a dissipação de energia fluante pode ser devido à deformação inelástica ou devido ao atrito de partículas com o fluido (ANSYS, 2014).

A teoria KTGF apresenta dois principais mecanismos de transporte: transporte cinético durante o movimento livre entre as colisões e transporte colisional durante as colisões (ANSYS, 2014).

De acordo com Florio (2013), os métodos baseados na abordagem euleriana geralmente não rastreiam e armazenam dados no movimento de partículas individuais. Em vez disso, as interações entre as partículas e o fluido e entre partículas e outras partículas ou objetos são simuladas através de equações de correlação e teoria analítica. As correlações são mais prováveis de existir para formas de partículas padrão, como as esferas, para uma gama limitada de condições operacionais. Já os modelos baseados na abordagem lagrangeana podem não incorporar as partículas diretamente no domínio computacional, mas acompanham o movimento de partículas individuais com base em correlações para o coeficiente de arrasto. Normalmente, os modelos baseados na abordagem lagrangeana não são responsáveis pelas interações partículas-partículas e, portanto, são válidos para escoamentos diluídos, com frações volumétricas de partículas inferiores a 10% (FLORIO, 2013).

1.2 DIFERENÇAS ENTRE AS ABORDAGENS EULER-LAGRANGE/DDPM E EULER-GRANULAR

Dentre as diferenças entre as abordagens Euler-Lagrange com o modelo DDPM e a abordagem Euler-Granular, podem ser citadas (ANSYS, 2014):

- O modelo Euler-Lagrange com o modelo DDPM representa o fluido a partir da abordagem euleriana e as partículas pela abordagem lagrangeana. Já o modelo Euler-Granular utiliza a abordagem euleriana tanto para modelar o escoamento do fluido quanto das partículas.

- A abordagem Euler-Granular trata o fluido e as partículas sólidas como fluidos contínuos interpenetrantes. A abordagem Euler-Lagrange/DDPM trata as partículas sólidas como partículas discretas dispersas em um fluido contínuo.
- Os efeitos das interações partículas-partículas são contabilizados com base na Teoria Cinética do Fluxo Granular (KTGF) na abordagem Euler-Granular. Na abordagem DDPM as colisões partículas-partículas são modeladas (abordagem baseada em KTGF) ou resolvidas explicitamente (abordagem baseada no método do elemento discreto (Discrete Element Method - DEM), que agrega um alto custo computacional à simulação).

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

A simulação numérica de sistemas particulados, utilizando as abordagens Euler-Lagrange e Euler-Granular, pode ser utilizada como uma importante ferramenta de análise da deposição e incrustação de partículas sólidas nas mais diversas áreas de estudo (ANSYS, 2014).

Adamczyk e outros (2013) analisam numericamente, através do *software* Ansys Fluent®, os fenômenos de transporte de partículas em leitos fluidizados circulantes em pequena escala com as abordagens Euler-Granular e Euler-Lagrange com o modelo DDPM, também conhecido como Euler-Lagrange híbrido. A validação dos resultados numéricos baseia-se nos dados experimentais de perda de carga disponibilizados por pesquisadores da Universidade de Tecnologia de Czestochowa. Segundo os autores, ambas as abordagens apresentam resultados comparáveis. Ainda segundo Adamczyk e outros (2013), a perda de carga avaliada usando ambos os modelos numéricos apresentam tendências semelhantes aos resultados experimentais.

O processo de injeção de partículas sólidas para a vedação de fraturas, objetivando minimizar a perda de fluido (fenômeno de invasão) através do canal fraturado, foi estudado, numericamente, por De Lai (2013), Barbosa, De Lai e Junqueira (2015) e por De Lai, Barbosa, Franco e Junqueira (2015). Os autores utilizaram a abordagem Euler-Lagrange com o modelo DDPM para representar o fenômeno de vedação em canais fraturados. De acordo com os autores, as configurações que apresentam uma maior concentração de partículas no canal possuem um processo mais eficiente de vedação. No entanto, o aumento da concentração provoca um aumento significativo no gradiente de pressão para manter a intensidade do escoamento da mistura, sendo necessária uma maior pressão na entrada do canal. Além disso, a quantidade de partículas injetadas influencia o tempo necessário para realizar o preenchimento da fratura.

Breuer e Almohammed (2015) estudaram numericamente, através de um código computacional *in-house* e utilizando a abordagem Euler-Lagrange, o processo de deposição de partículas de vidro em um sistema turbulento e multifásico gás-sólido. Segundo os autores, a colisão entre partículas é o primeiro pré-requisito para sua

aglomeração na região próxima à parede, e que a colisão entre as partículas pode ser atribuída à elevada fração volumétrica de partículas nesta região.

Mediante as mesmas condições do problema analisado no trabalho de Breuer e Almohammed (2015), Almohammed e Breuer (2016) concluíram que a redução do coeficiente de restituição normal da partícula origina um maior número de colisões entre partículas, que representa o primeiro pré-requisito para a aglomeração, e resulta em uma maior quantidade de partículas aglomeradas. Os autores também observaram que o aumento da rugosidade resulta em um ligeiro aumento nas taxas de aglomeração. Por fim, também chegaram à conclusão de que a redução do diâmetro das partículas por um fator de três reduz significativamente o número de colisões interpartículas, portanto, resultando na redução de partículas depositadas. O menor número de colisões é devido ao aumento da distância entre as partículas ao reduzir o diâmetro das partículas.

Lima, De Lai e Junqueira (2017) analisaram numericamente, através da abordagem Euler-Lagrange, a deposição de partículas sólidas em um canal poroso vertical. De acordo com os resultados, o aumento da concentração de partículas injetadas é proporcional à queda de pressão e ao crescimento da espessura do leito de partículas, reduzindo a permeabilidade através do meio.

Ku e outros (2017), apresentaram uma nova abordagem Euler-Euler, a partir da implementação de uma função definida pelo usuário (UDF - *User Defined Functions*) no *software* Ansys Fluent®, para determinar o movimento de material granular em um escoamento gás-sólido com um elevado número de Stokes. Os autores compararam a abordagem euleriana proposta com a abordagem Euler-Lagrange, e concluíram que ambas produziram resultados semelhantes para escoamentos granulares em cilindros rotativos.

O processo de deposição e incrustação de partículas de CaCO_3 tem sido estudado por diversos autores ao longo dos anos, dentre os quais podem ser citados os trabalhos de Eroini e outros (2011), Ojaniemi e outros (2012), Cosmo (2013), Viana e outros (2015), Hamid e outros (2015), Goodwin e outros (2013), Vazirian e outros (2016) e de Reis, Heß e Wang (2016).

Eroini e outros (2011) estudam, experimentalmente, a capacidade de diferentes superfícies para reduzir e/ou retardar a incrustação de carbonato de cálcio, concluindo que as superfícies mais eficientes na prevenção da incrustação de carbonato de cálcio são o aço inoxidável pré-tratado com PPCA (*Polyphosphinocarboxilic Acid*) e a superfície de aço inoxidável isotrópica com superacabamento.

O trabalho de Eroini e outros (2011) é complementado pelo estudo de Ojaniemi e outros (2012), onde os autores analisaram, experimentalmente e numericamente, através do *software* Ansys Fluent®, utilizando a abordagem Euler-Granular e implementando funções definidas pelo usuário (UDFs - *User Defined Functions*), a precipitação de partículas de carbonato de cálcio em trocadores de calor e concluíram que partículas puras de CaCO_3 não aderem em uma superfície composta por CaCO_3 pura. Portanto, a incrustação de partículas de carbonato de cálcio pode ser devida a impurezas acumuladas no processo de deposição, uma vez que as impurezas têm um efeito sobre a química superficial da camada incrustada.

De acordo com Ojaniemi e outros (2012), a baixa velocidade do fluido próximo à parede, a alta temperatura da parede e a alta concentração de partículas próximas à parede aumentam a taxa de deposição. Outro resultado encontrado pelos autores foi que a tensão de cisalhamento na parede parece ter um efeito significativo na taxa de incrustação. Ainda segundo Ojaniemi e outros (2012), o modelo desenvolvido prevê, para um fluido Newtoniano, uma taxa de incrustação maior a uma viscosidade mais baixa. A força que afeta a migração das partículas na região próxima à parede, a difusão browniana, é inversamente proporcional à viscosidade do fluido. Portanto, se a viscosidade da suspensão diminuir, a taxa de incrustação aumenta.

No intuito de compreender a influência das mudanças das condições termodinâmicas na precipitação de calcita, Cosmo (2013) modelou matematicamente e com o auxílio de *softwares* como o Multiscale®, para as condições de poço, a etapa inicial da incrustação de calcita, que é a nucleação dos cristais a partir da solução. O autor desenvolveu uma metodologia capaz de mensurar a massa precipitada e de distinguir a origem do fator causador da precipitação. Como resultado verificou-se que a precipitação de calcita é pouco influenciada pelas mudanças das condições termodinâmicas. No entanto, tais

mudanças afetam muito a solubilidade do dióxido de carbono e, esta sim, influencia a cristalização dos sais carbonáticos.

A partir dos dados encontrados por Cosmo (2013), Viana e outros (2015) avaliaram numericamente, através do *software* Ansys Fluent®, a incrustação de carbonato de cálcio em condições de poço, desconsiderando o efeito termodinâmico. Para quantificar o efeito das partículas no escoamento, foi usada a abordagem Euler-Lagrange com o Modelo de Fase Discreta (DPM – *Discrete Phase Model*), que é uma simplificação do modelo DDPM para escoamentos diluídos (ANSYS, 2014). Os resultados de Viana e outros (2015) revelam que o efeito da gravidade é evidenciado com o aumento do tamanho da partícula e, quanto maior for o grau de turbulência no escoamento, mais distribuída a taxa de deposição de carbonato de cálcio ao longo do duto.

A partir de dados químicos referentes a um poço de petróleo da região do Pré-Sal, Hamid e outros (2015) analisaram experimentalmente e numericamente, através do *software* Ansys, a formação de CaCO_3 em ferramentas de fundo de poço. Os resultados mostram a forte influência do gradiente de pressão na formação de CaCO_3 , mediante determinadas condições de velocidades e temperaturas de fluxo.

Goodwin e outros (2013) analisaram, experimentalmente, a deposição de carbonato de cálcio em poços em águas profundas da Petrobras. O trabalho mostrou que as mudanças de pressão também influenciam na incrustação de CaCO_3 , assim como a temperatura, o potencial hidrogeniônico (pH), a composição química da salmoura e, principalmente, o ponto de bolha. O ponto de bolha é o principal fator na deposição de carbonato de cálcio, uma vez que ele pode alterar o pH associado (GOODWIN et al., 2013).

Assim como Eroini e outros (2011) e Ojaniemi e outros (2012), Goodwin e outros (2013) também mostraram que a escolha do material da tubulação é um fator crítico para a deposição de carbonato de cálcio e que a utilização de revestimentos pode ter um efeito significativo na redução da massa incrustada e na adesão.

Complementando os trabalhos anteriormente citados, Vazirian e outros (2016) avaliaram, experimentalmente, as tendências de incrustações relativas para uma gama de revestimentos comercialmente disponíveis. Os autores concluíram que um

aumento no nível de turbulência pode aumentar a taxa de formação de incrustação na superfície, nos processos de deposição e adesão. Os autores também observaram que a taxa de formação de incrustação superficial é controlada predominantemente pela nucleação heterogênea e pelo crescimento do cristal em vez da adesão das partículas pré-cristalizadas de carbonato de cálcio. Entretanto, Vazirian e outros (2016) destacam que o nível de agitação pode resultar em efeitos inversos em um processo para outro.

Reis, Heß e Wang (2016), propõem um modelo Euler-Granular com média de volume para misturas sólido-líquidas reativas, onde a formação da fase sólida é resultante de uma reação química de precipitação envolvendo íons dissolvidos na fase líquida. Assim como Cosmo (2013), os autores discutem um modelo termodinâmico para suspensões diluídas de CaCO_3 , na fase sólida, em salmoura. Simulações numéricas, através do *software* Ansys Fluent®, modelando a sedimentação gravitacional de partículas de carbonato de cálcio em salmoura são realizadas para verificar a validade do modelo termodinâmico proposto. Os resultados das simulações numéricas mostram que, para uma suspensão diluída de carbonato de cálcio em salmoura, a fase sólida se estabelece com uma fração volumétrica máxima próxima a 0,31, sugerindo que os núcleos de CaCO_3 , na fase sólida, apresentam interações de atração que reduzem a distância média entre as partículas individuais. Como consequência, é observado um valor de empacotamento máximo de partículas abaixo do que é idealmente previsto.

De acordo com a revisão bibliográfica realizada, existem diversos fatores que influenciam na deposição e incrustação de material particulado, dentre os quais podem ser citados: o diâmetro e a fração volumétrica das partículas; as colisões entre as partículas; a rugosidade e a temperatura da parede da geometria; a velocidade, a viscosidade e o grau de turbulência do escoamento. Diante da importância desses fatores, o presente trabalho analisa o diâmetro e a fração volumétrica das partículas, a rugosidade da parede da geometria e a velocidade do escoamento.

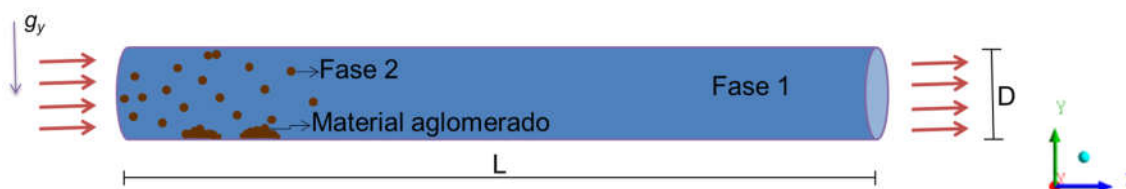
3 ESPECIFICAÇÃO DO PROBLEMA E METODOLOGIA DE SOLUÇÃO

A incrustação de partículas é modelada tridimensionalmente a partir de uma seção de tubulação horizontal de 0,1257 m de comprimento e 0,04 m de diâmetro. A geometria, adaptada do trabalho numérico de Almohammed e Breuer (2016), possui dimensões que permitem a utilização de uma malha adequadamente refinada.

No interior da tubulação o escoamento turbulento é composto por duas fases. A fase 1, é representada por um fluido de grau API igual a 10, massa específica (ρ_l) de 998,2 kg/m³ e viscosidade (μ_l) de 0,001 kg/(m.s) (1 cP). A fase 2 é representada por partículas esféricas, massa específica (ρ_s) de 2800 kg/m³. As partículas são injetadas no plano de entrada da tubulação, face oeste, com a mesma velocidade do fluido e com perfis de velocidade completamente desenvolvidos.

A região próxima à parede da tubulação é onde pode vir a ocorrer o fenômeno de deposição de partículas. A Figura 3 mostra um desenho esquemático das partículas escoando no duto, onde L é o comprimento, D é o diâmetro e g_y representa a aceleração da gravidade.

Figura 3 - Desenho esquemático da tubulação horizontal em que ocorre o processo de deposição de partículas.



A tubulação é de aço com rugosidade da parede interna assumindo, a depender do caso analisado, os valores de 1×10^{-5} m e $4,5 \times 10^{-5}$ m, sem isolamento.

Embora na produção de petróleo a temperatura seja uma variável atuante, neste trabalho é desconsiderada. Em trabalhos posteriores sua influência será incorporada.

O escoamento particulado e homogêneo, ou seja, partículas apresentam o mesmo formato, dimensões e propriedades. O movimento de rotação das partículas sobre o próprio centro de massa é desconsiderado. Para a fase particulada é considerada a força de arrasto. A força gravitacional atua sobre as duas fases.

A quantidade de partículas injetadas varia entre 6 milhões a 337,5 quadrilhões; com diâmetros de 0,4 μm , 4 μm e 40 μm . A velocidade média de injeção na entrada assume os valores de 0,1 m/s, 1 m/s e 5 m/s.

A Tabela 1 apresenta as particularidades de cada um dos casos analisados. Para a confecção da referida tabela, foram utilizados valores retirados da literatura, dentre os quais podem ser citados os trabalhos de Çengel e Cimbala (2015), especificando o valor de rugosidade de $4,5 \times 10^{-5}$ m, Viana e outros (2015) e Almohammed e Breuer (2016), e valores adotados a partir de uma análise dos valores disponíveis na literatura. O tempo de escoamento foi escolhido a partir da análise do tempo necessário para que a partícula atravessasse todo o comprimento da tubulação. Os tempos de 10, 30 e 150 segundos foram adotados, uma vez que correspondem a um valor superior ao tempo de residência de uma partícula na tubulação.

Para resolver o sistema de equações governantes, foi utilizado o *software* de simulação numérica Ansys Fluent® versão 18.2, licença acadêmica, que utiliza o método dos volumes finitos. A simulação objetivou analisar os fatores que influenciam na deposição e incrustação de partículas. Para a modelagem desse problema, o *software* Ansys Fluent® permite que sejam adotadas características distintas para todas as fases de um escoamento multifásico, sendo possível a inserção de propriedades que caracterizam o escoamento de fluido e de partículas.

Mediante os recursos de pós-processamento disponíveis no *software* Ansys Fluent® e no intuito de facilitar a apresentação e análise dos resultados, adotou-se um plano transversal à tubulação localizado a meia distância entre a entrada e a saída da tubulação, podendo representar o comportamento no interior da tubulação sem a influência da entrada e da saída da tubulação no escoamento, conforme mostrado na Figura 4. Neste plano são traçadas 21 linhas verticais tal que 21 pontos estão localizados na metade superior da parede, representado por círculos, e 21 na metade inferior, representado por losangos, da parede interna da tubulação, como mostrado na Figura 7. O ângulo de cada um destes 42 pontos, medido no sentido anti-horário em relação à horizontal, é utilizado no eixo horizontal das figuras apresentadas neste capítulo. O ponto 1 tem um ângulo de $8,18^\circ$ e o ponto 21 um ângulo de $171,8^\circ$. Para a confecção dos gráficos, são utilizados os valores, de velocidade e fração volumétrica das partículas, da célula, também conhecido como

elemento da malha, correspondente aos extremos de cada uma das 21 linhas (Figura 4).

Figura 4 - Posição dos 42 pontos na seção transversal localizada na metade da tubulação utilizados para apresentar os resultados.

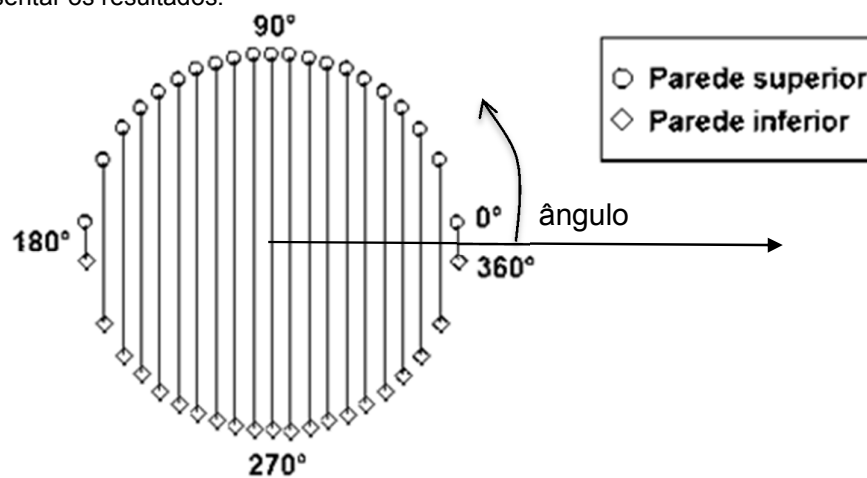


Tabela 1 - Detalhes dos 13 casos analisados.

Casos	Modelo	Velocidade de entrada, m/s	Fração vol. das partículas, %	Número de partículas injetadas	Diâmetro das partículas, 10^{-6} m	Rugosidade, 10^{-3} m	Tempo de escoamento, s
1	Euler-Lagrange/DDPM	0,1	$5,33 \cdot 10^{-6}$	6 milhões	4	0,01	30
2	Euler-Lagrange/DDPM	0,1	0,0009	1 bilhão	4	0,01	30
3	Euler-Granular	0,1	30	11,25 trilhões	4	0,01	10
4	Euler-Granular	0,1	30	33,75 trilhões	4	0,01	30
5	Euler-Granular	0,1	30	168,75 trilhões	4	0,01	150
6	Euler-Granular	0,1	30	33,8 bilhões	40	0,045	30
7	Euler-Granular	1	30	337,5 bilhões	40	0,045	30
8	Euler-Granular	5	30	1,6875 trilhões	40	0,045	30
9	Euler-Granular	1	30	337,5 trilhões	4	0,045	30
10	Euler-Granular	1	30	337,5 quadrilhões	0,4	0,045	30
11	Euler-Granular	1	30	337,5 bilhões	40	0,01	30
12	Euler-Granular	1	10	112,5 bilhões	40	0,045	30
13	Euler-Granular	1	50	562,5 bilhões	40	0,045	30

4 MODELAGEM MATEMÁTICA DO ESCOAMENTO MULTIFÁSICO LÍQUIDO-SÓLIDO

O equacionamento do problema proposto envolve equações consolidadas na área de mecânica dos fluidos para descrever o escoamento entre a fase líquida e de partículas.

O problema é modelado em um primeiro momento mediante a abordagem Euler-Lagrange com Modelo de Fase Discreta Densa (*Dense Discrete Phase Model* - DDPM), posteriormente o problema é tratado mediante a abordagem Euler-Granular.

4.1 FRAÇÃO VOLUMÉTRICA

A fração volumétrica α de uma determinada fase β , α_β , é definida pelo volume ocupado pela fase β , V_β , em relação ao volume local da mistura V_m (DE LAI, 2013). Para o presente trabalho, têm-se duas frações volumétricas, uma para a fase fluida (l), e outra para a fase particulada (s), expressas pelas equações 4.1 e 4.2, respectivamente, em que $V_m = V_l + V_s$.

$$\alpha_l = \frac{V_l}{V_l + V_s} \quad (4.1)$$

$$\alpha_s = \frac{V_s}{V_l + V_s} \quad (4.2)$$

A soma das duas frações volumétricas, em um determinado volume local V_m , deve ser igual a um, conforme equação 4.3.

$$\alpha_l + \alpha_s = 1 \quad (4.3)$$

4.2 PARÂMETROS ADIMENSIONAIS

4.2.1 Número de Reynolds do fluido

O regime de escoamento, laminar ou turbulento, é determinado com base no número de Reynolds, para um comprimento característico, que no caso de um duto

é o diâmetro D , para um fluido com massa específica ρ_l , viscosidade μ_l e escoando a uma velocidade média do fluido u_l . A equação 4.4 mostra essa relação.

$$Re = \frac{\rho_l u_l D}{\mu_l} \quad (4.4)$$

4.2.2 Número de Reynolds da partícula

O número de Reynolds da partícula, Re_s , relaciona as forças inerciais e viscosas do fluido sobre a superfície da partícula, de diâmetro d_s , e pode classificar o regime de escoamento em que a partícula se encontra e é definido pela equação 4.5 (ANSYS, 2017a).

$$Re_s = \frac{\rho_l |\mathbf{u}_s - \mathbf{u}_l| d_s}{\mu_l} \quad (4.5)$$

4.2.3 Número de Stokes

A estimativa do valor do número de Stokes (St), em relação ao domínio do escoamento, pode ajudar a determinar o regime de transporte das partículas (DE LAI, 2013). O número de Stokes de um sistema contendo uma partícula de massa específica ρ_s , diâmetro d_s escoando em um comprimento característico do domínio L , é definido por

$$St = \frac{\rho_s d_s^2 u_l}{18 \mu_l L} \quad (4.6)$$

Segundo De Lai (2013), o número de Stokes do sistema apresenta uma relação temporal entre a velocidade da partícula e a velocidade do fluido, quantificando a inércia do movimento da partícula em relação à mudança no campo do escoamento. Para $St \ll 1$, as partículas possuem comportamento em equilíbrio com o meio fluido, ou seja, as partículas não modificam o campo de escoamento. Para $St \sim 1$ existe uma interação significativa entre o fluido e as partículas, ocorrendo mudanças no campo de escoamento através da trajetória das partículas. Para $St \gg 1$, a resposta da partícula em relação à mudança no campo de escoamento é lenta, o

que torna o movimento da partícula independente da interação com o fluido (DE LAI, 2013).

4.3 ABORDAGEM MATEMÁTICA DO ESCOAMENTO LÍQUIDO-SÓLIDO

Para a formulação das equações de conservação, as seguintes considerações são utilizadas:

- escoamento bifásico líquido-sólido;
- Regime transiente;
- Fluido incompressível e newtoniano;
- Problema isotérmico (fluido e partículas) e sem transferência de massa;
- Problema tridimensional: coordenadas cartesianas (fluido);
- Direção da força gravitacional perpendicular ao escoamento;
- Sistema de coordenadas cartesianas não rotativo: ausência de força centrífuga e de Coriolis sobre a partícula;
- escoamento particulado homogêneo, ou seja, partículas com o mesmo formato, dimensões e propriedades;
- Movimento de rotação das partículas sobre o próprio centro de massa é desconsiderado;
- Na fase particulada são consideradas apenas a força de arrasto e a força gravitacional atuando sobre as partículas.

4.3.1 Abordagem Euler-Lagrange/DDPM

O Modelo de Fase Discreta Densa (*Dense Discrete Phase Model* - DDPM), através de uma abordagem Euler-Lagrange, permite estender o alcance da aplicação do Modelo de Fase Discreta (DPM) de fluxos particulados diluídos para densos, fluxos com frações volumétricas de partículas maiores do que 10% (ANSYS, 2014). O

modelo DDPM permite uma melhor representação da troca de quantidade de movimento no acoplamento entre as duas fases ao considerar a fração volumétrica da fase particulada na solução das equações da fase fluida (DE LAI, 2013). O modelo contabiliza o efeito da fração volumétrica da fase particulada, as interações partículas-partículas, o acoplamento fluido-partícula (massa, impulso e troca de energia) e a grande distribuição de tamanho de partícula (ANSYS, 2014).

As equações da abordagem Euler-Lagrange/DDPM para a conservação de massa e quantidade de movimento, para a fase fluida (l), são apresentadas, respectivamente, pelas equações 4.7 e 4.8 (ANSYS, 2017a).

$$\frac{\partial(\alpha_l \rho_l)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_l \rho_l \mathbf{u}_l) = 0 \quad (4.7)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\alpha_l \rho_l \mathbf{u}_l)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_l \rho_l \mathbf{u}_l \mathbf{u}_l) \\ = -\alpha_l \nabla P_l + \nabla \cdot [\alpha_l \mu_l (\nabla \mathbf{u}_l + \nabla \mathbf{u}_l^T)] + \alpha_l \rho_l \mathbf{g} + (K_{sl} (\mathbf{u}_s - \mathbf{u}_l)) \\ + (\mathbf{K}_{DDPM} (\mathbf{u}_{DDPM} - \mathbf{u}_l))_{implícita} + \mathbf{S}_{DDPM,explícita} \end{aligned} \quad (4.8)$$

sendo α_l a fração volumétrica da fase fluida, \mathbf{u}_l o vetor velocidade da fase fluida, P_l representa a pressão do fluido, ρ_l a massa específica do fluido, \mathbf{g} é o vetor da força gravitacional. \mathbf{u}_s é o vetor velocidade da partícula sólida. K_{sl} representa o coeficiente de troca de quantidade de movimento no acoplamento entre as fases, podendo ser obtido através de diferentes modelos com base no cálculo do coeficiente de arrasto C_d , como será discutido na seção 4.3.1.1.

Os termos de troca de quantidade de movimento, denotados pelo subscrito DDPM, são divididos em uma parte explícita, $\mathbf{S}_{DDPM,explícita}$, e uma parte implícita, onde \mathbf{u}_{DDPM} representa a velocidade média da partícula da fase particulada considerada, e \mathbf{K}_{DDPM} representa o coeficiente de troca de quantidade de movimento na interface média das partículas. Atualmente, os termos de troca de quantidade de movimento são considerados apenas nas equações da fase fluida (ANSYS, 2017a).

A trajetória de uma partícula é obtida integrando o balanço de forças na partícula (s), que é descrito pelo modelo lagrangeano. Esse balanço de forças é apresentado pela equação 4.9.

$$\frac{d\mathbf{u}_s}{dt} = \frac{\mathbf{u}_l - \mathbf{u}_s}{\tau_s} + \frac{(\rho_s - \rho_l)}{\rho_s} g_y \quad (4.9)$$

sendo \mathbf{u}_s o vetor velocidade da partícula sólida, $\frac{\mathbf{u}_l - \mathbf{u}_s}{\tau_s}$ a força de arrasto e $\frac{(\rho_s - \rho_l)}{\rho_s} g_y$ a força gravitacional, onde g_y é a força gravitacional na direção perpendicular ao escoamento. τ_s representa o tempo de relaxamento da fase particulada descrito pela equação 4.10, em que o número de Reynolds da partícula Re_s determina a análise e expressão apropriada para a força de arrasto.

$$\tau_s = \frac{\rho_s d_s^2}{18\mu_l C_d Re_s} \quad (4.10)$$

sendo ρ_s a massa específica da partícula, d_s o diâmetro da partícula e C_d o coeficiente de arrasto da partícula, que pode ser expresso de diferentes formas, definido em função do regime de escoamento da partícula, conforme seção 4.3.1.1.

Para partículas sem rotação é utilizado o modelo baseado no coeficiente de restituição normal e tangencial, que explica a perda de energia devido à colisão inelástica com a parede (ANSYS, 2017a). O coeficiente de restituição normal e_n define a quantidade de movimento, na direção normal à parede, que é retida pela partícula após a colisão com a parede da geometria, equação 4.11(ANSYS, 2017a).

$$e_n = \frac{u_{s,n_2}}{u_{s,n_1}} \quad (4.11)$$

onde $u_{s,n}$ é a velocidade da partícula normal à parede e os índices 1 e 2 se referem a antes e depois da colisão, respectivamente. Do mesmo modo, o coeficiente de restituição tangencial e_t define a quantidade de movimento na direção tangencial à parede que é retida pela partícula (ANSYS, 2017a).

4.3.1.1 Modelos de arrasto para a abordagem DDPM

Um dos modelos de arrasto, utilizados na equação 4.7, que dependem da fração volumétrica da fase particulada e que são recomendados para o problema analisado é o modelo de Gidaspow; Bezburuah e Ding (1992) (ANSYS, 2017a; ANSYS, 2014).

O referido modelo é uma combinação do modelo Wen e Yu (1966 apud ANSYS, 2017a) para região diluída e da equação de Ergun (1952) para fase densa.

Para sistemas diluídos, $\alpha_l > 0,8$, (ANSYS, 2017a), o coeficiente K_{sl} , que representa o coeficiente de troca de quantidade de movimento no acoplamento entre as fases, é definido pela equação 4.12 e o coeficiente de arrasto da partícula C_d é definido pela equação 4.13.

$$K_{sl} = \frac{3}{4} C_d \frac{\alpha_s \alpha_l \rho_l |\mathbf{u}_s - \mathbf{u}_l|}{d_s} \alpha_l^{-2,65} \quad (4.12)$$

$$C_d = \frac{24}{\alpha_l Re_s} [1 + 0,15(\alpha_l Re_s)^{0,687}] \quad (4.13)$$

Quando $\alpha_l \leq 0,8$, caracterizando sistemas densos, o coeficiente K_{sl} é representado pela equação 4.14.

$$K_{sl} = 150 \frac{\alpha_s (1 - \alpha_l) \mu_l}{\alpha_l d_s^2} + 1,75 \frac{\alpha_s \rho_l |\mathbf{u}_s - \mathbf{u}_l|}{d_s} \quad (4.14)$$

4.3.2 Abordagem Euler-Granular

As equações da abordagem Euler-Granular para a conservação de massa e quantidade de movimento para as fases líquida (l) e de partícula (s) são apresentadas, respectivamente, pelas equações 4.15, 4.16 e 4.17. O tensor de tensão da fase particulada, $\bar{\tau}_s$, é descrito pela equação 4.18 (ANSYS, 2017a).

$$\frac{\partial(\alpha_l \rho_l)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_l \rho_l \mathbf{u}_l) = 0 \quad (4.15)$$

$$\frac{\partial(\alpha_l \rho_l \mathbf{u}_l)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_l \rho_l \mathbf{u}_l \mathbf{u}_l) = -\alpha_l \nabla P + \nabla \cdot \bar{\tau}_s + \alpha_l \rho_l \mathbf{g} + [K_{sl}(\mathbf{u}_s - \mathbf{u}_l)] \quad (4.16)$$

$$\frac{\partial(\alpha_s \rho_s \mathbf{u}_s)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \mathbf{u}_s \mathbf{u}_s) = -\alpha_s \nabla P - \nabla P_s + \nabla \cdot \bar{\tau}_s + \alpha_l \rho_l \mathbf{g} + [K_{ls}(\mathbf{u}_l - \mathbf{u}_s)] \quad (4.17)$$

$$\bar{\tau}_s = \alpha_s \mu_s (\nabla \mathbf{u}_s + (\nabla \mathbf{u}_s)^T) + \alpha_s (\lambda_s - \frac{2}{3} \mu_s) \nabla \cdot \mathbf{u}_s \bar{I} \quad (4.18)$$

onde P representa a pressão compartilhada por ambas as fases, P_s é a pressão de sólidos, $K_{sl} = K_{ls}$ representa o coeficiente de troca de quantidade de movimento no acoplamento entre as fases, λ_s representa a viscosidade granular *bulk*, μ_s é a viscosidade cisalhante da fase particulada e \bar{I} é o tensor de inércia.

A conservação da energia para a matéria granular é dada pela equação 4.19.

$$\frac{3}{2} \left[\frac{\partial(\alpha_s \rho_s \theta_s)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \mathbf{u}_s \theta_s) \right] = (-P_s \bar{I} + \bar{\tau}_s) : \nabla \mathbf{u}_s + \nabla \cdot (k_{\theta_s} \nabla \theta_s) - \gamma_{\theta_s} + \varphi_{ls} \quad (4.19)$$

onde, $(-P_s \bar{I} + \bar{\tau}_s) : \nabla \mathbf{u}_s$ representa a geração de energia devido ao tensor de tensão sólido, $k_{\theta_s} \nabla \theta_s$ representa a difusão de energia (k_{θ_s} é o coeficiente de difusão), γ_{θ_s} é a dissipação de energia colisional e φ_{ls} representa a troca de energia entre a fase líquida e a fase de partículas.

4.3.2.1 Temperatura granular

A temperatura granular, θ_s , é definida como uma medida da flutuação da velocidade das partículas (ANSYS, 2014) e é representada pela equação 4.20.

$$\theta_s = \frac{1}{3} (u_s^2) \quad (4.20)$$

4.3.2.2 Pressão de sólidos

A pressão de sólidos P_s corresponde à pressão exercida pelas partículas sobre a parede da geometria (ANSYS, 2014). Neste trabalho é utilizado o modelo de Lun e outros (1984), equação 4.21 (ANSYS, 2014).

$$P_s = \alpha_s \rho_s \theta_s + 2 \rho_s \theta_s (1 + e_n) \alpha_s^2 g_o, \quad (4.21)$$

onde, e_n é o coeficiente de restituição normal para colisões de partículas, definido pela equação 4.11, e o valor para essa variável é de 0,9, podendo ser ajustado para se adequar ao tipo de partícula. A função g_o é uma função de distribuição radial, descrita no próximo item.

4.3.2.3 Função de distribuição radial

A função de distribuição radial, g_o , é um fator de correção que modifica a probabilidade de colisões entre as partículas quando a fase granular de partículas sólidas torna-se densa, podendo também ser interpretada como a distância adimensional entre partículas (ANSYS, 2014). Na literatura existem diversos modelos para a função de distribuição radial, sendo o mais recomendado para o problema em análise o modelo de Lun e outros (1984) (ANSYS, 2014), equação 4.22.

$$g_o = \left[1 - \left(\frac{\alpha_s}{\alpha_{s,max}} \right)^{\frac{1}{3}} \right]^{-1} \quad (4.22)$$

A função de distribuição radial g_o governa a transição da condição "compressível" com $\alpha_s < \alpha_{s,max}$, sendo $\alpha_{s,max}$ a fração volumétrica máxima de partículas sólidas no limite de empacotamento, onde o espaçamento entre as partículas sólidas pode continuar a diminuir, para a condição "incompressível" com $\alpha_s = \alpha_{s,max}$, onde não pode existir uma diminuição adicional no espaçamento. O valor do limite de empacotamento para partículas esféricas é de 0,63, mas esse valor pode ser modificado durante a configuração do problema (ANSYS, 2017a).

4.3.2.4 Viscosidade granular

A viscosidade granular ou viscosidade de cisalhamento granular μ_s devido ao movimento cinético $\mu_{s,cin}$ e à interação colisional de partículas $\mu_{s,col}$, é governado pela equação 4.23.

$$\mu_s = \mu_{s,cin} + \mu_{s,col} \quad (4.23)$$

Para o problema analisado, é recomendado o uso do modelo de Gidaspow; Bezburuah e Ding (1992) para a contribuição cinética $\mu_{s,cin}$ e o uso do modelo de Lun e outros (1984) para a contribuição colisional $\mu_{s,col}$ (ANSYS, 2014), representados, respectivamente pelas equações 4.24 e 4.25.

$$\mu_{s,cin} = \frac{5d_s\rho_s(\theta_s\pi)^{1/2}}{96(1+e_n)g_o} \left[1 + \frac{8}{5}g_o\alpha_s(1+e_n) \right] \quad (4.24)$$

$$\mu_{s,col} = \frac{8}{5}\alpha_s^2\rho_sd_sg_o(1+e_n)\left(\frac{\theta_s}{\pi}\right)^{1/2} \quad (4.25)$$

4.3.2.5 Viscosidade granular *bulk*

A viscosidade granular *bulk*, λ_s , explica a resistência das partículas granulares à compressão e expansão. De acordo com Lun e outros (1984), sua representação matemática é dada pela equação 4.26.

$$\lambda_s = \frac{8}{3}\alpha_s^2\rho_sd_sg_o(1+e_n)\left(\frac{\theta_s}{\pi}\right)^{1/2} \quad (4.26)$$

4.3.2.6 Tensões friccionais

As tensões friccionais são classificadas em pressão friccional, P_f , e viscosidade friccional, μ_f . As tensões friccionais são insignificantes abaixo de uma determinada fração volumétrica de partículas (limite de empacotamento friccional), mas tornam-se importantes à medida que a fração volumétrica de partículas se aproxima do limite de empacotamento (0,63 para esferas), que é definido como a fração volumétrica máxima alcançável da fase granular. Ou seja, quando a fração volumétrica de partículas excede o limite de empacotamento, a pressão friccional P_f é adicionada à equação 4.21, isto é $P_s = \alpha_s\rho_s\theta_s + 2\rho_s\theta_s(1+e_n)\alpha_s^2g_o + P_f$, e a viscosidade friccional μ_f é adicionada a equação 4.23, adotando a forma $\mu_s = \mu_{s,cin} + \mu_{s,col} + \mu_f$ (ANSYS, 2014).

Neste estudo, é recomendado o modelo de Johnson e Jackson (1987) para representar a pressão friccional, equação 4.27, e o modelo de Schaeffer (1987) para a viscosidade friccional, equação 4.28.

$$P_f = Fr \frac{(\alpha_s - \alpha_{s,min})^n}{(\alpha_{s,max} - \alpha_s)^p} \quad (4.27)$$

$$\mu_f = \frac{P_f \sin \phi}{2\sqrt{I_{2D}}} \quad (4.28)$$

onde Fr é uma função de fração volumétrica de partículas computada como $Fr = 0,1\alpha_s$. Os coeficientes n e p assumem, respectivamente, os valores de 2 e 5 (ANSYS, 2017a). ϕ é o ângulo de fricção interna, e I_{2D} é o segundo invariante do tensor de tensão desviador (ANSYS, 2017a).

4.3.3 Visão geral das abordagens utilizadas

Como apresentado na seção 1.1, a abordagem Euler-Lagrange com o DDPM calcula a trajetória e forças de interação individualmente para cada partícula ou parcelas de partículas, resultando em um alto nível de detalhamento das informações e das análises obtidas da dinâmica do escoamento particulado, o que demanda um alto custo computacional. Já a abordagem Euler-Granular não calcula as trajetórias das partículas, invés disso considera um campo de probabilidade da existência das frações volumétricas de cada fase, em determinada região do escoamento, o que implica em um menor custo computacional quando comparado ao método Euler-Lagrange. No entanto, quando os efeitos de interação entre as partículas são essenciais para a resolução do problema, a abordagem Euler-Granular resulta em incertezas na modelagem do problema (ANSYS, 2013; FLORIO, 2013). Também é importante destacar que a abordagem Euler-Lagrange é aplicada apenas para em escoamentos com frações volumétricas de partículas inferiores a 10% (FLORIO, 2013).

4.4 MODELO DE TURBULÊNCIA

O modelo $k - \varepsilon$ (k-epsilon) apresenta robustez, economia e a precisão razoável para uma ampla gama de fluxos turbulentos, o que explica a popularidade do mesmo nas simulações da área industrial (ANSYS, 2017a). Neste modelo são utilizadas as equações de transporte para a energia cinética turbulenta, k , e para a taxa de dissipação da turbulência, ε , respectivamente representadas pelas equações 4.29 e 4.30, sendo o modelo apresentado na forma padrão, *Standart* $k - \varepsilon$, e nas suas

respectivas variações, que mostram melhorias em relação à forma padrão, RNG $k - \varepsilon$ e *Realizable* $k - \varepsilon$ (ANSYS, 2017a).

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho k u_j) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G_k + G_b - \rho \varepsilon - Y_M + S_k \quad (4.29)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\rho \varepsilon) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho \varepsilon u_j) \\ = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + \rho C_1 S \varepsilon - \rho C_2 \frac{\varepsilon^2}{k + \sqrt{\nu \varepsilon}} + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} C_{3\varepsilon} G_b + S_\varepsilon \end{aligned} \quad (4.30)$$

onde $C_1 = \max \left[0,43; \frac{\eta}{\eta+5} \right]$, $\eta = S \frac{k}{\varepsilon}$, $S = \sqrt{2 S_{ij} S_{ij}}$, G_k representa a geração de energia cinética turbulenta devido ao gradiente de velocidade média, G_b é a geração de energia cinética turbulenta devido ao empuxo, Y_M representa a contribuição da flutuação na dilatação volumétrica em escoamentos turbulentos compressíveis no total da taxa de dissipação, C_2 e $C_{1\varepsilon}$ são constantes, σ_k e σ_ε são os números de *Prandtl* turbulentos para k e ε , respectivamente, e S_k e S_ε representam termos fontes definidos pelo usuário.

Apesar dos modelos serem similares, o modelo de turbulência *Realizable* $k - \varepsilon$ oferece o melhor desempenho dentre todas as versões do modelo $k - \varepsilon$ quando aplicado a diversos tipos de escoamentos (ANSYS, 2017a).

4.4.1 Tratamento de parede

Para a modelagem das regiões de proximidades de parede em escoamento turbulento, o software Ansys Fluent® pode utilizar uma abordagem em que a região afetada pela viscosidade (subcamadas viscosas e região de amortecimento) não é resolvida, sendo utilizadas equações semi-empíricas denominadas funções de parede para ligar a região afetada pela viscosidade entre a parede física e região completamente turbulenta (ANSYS, 2017a).

O *software* Ansys Fluent® apresenta quatro modelagens de funções de parede, sendo elas: função de parede padrão (*Standard Wall Function*), função de parede escalável (*Scalable Wall Functon*), função de parede de não equilíbrio (*Non-*

Equilibrium Wall Function) e função de parede melhorada (*Enhanced Wall Function*) (ANSYS, 2017a).

Para a obtenção de melhores resultados em regiões próximas à parede da tubulação, utiliza-se a abordagem de tratamento de parede melhorado (*Enhanced Wall Treatment*), que utiliza a combinação de um modelo com funções de parede mais sofisticadas, sendo seu uso recomendado para a modelagem turbulenta $k - \varepsilon$ (ANSYS, 2017a).

4.5 CONDIÇÕES DE CONTORNO

No domínio da tubulação de área circular constante, como condições de contorno foram utilizadas:

- a) **Entrada:** A condição de perfis de velocidade completamente desenvolvidos para a fase fluida e para a fase particulada é atendida devido à utilização de uma função definida pelo usuário (UDF - *User Defined Functions*). Os valores de velocidade de entrada para ambas as fases é apresentado na Tabela 1. As partículas são transportadas pelo fluido e apresentam a mesma velocidade de entrada da fase fluida. A intensidade turbulenta adotada foi de 5%, considerada uma intensidade média (ANSYS, 2017a) e a temperatura granular é de $0,0001 \text{ m}^2/\text{s}^2$.
- b) **Saída:** Na saída da geometria foi adotado um nível de pressão manométrica de 0 Pa.
- c) **Parede:** A parede é estacionária e na mesma é aplicada a condição de não deslizamento e impenetrabilidade.

5 ABORDAGEM NUMÉRICA

A análise da precipitação de partículas na região próxima da parede de um duto horizontal é realizada numericamente com o auxílio o *software* Ansys Fluent® versão 18.2, licença acadêmica, que utiliza o método dos volumes finitos. Para as simulações foram utilizados computadores com sistemas Intel® Core™ i3 – 350M com 3GB de memória RAM do Laboratório de Simulação Numérica (Labsim). Foi utilizada a versão acadêmica que pelo fato da mesma ser a versão mais recente a fornecer ferramentas aprimoradas para a modelagem do sistema particulado.

5.1 NÍVEL DE REFINAMENTO DA MALHA

A geometria tridimensional principal, que consiste em uma tubulação horizontal de comprimento de 0,1257 metros de diâmetro de 0,04 metros, detalhada no capítulo 3, é dividida em pequenos elementos onde as equações discretizadas são resolvidas.

Foi realizado um teste de malha para avaliar a independência dos resultados em relação ao nível de refinamento. As malhas utilizadas são formadas por elementos tetraédricos descritos na Tabela 2. São utilizados os parâmetros referentes ao caso 6, de acordo com a Tabela 1, para a realização do teste de malha.

Tabela 2 - Detalhe das malhas testadas.

Nome da malha	Número de elementos	Número de nós
Malha 1	106.675	111.198
Malha 2	306.324	316.800
Malha 3	498.806	512.616

Os resultados obtidos a partir do teste de malha com cada uma das três malhas tetraédricas utilizadas são apresentados ao longo do diâmetro da tubulação localizada a 50% da entrada, podendo representar o comportamento no interior da tubulação sem a influência da entrada e da saída da tubulação no escoamento, como mostrado na Figura 5. Uma partícula individual requer, aproximadamente, 1,3 segundos para atravessar toda a tubulação. No entanto, em um sistema com várias partículas, as interações partícula-partícula podem aumentar o tempo requerido para as partículas atravessarem a tubulação. A partir desse problema, é monitorada a fração volumétrica das partículas em um tempo de 30 segundos de escoamento, de

acordo com a Figura 6. As respostas das três malhas são similares, entretanto os obtidos com as malhas 2 e 3 apresentam excelente concordância. Ao se analisar o custo computacional apresentado na Tabela 3, conclui-se que a malha 2 tem boa representatividade e custo computacional viável, sendo a mesma selecionada para efetuar todas as simulações nesta dissertação.

A malha tetraédrica escolhida possui 306.324 elementos, apresentando qualidade ortogonal mínima de, aproximadamente, 0,78 e razão de aspecto máxima de, aproximadamente, 4,14. A Figura 7(a) e 7(b) mostram a malha utilizada.

Figura 5 - Tubulação horizontal de comprimento $L = 0,1257$ m e diâmetro $D = 0,04$ m e localização do plano para determinar a fração volumétrica das partículas mostrada na Figura 5.

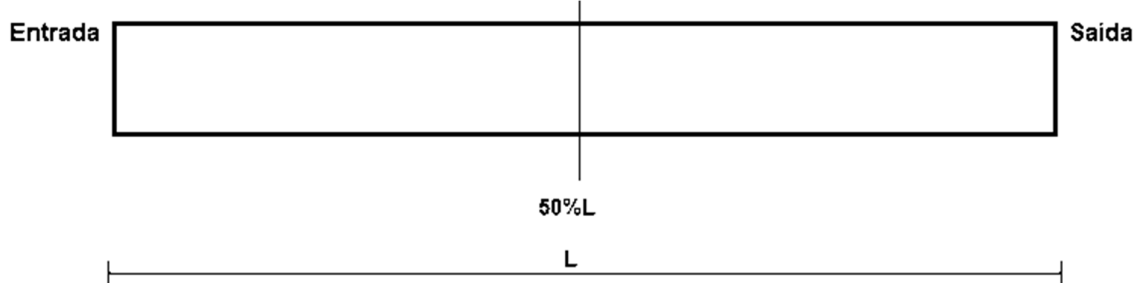


Figura 6 - Fração volumétrica das partículas ao longo do diâmetro da tubulação em 30 segundos para as três malhas testadas.

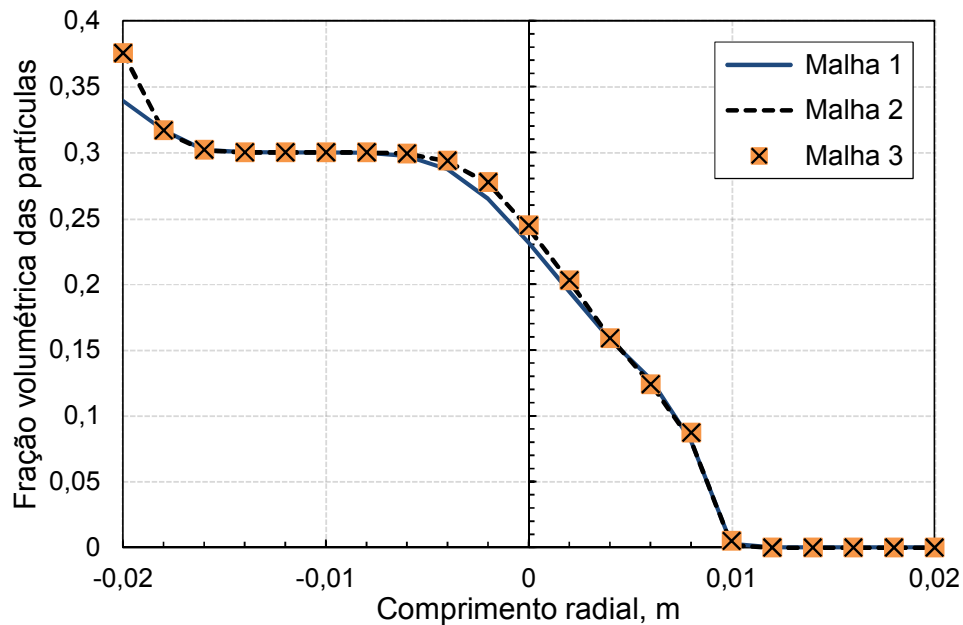
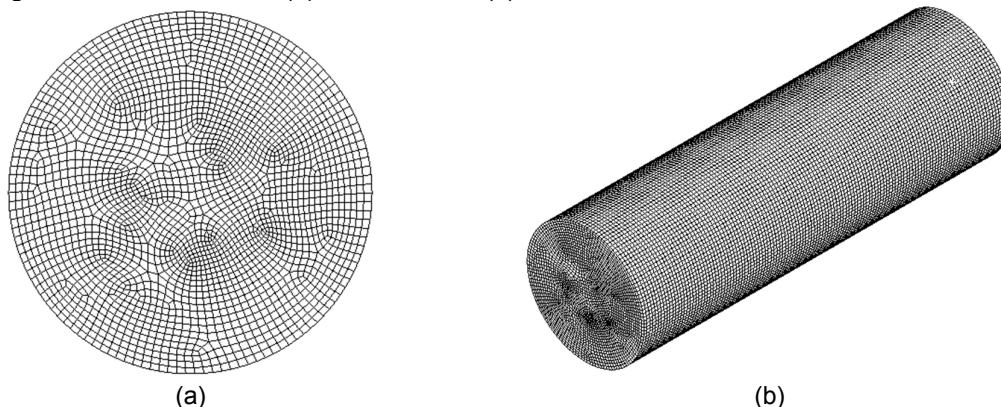


Tabela 3 - Esforço computacional para cada malha.

Identificação da malha	Tempo computacional, em minutos, para atingir 30 segundos de escoamento
Malha 1	140
Malha 2	349
Malha 3	484

Figura 7 - Malha utilizada: (a) vista frontal, e (b) vista isométrica



5.2 PARÂMETROS NUMÉRICOS

A Tabela 4 apresenta os parâmetros do escoamento sólido/líquido empregados em todos os casos analisados (ANSYS, 2014). Os coeficientes de restituição normal e tangencial entre as partículas e a parede, baseados no trabalho de Almohammed e Breuer (2016), que foram utilizados nos casos 1 e 2 são apresentados na Tabela 5.

Tabela 4 - Parâmetros utilizados no escoamento multifásico

Viscosidade granular	Gidaspow; Bezburuah e Ding (1992)
Viscosidade granular <i>bulk</i>	Lun et al. (1984)
Viscosidade friccional	Schaeffer (1987)
Ângulo de fricção interna	Padrão
Pressão friccional	Johnson e Jackson (1987)
Limite de empacotamento friccional	0,55
Temperatura granular	0,0001
Pressão de sólidos	Lun et al. (1984)
Função de distribuição radial	Lun et al. (1984)
Limite de empacotamento	0,63

Fonte: ANSYS (2014).

Nota: Dados adaptados pela autora.

Tabela 5 - Coeficientes de restituição utilizados nos casos 1 e 2 da Tabela 1.

Coeficiente de restituição normal, e_n	0,50
Coeficiente de restituição tangencial, e_t	0,44

Fonte: Almohammed e Breuer (2016).

Nota: Dados adaptados pela autora.

A partir dos resultados de Almohammed e Breuer (2016), que apontam que a redução do coeficiente de restituição normal da partícula aumenta a quantidade de partículas depositadas, foi adotado um valor relativamente baixo, igual a 0,5 para todos os casos. Também foram utilizados o modelo *Realizable $k - \varepsilon$* e a abordagem *Enhanced Wall Treatment*. Nos casos 1 e 2, da Tabela 1, o passo de tempo de cada fase, necessário para atingir a convergência, foi de 0,01 s. Já para os casos 3 a 13 o passo de tempo foi de dez vezes menor, 0,001 s, para ambas as fases.

O critério de convergência para o resíduo médio das equações (RMS) foi de 10^{-3} , (ANSYS, 2017b). Todos os cálculos foram realizados considerando dupla precisão.

Foi utilizado o modelo de arrasto proposto por Gidaspow; Bezburuah e Ding (1992) para a análise com as abordagens DDPM e Euler-Granular. Este modelo é recomendado para a resolução de problemas multifásicos com alta concentração de partículas (ANSYS, 2017a).

5.3 ALGORITMOS DE DISCRETIZAÇÃO

O esquema de solução das equações escolhido foi o *pressure-based*, apropriado para escoamentos incompressíveis (ANSYS, 2017b). Para o acoplamento pressão-velocidade foi empregado o algoritmo *Phase Coupled SIMPLE (PC-SIMPLE)*, que é recomendado para escoamentos multifásicos (ANSYS, 2017a). Para a avaliação de gradientes das propriedades conservadas foi aplicado o método *Least Squares Cell-Based*, que, para malhas não estruturadas, apresenta uma boa precisão e um baixo custo computacional em relação aos outros métodos (ANSYS, 2017b).

Para a quantidade de movimento, a fração volumétrica, a energia cinética turbulenta e taxa de dissipação turbulenta, o esquema utilizado foi o *First Order Upwind*.

Por fim, para a formulação transiente foi adotada a formulação *First Order Implicit*, por apresentar acurácia suficiente para a maioria dos problemas (ANSYS, 2017b).

6 RESULTADOS

Neste capítulo são apresentados os resultados do escoamento de partículas carregadas por um fluido no interior de uma tubulação horizontal de 0,1257 m de comprimento e 0,04 m de diâmetro, obtidos mediante as abordagens Euler-Lagrange com o modelo DDPM e Euler-Granular. Inicialmente é demonstrado que o DDPM requer um tempo computacional elevado o que tornaria difícil sua aplicação em situações com elevado número de partículas. Opta-se pela escolha do Euler-Granular para avaliar a influência do tempo do escoamento, da velocidade de entrada, diâmetro das partículas, rugosidade da parede e fração volumétrica de partículas.

Os escoamentos para todos os casos apresentados na Tabela 1 são turbulentos e os valores aproximados de número de Reynolds do fluido variam de 4.000 a 200.000.

Os valores de número de Stokes para os casos analisados (Tabela 1) variam de, aproximadamente, 200.000 a 10 bilhões, significando que o movimento da partícula independente da interação com o fluido.

6.1 RESULTADOS DA ABORDAGEM EULER-LAGRANGE/DDPM

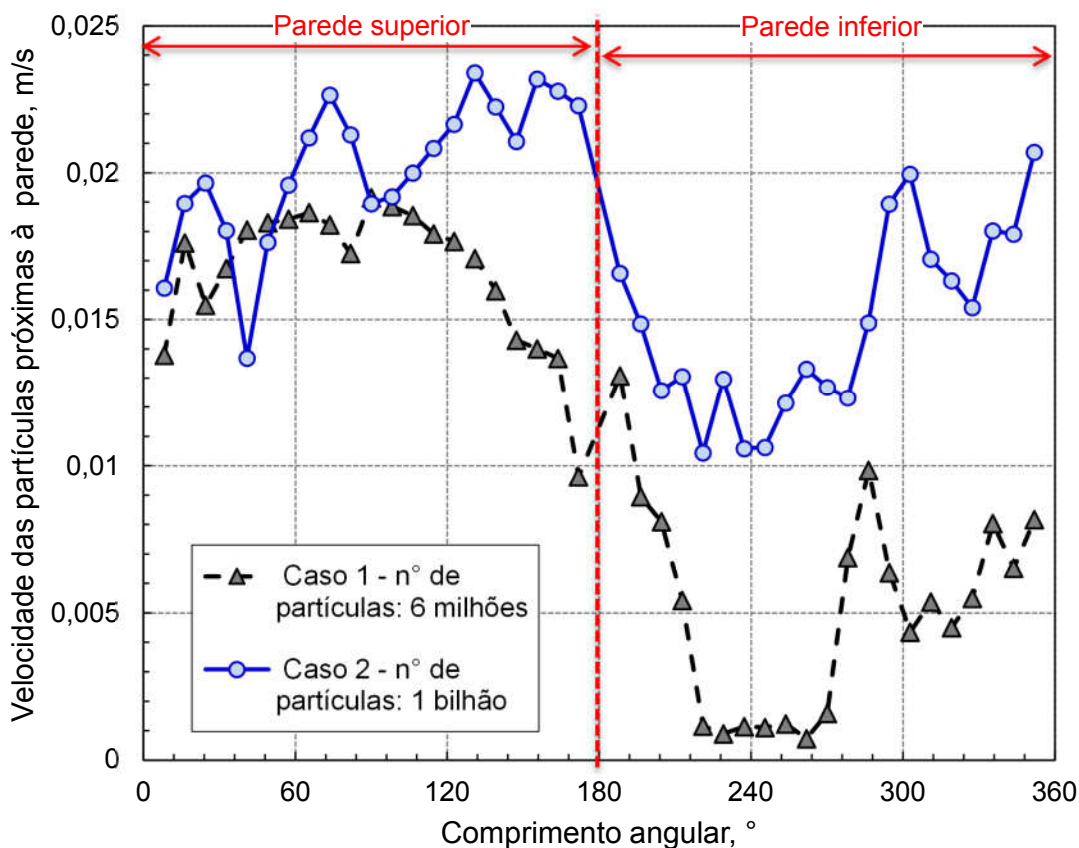
6.1.1 Influência do número de partículas

A resposta da velocidade e da fração volumétrica das partículas para duas quantidades diferentes de partículas, obtida pelo modelo Euler-Lagrange/DDPM, é mostrada, respectivamente, nas Figuras 8 e 9.

Na Figura 8, de uma forma geral, a velocidade apresenta valores diferentes em cada posição, sendo que na metade superior da parede da tubulação (21 pontos no comprimento angular variando entre 0° a 180°) esta velocidade é maior do que na metade inferior da tubulação (21 pontos no comprimento angular variando entre 180° a 360°). A diferença entre as velocidades é mais acentuada quando o número de partículas é menor (caso 1, com fração volumétrica na entrada igual a $5,33 \times 10^{-6}$). Entretanto os valores da velocidade em cada seção são maiores na medida em que

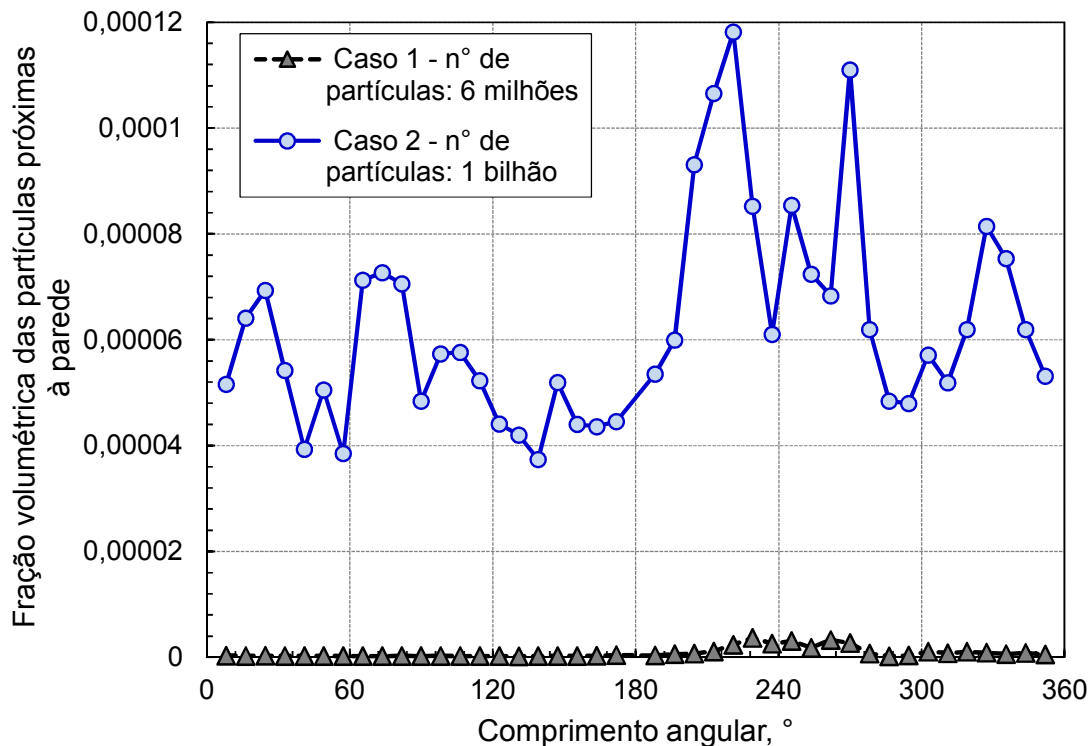
mais partículas são incorporadas no sistema (caso 2, com fração volumétrica na entrada igual a 9×10^{-4}). Esse efeito pode ser resultante da maior fração volumétrica de partículas do caso 2 em relação ao caso 1, o que contribui para a dinâmica das partículas, onde uma partícula é carregada por outra.

Figura 8 - Velocidade das partículas ao longo da parede da tubulação em 30 segundos de escoamento para pouca (caso 1) e elevada (caso 2) quantidade de partículas.



A Figura 9 mostra que o caso 1 com 6 milhões de partículas injetadas apresenta uma fração volumétrica praticamente nula, em relação ao caso 2 com 1 bilhão de partículas injetadas. No entanto, também é possível observar que ambos os casos apresentam uma maior fração volumétrica de partículas na região próxima da parede inferior da tubulação, em comparação com a parede superior. Este comportamento é resultante da forte influência da força gravitacional que tende a sedimentar as partículas, e em maior quantidade quando a concentração das mesmas é maior.

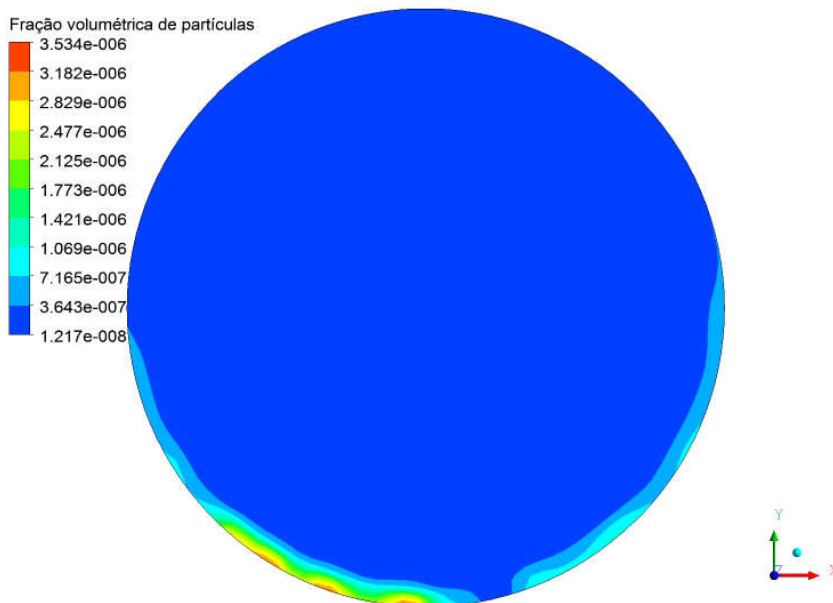
Figura 9 - Fração volumétrica das partículas ao longo da parede circunferencial da tubulação em 30 segundos de escoamento para os casos 1 e 2, que avaliam a influência da quantidade de partículas na abordagem Euler-Lagrange/DDPM.



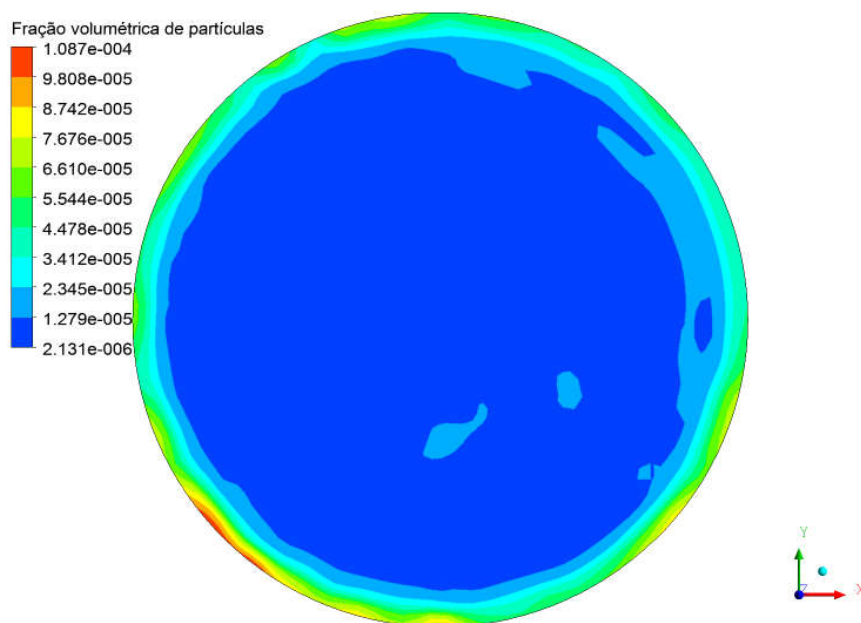
A distribuição de fração volumétrica em um plano transversal à tubulação localizado a meia distância entre a entrada e a saída da tubulação para os casos que utilizam a abordagem Euler-Lagrange, casos 1 e 2, é mostrada na Figura 10

Assim como na figura anterior, os resultados da Figura 10 também mostram uma predominância, em ambos os casos, de partículas na parte inferior da parede. No caso 2, com maior número de partículas, estas se encontram melhor distribuídas na região próxima da parede da tubulação, em relação ao caso 1. Esse resultado pode ser devido ao movimento de umas partículas por outras no escoamento ao longo da tubulação quando são injetadas em maior quantidade. Destaca-se que as escalas utilizadas nesta figura são diferentes.

Figura 10 - Distribuição da fração volumétrica das partículas em um plano transversal à tubulação localizado a meia distância entre a entrada e a saída da tubulação em 30 segundos de escoamento para os casos 1 e 2.



a) Caso 1 com 6 milhões de partículas.



b) Caso 2 com 1 bilhão de partículas.

Em relação ao tempo computacional, o caso 2 com 1 bilhão de partículas injetadas, demandou, aproximadamente, 23 horas adicionais (2,44 vezes maior), em relação ao caso 1 com 6 milhões de partículas, conforme detalha a Tabela 6.

Tabela 6 - Tempo computacional requerido para resolver os casos 1 e 2 da Tabela 1.

Casos	Caso 1: 6 milhões de partículas	Caso 2: 1 bilhão de partículas
Tempo, h	16	39

O elevado número de partículas torna o problema computacionalmente caro. E isso é importante quando se considera que a deposição de partículas na região próxima da parede da tubulação está relacionada com sua elevada fração volumétrica nesta região (BREUER; ALMOHAMMED, 2015).

Portanto, a aplicação da abordagem Euler-Lagrange com o modelo DDPM deve ser cuidadosamente avaliada e pode não ser apropriada para as condições que representam o problema de deposição. A aplicação da abordagem Euler-Lagrange é recomendada para escoamentos diluídos, com frações volumétricas de partículas inferiores a 10% (FLORIO, 2013), diferente das condições do problema em estudo que requer maiores frações volumétricas para ser representativo.

Como a abordagem Euler-Granular permite resolver problemas envolvendo escoamentos densos, isto é com elevado número de partículas (ANSYS, 2014), poderá ser aceitável a utilização dessa abordagem para modelar o problema de deposição, e possível incrustação, de partículas.

6.2 RESULTADOS DA ABORDAGEM EULER-GRANULAR

6.2.1 Influência do tempo de escoamento

Avaliar o tempo de escoamento é importante uma vez que as propriedades podem mudar com o decorrer do tempo. Os resultados devem ser apresentados em um tempo suficientemente longo, onde os parâmetros sejam considerados permanentes. Com este fim são apresentadas, nas Figuras 11 e 12, a velocidade e a fração volumétrica das partículas para os tempos de 10, 30 e 150 s, que correspondem aos casos 3, 4 e 5, com 11,25 trilhões, 33,75 trilhões e 168,75 trilhões de partículas, respectivamente. A fração volumétrica de partículas no instante da injeção é de 0,3 e a velocidade de entrada é de 0,1 m/s (Tabela 1).

Figura 11 - Velocidade das partículas ao longo da parede circunferencial da tubulação para três tempos de escoamento, casos 3, 4 e 5.

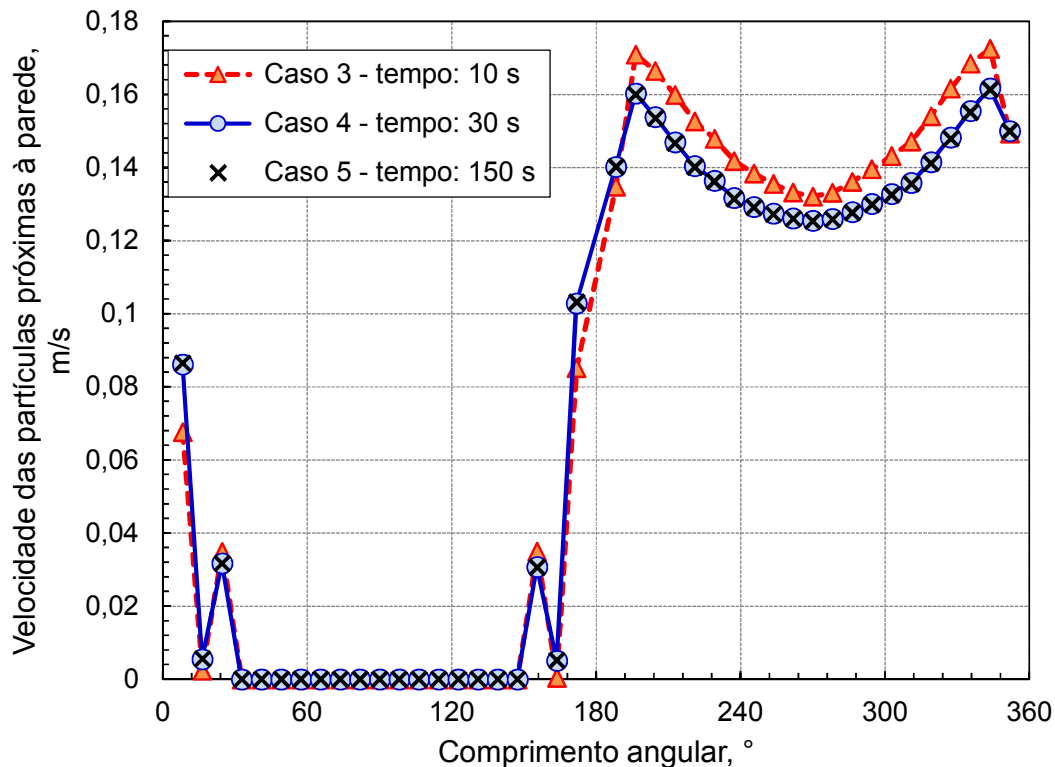
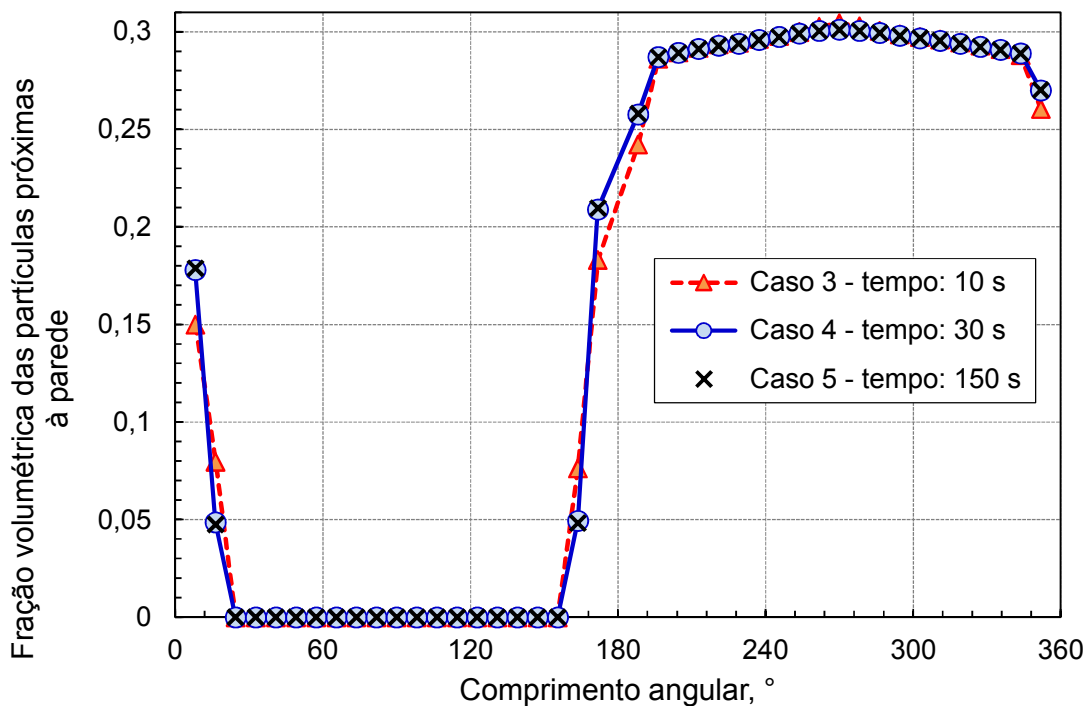


Figura 12 - Fração volumétrica das partículas ao longo da parede circunferencial da tubulação para três tempos de escoamento, casos 3, 4 e 5.



Através da Figura 11, para as três situações consideradas observa-se que a região da metade inferior (de 180 a 360 graus) apresenta velocidades de partículas maiores do que na região superior (0 a 180 graus), o que é devido à elevada concentração de partículas na região inferior resultante da força gravitacional, como mostrado na Figura 12. No comprimento angular de 270°, que corresponde ao ponto central da parede inferior, é observado o menor valor de velocidade e o maior valor de fração volumétrica de partículas de toda a tubulação.

Nas Figuras 11 e 12 observa-se que os resultados para tempos de escoamento de 30 e 150 segundos, casos 4 e 5, são praticamente coincidentes, existindo pouca diferença ao comparar com o menor tempo de escoamento, 10 segundos, caso 3. Esse resultado deve-se a que nos tempos de 30 e 150 segundos, o escoamento já atingiu seu estado de equilíbrio onde uma quantidade fixa de partículas é depositada e outra quantidade fixa de partículas sólidas é carregada por outras partículas no decorrer do tempo. O seja, a partir de 30 segundos de escoamento, a velocidade e a fração volumétrica das partículas na região próxima da parede não mais se alteram e são consideradas permanentes.

A Tabela 7 mostra o tempo computacional requerido para a resolução dos casos 3, 4 e 5, com 10, 30 e 150 segundos de escoamento, respectivamente.

Tabela 7 - Tempo computacional requerido para resolver os casos 3, 4 e 5 da Tabela 1.

Casos	Caso 3: 10 segundos	Caso 4: 30 segundos	Caso 5: 150 segundos
Tempo, h	3	5	104

Analisando o tempo computacional requerido (Tabela 7) o caso 4 demandou 5 horas para atingir os 30 segundos de escoamento, enquanto que para o caso 5 foram requeridas 104 horas. Portanto, devido ao elevado tempo computacional requerido para o caso 5 com 150 segundos, as análises seguintes serão avaliadas no tempo de escoamento de 30 segundos.

Não se torna viável, devido ao alto custo computacional para simular um escoamento com fração volumétrica de partículas superior a 10%, realizar uma comparação entre os casos que utilizam a abordagem Euler-Lagrange/DDPM (Figuras 8 e 9) com os casos que utilizam a abordagem Euler-Granular, uma vez que a abordagem Euler-Lagrange/DDPM contabiliza o efeito da fração volumétrica da

fase particulada, das interações partículas-partículas, do acoplamento fluido-partícula e da distribuição de tamanho de partícula, aumentando o custo computacional em relação à abordagem Euler-Granular (ANSYS, 2014). Além disso, a abordagem Euler-Lagrange é válida apenas para escoamentos diluídos, com frações volumétricas de partículas inferiores a 10% (FLORIO, 2013).

As respostas apresentadas nas Figuras 8 e 9 via Euler-Lagrange/DDPM são diferentes das obtidas via Euler-Granular devido principalmente às frações volumétricas de partículas injetadas, 0,0009 % e 30 %, respectivamente.

6.2.2 Influência da velocidade de entrada

As Figuras 13 e 14 mostram, respectivamente, a velocidade e a fração volumétrica das partículas, em 30 segundos de escoamento, para os casos 6, 7 e 8, em que a velocidade de entrada de ambas as fases são, respectivamente, 0,1, 1 e 5 m/s. A fração volumétrica de injeção é de 30 %, como mostrado na Tabela 1.

Existe uma redução na velocidade média das partículas em relação à velocidade de entrada de cada caso, como mostrado na Figura 13, resultantes do aumento da força de arrasto devido ao aumento da velocidade do fluido e das partículas, como mostrado na equação 4.9, e da rugosidade da parede, que dificultam o escoamento das partículas na região próxima à parede da tubulação.

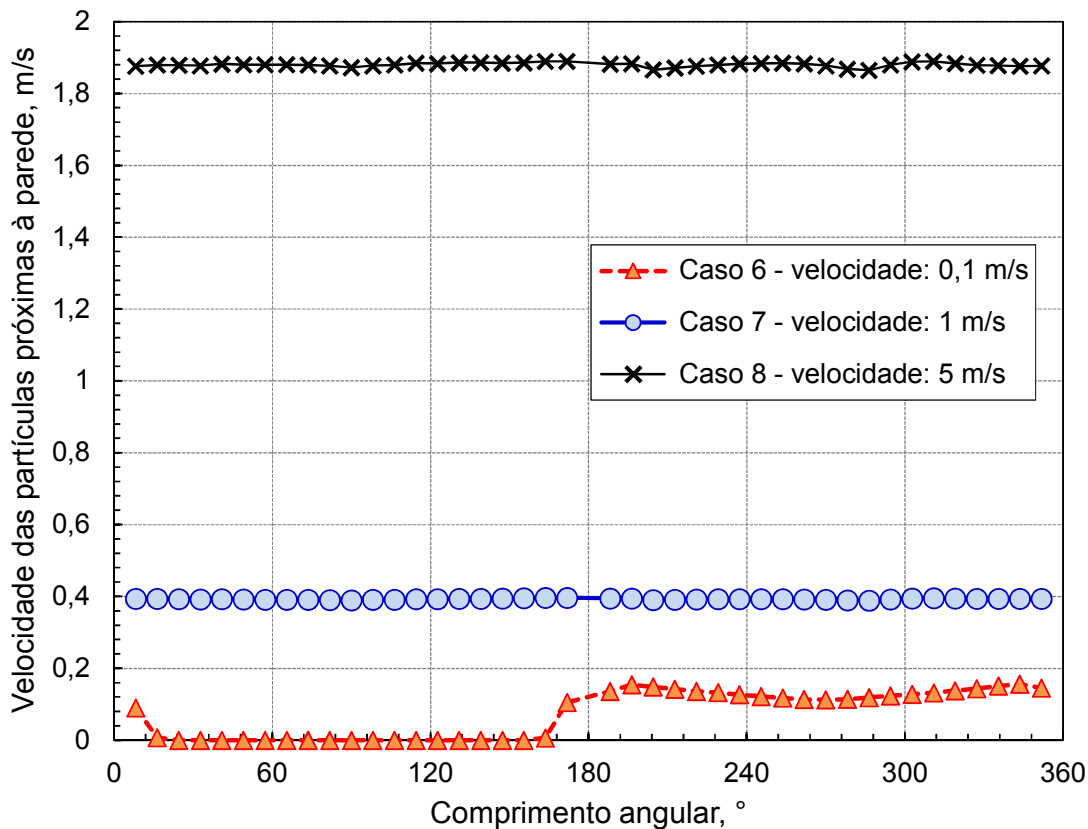
Quando a velocidade é baixa (0,1 m/s) as partículas tendem a se depositar na parte inferior da tubulação se concentrando na posição mais baixa que corresponde a 270° (Figuras 13, 14 e 15a). Na metade superior (16° a 164°) a velocidade é nula porque não há acúmulo de material particulado. O escoamento não apresenta velocidade suficiente para distribuir as partículas para a região superior da tubulação.

O aumento da velocidade para 1 m/s e posteriormente para 5 m/s tende a uniformizar a velocidade e distribuição de partículas ao longo de toda a parede do duto.

As velocidades não são constantes como a Figura 13 sugere. As diferenças entre os valores máximos e mínimos nos trechos superior e inferior para cada caso são: 0 e

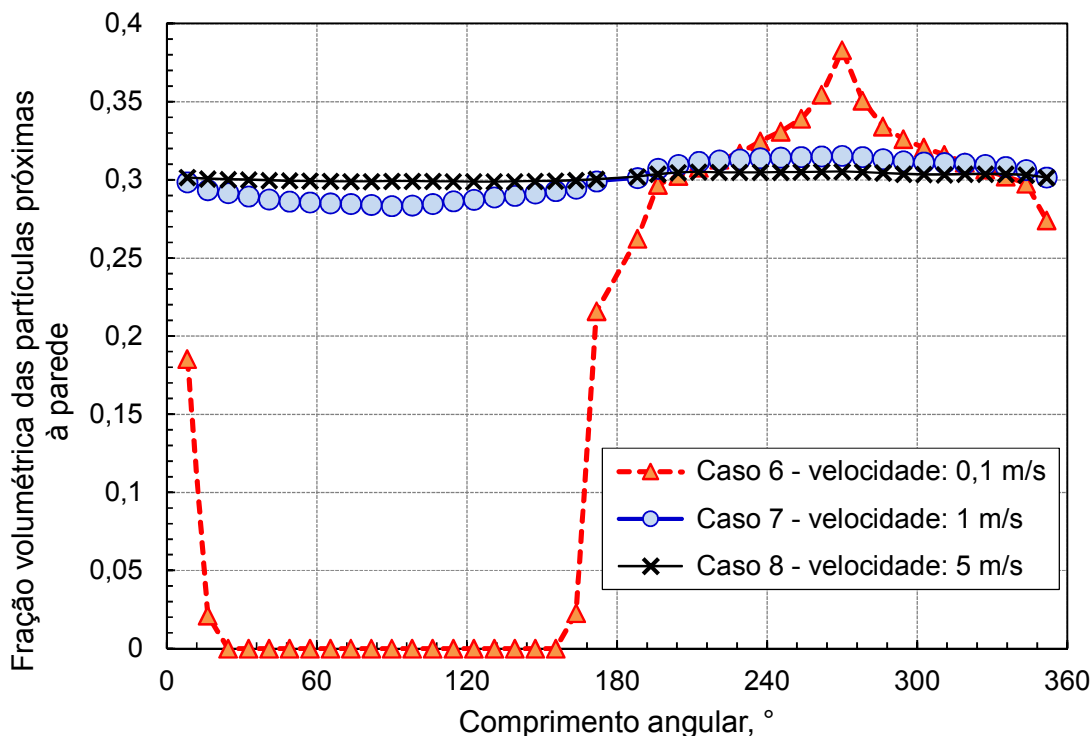
0,044 m/s; 0,007 m/s e 0,007 m/s; 0,018 m/s e 0,025 m/s. Maior variação é encontrada com a menor velocidade das partículas.

Figura 13 - Velocidade das partículas ao longo da parede circunferencial da tubulação em 30 segundos de escoamento para os casos 6, 7 e 8, que avaliam a variação de velocidade de entrada.



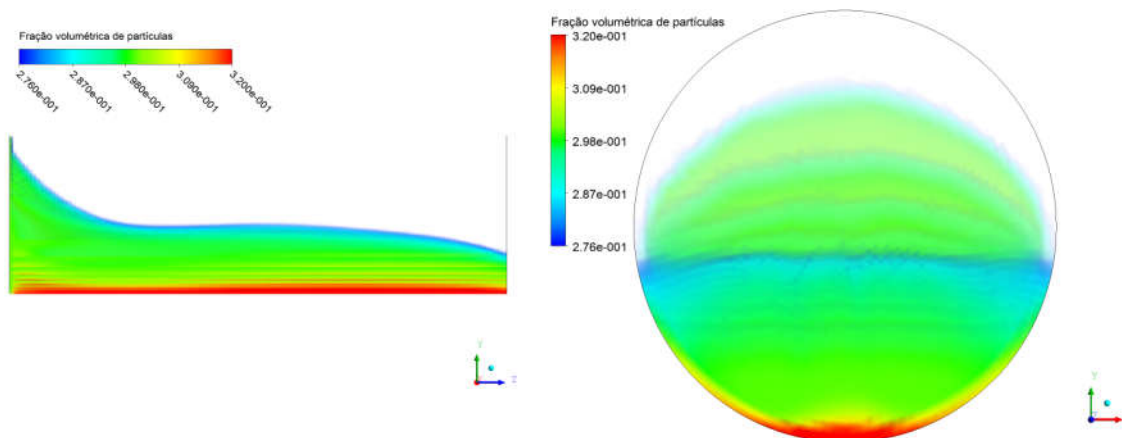
A fração volumétrica das partículas com 0,1 m/s é nula na região próxima da parede superior e é máxima no centro da parte inferior da tubulação, como mostrado na Figura 14, esse fenômeno pode ser explicado pela velocidade relativamente baixa que permite uma forte influência da força gravitacional. Já o caso com 1 m/s apresenta frações volumétricas menores do que 0,3 na parte superior, e frações ligeiramente superiores a 0,3 na parte inferior da tubulação, o que demonstra que a força gravitacional apresenta uma influência mínima. Enquanto que para velocidade elevada o suficiente é possível o acúmulo homogêneo de partículas nas paredes da tubulação. Desta forma pode-se concluir que a uniformidade no acúmulo de partículas na região próxima da parede do duto é mais acentuada na medida em que maior é a vazão de entrada das duas fases.

Figura 14 - Fração volumétrica das partículas ao longo da parede circunferencial da tubulação em 30 segundos de escoamento para os casos 6, 7 e 8, que avaliam a variação de velocidade de entrada.

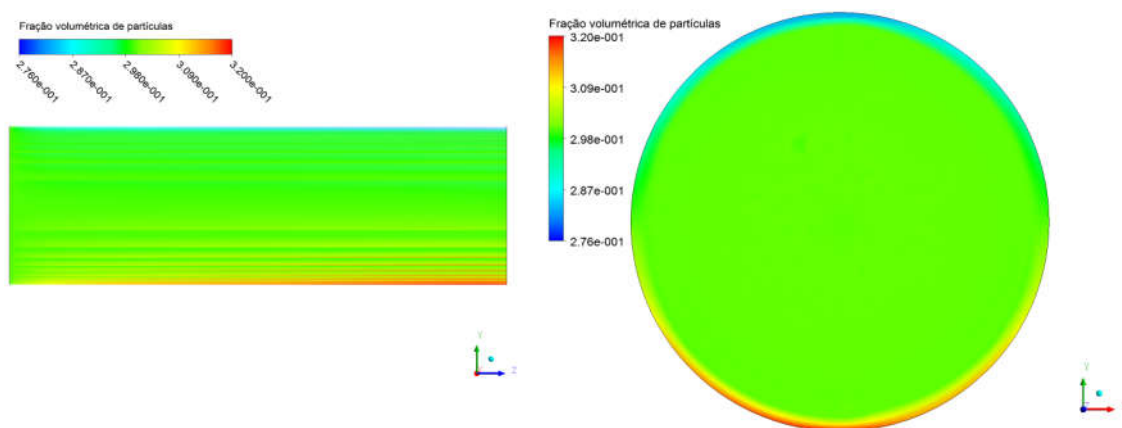


A distribuição de fração volumétrica na tubulação é mostrada na Figura 15 para os casos 6, 7 e 8 através de vistas longitudinais e transversais à tubulação. A influência da força gravitacional sobre as partículas no caso com velocidade de entrada de 0,1 m/s, caso 6, é notória. Com o aumento da velocidade as partículas sólidas tendem a serem carreadas pelo escoamento apresentando uma deposição mais uniforme ao longo de toda a seção circunferencial da tubulação. Deve também ser observado que o número de partículas injetadas nos casos 6, 7 e 8 são diferentes, sendo, respectivamente, de 33,8 bilhões, 337,5 bilhões e de 1,6875 trilhões de partículas.

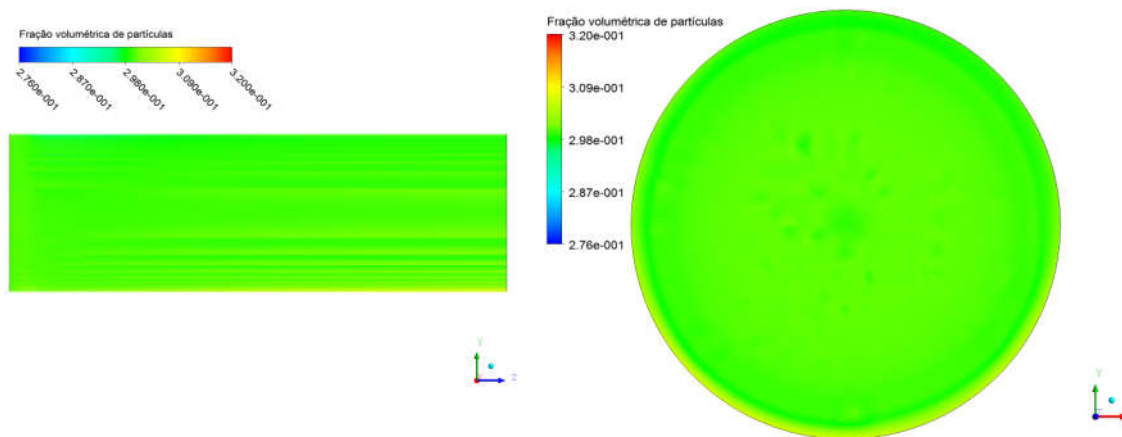
Figura 15 - Distribuição da fração volumétrica das partículas ao longo de toda a tubulação em 30 segundos de escoamento para os casos 6, 7 e 8 a partir de vistas longitudinais e transversais à tubulação.



a) Caso 6: 0,1 m/s.



b) Caso 7: 1 m/s.



c) Caso 8: 5 m/s.

A Tabela 9 apresenta o custo computacional para os casos com velocidade de 0,1, 1 e 5 m/s, casos 6, 7 e 8, respectivamente. De acordo com a Tabela 9, os casos com velocidades 0,1 m/s e 1 m/s demandaram, respectivamente e aproximadamente, 6 e 40 horas, enquanto que para resolver o caso 8 com 5 m/s foram necessárias, aproximadamente, 120 horas, o que representa um alto custo computacional.

Tabela 8 - Tempo computacional requerido para resolver os casos 6, 7 e 8 da Tabela 1.

Casos	Caso 6: 0,1 m/s	Caso 7: 1 m/s	Caso 8: 5 m/s
Tempo, h	6	40	120

Diante dessa análise, observa-se que a velocidade intermediária de 1 m/s (caso 7) pode ser suficiente para a representação do fenômeno de deposição, pois não se trata de uma velocidade baixa o bastante para que o efeito gravitacional seja dominante nem muito alta para que o escoamento não permita a deposição de partículas em pontos específicos. Além disso, não demandou um custo computacional demasiadamente alto, em relação aos outros casos analisados. Portanto, essa será a velocidade adotada nos casos seguintes.

6.2.3 Influência do diâmetro da partícula

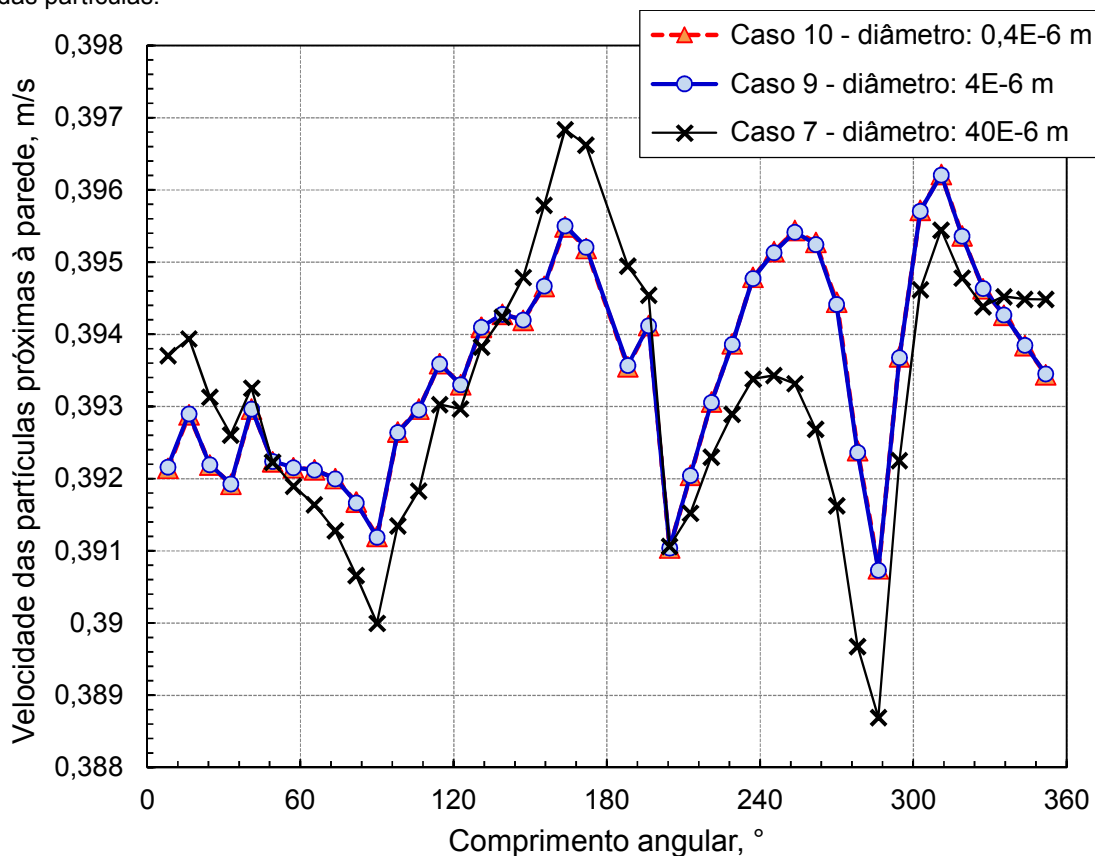
Em condições reais de produção as partículas apresentam diâmetros diferentes e podem influenciar na deposição e possível incrustação. Com o intuito de avaliar este comportamento são considerados cenários com diâmetros de partículas de 0,4 μm , 4 μm e 40 μm , a velocidade na entrada é constante em 1 m/s nas três situações. Os resultados em termos de velocidade e fração volumétrica das partículas na seção reta do duto são apresentados nas Figuras 16 e 17.

De acordo com a Figura 16, nos três cenários as velocidades das partículas oscilam entre 0,39 m/s e 0,397 m/s na região próxima da parede da tubulação, uma variação de 0,007 m/s que é 1,7 % do valor médio. Partículas com os diâmetros menor (0,4 μm) e intermediário (4 μm) apresentam resposta praticamente similar e na maior parte dos pontos, velocidade superior ao caso com diâmetro de 40 μm . Esse comportamento pode ser resultante da forte influência do escoamento para as dimensões de diâmetro de 0,4 e 4 μm . Os resultados mostram que partículas com menores diâmetros são mais facilmente carregadas pelo escoamento.

A velocidade das maiores partículas é superior apenas próximo às paredes laterais da tubulação (0 e 180 graus), região de forte influência da força gravitacional, que atua de forma mais intensa em partículas com maior diâmetro.

Por apresentar velocidades menores, na maior parte dos pontos, em comparação aos outros casos, observa-se que o caso com o diâmetro de $40 \mu\text{m}$ é o que apresenta uma possibilidade maior de deposição de partículas, e uma provável incrustação, uma vez que a baixa velocidade é um dos pré-requisitos que levam à deposição e incrustação de partículas.

Figura 16 - Velocidade das partículas ao longo da parede circunferencial da tubulação em 30 segundos de escoamento para os casos 7, 9 e 10, que avaliam a influência da variação do diâmetro das partículas.

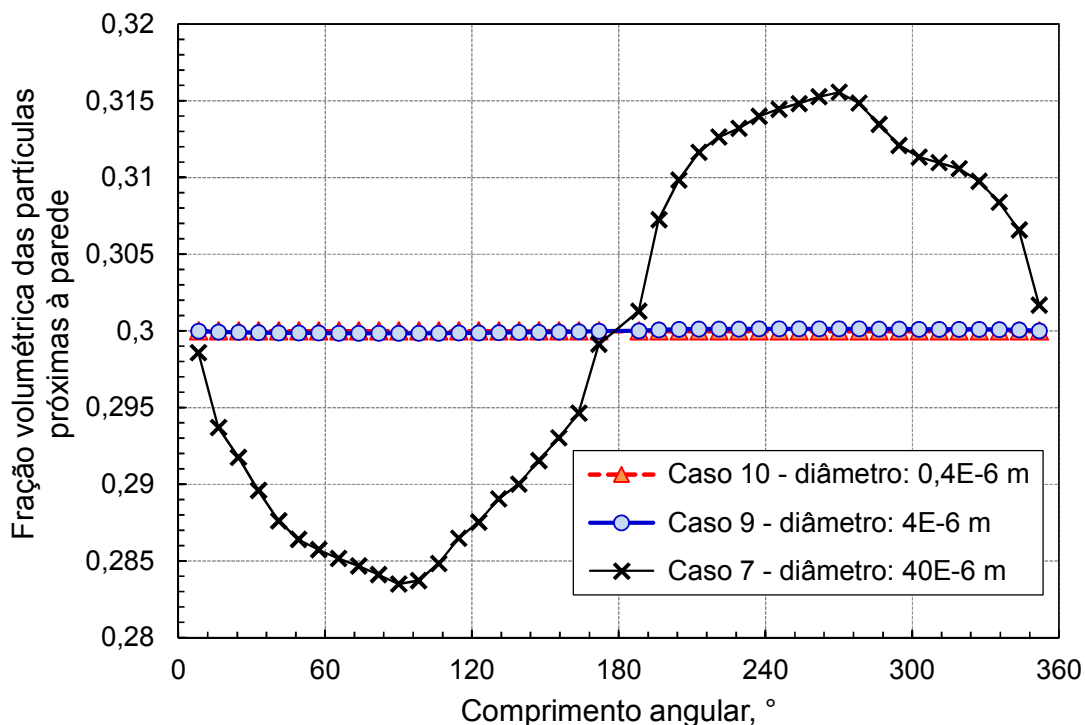


A Figura 17 mostra a fração volumétrica das partículas com três diâmetros, casos 7, 9 e 10. É observado que não houve um acúmulo significativo para os casos com diâmetros de $4 \mu\text{m}$ e $0,4 \mu\text{m}$. Em contrapartida, para diâmetro de $40 \mu\text{m}$, caso 7, o acúmulo foi relativamente elevado na seção inferior, que pode ter sido resultante do aumento do número de colisões interpartículas devido à redução da distância entre

as partículas ao aumentar o diâmetro das partículas. Também, deve-se observar que no com $40 \mu\text{m}$, caso 7, existe uma forte influência da força gravitacional, que pode ter sido o responsável por esse resultado. Pelo mesmo motivo, existe uma redução da fração volumétrica das partículas na região superior da tubulação. Também deve ser levado em consideração, na análise da Figura 17, que o volume de cada partícula do caso 7, por exemplo, chega a ser 100 vezes maior do que uma partícula do caso 10, o que pode ter contribuído para a discrepância nos resultados do caso 7 em comparação aos outros casos da Figura 17.

O diâmetro de $40 \mu\text{m}$ foi utilizado em grande parte das simulações deste trabalho por apresentar uma maior tendência de deposição do que os outros casos (Figuras 16 e 17), sendo que essa mesma tendência de resultado foi obtida por Almohammed e Breuer (2016).

Figura 17 - Fração volumétrica das partículas ao longo da parede circunferencial da tubulação para os casos 10, 9 e 7, que avaliam a influência da variação do diâmetro das partículas.



Ao ser analisado, pela Tabela 9, o tempo computacional necessário para 30 s de escoamento, observa-se que devido ao elevado número de partículas em comparação aos outros casos, como mostrado na Tabela 1, foram requeridas,

aproximadamente, 44 horas adicionais para resolver o caso 10, representando um valor superior ao dobro do tempo para resolver ambos os casos 7 e 9.

Tabela 9 - Tempo computacional requerido para resolver os casos 10, 9 e 7 da Tabela 1.

Casos	Caso 10: 0,4 μm	Caso 9: 4 μm	Caso 7: 40 μm
Tempo, h	84	40	40

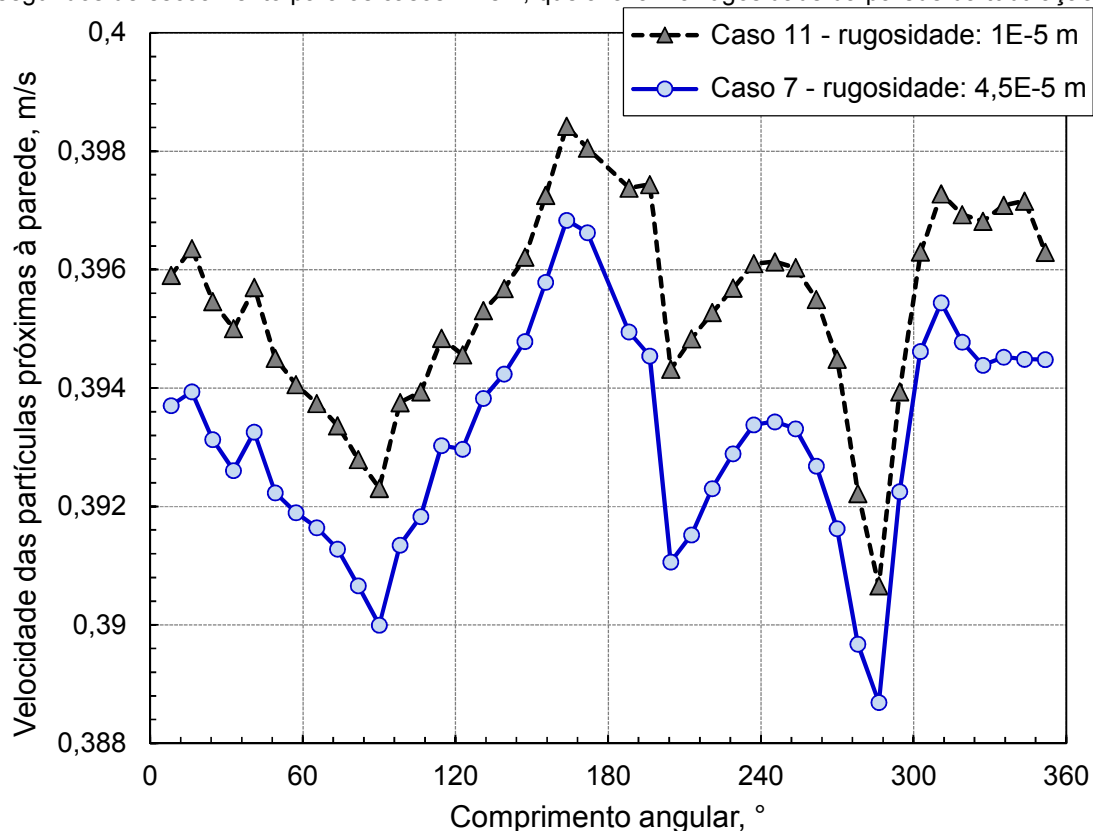
Mediante toda a análise realizada, é adotado, para os casos seguintes, o diâmetro de 40 μm , por ser considerada um valor que pode representar o problema de deposição, e de possível incrustação de partículas, a um tempo computacional requerido viável para os computadores do Labsim.

6.2.4 Influência da rugosidade da parede da tubulação

São avaliados dois valores de rugosidade atribuídos à parede da tubulação: o valor de 1×10^{-5} m, baseado no estudo de Almohammed e Breuer (2016), e de $4,5 \times 10^{-5}$ m, que corresponde à rugosidade do aço comercial novo (ÇENGEL; CIMBALA, 2015).

A Figura 18 apresenta a velocidade das partículas na região próxima da parede da tubulação para os casos 7 e 11.

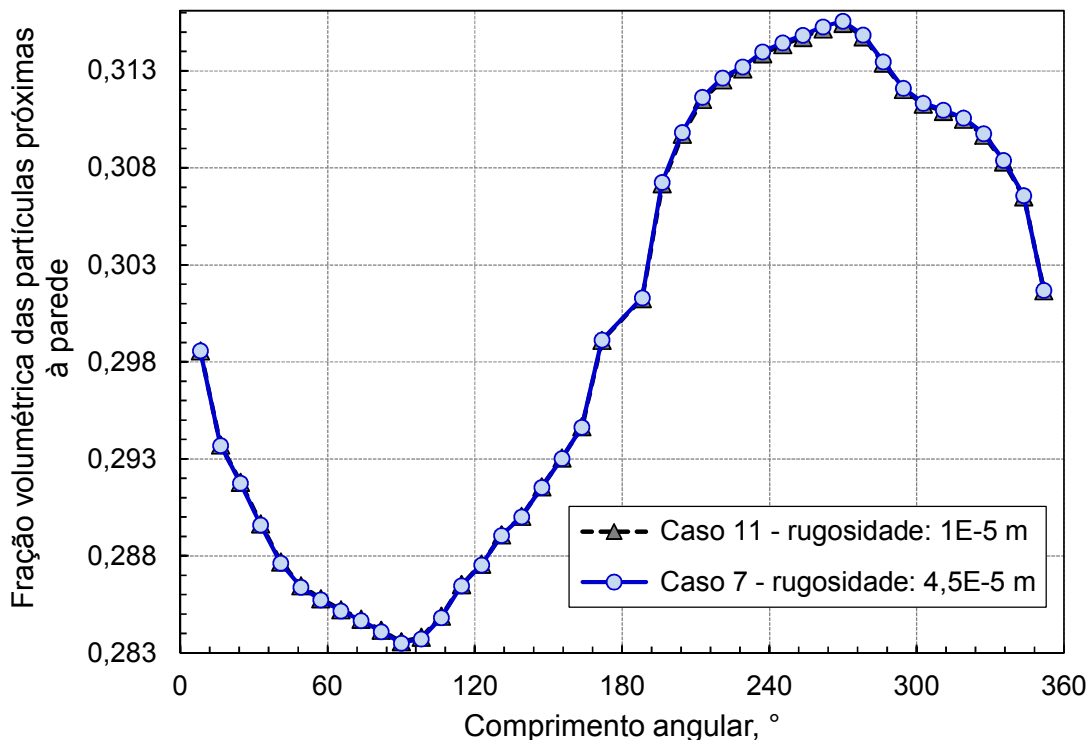
Figura 18 - Velocidade das partículas ao longo da parede circunferencial da tubulação em 30 segundos de escoamento para os casos 11 e 7, que avaliam a rugosidade da parede da tubulação.



Como mostrado na Figura 18, o caso com rugosidade de $4,5 \times 10^{-5}$ m, caso 7, apresenta uma velocidade menor do que o caso com rugosidade de 10^{-5} m, caso 11, em todos os pontos analisados. Esse resultado já era esperado, uma vez que o aumento da rugosidade aumenta a resistência ao escoamento, consequentemente aumentando a perda de carga e reduzindo a velocidade próxima à parede das fases analisadas.

A fração volumétrica das partículas para as duas situações mencionadas é comparada na Figura 19.

Figura 19 - Fração volumétrica das partículas ao longo da parede circunferencial da tubulação para rugosidades da parede diferentes, casos 11 e 7, que avaliam a rugosidade da parede da tubulação.



A diferença de fração volumétrica das partículas na região próxima da parede da tubulação para ambos os casos 7 e 11 é mínima, como mostrado na Figura 19. No ponto inferior central (270°) da tubulação, por exemplo, o caso com rugosidade de $4,5 \times 10^{-5}$ m, caso 7, apresenta uma fração volumétrica, aproximadamente, 0,12% maior do que o caso com rugosidade de 10^{-5} m, caso 11. O resultado obtido na Figura 19 está em concordância com o trabalho de Almohammed e Breuer (2016), que relaciona o aumento da rugosidade com o crescimento das taxas de deposição.

A Tabela 11 mostra o custo computacional para os casos com rugosidade de $4,5 \times 10^{-5}$ m, caso 7, e com rugosidade de 10^{-5} m, caso 11, atingirem 30 segundos de escoamento.

Tabela 10 - Tempo computacional requerido para resolver os casos 11 e 7 da Tabela 1.

Casos	Caso 11: 10^{-5} m	Caso 7: $4,5 \times 10^{-5}$ m
Tempo, h	39	40

A partir dos resultados encontrados na Tabela 11 observa-se que o tempo computacional para o escoamento atingir 30 segundos para ambos os casos são

aproximadamente equivalentes e, portanto, o aumento da rugosidade, caso 7, não resulta em um aumento significativo no custo computacional.

Para os casos seguintes é utilizada a rugosidade de $4,5 \times 10^{-5}$ m, caso 7, por ser considerado um valor de um material amplamente utilizado, aço comercial novo, e que pode representar o problema de deposição, e de possível incrustação de partículas, a um tempo computacional viável para a solução nos computadores do Labsim.

6.2.5 Influência da fração volumétrica de partículas

Para que haja deposição de partículas, é necessário que a quantidade de partículas seja suficientemente alta para que as mesmas possam se acumular. Por isso, se faz necessário avaliar a influência da fração volumétrica das partículas no sistema multifásico analisado.

A Figura 20 e 21 mostram, respectivamente, a velocidade e a fração volumétrica das partículas na região da parede da tubulação para os casos 7, 12 e 13.

A velocidade das partículas, Figura 20, apresentou um comportamento semelhante para os três casos analisados. No entanto, houve um aumento de velocidade das partículas à medida que se aumenta a fração volumétrica da mesma, o que pode ser resultante do aumento do número de colisões entre as partículas e da modelagem usada para a fase das partículas.

Figura 20 - Velocidade das partículas ao longo da parede circunferencial da tubulação em 30 segundos de escoamento para frações volumétricas de 10, 30 e 50 %, respectivamente.

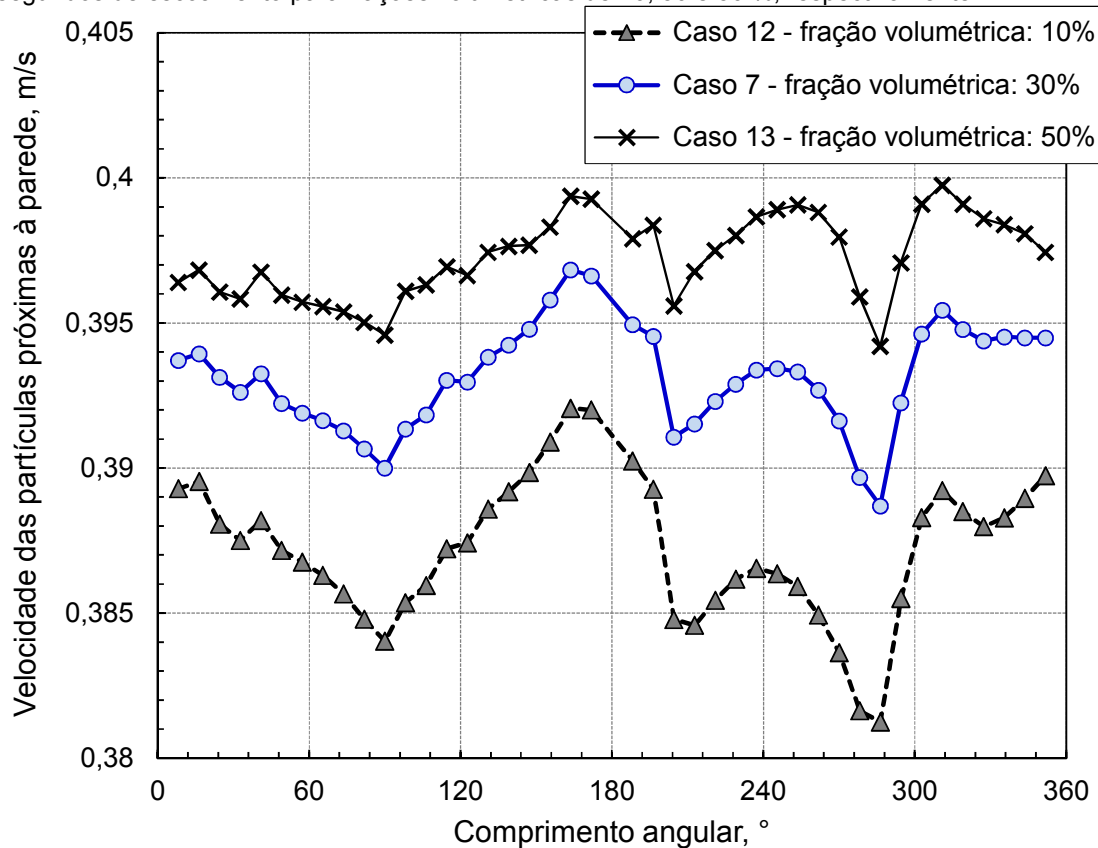
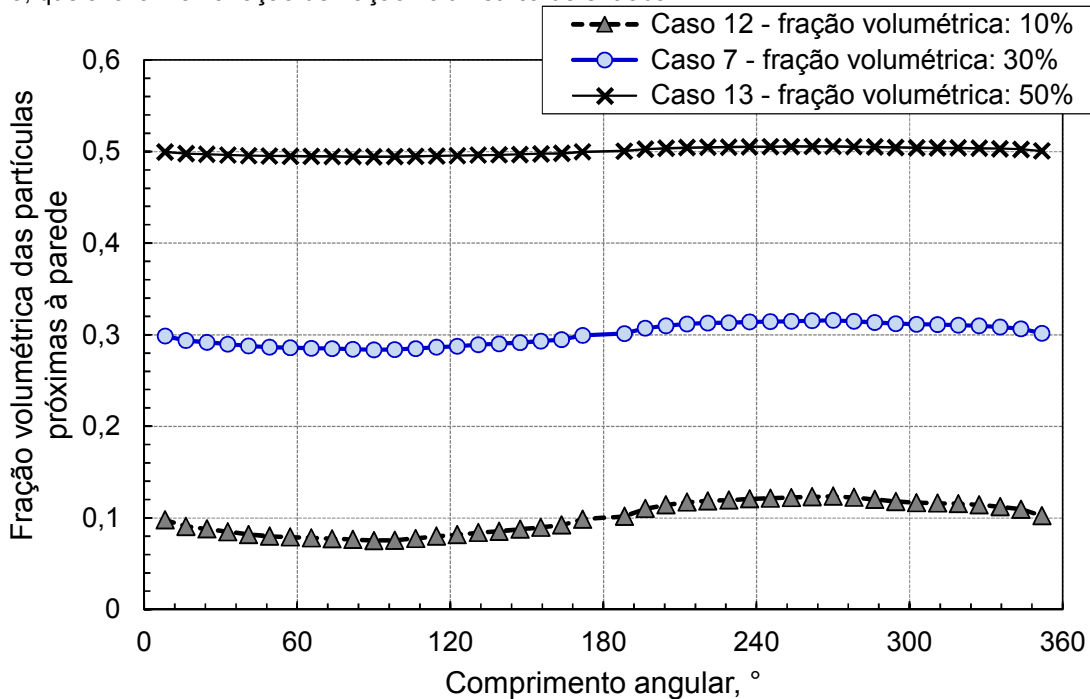


Figura 21 - Fração volumétrica das partículas ao longo da parede da tubulação para os casos 12, 7 e 13, que avaliam a variação de fração volumétrica de entrada.



A fração volumétrica das partículas (Figura 21) na região da parede da tubulação apresentou um comportamento cada vez mais linear à medida que se aumentou a fração volumétrica, esse comportamento pode ser devido ao transporte colisional durante as colisões, onde por causa do elevado número de partículas estas são carreadas por outras partículas.

A Tabela 12 mostra o custo computacional com o aumento da fração volumétrica de partículas na entrada da tubulação.

Tabela 11 - Tempo computacional requerido para resolver os casos 12, 7 e 13 da Tabela 1.

Casos	Caso 12: 10%	Caso 7: 30%	Caso 13: 50%
Tempo, h	40	40	125

De acordo com a Tabela 12, o caso com fração volumétrica de 50%, caso 13, demandou um alto custo computacional de, aproximadamente, 85 horas adicionais em relação aos casos com frações volumétricas de partículas de 30 e 10%, respectivamente casos 7 e 12. Portanto, ao ser injetado uma fração volumétrica de 30%, caso 7, é possível observar a deposição de partículas na região da parede inferior da tubulação (Figura 21) mediante um tempo computacional requerido viável para os computadores do Labsim.

7 CONCLUSÕES

Com o auxílio do *software* Ansys Fluent® atingiram-se os objetivos do trabalho ao simular a injeção de partículas em um duto horizontal mediante as abordagens Euler-Lagrange e Euler-Granular.

De acordo com os resultados, conclui-se que a modelagem do problema multifásico com alta concentração de partículas torna-se de difícil solução, uma vez que existem limitações de frações volumétricas entre as abordagens utilizadas. A abordagem Euler-Lagrange com o modelo DDPM, apesar do alto nível de detalhamento das informações e das análises obtidas da dinâmica do escoamento particulado, demanda um alto custo computacional, dificultando e em alguns casos inviabilizando a modelagem de escoamentos com altos valores de fração volumétrica de partículas. Já a abordagem Euler-Granular foi utilizada por ser mais apropriada para problemas envolvendo alta fração volumétrica de partículas, uma vez que as trajetórias das partículas não são incorporadas no processo de solução. Seu efeito é representado mediante um campo de probabilidade da existência das frações volumétricas de cada fase em determinada região do escoamento. No entanto, o método apresenta incertezas na modelagem quando os efeitos de interação entre as partículas são complexos.

Ainda destacam-se as seguintes conclusões:

- a) Para os parâmetros adotados nesta dissertação, observa-se que a partir de 30 segundos de escoamento a velocidade e a fração volumétrica das partículas na região próxima da parede não mais se alteram e são consideradas permanentes.
- b) a análise da influência da velocidade de entrada no processo de deposição e incrustação de partículas mostra que para velocidades relativamente baixas, como 0,1 m/s, as partículas decantam na região inferior da tubulação, uma vez que o escoamento não apresenta velocidade suficiente para distribuir as partículas para a região superior da tubulação, permitindo que ocorra uma forte influência da força gravitacional. Em contrapartida, a velocidade de 1 m/s pode ser considerada suficiente para a representação do fenômeno de deposição;

- c) em relação à influência da variação do diâmetro da partícula, concluiu-se que partículas de maior diâmetro, neste caso de 40 μm , apresentam uma possibilidade maior de deposição e uma provável incrustação de partículas;
- d) o aumento da rugosidade da parede da tubulação resulta no crescimento das taxas de deposição de partículas;
- e) a fração volumétrica das partículas igual a 30% pode ser considerado a melhor escolha para a observação do fenômeno de deposição a um tempo computacional requerido viável para os computadores utilizados.

Para trabalhos futuros sugere-se analisar a influência de outros parâmetros que podem alterar o processo de deposição e incrustação de partículas sólidas, como:

- a) as colisões entre as partículas com o método DEM;
- b) a temperatura do fluido produzido e dos arredores;
- c) a viscosidade do fluido.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ADAMCZYK, W. P.; KLIMANEK, A.; BIAŁECKI, R. A.; WEĆCEL, G.; KOZOŁUB, P.; CZAKIERT, T. **Comparison of the standard Euler–Euler and hybrid Euler–Lagrange approaches for modeling particle transport in a pilot-scale circulating fluidized bed.** *Particuology*, p. 129-137, 2014.

AL NASSER, W. N.; SHAIKH, A.; MORRISS, C.; HOUNSLOW, M. J.; SALMAN, A. D. **Determining kinetics of calcium carbonate precipitation by inline technique.** *Chemical Engineering Science*, p. 1381-1389. Elsevier, 2008.

ALMOHAMMED, N.; BREUER, M. **Modeling and simulation of agglomeration in turbulent particle-laden flows: A comparison between energy-based and momentum-based agglomeration models.** *Powder Technology*, v. 294, p. 373-402, 2016.

ANSYS Inc. **Advanced Multiphase Course.** Lecture 5: Particulate Flows. Release 15.0. 2014.

ANSYS Inc. **ANSYS Fluent Theory Guide.** Release 18.2, 2017a.

ANSYS Inc. **ANSYS Fluent User’s Guide.** Release 18.2, 2017b.

ARAUJO, W. R. de; PEREIRA NETO, A. T. ; TACIDELLI, A. R.; ALVES, J. J. N. Modelagem e simulação fluidodinâmica de um secador industrial de pvc usando a teoria cinética de fluxo granular, p. 11661-11668. In: **Anais do XX Congresso Brasileiro de Engenharia Química - COBEQ 2014 [Blucher Chemical Engineering Proceedings, v.1, n.2]**. São Paulo: Blucher, 2015.

BARBOSA, M. V.; DE LAI, F. C.; JUNQUEIRA, S. L. M. Simulação Numérica de Escoamento Particulado Aplicado ao Preenchimento de Canal Fraturado, p. 726-734. In: **Anais do XXXVII Congresso Brasileiro de Sistemas Particulados - ENEMP 2015 [Blucher Engineering Proceedings]**. São Paulo: Blucher, 2015.

BREUER, M.; ALMOHAMMED, N. **Modeling and simulation of particle agglomeration in turbulent flows using a hard-sphere model with deterministic collision detection and enhanced structure models.** *International Journal of Multiphase Flow*, v. 73, p. 171-206, 2015.

ÇENGEL, Y. A.; CIMBALA, J. M. **Mecânica dos Fluidos - Fundamentos e Aplicações.** 3. ed. Porto Alegre: AMGH, 2015.

COSMO, R. P. **Modelagem e simulação termodinâmica da precipitação da calcita em condições de poço.** 2013. 217 f. Dissertação (Mestrado em Energia) –

Programa de Pós-Graduação em Energia, Universidade Federal do Espírito Santo, São Mateus, 2013.

COWAN, J. C.; WEINTRITT, D. J. **Water-formed scale deposits**, Houston: Gulf Publishing Company, 1976.

DE LAI, F. C. **Simulação numérica do escoamento particulado para o preenchimento de canal fraturado**. 2013. 201 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica e de Materiais, Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, 2013.

ERGUN, S. **Fluid flow through packed columns**. Chemical Engineering Progress, v. 48, p. 89-94, 1952.

EROINI, V.; KAPUR, N.; NEVILLE, A.; EUVRARD, M. Preventing scale formation using modified surfaces. In: CORROSION CONFERENCE & EXPO 2011. NACE International, Houston, 2011. **Anais eletrônicos...** Disponível em: <<https://www.onepetro.org/conference-paper/NACE-11344>>. Acesso em 07 nov. 2017.

FLORIO, L. A. **Direct particle motion and interaction modeling method applied to simulate propellant burn**. Applied Mathematical Modelling, v. 37, n. 8, p. 5606-5626, 2013.

GIDASPOW, D.; BEZBURUAH, R.; DING, J. Hydrodynamics of circulating fluidized beds, kinetic theory approach in fluidization, In: VII ENGINEERING FOUNDATION CONFERENCE ON FLUIDIZATION, Brisbane, 1992. **Anais eletrônicos...** Disponível em: <<https://www.osti.gov/biblio/5896246-hydrodynamics-circulating-fluidized-beds-kinetic-theory-approach>>. Acesso em 03 out. 2017.

GOLDSCHMIDT, M. J. V.; BEETSTRA, R.; KUIPERS, J. A. M. **Hydrodynamic modelling of dense gas-fluidised beds: comparison of the kinetic theory of granular flow with 3D hard-sphere discrete particle simulations**. Chemical Engineering Science, v. 57, n. 11, p. 2059-2075, 2002.

GOODWIN, N.; GRAHAM, G. M.; ALBINO, E. H.; BHAVSAR, R. B.; PINTO, H. L.; BEZERRA, M. C. M. Minimizing Scale Deposition Through Surface Enhancement in Downhole Tools. In: OFFSHORE TECHNOLOGY CONFERENCE (OTC Brasil), Rio de Janeiro, 2013. **Anais eletrônicos...** Disponível em: <<https://www.onepetro.org/conference-paper/OTC-24530-MS>>. Acesso em 04 nov. 2017.

HAMID, S.; DE JESÚS, O.; JACINTO, C.; IZETTI, R.; PINTO, H.; DROGUETT, E.; EDWARDS, C.; CASSIDY, J.; ZHANG, H; DAGENAIS, P.; BATOCCHIO, M. A. P. **A Practical Method of Predicting Calcium Carbonate Scale Formation in Well Completions**. SPE Production & Operations, 2015.

JOHNSON, P. C.; JACKSON, R. **Frictional–collisional constitutive relations for granular materials, with application to plane shearing**. Journal of fluid Mechanics, v. 176, p. 67-93, 1987.

KU, K. S.; AN, C. H.; LI, K. C.; KIM, M. I. **An Eulerian model for the motion of granular material with a large Stokes number in fluid flow**. International Journal of Multiphase Flow, v. 92, p. 140-149, 2017.

LIMA, G. H.; DE LAI, F. C.; JUNQUEIRA, S. L. M. Numerical Simulation of Particulate Flow Over Heterogeneous Porous Media. In: IV JOURNEYS IN MULTIPHASE FLOWS (JEM 2017), São Paulo, 2017. **Anais eletrônicos...** Disponível em: <<http://eventos.abcm.org.br/jem2017/content/uploads/2017/03/JEM-2017-0034.pdf>>. Acesso em 06 nov. 2017.

LUN, C. K. K.; SAVAGE, S. B.; JEFREY D. J.; CHEPURNIY, N. **Kinetic theories for granular flow: inelastic particles in Couette flow and slightly inelastic particles in a general flowfield**. Journal of fluid mechanics, v. 140, p. 223-256, 1984.

OJANIEMI, U.; RIIHIMÄKI, M.; MANNINEN, M.; PÄTTIKANGAS, T. **Wall function model for particulate fouling applying XDLVO theory**. Chemical Engineering Science, v. 84, p. 57-69, 2012.

REIS, M. C.; HEß, J.; WANG, Y. Eulerian volume-averaged model and numerical simulations of reactive solid-liquid mixtures. In: AIChE ANNUAL MEETING, São Francisco, 2016. **Anais eletrônicos...** Disponível em: <<https://aiche.confex.com/aiche/2016/webprogram/Paper464232.html>>. Acesso em 06 nov. 2017.

SCHAEFFER, D. G. **Instability in the evolution equations describing incompressible granular flow**. Journal of differential equations, v. 66, n. 1, p. 19-50, 1987.

VAN DER HOEVEN, M. **Global energy trends: Focus on oil and gas**. International Energy Agency (IEA). In: INTERNATIONAL SEMINAR: “THE FUTURE OF ENERGY”, Cidade do México: [s.n.], 2012. Disponível em: <<https://pt.slideshare.net/internationalenergyagency/mexico-seminar>>. Acesso em: 06 nov. 2017.

VAZIRIAN, M. M.; CHARPENTIER, T. V. J.; PENNA, M. O.; NEVILLE, A. **Surface inorganic scale formation in oil and gas industry: As adhesion and deposition processes**. Journal of Petroleum Science and Engineering, v. 137, p. 22-32, 2016.

VIANA, M. C.; COSMO, R. P.; PEREIRA, F. D. A. R.; RIBEIRO, D. D. C.; MARTINS, A. L. Modelagem e simulação da incrustação de carbonato de cálcio em condições de poço. In: VI ENCONTRO NACIONAL DE HIDRÁULICA DE POÇO (ENAHPE), Rio Quente, 2015. **Anais eletrônicos...** Disponível em:

<<http://www.peteq.feq.ufu.br/Arquivos/trabalhos/OTR3.pdf>>. Acesso em 06 nov. 2017.